

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM SANEAMENTO,**  
**MEIO AMBIENTE E RECURSOS HÍDRICOS**

**ESTUDO DA INFLUÊNCIA DA QUANTIDADE DE**  
**LODO NA PRODUÇÃO DE BIOGÁS EM**  
**REATOR UASB TRATANDO ESGOTO**  
**DOMÉSTICO**

**Déborah de Freitas Melo**

**Belo Horizonte**  
**2015**

**ESTUDO DA INFLUÊNCIA DA QUANTIDADE DE  
LODO NA PRODUÇÃO DE BIOGÁS EM REATOR  
UASB TRATANDO ESGOTO DOMÉSTICO**

**Déborah de Freitas Melo**

**Déborah de Freitas Melo**

**ESTUDO DA INFLUÊNCIA DA QUANTIDADE DE  
LODO NA PRODUÇÃO DE BIOGÁS EM REATOR  
UASB TRATANDO ESGOTO DOMÉSTICO**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos da Universidade Federal de Minas Gerais, como requisito parcial à obtenção do título de Mestre em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos.

Área de concentração: Saneamento

Linha de pesquisa: Tratamento de águas residuárias

Orientador: Cláudio Leite de Souza

Belo Horizonte  
Escola de Engenharia da UFMG  
2015

Página com as assinaturas dos membros da banca examinadora, fornecida pelo Colegiado do Programa

## **AGRADECIMENTOS**

Agradeço primeiramente à Deus, por estar sempre presente em minha vida, abençoando cada passo dado e cada escolha feita.

Agradeço à minha mãe, amiga, companheira, porto-seguro. Minha mãe, para todas as horas.

Ao meu irmão, pela amizade e apoio durante toda essa caminhada acadêmica e pessoal.

Ao meu pai, que mesmo de longe, acompanhou e fez parte disso tudo.

Ao Lucas, por todo companheirismo, compreensão, amizade, amor, ensinamentos e ajudas sem limites, sendo fundamental em toda essa jornada.

Aos amigos do DESA, que me ajudaram em muitos momentos, com as disciplinas e dificuldades encontradas ao longo do projeto de pesquisa, além de proporcionarem inúmeros momentos de diversão. Aos amigos da salinha de pesquisa, por compartilharem diversos cafés e conversas fiadas, que tornavam o dia-a-dia mais leve.

À Suzi e ao Sr. Raimundo, que deram todo suporte para o desenvolvimento da pesquisa, sempre prontos para ajudar com boa vontade e dedicação.

Ao Professor Cláudio, por toda orientação, dicas e ensinamentos ao longo desse período. À Suzana, pela enorme ajuda com as coletas específicas.

À toda equipe de IC's envolvida nesse projeto. Ao Roberto, que contribuiu não somente no andamento da pesquisa, mas com muitos outros auxílios e conselhos.

Agradeço também, pelo suporte no desenvolvimento da pesquisa e na sua divulgação dada, à Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de Minas Gerais – FAPEMIG. Também importa agradecer a outras instituições: Financiadora de Estudos e Projetos – FINEP, Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior – CAPES, Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico – CNPq; Companhia de Saneamento de Minas Gerais – COPASA.

## RESUMO

O tratamento de esgotos domésticos pela via anaeróbia leva à formação de biogás, que pode ser aproveitado energeticamente. Porém, gestores de estações encontram dificuldades em estimar o quanto de biogás será produzido e quais as características desse gás, por não conhecer seu comportamento de produção. Outra dificuldade operacional, está relacionada com a partida dos reatores, sendo necessária a presença de micro-organismos adaptados ao efluente. Com o intuito de aprofundar o conhecimento nessa lacuna, este trabalho foi desenvolvido objetivando interpretar o comportamento da produção de metano, nas fases gasosa e líquida em reator UASB, avaliando a influência da quantidade de lodo no interior do mesmo. No primeiro objetivo específico, foram realizados dois ciclos de auto inoculação, para avaliar a evolução da biomassa presente com as produções de metano. Os resultados mostram que a auto inoculação de um reator UASB leva a produções satisfatórias de biogás próximo do dia 60, com produção de biogás em torno de 113 NL/dia, com concentração de metano de cerca de 68%<sub>v/v</sub>. As concentrações de metano dissolvido no efluente foram cerca de 17 mg/L, o que representou cerca de 30% do total de metano produzido. Obteve-se nos ciclos de auto inoculação uma carga biológica de 0,29 gDQO/gSTV.dia. O segundo objetivo específico focou na variação da quantidade de lodo do reator em duas fases: uma tendendo à massa máxima de lodo (fase 1) e outra tendendo à massa mínima (fase 2), para isso, realizando descartes periódicos de lodo. Os resultados apresentaram maior variabilidade na fase 1, tanto para produção volumétrica diária, quanto para a concentração de metano dissolvido no efluente. A produção de biogás na fase 1 foi de 114 NL/dia e na fase 2, de 87 NL/dia, valor significativamente menor que o da fase 1. As concentrações de metano no biogás foram de 69%<sub>v/v</sub> para a fase 1 e 63%<sub>v/v</sub> para a fase 2. O metano dissolvido no efluente apresentou concentrações de 22 mg/L para ambas as fases. As frações de metano na fase gasosa e na fase líquida não apresentaram diferenças significativas entre as fases. A idade do lodo foi de 86 dias na fase 1 e 55 dias na fase 2. Entende-se que a partir do estabelecimento da massa mínima necessária no reator, um aumento de lodo/biomassa não representa aumento significativo na qualidade do biogás gerado. Entretanto, descartes periódicos de lodo no reator, quando trabalhando próximos da massa mínima, promovem a diminuição da idade do lodo e o tornam menos concentrado. Assim, entende-se que os descartes periódicos de lodo seriam interessantes somente para os reatores que trabalham próximos de sua massa máxima.

**Palavras-chaves:** biogás, metano, metano dissolvido, lodo, auto inoculação.

## ABSTRACT

Treatment of domestic raw sewage through anaerobic leads to the formation of biogas, which can be harnessed as energy. However, the stations find it difficult to understand the behaviour of the production, so as to estimate how much biogas is produced and what the characteristics of that gas. Another operational difficulty is related to the start-up the reactors, requiring the presence of microorganisms adapted to the effluent. In order to deepen our knowledge of this gap, this research was developed to interpret the behaviour of methane production, both within the gas and liquid phases in a UASB reactor, evaluating the influence of the amount of sludge inside the reactor. For the first specific objective, there were two cycles of self inoculation to assess the evolution of this biomass to methane production. The results show that self-inoculating a UASB reactor leads to satisfactory yields close to day 60, with productions of biogas of around 113 NL/d, and a methane concentration of about 68% v/v. Methane concentrations dissolved in the effluent were about 17 mg/L, which represented about 30% of the methane produced. Was obtained in the inoculation cycles of self loading a biological 0.29 gCOD/gSTV.dia. The second specific objective focused on varying the amount of sludge reactor in two phases: one tending to maximum mass sludge reactor (phase 1) and the other, tending to minimum mass (phase 2). The results showed greater variability in stage 1, for both daily volume production, and for the methane dissolved in the effluent. The biogas production in phase 1 was 114 NL/day and in phase 2 of 87 NL/day, significantly lower than that of phase 1. The methane concentration in the biogas were 69% v / v for Phase 1 and 63% v / v to phase 2. The dissolved methane in the effluent showed median concentrations of 22 mg/L for both phases. The methane fractions in the gaseous phase and the liquid phase showed significant differences between the phases. The methane fractions in the gaseous phase and the liquid phase showed no significant differences between the phases. The sludge age was 86 days in phase 1 and 55 days in phase 2. It is understood that since the establishment of the minimum mass needed in the reactor, a sludge/biomass increase is not significant increase in the quality of the biogas generated. However, periodic discharges sludge in the reactor when working close to the minimum mass, promote the reduction of sludge age and become less concentrated. Thus, it is understood that the sludge periodic discharges would be interesting only for reactors working close to their maximum mass.

**Keywords:** biogas, methane, dissolved methane, sludge, self inoculation.

# SUMÁRIO

<b>LISTA DE FIGURAS.....</b>	<b>IV</b>
<b>LISTA DE TABELAS.....</b>	<b>VI</b>
<b>LISTA DE ABREVIATURAS.....</b>	<b>VII</b>
<b>1 INTRODUÇÃO.....</b>	<b>1</b>
<b>2 OBJETIVOS .....</b>	<b>4</b>
2.1 OBJETIVO GERAL .....	4
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	4
<b>3 REVISÃO DA LITERATURA.....</b>	<b>5</b>
3.1 FORMAÇÃO DE GASES EM PROCESSOS ANAERÓBIOS .....	5
3.2 PARTIDA DE REATORES UASB.....	12
3.3 LODO ANAERÓBIO EM REATORES UASB .....	17
3.4 CHOQUES HIDRÁULICOS E ORGÂNICOS EM REATORES UASB .....	20
3.5 INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA EM REATORES UASB .....	24
<b>4 MATERIAL E MÉTODOS .....</b>	<b>27</b>
4.1 ÁREA DE ESTUDO E APARATO EXPERIMENTAL .....	27
4.2 DELINEAMENTO EXPERIMENTAL.....	28
4.3 DESENVOLVIMENTO DO OBJETIVO ESPECÍFICO 1: PRODUÇÃO DE BIOGÁS EM REGIME DE AUTO INOCULAÇÃO.....	29
4.4 DESENVOLVIMENTO DO OBJETIVO ESPECÍFICO 2: PRODUÇÃO DE BIOGÁS EM REGIME DE MASSA MÁXIMA E MÍNIMA .....	30
4.5 AMOSTRAGENS E PROCEDIMENTOS ANALÍTICOS E DE MEDIÇÕES .....	31
4.6 TRATAMENTO DOS DADOS PRIMÁRIOS .....	36
4.7 METODOLOGIA DE BALANÇOS DE MASSA E CÁLCULOS DE PRODUÇÃO DE BIOGÁS.....	37
4.8 CÁLCULO DE MASSA MÍNIMA NO REATOR UASB.....	40
<b>5 RESULTADOS E DISCUSSÕES.....</b>	<b>42</b>
5.1 OBJETIVO ESPECÍFICO 1: PRODUÇÃO DE BIOGÁS EM REGIME DE AUTO INOCULAÇÃO.....	42
5.2 OBJETIVO ESPECÍFICO 2: PRODUÇÃO DE BIOGÁS EM REGIME DE MASSA MÁXIMA E MÍNIMA .....	57
5.2.1 Fase 1 - Massa máxima .....	58
5.2.2 Fase 2 - Massa mínima.....	64
5.2.3 Comparação entre fases .....	68
5.3 RESULTADOS FINAIS DOS OBJETIVOS ESPECÍFICOS 1 E 2 .....	77
<b>6 CONCLUSÕES .....</b>	<b>79</b>
6.1 OBJETIVO ESPECÍFICO 1 .....	79
6.2 OBJETIVO ESPECÍFICO 2 .....	80
<b>7 RECOMENDAÇÕES .....</b>	<b>81</b>
<b>8 REFERÊNCIAS.....</b>	<b>82</b>

## LISTA DE FIGURAS

Figura 4.1 – Foto do reator UASB piloto no Cepts .....	27
Figura 4.2 - Desenho esquemático para amostragem de lodo no reator UASB piloto .....	32
Figura 4.3 - Foto do gasômetro Ritter® (a) e da interface do software de medição de biogás Rígamo® (b) .....	34
Figura 4.4 - Foto do aparelho de análise de biogás Landtec® (a) e a tela de análise (b) .....	34
Figura 4.5 - Layout da configuração do aparato experimental - reator UASB piloto .....	35
Figura 4.6 - Ilustração das parcelas calculadas no balanço de DQO .....	37
Figura 5.1 - Série temporal da produção volumétrica de biogás nos ciclos de auto inoculação .....	42
Figura 5.2 – Box-plot da produção diária de biogás nos ciclos de auto inoculação .....	43
Figura 5.3 - Série temporal das concentrações de CH <sub>4</sub> no biogás nos ciclos de auto inoculação .....	44
Figura 5.4 - Série temporal das concentrações de CH <sub>4</sub> dissolvido no efluente nos ciclos de auto inoculação .....	45
Figura 5.5 - Box-plot dos dados de CH <sub>4</sub> nos ciclos de auto inoculação - (a) no biogás e (b) dissolvido no efluente .....	46
Figura 5.6 - Séries temporais das concentrações de CH <sub>4</sub> no biogás e dissolvido no efluente – (a) ciclo 1 e (b) ciclo 2 .....	46
Figura 5.7 - Vazão mássica de CH <sub>4</sub> total e CH <sub>4</sub> dissolvido ao longo dos ciclos de auto inoculação - (a) ciclo 1 e (b) ciclo 2 .....	47
Figura 5.8 - Evolução da massa de lodo (STV) no reator UASB piloto durante os ciclos de auto inoculação .....	49
Figura 5.9 – Evolução da relação STV/ST no reator UASB piloto durante a auto inoculação – (a) ciclo 1 e (b) ciclo 2 .....	50
Figura 5.10 - Produções de biogás obtidas X Produções de biogás calculadas .....	53
Figura 5.11 - Box-plot da temperatura durante os ciclos de auto inoculação .....	54
Figura 5.12 - Balanço de massa da DQO total afluyente convertida a metano – (a) ciclo 1 e (b) ciclo 2 .....	56
Figura 5.13 - Série temporal da evolução da massa de lodo no reator UASB - fase 1, massa máxima .....	59
Figura 5.14 - Produção diária de biogás - fase 1, massa máxima .....	62

Figura 5.15 - Série temporal de CH <sub>4</sub> presente no biogás e dissolvido no efluente - fase 1, massa máxima.....	63
Figura 5.16 - Série temporal da evolução da massa de lodo no reator UASB - fase 2, massa mínima .....	64
Figura 5.17 - Produção diária de biogás - fase 2, massa mínima .....	67
Figura 5.18 - Série temporal do CH <sub>4</sub> presente no biogás e dissolvido no efluente - fase 2, massa mínima .....	68
Figura 5.19 - Produção diária de biogás e TDH ao longo das fases operacionais 1 e 2 .....	69
Figura 5.20 - Box-plot da produção diária de biogás – fase 1 (massa máxima) e fase 2 (massa mínima).....	69
Figura 5.21 - Box-plot da vazão da temperatura ambiente – fase 1 (massa máxima) e fase 2 (massa mínima).....	70
Figura 5.22 - Box-plot dos dados de concentração de CH <sub>4</sub> nas fases 1 e 2 – (a) fase gasosa e (b) fase líquida .....	72
Figura 5.23 - Balanço de massa da DQO total afluente convertida a metano – (a) fase 1 e (b) fase 2 .....	73
Figura 5.24 - Crescimento do lodo e produção diária de biogás ao longo das fases 1 e 2 .....	74
Figura 5.25 - Box-plot dos dados de DQO efluente durante as fases 1 e 2– (a) concentração efluente e (b) eficiência de remoção .....	75

## LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 - Balanço de massa de DQO desenvolvido por Souza (2010).....	11
Tabela 3.2 - Valores para as constantes de Henry de CH <sub>4</sub> em função da temperatura.....	12
Tabela 4.1 - Condições operacionais do reator UASB ao longo dos ciclos de auto inoculação – ano 2014.....	28
Tabela 4.2 - Condições operacionais do reator UASB durante as fases 1 e 2 – ano 2015 .....	28
Tabela 4.3- Parâmetros de análise, tipo e método de amostragem e frequência de realização dos objetivos específicos 1 e 2.....	36
Tabela 4.4 - Dados adotados para cálculo de produção de biogás .....	38
Tabela 5.1 - Estatística descritiva da produção diária de biogás (NL/dia) .....	43
Tabela 5.2 - Estatística descritiva das concentrações de CH <sub>4</sub> .....	45
Tabela 5.3 - Parâmetros de cálculo e concentração de saturação de metano dissolvido nos ciclos de auto inoculação .....	48
Tabela 5.4 - Parâmetros de cálculo de massa mínima para o reator UASB piloto nos ciclos de auto inoculação .....	50
Tabela 5.5 - Massa mínima para o reator UASB piloto nos ciclos de auto inoculação.....	50
Tabela 5.6 - Parâmetros de cálculo para carga de DQO <sub>CH<sub>4</sub>_biogás</sub> e vazão de biogás para o reator UASB piloto nos ciclos de auto inoculação .....	52
Tabela 5.7 - Dados comparativos de produção de metano e biogás nos ciclos de auto inoculação .....	55
Tabela 5.8 - Parâmetros de cálculo para carga de DQO <sub>CH<sub>4</sub>_biogás</sub> e vazão de biogás para o reator UASB piloto na fase 1 – massa máxima .....	61
Tabela 5.9 - Parâmetros de cálculo para carga de DQO <sub>CH<sub>4</sub>_biogás</sub> e vazão de biogás para o reator UASB piloto na fase 1 – massa máxima .....	66
Tabela 5.10 - Tabela comparativa de parâmetros médios - fases 1 e 2 .....	76
Tabela 5.11 - Coeficientes de produção de biogás e metano.....	78

## LISTA DE ABREVIATURAS

- AGV – Ácidos graxos voláteis
- AME – Atividade metanogênica específica
- AMC – Atividade metanogênica de campo
- APM – *Archeas* produtoras de metano
- BRS – Bactérias redutoras de sulfato
- CePTS – Centro de Pesquisa e Treinamento em Saneamento
- COPASA – Companhia de Saneamento de Minas Gerais
- COV – Carga orgânica volumétrica
- DBO – Demanda bioquímica de oxigênio
- DQO – Demanda química de oxigênio
- DQO<sub>CH4</sub> – Demanda química de oxigênio convertida a metano
- ETE – Estação de tratamento de esgoto
- FID – Detector por ionização de chama
- GLP – Gás liquefeito de petróleo
- Hg - Mercúrio
- MG – Minas Gerais
- MJ – Mega joule
- pH – Potencial hidrogeniônico
- RC – Reator controle
- RM – Reator com semente de Moringa oleifera
- SS – Sólidos em suspensão

SST – Sólidos suspensos totais

ST – Sólidos totais

STV – Sólidos totais voláteis

TCD – Detector por condutividade térmica

TDH – tempo de detenção hidráulica

TWh – Tera Watt hora

UASB - *Upflow anaerobic sludge blanket* (Reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo)

UFMG – Universidade Federal de Minas Gerais

# 1 INTRODUÇÃO

Os processos anaeróbios para tratamento de esgotos domésticos vêm sendo amplamente estudados e utilizados por apresentarem algumas vantagens, como baixa produção de lodo, baixo consumo de energia, baixos custos de implantação e operação, pequenos requisitos de área e baixos tempos de detenção hidráulica, além da produção do biogás, que apresenta potencial de ser aproveitado energeticamente por possuir elevado poder calorífico (ABBASI; ABBASI, 2012; CHERNICHARO, 2007; KIDA; TANEMURA; SONODA, 1993; LETTINGA; REBAC, 2001). Dentre os processos anaeróbios para tratamento de águas residuárias, os reatores UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) se destacam no Brasil, principalmente, devido às condições climáticas favoráveis, que permitem uma boa operação do reator por conta da temperatura de trabalho dos micro-organismos atuantes (CHERNICHARO, 2007), não sendo necessária a utilização de energia complementar para aquecer o afluente, uma vez que a temperatura do esgoto doméstico permite a hidrólise suficientemente rápida de complexos orgânicos e sólidos suspensos (ZHANG *et al.*, 2013).

Assim, a produção de biogás em processos anaeróbios torna-se uma das principais vantagens do processo devido ao seu principal componente, o metano, possuir elevado poder calorífico, sendo, portanto, um gás passível de aproveitamento energético, o que, por outro lado, evitaria a liberação de gases de efeito estufa para atmosfera (ABBASI; ABBASI, 2012). Porém, Cakir e Stenstrom (2005) ressaltam que no tratamento anaeróbio existem limitações, como a liberação do metano dissolvido no efluente e o seu não aproveitamento energético na fase gasosa, que desfavorecem o uso da tecnologia, visto que o metano apresenta um potencial gerador de efeito estufa cerca de 25 vezes maior que o dióxido de carbono.

Assim, de acordo com Lettinga (1995), nos reatores UASB, ao invés de ocorrer o consumo de energia, há a produção de energia. Porém, caso não seja aproveitado ou gerenciado de maneira correta, a poluição contida nas águas é apenas transferida para a atmosfera, sendo que esta liberação descontrolada apresenta riscos ambientais (GUISASOLA *et al.*, 2008; NOYOLA; MORGAN-SAGASTUME; LÓPEZ-HERNÁNDEZ, 2006).

A composição do biogás gerado em reatores UASB varia de acordo com as condições presentes no seu interior, sendo razoavelmente uniforme quando o sistema opera em condições estáveis (Chernicharo, 2007). Entretanto, as rotas individuais envolvidas na formação de metano não estão completamente estabelecidas (Chernicharo, 2007).

No trabalho realizado por Possetti *et al.* (2011), verificou-se, a partir de medições em tempo real, que a produção de biogás segue, em geral, um comportamento diário padrão, verificado a partir de gráficos de série temporal dos dados. Com vazões máximas de produção de biogás entre meia noite e duas horas da madrugada e vazões mínimas entre meio dia e quatorze horas, sendo influenciada pela chuva e pelas características físico-químicas do esgoto bruto. Alcalinidade, pH, DBO, DQO e a vazão de esgoto descreveram comportamentos aparentemente correlacionáveis. Foi constatado também que o teor de metano presente no biogás foi de cerca de 60%, com desvio padrão de 4,5. Porém, os significados aprofundados dos dados encontrados e a correlação entre cada um dos parâmetros com a produção de biogás/metano ainda não são conhecidos. Ademais, apesar dos dados demonstrarem um comportamento padrão para ciclos diários, os autores salientam que a produção real obtida foi cerca de 53 % menor que a esperada, especulando que esse fato pode ser decorrente das perdas de metano dissolvido e das perdas de biogás por vazamento nas tubulações, mostrando novamente a dificuldade em se obter dados confiáveis para produções de biogás.

O aumento do uso da tecnologia de reatores UASB, motivados pelas suas consideráveis vantagens, sobretudo a produção de biogás e o seu aproveitamento energético, tem incentivado pesquisas que objetivam o entendimento da formação dos compostos do biogás e as suas frações nas fases gasosa e líquida, além de possíveis variações durante operação plena.

Segundo Pauss *et al.* (1990) é essencial que, para o entendimento da fase gasosa, as concentrações dos compostos sejam definidas também na fase líquida, devido às taxas de transferência de massa entre líquido-gás. Ressaltam, ainda, que devido às dificuldades das análises para fase líquida, com medições precisas, são poucos os dados consistentes na literatura, principalmente, para o tratamento de esgotos domésticos, os quais apresentam baixas concentrações de matéria orgânica e, conseqüentemente, menor produção volumétrica de metano.

Sendo assim, para a viabilização de plantas de aproveitamento desse recurso energético gerado nas ETEs é necessário que se conheça o comportamento da produção de biogás. Assim, a utilização dos reatores UASB para o tratamento de esgotos domésticos com vistas ao aproveitamento energético é ainda um desafio. Dessa forma, para torná-los fonte efetiva de produção de energia no tratamento de esgotos domésticos, se fazem necessários estudos das

variáveis que interferem na dinâmica de formação do biogás produzido, em quantidade e em qualidade, para que o processo seja viável técnica e financeiramente.

Assim, considerando que uma das grandes dificuldades de estações de tratamento de esgoto é lidar com a baixa produção de metano e a instabilidade da sua produção (CHEN; CHENG; CREAMER, 2008), o presente trabalho visa contribuir para o entendimento da dinâmica de formação do biogás em reatores UASB tratando esgoto doméstico, em diversas situações, a fim de aprofundar as possibilidades de gerenciamento e aproveitamento do mesmo.

## **2 OBJETIVOS**

### **2.1 *Objetivo geral***

Avaliar as características quantitativas e qualitativas do biogás produzido em reatores UASB tratando esgoto doméstico, relacionando com variáveis de influência nessa produção, sobretudo a quantidade de lodo.

### **2.2 *Objetivos específicos***

1. Avaliar a evolução da produção de metano e biogás em reator UASB piloto desde a partida sem inóculo até atingir valores de produção relativamente estáveis.
2. Avaliar a produção diária de biogás, quantitativa e qualitativamente, em reator UASB submetido a quantidade de lodo próxima da massa máxima e da massa mínima.

### 3 REVISÃO DA LITERATURA

#### 3.1 Formação de gases em processos anaeróbios

Na digestão anaeróbia a degradação da matéria orgânica ocorre na ausência de oxigênio pelas bactérias e micro-organismos anaeróbios ou aeróbios facultativos. Nesse processo, compostos orgânicos são transformados em substâncias mais simples, que são, por sua vez, metabolizadas, formando uma mistura gasosa, denominada biogás.

O biogás é, então, um gás resultante da digestão anaeróbia da matéria orgânica. Sua composição varia de acordo com as características do material digerido e, também, das condições do processo, como temperatura, acidez, umidade, entre outros. Em termos gerais, a mistura gasosa é composta por metano, dióxido de carbono, nitrogênio, hidrogênio, oxigênio e gás sulfídrico (MAGALHÃES, 1986).

Segundo Prati (2010) diversos fatores da digestão anaeróbia podem influenciar na formação do biogás, como: natureza do substrato, composição do substrato, pH, temperatura.

Em linhas gerais, a conversão anaeróbia produz relativamente pouca energia, sendo baixa a taxa de crescimento das *Archeas* metanogênicas. Balanços de massas realizados têm mostrado que apenas cerca de 20% da matéria orgânica de entrada no processo é convertida em novas células (LOBATO; CHERNICHARO; SOUZA, 2012).

A microbiologia envolvida no processo da digestão anaeróbia consiste em etapas sequenciais e complexas. A digestão inicia-se com a hidrólise, com atuação de bactérias fermentativas hidrofíticas, responsáveis pela conversão de orgânicos complexos em orgânicos simples, ou seja, transformação de material particulado em material dissolvido, os quais podem ser assimilados pelas bactérias (CHERNICHARO, 2007).

A hidrólise em geral, é uma etapa lenta, sendo influenciada por diversos fatores, como temperatura operacional do reator, tempo de residência da matéria orgânica, composição do substrato, tamanho das partículas, pH do meio, concentração de  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  e também pela concentração de produtos da hidrólise, como os ácidos orgânicos voláteis (CHERNICHARO, 2007).

Depois, na acidogênese, bactérias fermentativas acidogênicas promovem a conversão dos compostos formados na etapa anterior em ácidos orgânicos, como propionato e butirato, além de CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub> e novas células bacterianas (CHERNICHARO, 2007).

Na etapa posterior, acetogênese, bactérias sintróficas acetogênicas transformam os ácidos orgânicos em H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> e acetato. São denominadas sintróficas por dependerem da atividade de micro-organismos consumidores de hidrogênio. Porém, a produção de acetato resulta em uma grande quantidade de H<sub>2</sub>, fazendo com que o pH do meio decresça. Além disso, a produção de acetato a partir do propionato e butirato é inibida por baixas concentrações de hidrogênio dissolvido e de acetato (CHERNICHARO, 2007).

O hidrogênio formado pode ser consumido pelas bactérias acetogênicas consumidoras de hidrogênio para formação de acetato, ou pelas metanogênicas hidrogenotróficas, para formação de metano e dióxido de carbono. Já o acetato é utilizado pelas *Archeas* metanogênicas acetoclásticas para formação de metano e dióxido de carbono, rota responsável por cerca de 60 a 70% da produção total de metano (Lettinga, 1995; Chernicharo, 2007).

Uma rota metabólica alternativa no processo da digestão anaeróbia é a sulfetogênese, que está relacionada a presença de H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> e acetato, que podem ser utilizados pelas bactérias redutoras de sulfato para formação de H<sub>2</sub>S e CO<sub>2</sub> (CHERNICHARO, 2007).

Dessa forma, as bactérias redutoras de sulfato são competidoras diretas das *Archeas* metanogênicas por substrato. A concentração de sulfato no meio é que determina qual será o processo predominante na utilização do hidrogênio e do acetato.

As *Archeas* metanogênicas são sensíveis a variações de temperatura, ao pH e as substâncias tóxicas.

O nitrogênio presente no biogás é proveniente das suas frações dissolvidas no esgoto bruto, vindas à maioria das vezes, através da alimentação. A menor concentração de CO<sub>2</sub> indica que a maior parte desse composto permanece no efluente como íons de bicarbonato (AGRAWAL; HARADA; OKUI, 1997).

A concentração de nitrogênio no biogás pode variar de 10% a 20%, sendo que essa elevada fração se deve ao N<sub>2</sub> dissolvido no esgoto que, posteriormente, é transferido para a fase

gasosa (AGRAWAL; HARADA; OKUI, 1997; NOYOLA; MORGAN-SAGASTUME; LÓPEZ-HERNÁNDEZ, 2006). Segundo van Haandel e Lettinga (1994), devido à essa alta fração de nitrogênio presente no biogás gerado a partir de esgoto doméstico, a utilização desse gás para fins automotivos não é adequada, uma vez que sua remoção não é possível por meios simples.

Fernandes Neto *et al.* (2013) avaliando também correlações do biogás produzido em estações de tratamento por reatores UASB verificaram que a produção do mesmo é diretamente influenciada pela vazão de entrada na estação e da remoção de matéria orgânica.

Rasi, Veijanen e Rintala (2007) avaliaram a produção de biogás a partir de diferentes substratos, como em plantas de aterro sanitário, resíduos agrícolas e também lodo de estação de tratamento de esgoto e, constataram que a produção de biogás apresenta grandes variações entre as plantas, principalmente no que diz respeito a concentração dos gases presentes, devendo este fator ser levado em consideração quando se planeja uma planta de aproveitamento para o biogás.

### ***Formação de metano***

O gás metano é um gás de elevado poder calorífico, o que confere ao biogás as características de um gás combustível, de forma que quanto maior a concentração de metano presente mais puro é o biogás e maior é o seu poder calorífico (MAGALHÃES, 1986).

O poder calorífico médio do biogás é em torno de 4.000 kcal/m<sup>3</sup>. A título de comparação, o poder calorífico superior do gás liquefeito do petróleo (GLP) é em torno de 25.876 kcal/m<sup>3</sup>, considerando a temperatura de 15,5 °C e 760 mm de Hg, em uma mistura de 50% de propano e 50% de butano (MAGALHÃES, 1986).

Segundo Noyola; Morgan-Sagastume e López-Hernández (2006) o poder calorífico mínimo do biogás é de 21,5 MJ/m<sup>3</sup>, quando a concentração de metano é de 60%. Os autores salientam ainda que o biogás não é passível para queima quando a concentração de CO<sub>2</sub> é maior que 75%.

Sabe-se que a metanogênese pode ocorrer por duas vias: a acetogênica e a hidrogenotrófica. Segundo Chernicharo (2007) a via acetoclástica é responsável pela formação de cerca de 60 a

70% de toda a produção de metano. Restando para a via hidrogenotrófica apenas cerca de 30% da produção de metano (CHERNICHARO, 2007; VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994).

### ***Metano dissolvido no efluente***

No trabalho realizado por Agrawal, Harada e Okui (1997), do total de metano produzido, foi estimado que cerca de 50% estaria dissolvido no efluente. De acordo com os pesquisadores, não somente o TDH, mas também a concentração de matéria orgânica afluenta influencia na perda de metano.

De acordo com Noyola, Morgan-Sagastume e López-Hernández (2006), tratamentos anaeróbios não devem ser considerados como produtores de energia, a menos que uma quantidade satisfatória de gás passível de aproveitamento seja gerada, uma vez que grande parte do metano formado permanece dissolvido no efluente, segundo os autores, mais que 50%.

Segundo Sanz e Polanco (1989) *apud* Agrawal, Harada e Okui (1997), a 20 °C, a perda de metano dissolvido aumenta de 33 a 66 % quando DQO afluenta é reduzida de 400 para 200 mg/L. Porém, Agrawal, Harada e Okui (1997) salientam que em outro trabalho realizado encontraram perdas de metano dissolvido de 30 e 50 % no efluente, para uma DQO afluenta de 500 e 300 mg/L, respectivamente.

No trabalho recente realizada por Matsuura *et al.* (2015), em um reator UASB escala piloto, de 155 L, tratando esgoto doméstico, com DQO afluenta entre 200-500 mg/L, e temperatura ambiente entre 10-28 °C, a parcela de metano que permaneceu dissolvido no efluente variou entre 46-68% do total de metano produzido, dependente da temperatura. Bandara *et al.* (2012) também confirmaram a influência da temperatura na concentração de metano dissolvido no efluente.

Segundo Matsuura *et al.* (2015) a quantidade de metano dissolvido no efluente depende ainda da pressão parcial de metano no biogás, da temperatura e do seu grau de supersaturação no meio líquido.

Segundo van Haandel e Lettinga (1994), além da perda de metano dissolvido, há também a perda de metano para a atmosfera, a qual depende do tamanho da superfície e da presença ou não de uma cobertura hermética da superfície do reator. Estimam que, devido a essas perdas, a produção de metano na fase gasosa é bem menor que a prevista em considerações estequiométricas, podendo as perdas estar na faixa de 20 a 50% da produção teórica de metano.

Considerando que a perda de metano dissolvido no efluente é significativa e sendo o esgoto doméstico um substrato de baixa concentração de matéria orgânica, ou seja, baixa potencialidade para produção de biogás, a atratividade do tratamento anaeróbio por gerar energia para aproveitamento fica comprometida, uma vez que a energia fica subutilizada (AGRAWAL; HARADA; OKUI, 1997).

Cakir e Stenstrom (2005) estimam que, tratando águas residuárias com concentração de matéria orgânica menor que 700 mg/L, a emissão de CO<sub>2</sub>, devido à grande parcela de metano que permanece dissolvido no efluente, acaba sendo maior do que se o efluente fosse tratado por via aeróbia.

No trabalho realizado por Singh, Harada e Viraraghavan (1996), tratando esgoto sintético, com DQO afluente entre 300-500 mg/L, em um reator UASB piloto, a temperatura entre 20-35 °C, variando-se o TDH em 4, 3 e 6 h, a eficiência de remoção de DQO total variou entre 83-88%, foi obtido uma produção de biogás com um teor de metano entre 66-75% e cerca de 28-39% de metano compreendido na fase gasosa. Nesse experimento, Singh, Harada e Viraraghavan (1996) avaliaram diferentes condições operacionais, sendo que para as condições avaliadas, quanto menor a carga orgânica aplicada, menor a produção de metano e também menor a fração de metano dissolvido. E, quanto menor o TDH, maiores são as produções de metano nas fases gasosa e dissolvida.

De acordo com Pauss *et al.* (1990), o menor TDH e, a baixa produção de gás, contribuem para que a perda de metano dissolvido no efluente seja ligeiramente maior que a fração que escapa para a fase gasosa. Porém, o autor salienta que a elevada quantidade de gás metano dissolvido na fase líquida é uma importante consequência da sua baixa transferência de massa entre as fases líquida e gasosa.

Segundo Souza (2010), avaliando a produção de metano dissolvido em diferentes reatores, operando com TDH's de 5h e 7h, verificou-se que as concentrações de metano dissolvido foram relativamente maiores quando foram aplicados TDH's mais elevados. Tais valores foram comprovados estatisticamente. Os valores de metano dissolvido variaram de, aproximadamente, 10 mg/L a 26 mg/L e, em termos de mediana, de 17 a 22 mg/L.

Chernicharo (2007) apresenta uma metodologia simplificada para o cálculo da produção de metano e de biogás, baseando-se na concentração afluente de DQO, vazão e eficiência de remoção da estação de tratamento, conforme demonstrado na Equação 3.1.

$$DQO_{CH_4} = Q \times (S_0 - S) - Y_{obs} \times Q \times S_0 \quad (\text{Equação 3.1})$$

Onde:

$DQO_{CH_4}$  = carga de DQO convertida em metano (kgDQO<sub>CH4</sub>/dia)

Q = vazão de esgoto afluente (m<sup>3</sup>/dia)

S<sub>0</sub> = concentração de DQO afluente (kgDQO/m<sup>3</sup>)

S = concentração de DQO efluente (kgDQO/m<sup>3</sup>)

Y<sub>obs</sub> = coeficiente de produção de sólidos no sistema, em termos de DQO

Assim, efetua-se a conversão da massa de metano produzida (em kgDQO<sub>CH4</sub>/dia) para produção volumétrica (em m<sup>3</sup>CH<sub>4</sub>/dia), a partir das Equações 3.2 e 3.3.

$$Q_{CH_4} = \frac{DQO_{CH_4}}{f(t)} \quad (\text{Equação 3.2})$$

Na qual:

Q<sub>CH4</sub> = produção volumétrica de metano (m<sup>3</sup>/dia)

f(t) = fator de correção para a temperatura operacional do reator (kgDQO/m<sup>3</sup>)

$$f(t) = \frac{P \times K_{DQO}}{R + (273,15 + T)} \quad (\text{Equação 3.3})$$

Na qual:

P = pressão atmosférica (1 atm)

K<sub>DQO</sub> = DQO correspondente a um mol de CH<sub>4</sub> (64 gDQO/mol)

R = constante dos gases (0,08206 atm.L/mol.K)

T = temperatura operacional do reator (°C)

Assim, uma vez obtida produção teórica de metano, pode-se calcular a produção teórica de biogás, a partir do teor esperado de metano no mesmo, como mostrado na Equação 3.4.

$$Q_{biogás} = \frac{Q_{CH_4}}{C_{CH_4}} \quad (\text{Equação 3.4})$$

Onde:

$Q_{biogás}$  = produção volumétrica de biogás (m<sup>3</sup>/dia)

$Q_{CH_4}$  = produção volumétrica de metano (m<sup>3</sup>/dia)

$C_{CH_4}$  = concentração de metano no biogás (%)

Entretanto, a metodologia proposta por Chernicharo (2007) leva a uma produção de biogás superestimada, bastante diferente do que se encontra nas estações de tratamento de esgoto, justamente por não se levar em consideração as parcelas de DQO utilizadas para a redução do sulfato e também para produção do metano que permanece dissolvido no efluente.

Souza (2010) desenvolveu balanços de massa para reatores UASB tratando esgotos domésticos, onde contemplou todas as rotas de conversão da DQO afluente, considerando a DQO utilizada para produção celular, para redução do sulfato, para produção de metano, inclusive o metano que permanece dissolvido no efluente e também a parcela de DQO que sai com o efluente. A Tabela 3.1 mostra as parcelas responsáveis pelo consumo da DQO afluente em um reator UASB tratando esgoto doméstico, com TDH de 7h.

**Tabela 3.1** - Balanço de massa de DQO desenvolvido por Souza (2010)

Parcelas de DQO	Balanço de DQO (%)
Afluente	100
Efluente solúvel	19,3
Lodo	Efluente 10,2
	Retido 10,3
CH <sub>4</sub>	Biogás 27,2
	Dissolvido 16,7
Sulfato redução	4,7

Segundo o autor, em um reator UASB trabalhando com TDH de 7 h, do total de DQO aplicada, apenas 44% é utilizada para conversão de metano, sendo que desse valor, apenas 62% do metano produzido permanece na fase gasosa, ou seja, 38% do metano produzido permanece dissolvido no efluente. Em relação à DQO total afluente, tem-se que apenas 27% é convertida em metano na fase gasosa e, 17% é convertida em metano que permanece dissolvido no efluente.

Em seu trabalho, Souza (2010) reporta concentrações de metano dissolvido supersaturadas no meio líquido, entre 1,37 e 1,67. A concentração de saturação é dada a partir da constante da Lei de Henry, sobre a solubilidade dos gases, que diz que a concentração de determinado gás presente no meio líquido é diretamente proporcional a pressão que esse mesmo gás exerce acima do líquido. O valor da concentração de saturação de um gás no meio líquido pode ser obtido conforme mostra a Equação 3.5.

$$C_{\text{equil}} = K_H \cdot P_{\text{gás}} \quad (\text{Equação 3.5})$$

Onde:

$C_{\text{equil}}$  = concentração do gás dissolvido no líquido em equilíbrio (mg/L),

$P_{\text{gás}}$  = pressão parcial do gás acima do líquido (atm), e

$K_H$  = constante da lei de Henry para um gás em uma dada temperatura (mg/Latm).

Perry e Chilton (1973) apresentam os valores da constante da Lei de Henry para o gás metano em várias temperaturas, mostradas na Tabela 3.2.

**Tabela 3.2** - Valores para as constantes de Henry de CH<sub>4</sub> em função da temperatura

T (°C)	K <sub>H</sub> (mg/Latm)
0	39,7
5	34,3
10	29,9
15	26,4
20	23,6
25	21,5
30	19,8
35	18,3
40	17,1
45	16,1
50	15,4

Fonte: Perry e Chilton (1973)

Assim, uma vez calculada a concentração de saturação do gás no meio líquido, compara-se com o valor encontrado para se obter o grau de saturação.

### 3.2 Partida de reatores UASB

Nos reatores anaeróbios, a etapa de partida é determinante para o bom funcionamento e operação do mesmo, uma vez que a presença de micro-organismos adaptados favorecerá a remoção da matéria orgânica com maior eficiência. Contudo, é ainda uma dificuldade das

estações de tratamento de esgotos a promoção de uma partida satisfatória nos reatores, devido ao possível longo período necessário para o crescimento e adaptação dos micro-organismos, conforme reportado em diversas literaturas (CHERNICHARO, 2007; KALOGO; J. M. MBOUCHE; VERSTRAERTE, 2001; VISSER; GAO; LETTINGA, 1993).

De acordo com Chernicharo e Borges (1996), a partida de reatores pode ocorrer de três formas: com inóculo adaptado ao efluente, o que promove uma partida rápida e eficiente; com inóculo não adaptado, o que requer um período de aclimatação dos micro-organismos; ou sem utilização de inóculo, que é então, considerada a forma mais desfavorável, pois nessas condições, o crescimento e a adaptação dos micro-organismos são ainda mais demorados, podendo demorar de 4 a 6 meses.

Sobretudo, cabe ainda ressaltar que, mesmo quando se opta por realizar a inoculação do reator, esse processo deve seguir uma série de procedimentos e monitoramentos de parâmetros, além de uma rotina operacional adequada, a fim de garantir o seu sucesso (Chernicharo, 2007).

Com isso, a prática de se inocular um reator com lodo anaeróbico de outro reator que já esteja em operação tem se tornado prática frequente nas estações. Porém, muitas vezes é também uma prática limitada, devido à necessidade de grandes quantidades de lodo, o que encarece o transporte.

Nesse entrave, pesquisas tem avançado no sentido de se estudar melhor o processo da auto inoculação de reatores, considerando que, apesar do elevado tempo para crescimento da biomassa, pode apresentar algumas vantagens.

Grin *et al.* (1983) *apud* Barbosa e Sant'anna Jr. (1989) avaliaram a viabilidade de se auto inocular um reator UASB, quando tratando esgotos domésticos, a condições de temperatura entre 19-23 °C, com TDH entre 24-40 h. Observaram que após 3-4 meses a remoção de DQO foi de 60%, aumentando gradualmente para 75% depois de 5-6 meses, evidenciando a possibilidade de se iniciar um reator UASB sem inóculo para tratar esgotos domésticos sob condições de temperatura  $\geq 20$  °C.

Barbosa e Sant'anna Jr. (1989) estudaram a autoinoculação em um reator UASB de 120 litros, TDH de 4h, recebendo esgoto doméstico com temperatura entre 19-28 °C e DQO média de

627 mg/L, onde cerca de 75% dos materiais orgânicos presentes estavam na forma suspensa. Após 4 meses de operação, observaram que as etapas de inoculação e aclimação tinham sido concluídas. A eficiência de remoção de DBO foi de 78%, de DQO de 74% e de SST de 72%. Foi observada ainda uma produção de biogás de 80 NL/kgDQO aplicada, com um teor de metano de 69%. Porém, os autores ressaltam que os mecanismos físicos de retenção de matéria orgânica não dissolvida no reator assumiram papel importante no sistema investigado, uma vez que a taxa de biodegradação da matéria orgânica não dissolvida foi reduzida, promovendo efeitos diretos sobre a produção de gás. A elevada retenção de sólidos e a lenta degradação da matéria orgânica não dissolvida levaram ainda a um excesso de produção de lodo.

Álvarez *et al.* (2006) obtiveram em seus experimentos resultados que comprovaram que reatores inoculados com lodo primário e reatores sem inóculo apresentaram desempenhos aceitáveis, um com 75 e outro com 120 dias, respectivamente, considerando que a remoção de SST função é possivelmente influenciada tanto da concentração de SST do lodo quanto da concentração do afluente e a remoção de DBO é função da atividade metanogênica do lodo e a DQO função das remoções de SST e DBO.

Ao utilizar inóculo adaptado, Álvarez *et al.* (2006) obtiveram de fato um melhor desempenho de remoção de SST, em apenas três semanas, porém, a atividade metanogênica do lodo não melhorou, resultando em elevadas concentrações de AGV no efluente.

Trabalhando com um reator UASB de 18 m<sup>3</sup>, COV de 1,3 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia e TDH variando entre 16 h, 12 h e 8 h, Oliva *et al.* (1997) obtiveram sucesso na partida do reator sem inóculo após 4 meses, estando a eficiência de remoção já acima de 70%. Esperava-se um menor tempo para a partida, porém, os resultados foram atribuídos à variação qualitativa do afluente, proveniente de uma ETE.

Em outro trabalho, realizada por Chernicharo e Borges (1996), um reator UASB 477 m<sup>3</sup> foi inoculado com 16 m<sup>3</sup> de lodo de digestor anaeróbio de ETE de cervejaria, o qual possuía concentração de 14 gSV/L. Após a partida, em 2 semanas de operação foi encontrado o valor de COV de 1,25 kgDQO/m<sup>3</sup>. A partir desse trabalho os autores afirmam que é possível obter a partida de um reator em um período de duas a três semanas inoculando o reator com quantidade de lodo inferior a 4% do volume do reator.

Pierotti (2007) também avaliou o processo de auto inoculação de um reator UASB de 117 m<sup>3</sup> e, trabalhando com TDH de 6 horas, após a partida, obteve uma COV de 1,74 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia, porém, a eficiência de remoção de DQO foi muito baixa (12%), fato que os autores relacionaram à ocorrência de digestão incompleta no reator, onde a matéria orgânica em suspensão estava possivelmente sendo dissolvida, mas não ainda convertida a metano e dióxido de carbono, uma vez que se observou aumento de DQO filtrada e de STD no efluente. Em relação a DQO filtrada, a mesma representou em média 60% da DQO efluente, mostrando que a remoção física prevalecia em relação a biológica.

Apesar de alguns estudos já indicarem as vantagens e a viabilidade de se realizar a auto inoculação, há poucos relatos na literatura que associem os tipos de partida de reatores à produção de biogás nos mesmos.

Exatamente a produção de biogás nos reatores anaeróbios deve ser entendida como um fator tão importante quanto à eficiência de remoção de matéria orgânica no reator, uma vez que o biogás (metano e gás carbônico) é produzido pelas *Archeas* metanogênicas, que são micro-organismos mais sensíveis que as bactérias acidogênicas e com menor taxa de crescimento, com isso, a diminuição ou paralisação da produção de biogás pode ser um indicativo claro e rápido de desequilíbrios ambientais e/ou entre as populações microbianas. Ademais, uma vez que a produção de biogás/metano é decorrente da degradação da matéria orgânica pela biomassa presente, a formação dos gases possivelmente será afetada conforme a quantidade de biomassa presente no reator, seja no momento de inoculação do lodo ou no decorrer da operação do reator diante dos seus descartes periódicos.

No seu trabalho, Pierotti (2007) também se propôs a analisar a composição do biogás, em termos de metano, gás carbônico e nitrogênio, por meio de cromatografia gasosa. A quantificação do volume de biogás não pôde ser realizada, primeiramente, por dificuldades operacionais de disponibilidade de equipamentos para esse fim e, por notar-se que a quantidade que chegava de gás no momento da coleta para a análise da composição era muito pequena, o que desencorajou a equipe a realizar investimentos em aparelhagem para a medição.

Por fim, em sua análise da composição do biogás Pierotti (2007), também não obteve sucesso, uma vez que as leituras ficaram abaixo dos limites de detecção da curva do aparelho de

leitura, além da baixa produção de biogás (cerca de 10% do esperado) e de possíveis vazamentos ocorridos durante o transporte do material coletado na ETE até o local de análise.

Em trabalho realizado por Kalogo, M.Bouche e Verstraete (2001), realizando a auto inoculação em um reator em escala laboratorial, no período de 1 a 54 dias verificou-se a produção de biogás, porém, em quantidades insuficientes para se coletá-lo na linha de gás, com eficiências de remoção de 65% de DQO e de 73% de SS. Até o dia 94, o biogás era produzido, mas sem ainda ser mensurado, tendo sido ainda verificado um aumento da quantidade de ácidos presentes e queda do pH, o que indicava a ocorrência da acidogênese, fase anterior à metanogênese. A partir do dia 95 houve o aumento do pH, o consumo dos ácidos graxos voláteis e então, a partir do dia 104, o biogás passou a ser recuperado na linha de gás. No primeiro mês, porém, era composto, predominantemente por CO<sub>2</sub>, com 51%. Desde então, até o final do experimento, no dia 154, o metano compunha 70% do biogás produzido, com uma taxa de produção de 70 mL/gDQO aplicada ou, 107 mL/gDQO removida, valor cerca de 5 vezes menor que a produção teórica, de 500 mL/gDQO removida, verificando ainda que, do total de DQO removida pelo reator, apenas 21% foi convertida a biogás. Para a grande discrepância dos valores encontrados quando contrastados com a literatura os autores não atribuíram uma explicação. Salienta-se que essa diferença pode estar relacionada a diversos fatores, como a perda de metano dissolvido e a ineficiência dos métodos de coleta e medição de vazão de biogás.

Com o trabalho, Kalogo, M.Bouche e Verstraete (2001) concluíram que a auto inoculação é sim um processo viável, uma vez que a presença de micro-organismos anaeróbios e anaeróbios facultativos no esgoto bruto favorece o processo, levando a elevadas eficiências de remoção de DQO e SS, porém, apresenta conversão biológica lenta, o que leva a uma grande discrepância entre DQO removida e biogás recuperado. Para isso, os pesquisadores sugeriram que o processo de auto inoculação devesse ser otimizado, seja por meios de retenção de micro-organismos no reator ou pelo fornecimento de co-substratos no reator.

Em outro trabalho realizado por Kalogo, M'Bassiguié Séka e Verstraete (2001) dois reatores UASB foram analisados, dando partida sem inóculo. Um reator como controle (RC) e outro que recebeu extrato de semente de Moringa oleifera (RM) para avaliar a sua influência no processo de auto inoculação, uma vez que ela é capaz de melhorar a coagulação e sedimentação das partículas, aumentando a matéria orgânica no reator. Os resultados

mostraram que a adição do extrato da semente em RM levou a um melhor desempenho quando comparado com RC, uma vez que teve um período de arranque biológico menor em 20%, aumentou a atividade acidogênica e anaeróbia em 2,4 e 2,2 respectivamente, aumentou a produção de biogás em 1,6 vezes, além de favorecer o crescimento rápido do leito de lodo e permitir a agregação de bactérias cocóideas e crescimento de núcleos microbianos, que são precursores de granulação anaeróbia.

A quantidade mínima de lodo/micro-organismos necessária para a remoção da matéria orgânica em um reator pode ser calculada a partir da metodologia proposta por Chernicharo (2007), sintetizados na Equação 3.1.

$$M_{\min} = \frac{CO}{AME} \times ST/STV \quad (\text{Equação 3.1})$$

Onde:

$M_{\min}$  = massa mínima necessária no interior do reator (kgST)

CO = carga orgânica aplicada ao reator (kgDQO/dia)

AME = atividade metanogênica específica (gDQO<sub>CH4</sub>/gSTVdia)

STV/ST = relação entre a quantidade de sólidos totais voláteis e sólidos totais no interior do reator

### **3.3 Lodo anaeróbio em reatores UASB**

Sabe-se que os reatores UASB são conhecidos como reatores de alta taxa por permitirem um elevado tempo de detenção de lodo em seu interior. Dessa forma, a idade do lodo é sempre maior que o tempo de detenção hidráulica mantido em operação. Esse mecanismo é assegurado pela presença do separador trifásico, que permite a decantação das partículas em sua face externa e o seu posterior retorno a zona de digestão (CHERNICHARO, 2007; Leitão *et al.*, 2005b). Assim, a sua capacidade para realizar a digestão anaeróbia apresenta taxas muito maiores do que em outros sistemas (Abbasi e Abbasi, 2012).

De acordo com Abbasi e Abbasi (2012) o funcionamento de um reator UASB gira em torno do seu leito de lodo, que se expande quando o esgoto flui verticalmente em sentido ascensional sobre ele. Assim, pode-se considerar que, tanto a qualidade do lodo presente, quanto o contato entre biomassa e matéria orgânica, são responsáveis pelo sucesso de um

reator UASB. A própria produção de biogás favorece o contato entre a matéria orgânica e a biomassa (LETTINGA, 1995).

Segundo van Haandel *et al.* (1999), se por um lado deseja-se maior quantidade de lodo para se obter a maior eficiência do tratamento, por outro lado, o descarte de lodo junto com o efluente deve ser evitado, uma vez que a presença de sólidos deteriora a qualidade do efluente, aumentando tanto a quantidade de matéria orgânica (DBO) como de sólidos em suspensão (SS). Além de que, uma massa de lodo abaixo do mínimo determinado, pode também prejudicar a qualidade do efluente gerado, devido à falta de capacidade de tratamento pela pequena massa bacteriana presente no reator.

Segundo Leitão *et al.* (2005a) a expansibilidade do lodo em um reator anaeróbio pode estar relacionada com a sua capacidade em reter sólidos, tanto durante a operação em estado de equilíbrio com altas velocidades ascendentes, quanto durante uma sobrecarga hidráulica ou orgânica, uma vez que a expansibilidade está também intimamente ligada à sedimentabilidade do mesmo. De forma que, o comportamento da manta de lodo nos reatores ainda não está totalmente esclarecido. Sobretudo, a sua relação direta com a produção de metano/biogás.

Diversos aspectos podem ser mencionados como de grande importância quando da operação de um reator UASB, sendo relacionados à quantidade de lodo no seu interior, como por exemplo, a quantidade mínima e a quantidade máxima de lodo, assim como o espaço necessário entre a manta de lodo e o separador trifásico (Leitão *et al.*, 2005a).

A quantidade de lodo no reator dependerá da eficiência do separador trifásico e também das propriedades físicas do lodo, em especial sua capacidade de sedimentação. E, sua atividade, dependerá principalmente das características do afluente, em termos de presença de matéria orgânica e ausência de compostos tóxicos, além das condições operacionais, como pH, temperatura e disponibilidade de nutrientes (VAN HAANDEL *et al.*, 2013).

Para TDH's entre 5,6 e 17 horas, observa-se uma concentração de sólidos elevada no fundo do reator que, diminui substancialmente para valores muito baixos a uma altura próxima ao separador trifásico (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994).

De acordo com Leitão *et al.* (2005a), a partir de um experimento realizado analisando lodo anaeróbio de sete reatores UASB em escala piloto, operados de maneiras diferentes, a

expansibilidade do lodo possui relação diretamente proporcional com o tempo de detenção hidráulica e, relação inversamente proporcional com a concentração afluenta. Ou seja, quando o TDH diminui a expansibilidade diminui e, quando a concentração afluenta aumenta, a expansibilidade diminui.

O crescimento de bactérias acidogênicas favorece a flotação do lodo granular e assim, leva a uma excessiva expansão do lodo, tendo como consequência, uma retenção de lodo mais pobre dentro do reator (LETTINGA, 1995).

A partir do mesmo aparato experimental, Leitão *et al.* (2005b) avaliaram também a sedimentabilidade do lodo e verificou-se uma tendência oposta de comportamento da expansibilidade: uma relação inversamente proporcional para o TDH e diretamente proporcional para a concentração afluenta, ou seja, quando o TDH aumenta, a sedimentabilidade diminui e, quando a concentração afluenta aumenta, a sedimentabilidade também aumenta. Constatou-se ainda no referido estudo que quanto maior a sedimentabilidade do lodo, maior será a concentração do lodo.

Todas as conclusões levantadas por Leitão *et al.* (2005a) e Leitão *et al.* (2005b) em ambos os estudos levaram em consideração, além dos parâmetros de TDH e concentração afluenta, a velocidade ascensional das partículas de lodo, seja ele floculento ou granular. Sendo que, reatores operados com menores concentrações afluentes produzem um lodo mais floculento, que apresenta menor capacidade de sedimentar-se quando comparado ao granular.

Segundo van Haandel e Lettinga (1994) uma concentração média elevada de sólidos no reator pode estar atribuída à uma maior fração de lodo inorgânico (sólidos fixos). Dessa forma, as variações na relação STV/ST pode também ser atribuída a diferentes concentrações de sólidos minerais nos esgotos afluentes. E ainda, que o TDH influencia na produção de lodo, de forma que, quanto menor for o TDH, maior será a produção específica de lodo, observando-se que a massa diária de material orgânico digerido por unidade de massa de lodo tende a aumentar quando o TDH diminui. Ou seja, o lodo se torna mais ativo quando o TDH diminui, em outras palavras, pode-se afirmar que o lodo apresenta maior crescimento em TDH's longos.

Sobretudo, os autores ressaltam que para TDH extremamente baixos, menores que 3 h, a taxa específica de remoção de DQO diminui e, não havendo limitação de substrato, o reator deve ser considerado com elevada quantidade de lodo.

Van Haandel e Lettinga (1994) fazem ainda considerações sobre a atividade metanogênica específica do lodo, também chamada de taxa específica de remoção de DQO. Para os autores, em menores TDH's a AME real tende a se aproximar e, em alguns casos até ultrapassar, a AME obtida em testes laboratoriais, onde o teste é feito com substrato em abundância.

Outro parâmetro de grande relevância para o estudo dos reatores anaeróbios é a idade do lodo, ou tempo de residência celular. O tempo de residência celular de uma célula deve ser superior ao tempo necessário para que ocorra sua duplicação, caso contrário, haverá uma progressiva redução da concentração de biomassa no reator, podendo levar até a falha total do mesmo (CHERNICHARO, 2007).

No estado estacionário, a quantidade de sólidos retirados do sistema é igual à quantidade de sólidos produzidos, assim, a massa de lodo no sistema não varia com o tempo (CHERNICHARO, 2007; VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994). Segundo van Haandel e Lettinga (1994), a idade do lodo pode ser calculada então, pela razão entre a massa de sólidos no sistema pela massa de sólidos retirada do sistema por unidade de tempo, porém, ressaltam que esse cálculo não é confiável para se estimar o tempo de permanência da massa bacteriana no reator.

Porém, sem os devidos descartes de lodo no reator haverá o seu acúmulo, que pode sair juntamente com o efluente, deteriorando a sua qualidade. Dessa forma, é necessário que se realizem descartes periódicos do lodo de excesso. Porém, é necessário avaliar qual deve ser a magnitude e a frequência desses descartes, para que não haja prejuízo para o bom funcionamento do reator (van Haandel *et al.*, 1999).

### **3.4 Choques hidráulicos e orgânicos em reatores UASB**

Vários fatores podem interferir na quantidade de gases gerados no processo, como a carga de matéria orgânica afluenta, a atividade metanogênica específica do lodo inoculado ou desenvolvido, a quantidade de biomassa presente, a temperatura, dentre outras condições e, de forma particularmente relevante, o regime hidráulico (hidrograma) aplicado ao reator, podendo o mesmo receber vazões constantes ou vazões variáveis, como normalmente acontece em estações de tratamento de esgotos domésticos (ETE), com picos e depressões ao longo das horas do dia.

Em geral, os sistemas de esgotamento sanitário/doméstico podem ficar expostos a diversos tipos de variações, a começar pela natureza cíclica das atividades humanas, que já conduz a uma produção de esgotos variável ao longo do dia (METCALF; EDDY, 2004). Variações ocorrem também quando a rede de esgoto possui uma ou mais estações de bombeamento e transmitem intermitentemente o esgoto com vazões, muitas vezes, muito maiores do que o valor médio utilizado na fase de projeto (DAUPHIN *et al.*, 1998 *apud* LEITÃO *et al.*, 2006).

Tradicionalmente, os projetos de ETE assumem um consumo diário médio per capita e utilizam também coeficientes que conduzem a valores de vazões média, máxima e mínima. Porém, essas simplificações podem resultar em valores de projetos que não correspondem com fidedignidade à condição real. Campos e von Sperling (1996) analisaram os dados da cidade de Belo Horizonte/MG e verificaram que os valores de concentração e de carga de DBO per capita eram maiores do que os valores clássicos usualmente utilizados em projetos.

Segundo Lens e Verstraete (1991) e Megaert *et al.* (1992) *apud* Francisqueto (2007), os sistemas anaeróbios para tratamento de esgotos sanitários não foram testados quanto a sua capacidade de sustentar-se sob variações de vazão. De acordo com Leitão *et al.* (2006) não há ainda informações experimentais explícitas suficientes disponíveis para confirmar ou refutar a ideia de que os reatores anaeróbios de alta taxa são sensíveis a variações de vazão e/ou de concentração. Oliva *et al.* (1997) ressalta que todos os sistemas de tratamento de esgotos sanitários devem ser planejados para que possam receber variações de vazão com um fator de duas a três vezes. De acordo com van Lier *et al.* (2001) as flutuações de cargas hidráulicas e orgânicas podem afetar negativamente o desempenho dos reatores.

Sabe-se que o efeito de variações de cargas hidráulicas e orgânicas depende do tempo de detenção hidráulica, do tempo de residência celular, da intensidade e da duração das variações, das propriedades do lodo e do desempenho do reator, principalmente, em função da concepção do separador trifásico, porém, não foi estabelecida ainda uma relação clara entre os parâmetros mencionados e o comportamento dos reatores UASB (Leitão *et al.*, 2006). Grandes flutuações de cargas afluentes, seja ela hidráulica ou orgânica, provocam perturbações que podem resultar em diminuição de desempenho ou até mesmo em falhas na planta, afetando negativamente o desempenho dos reatores (BORGES, 2005; VAN LIER *et al.*, 2001).

Eng, Fernandes e Paskins (1986) avaliaram o desempenho de um reator UASB em escala laboratorial sob choques de carga orgânica e verificaram que durante o choque o pH diminuiu, provocando acidificação, inibindo a metanogênese e causando também alterações na produção de biogás, que, sob as condições mais severas, chegou a apresentar 30% de hidrogênio. De acordo com os autores, as mudanças nas relações de CH<sub>4</sub>/CO<sub>2</sub> são consequências diretas da inibição da metanogênese e também da diminuição da solubilidade do CO<sub>2</sub> em baixos valores de pH. Concluindo, por fim, que a presença de altas concentrações de H<sub>2</sub> no biogás deste reator, durante o choque de carga, aparentemente foi provocada pelo rápido crescimento de bactérias acidogênicas, reduzindo o pH e inibindo as *Archeas* metanogênicas, que não consomem o H<sub>2</sub> produzido nas etapas anteriores da digestão anaeróbia.

No trabalho realizado por Borja e Banks (1995), avaliando o efeito de choques de cargas hidráulicas sobre o desempenho de um reator de leito fluidizado, aumentando a vazão em 100% e 150%, por períodos de 6h e 12h, utilizando a mesma concentração afluenta, com TDH de 8h, verificou-se que durante o período de choque houve diminuição de pH e de alcalinidade e aumento de ácidos graxos voláteis e de DQO no efluente. Foi constatado também que nesse período a produção de gás era aumentada, porém, o teor de metano no biogás diminuía, resultado que também foi encontrado por Kennedy e van den Berg (1982).

Outro fato observado por Borja & Banks (1995) foi que durante os períodos de choques hidráulicos a concentração de sólidos suspensos no efluente aumentou em 27%, fato que foi explicado pelo aumento da produção de gás e pela interrupção do choque hidráulico, ambos fatores que provocam o desprendimento da biomassa da manta de lodo.

Em seu trabalho, Oliva *et al.* (1997) verificou que as concentrações de DQO afluenta variam significativamente durante os dias da semana, enquanto que as concentrações de DQO efluente se mostram mais constantes, tanto pela manhã e quanto à tarde, concluindo assim que, de maneira geral, o reator de manta de lodo, mesmo quando recebe um afluenta muito variável em termos qualitativos, tem a capacidade de amortecer essas variações.

No estudo realizado por Francisqueto (2007) foram obtidas conclusões semelhantes. Foram comparados reatores UASB em escala piloto (47,6 L) aplicando vazões constantes e também diferentes hidrogramas com vazões variáveis e tempos de detenção hidráulica de 6h e 8h. A partir dos resultados foi concluído que os reatores UASB são eficientes no amortecimento de cargas hidráulicas afluentes, sendo assim, capazes de assimilar variações de vazões afluentes

de até três vezes o valor da vazão média, sem grandes prejuízos para a qualidade do efluente final, desde que operado com adequado TDH.

Leitão (2004) avaliando sete reatores em escala piloto, ora variando a concentração afluente, ora variando a vazão afluente, concluiu que os reatores UASB são sistemas robustos no que diz respeito à eficiência da remoção de DQO e estabilidade do pH quando expostos a cargas de choque e hidráulico e orgânico. No entanto, não podem atenuar a flutuação imposta na DQO afluente, sendo necessário uma unidade de tratamento secundário para reter o lodo expulso, gerado por um choque de carga hidráulica, ou antes do choque, um descarte de quantidade suficiente de lodo do reator.

Ao aplicar sobrecargas hidráulicas, Pierotti *et al.* (2007) notaram grande carreamento de sólidos ao invés do acúmulo da manta de lodo, fazendo com não houvessem remoções de DQO e de SST, mas sim o seu aumento.

Em uma pesquisa aplicando alimentações do tipo batelada em reatores UASB, variando-se as vazões de entrada por períodos, Medeiros Filho *et al.*, 1999) concluíram que para um TDH relativamente longo (a partir de seis horas) as variações de vazões, mesmo que severas, com valor de quatro vezes a vazão do reator controle, afetam pouco o desempenho de um reator UASB tratando esgoto doméstico. Porém, já para TDH médio e curto (cerca de três horas), até mesmo variações moderadas de vazões podem afetar negativamente o rendimento.

Contudo, é necessário ainda avaliar com maior rigor a produção de biogás em reatores UASB operando sob fortes variações de vazão através da aplicação de hidrogramas, a fim de verificar a sua influência na formação dos gases, em quantidade e em qualidade, sobretudo, em sistemas de pequenas ETE's (FRANCISQUETO, 2007).

Uma das respostas dos reatores anaeróbios para as variações bruscas de carga hidráulica e orgânica pode ser o acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGV), uma vez que existe um equilíbrio entre as populações microbianas presentes no processo anaeróbio (bactérias hidrolíticas, acidogênicas, acetogênicas e *Archeas* metanogênicas) e mudanças consideráveis podem alterar esse cenário. A pressão parcial de hidrogênio também desempenha um importante papel no controle da acumulação dos produtos intermediários das reações anaeróbias. Assim, sob variações bruscas, pode haver uma mudança na via metabólica para uma rota menos favorável ao equilíbrio, resultando em mudança na relação entre produtores e

consumidores de AGV. Essa alteração, do ponto de vista da produção de biogás/metano, principalmente quando o mesmo é desejado para aproveitamento energético, é altamente indesejável, uma vez que pode conduzir à produção de quantidades significativas de dióxido de carbono e de hidrogênio no biogás (LEITÃO *et al.*, 2006).

### **3.5 Influência da temperatura em reatores UASB**

Os reatores UASB quando em operação podem apresentar diferentes comportamentos quando submetidos à algumas variações, tanto operacionais quanto ambientais, resultando diretamente em seu desempenho. Por isso, diversas pesquisas vêm sendo desenvolvidas com o intuito de se entender melhor a dinâmica de trabalho desses reatores quando submetidos a mudanças de temperatura, a fim de aumentar a estabilidade e confiabilidade do sistema.

Em geral, as maiores mudanças impostas estão relacionadas a fatores externos e, os efeitos provocados dependerão do tipo, magnitude, duração e frequência dessas alterações impostas. Algumas delas podem ser previstas e controladas e o reator pode ser concebido para amortecê-las, outras, porém, têm caráter transiente, algumas vezes até extremos, podendo prejudicar o desempenho do reator, como é o caso da temperatura (Leitão *et al.*, 2006).

A temperatura influencia nas taxas de crescimento microbiano, nas concentrações de amônia livre, na toxicidade de compostos, na termodinâmica de reações, na taxa de transferência de gases ar-líquido, na produção de gases, entre outros (YANG; SPEECE, 1986; CHERNICHARO, 2007; TEZEL *et al.*, 2014). Um aumento de temperatura no processo, em geral, tem um efeito positivo na taxa metabólica dos micro-organismos, mas também resulta numa maior concentração de ácidos graxos voláteis (CHEN; CHENG; CREAMER, 2008).

Para os micro-organismos envolvidos na digestão anaeróbia a temperatura é ainda crucial, no sentido de que até determinado valor, catalisa as reações e promove o aumento exponencial da taxa de crescimento microbiano, atingindo o crescimento máximo, próximo da temperatura ótima e, a temperaturas superiores à ótima, a taxa de decaimento tende a exceder a taxa de crescimento bacteriano, levando a uma diminuição da atividade específica do lodo e da eficiência do reator (VAN LIER *et al.*, 1990; CHERNICHARO, 2007).

Em casos de variações bruscas de temperatura, o metabolismo das bactérias pode ser afetado significativamente, gerando uma redução na eficiência da digestão anaeróbia até que a

biomassa se recupere. Algumas vezes, porém, a recuperação pode ser tão lenta que, mesmo com o aumento da temperatura, a eficiência de remoção de DQO permanece ainda baixa por um tempo (BORGES, 2005).

A temperatura afeta também na remoção das partículas, uma vez que influencia na viscosidade do efluente e na conversão da matéria orgânica. O aumento na temperatura diminui a viscosidade e, conseqüentemente, diminui a força de corte hidráulico sobre as partículas (MAHMOUD *et al.*, 2003).

O tratamento de esgotos sanitários sob baixas temperaturas enfrenta desafios como a lentidão da hidrólise dos compostos complexos e de materiais suspensos e o crescimento lento de arqueias metanogênicas (ÁLVAREZ *et al.*, 2008). Com a taxa de hidrólise lenta, uma elevada quantidade de sólidos em suspensão (SS) se acumula no leito de biomassa, reduzindo assim o volume de biomassa ativa e a sua atividade metanogênica específica (FORESTI, 2001).

De fato, a utilização de reatores anaeróbios para o tratamento de águas residuais com baixa concentração de matéria orgânica, como é o caso do esgoto doméstico, está estabelecida em regiões tropicais e sub-tropicais, onde a temperatura do líquido já se encontra acima de 20°C (FORESTI, 2001). São ainda necessários maiores estudos sobre o tratamento por via anaeróbia de águas residuárias domésticas onde as temperaturas são mais baixas, sobretudo em relação ao desempenho do processo e às características microbianas para se atingir uma remoção de DQO estável e produção satisfatória de biogás/metano (BANDARA *et al.*, 2012).

Ademais, a temperatura também tem sido relatada como fator de influência na competição entre bactérias redutoras de sulfato (BRS) e *Archeas* produtoras de metano (APM), sendo as BRS dominantes em temperaturas mesofílicas e as APM, em condições termofílicas. Para esse fato, porém, ainda não foi encontrada uma explicação (COLLERAN; PENDER, 2002).

A temperatura influencia ainda na perda de metano dissolvido, que é maior em temperaturas menores, devido ao aumento da solubilidade do CH<sub>4</sub>, provocando, assim, além da perda de fonte de energia, o aumento da emissão de gases de efeito estufa (BANDARA *et al.*, 2011). Assim, em locais onde a temperatura ambiente é maior, os reatores tendem a apresentar melhor desempenho, uma vez que a temperatura do esgoto municipal já é suficiente para o crescimento de micro-organismos e para permitir a hidrólise suficientemente rápida de complexos orgânicos e sólidos suspensos (ZHANG *et al.*, 2013).

Donoso-Bravo *et al.* (2013) salientam que apesar da temperatura ser uma variável crucial, que afeta claramente o desempenho de sistemas anaeróbios, ela raramente tem sido considerada de forma explícita em modelagem de sistemas anaeróbios.

No seu trabalho, Borges (2005) avaliou a produção de biogás em três reatores anaeróbios pilotos a partir de medições de vazões e monitorou também a temperatura, verificando um decaimento da produção de biogás no mesmo período em que houve um decaimento de temperatura, sendo esses dados coletados no período de inverno. Borges (2005) avaliou também a influência da variação de DQO na produção de biogás, agrupando os dados em faixas de temperatura, com amplitudes de 2 °C e os resultados mostraram que, quando em menores temperaturas (entre 18-24 °C), a produção de biogás se mantinha razoavelmente baixa, mesmo quando a DQO atingia valores superiores a 650 mg/L, indicando uma baixa atividade metanogênica no reator. Salientou também para o fato de que dentro da faixa de temperatura de 22 - 24°C, os dados se mostraram muito dispersos, fato que foi associado à lentidão de recuperação da atividade metanogênica.

Ao agrupar os dados em faixas de DQO com amplitude de 200 mg/L para avaliar a influência da temperatura na produção de biogás, verificou-se uma clara tendência com relação diretamente proporcional, até mais pronunciada que em relação à DQO afluente. A esse fato, Borges (2005) sugeriu que a quantidade de biogás produzido pode não ser apenas função da matéria orgânica afluente do dia, mas também da matéria orgânica já presente no reator que já se encontra hidrolisada, por isso, mais facilmente assimilável pelas bactérias. Por fim, Borges (2005) concluiu que a temperatura ambiente do dia influencia diretamente na atividade metanogênica dos micro-organismos e, conseqüentemente, na produção de biogás. Nas menores temperaturas obteve uma produção de biogás entre 4-8 L/d e, em maiores temperaturas, produção de biogás entre 8-16 L/d.

Bourque, Guiot e Tartakovsky (2008) avaliaram a produção de metano em um reator escala laboratorial, com variações periódicas de temperatura, entre 35-45 °C e 35-44 °C, por período de aquecimento de 6 horas e, observou-se que cada aumento de temperatura foi acompanhado por um aumento na produção de metano (cerca de 22% quando comparado com um reator operando a 35 °C) e por um decréscimo na concentração de matéria orgânica solúvel no efluente.

## 4 MATERIAL E MÉTODOS

### 4.1 Área de estudo e aparato experimental

A pesquisa foi realizada no Centro de Pesquisa e Treinamento em Saneamento (CePTS), campo experimental que resulta de uma parceria entre UFMG e COPASA (Companhia de Saneamento de Minas Gerais). O CePTS está inserido na Estação de Tratamento de Esgotos (ETE) da bacia do ribeirão Arrudas da COPASA, em Belo Horizonte, Minas Gerais. A vazão de esgotos que alimenta os vários sistemas experimentais instalados no CePTS corresponde a uma diminuta fração proveniente da linha da ETE Arrudas, após o esgoto bruto, tipicamente doméstico, passar pelo tratamento preliminar, composto por gradeamentos e desarenadores.

Nesta pesquisa foi utilizado um reator UASB em escala piloto Figura 4.1. O reator UASB piloto, fabricado em polipropileno e fibra de vidro, possui as dimensões de 0,30 m de diâmetro e 4,00 m de altura, tendo um volume útil de 340 L.



**Figura 4.1** – Foto do reator UASB piloto no Cepts

A alimentação do reator é feita através de uma bomba de cavidade progressiva específica para saneamento, que trabalha com fluxo constante sem agitar o meio bombeado da marca Netzsch®, modelo NMO15BY01L06B. A bomba utilizada opera como bomba de dosagem através da adaptação a um inversor de frequência, da marca Danfoos®. Assim, o ajuste da vazão é feito através do inversor de frequência, que ajusta a rotação da bomba.

#### 4.2 Delineamento experimental

Para o primeiro objetivo específico, foram realizados dois ciclos de auto inoculação, com um período definido de 3 meses para cada ciclo, sendo que para o início de cada um foi realizado o descarte total do lodo presente no reator. A Tabela 4.1 mostra as condições operacionais obtidas durante a realização do objetivo.

**Tabela 4.1** - Condições operacionais do reator UASB ao longo dos ciclos de auto inoculação – ano 2014

Ciclo	1	2
Duração (dias)	98	95
Vazão (L/h)	48,2	48,3
TDH (h)	7,3	7,2
Temperatura ambiente (°C)	20	23

\* para todos os parâmetros são apresentados valores de mediana, considerando os dados obtidos partir do dia operacional 60

Para o segundo objetivo específico foram realizadas duas fases experimentais, sendo a primeira fase de acúmulo de lodo, trabalhando com o reator próximo de sua massa máxima de lodo (fase 1) e, a segunda fase, trabalhando com o reator próximo de sua massa mínima de lodo, realizando descartes periódicos para manutenção da massa (fase 2). A Tabela 4.2 mostra as condições operacionais obtidas durante a realização do objetivo.

**Tabela 4.2** - Condições operacionais do reator UASB durante as fases 1 e 2 – ano 2015

Fase	Fase 1: Massa máxima	Fase 2: Massa mínima
Duração (dias)	122	88
Vazão (L/h)	52,2	64,3
TDH (h)	6,5	5,3
Temperatura (°C)	23	20

\*para todos os parâmetros são apresentados os valores de mediana

### **4.3 Desenvolvimento do objetivo específico 1: produção de biogás em regime de auto inoculação**

A alimentação de esgoto do reator UASB piloto foi feita para um TDH de referência de 7 horas.

O reator operou por 2 ciclos, cada um com um período próximo de 3 meses. Iniciando com um descarte total do lodo do reator (anteriormente acumulado), a fim de acompanhar a evolução da biomassa presente e sua associação com a produção de biogás e outros parâmetros.

Foram realizadas as seguintes análises: DQO total afluente e efluente, quantidade de volume diário acumulado de biogás (volume acumulado também em pequenos intervalos ao longo do dia), qualidade do biogás em termos de concentração (%<sub>v/v</sub>) de CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub> e outros gases, perfil de sólidos ao longo da coluna do reator (sólidos totais - ST e sólidos totais voláteis - STV), metano dissolvido no efluente, vazão afluente, temperatura do líquido (afluente e efluente), do biogás e do ambiente externo.

Para esse primeiro objetivo específico, os dados foram discutidos no intuito de se descrever, interpretar e compreender como ocorre a produção de metano e de biogás em reator UASB quando auto inoculado, no sentido de avaliar a influência da quantidade do lodo presente no reator para realização das conversões da matéria orgânica ao produto final, que é o metano e, assim, a sua distribuição nas fases gasosa e líquida. Os resultados foram produzidos a fim de se obter o perfil de produção de biogás quando o reator é auto inoculado. Cada ciclo terminou quando a produção havia atingido valores de produção de biogás relativamente estáveis e dentro do esperado.

Com isso, pôde-se obter valores mínimos da massa de sólidos totais e voláteis de lodo/biomassa necessária para se obter uma produção de biogás próxima de valores esperados. Tais valores esperados puderam ser estimados a partir de cálculos e modelos de balanços de massa baseados em bibliografias que serão discutidas adiante (CHERNICHARO, 2007; SOUZA, 2010) e também nas medições realizadas ao longo dos experimentos.

#### **4.4 Desenvolvimento do objetivo específico 2: produção de biogás em regime de massa máxima e mínima**

A alimentação do mesmo reator UASB piloto foi feita também para um TDH de referência de 7 horas.

O reator operou em duas fases: i) uma com acúmulo de lodo, na intenção de se chegar próximo da quantidade máxima de lodo (massa máxima), sem realização de descartes; ii) outra com lodo tendendo ao nível de massa mínima, para isso, realizando descartes programados a cada 15 dias, além de um grande descarte inicial.

Para se atingir a quantidade mínima de lodo no reator, a partir da análise do perfil de sólidos, foi calculado o volume necessário a descartar a cada quinzena para que se atingisse dentro do reator a massa mínima de lodo. Baseou-se em resultados encontrados na primeira fase experimental, a de auto inoculação, particularmente para atividade metanogênica específica (AME) de campo e relações sobre a quantidade de ST e STV para carga orgânica aplicada.

Ressalta-se que o início do objetivo específico 2 se deu então com o reator UASB piloto já inoculado e adaptado ao substrato, em sequência ao período experimental de auto inoculação (objetivo específico 1).

Foram realizadas as seguintes análises: DQO total afluente e efluente, quantidade de volume diário acumulado de biogás (volume acumulado também em pequenos intervalos ao longo do dia), qualidade do biogás em termos de concentração (% v/v) de CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub> e outros gases, perfil de sólidos ao longo da coluna do reator (sólidos totais - ST e sólidos totais voláteis - STV), metano dissolvido no efluente, vazão afluente, temperatura do líquido (afluente e efluente), do biogás e do ambiente externo.

Para o cumprimento desse objetivo específico, foram compilados os dados de produção volumétrica do biogás, análise qualitativa da composição gasosa do biogás, análise de metano dissolvido no efluente e o perfil de sólidos presentes no reator (sólidos totais e totais voláteis). A partir disso, buscou-se desenvolver descrição e entendimento da produção do biogás, relacionando-a com a quantidade de biomassa presente, especialmente, além de outras variáveis monitoradas.

Os resultados produzidos também foram explorados para se obter coeficientes de produção de biogás para quantidades mínima e máxima da massa de lodo, além de outros coeficientes de interesse.

#### **4.5 Amostragens e procedimentos analíticos e de medições**

Em todos os experimentos estudados foram realizadas análises de DQO (total), perfil de sólidos na coluna do reator (sólidos totais e totais voláteis), produção volumétrica de biogás, composição do biogás (%<sub>v/v</sub> de CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub> e outros), concentração de metano dissolvido no efluente do reator, vazão afluente, temperatura do líquido (afluente e efluente), do biogás e do ambiente externo.

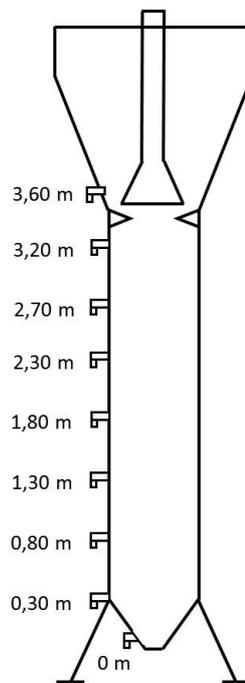
As amostras foram simples, as análises realizadas em triplicatas, com as coletas realizadas sempre no período da manhã, entre 8h e 10h, com exceção da temperatura do ambiente externo, a qual era aferida e registrada por uma estação meteorológica programada para análises de 10 em 10 minutos ao longo do dia.

A vazão era medida pela saída do efluente tratado, uma vez que a vazão adotada nos experimentos era constante. A sua medição consistia na cronometragem do tempo necessário para se encher um becker de 1 litro. Havendo eventuais desvios na vazão real, a rotação da bomba de alimentação era ajustada por meio do inversor de frequência.

Para a análise do perfil de lodo presente no reator UASB piloto (sólidos totais e totais voláteis), foram analisados cinco pontos ao longo da coluna de digestão, sendo o P1 o ponto inferior, no leito de lodo, e o P5 o ponto superior, na manta de lodo.

Para a transição entre a primeira e segunda fase experimental do objetivo específico 2, a análise do perfil de lodo contemplou toda a altura útil do reator, com um total de 9 pontos de coleta, de P0 a P8.

Os pontos de coleta, de P1 a P5, encontram-se nas alturas de 0,30 m, 0,80 m, 1,30 m, 1,80 m, e 2,30 m, respectivamente, desde o fundo da unidade. Os pontos de P6 a P8, se encontram nas alturas de 2,70 m, 3,20 m e 3,60 m, respectivamente. Os pontos amostrados podem ser visualizados na Figura 4.2. A frequência da análise de sólidos na coluna do reator foi quinzenal.



**Figura 4.2 -** Desenho esquemático para amostragem de lodo no reator UASB piloto

As análises físico-químicas de esgoto e lodo foram realizadas conforme o *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2005), no laboratório de análises físico-químicas do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da UFMG.

A análise de metano dissolvido foi realizada duas vezes por semana, durante o objetivo específico 1 e na fase 1 do objetivo específico 2. Durante a fase 2, do objetivo específico 2, uma vez por semana a análise era realizada com coleta simples em triplicata. A amostragem e análise de metano dissolvido foram realizadas conforme Souza, Chernicharo e Aquino (2011). O método consiste de análise via cromatografia gasosa (Cromatógrafo Shimadzu® GC-2-14, com detector de condutividade térmica -TCD, seguido de ionização em chama - FID, utilizando hélio como gás de arraste, com fluxo de 60 mL/min e coluna Carboxen 1000 PerkinElmer). A metodologia baseava-se na coleta de, aproximadamente, 25 mL do efluente em frascos de antibiótico de 60 mL, de maneira cuidadosa, evitando turbulências. Os frascos eram imediatamente fechados, com tampas de borracha e, posteriormente, selados com lacres de alumínio. As amostras eram armazenadas sob refrigeração (4 °C) até o momento da análise. Para a análise, as amostras eram transferidas para uma incubadora, onde a temperatura era controlada em 25 °C, e aclimatadas por, pelo menos, 50 minutos. Depois, as amostras eram agitadas, por meio de um agitador magnético, por dez minutos, a fim de se estabelecer o equilíbrio entre as fases líquida e gasosa. O gás contido no *headspace* dos

frascos de antibiótico era coletado em seringas apropriadas e 5 ml do mesmo era injetado no cromatógrafo. Após as análises, os frascos eram pesados e, considerando uma massa específica de 1 g/mL, a massa do líquido era encontrada. Em seguida, o volume da fase gasosa era determinado pela diferença do volume total do frasco (60 mL). Por fim, uma equação desenvolvida pelos autores, baseada no princípio da Lei de Henry, determinava a concentração final de metano dissolvido, conforme mostrado na Equação 4.1.

$$[CH_4]_{dissol} = \frac{[\%CH_4]_{dissol} \cdot [d \cdot V_{gás} + (P_T + P_V) \cdot K_H \cdot V_L]}{100 \cdot V_L} \quad (\text{Equação 4.1})$$

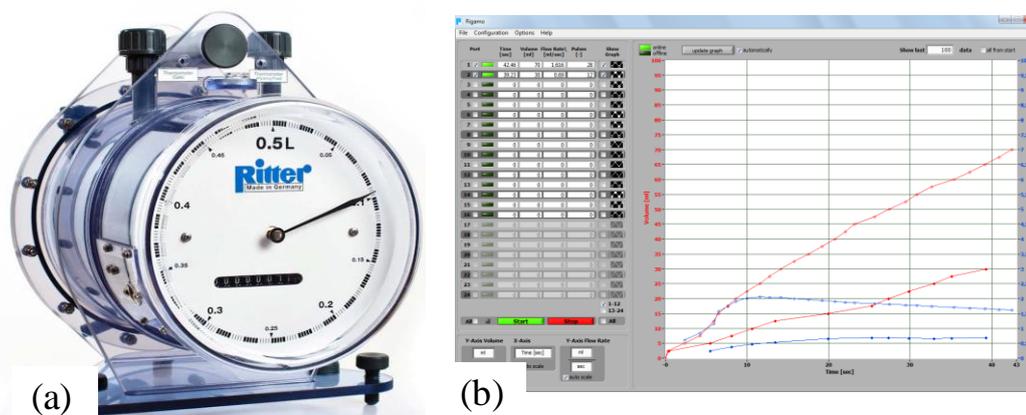
Na qual:

[CH<sub>4</sub>]<sub>dissol</sub> = concentração de metano dissolvido em mg/L ;  
 [%CH<sub>4</sub>]<sub>gás</sub> = concentração percentual de metano na fase gasosa do frasco (%);  
 d = densidade do metano (calculada como 595,4 mg.L<sup>-1</sup> a 25° C e 0,91 atm);  
 V<sub>gás</sub> = volume da fase gasosa (mL);  
 P<sub>T</sub> = pressão atmosférica (0,910 atm para a cidade de Belo Horizonte, MG);  
 P<sub>V</sub> = pressão de vapor de água (0,032 atm a 25°C);  
 K<sub>H</sub> = constante da Lei de Henry para metano (21,5 mg.L<sup>-1</sup>.atm<sup>-1</sup> a 25°C);  
 V<sub>L</sub> = volume da fase líquida (mL).

Para verificação da produção volumétrica acumulada de biogás (diária e em intervalos de 6h), assim como a sua taxa de produção, foi utilizado um gasômetro do tipo tambor, modelo TG 05, do fabricante Ritter®, com gerador de pulsos elétricos a partir da produção de gás. Ao gasômetro se associa um computador com software de registro e armazenamento dos dados, Rígamo®, funcionando 24 horas por dia. O software registra dados sempre que um pulso elétrico é enviado ao sensor, dependente da quantidade de gás que é gerado, dessa forma, os dados não são armazenados de maneira homogênea e são diferentes para cada dia operacional. O software registra o tempo corrido desde que o mesmo foi ligado e a hora de ocorrência de cada pulso. O software fornece os valores de produção volumétrica acumulada (em litros) e de taxa de produção (em L/h).

Os dados referentes aos períodos desejados foram agrupados de diferentes formas: em períodos entre 0h-12h e 12h-24h (ciclo 1 e ciclo 2 de auto inoculação) e em períodos menores, entre 0h-6h, 6h-12h, 12h-18h e 18h-24h (fase 1 – massa máxima e fase 2 – massa mínima). Em eventualidades de inoperância do computador e/ou software os valores para produção volumétrica diária foram obtidos a partir do sistema analógico de medição (a partir da

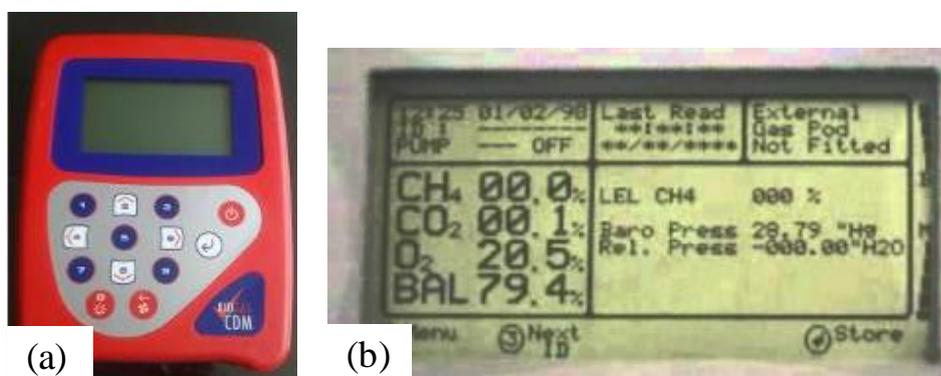
anotação dos valores registrados entre dois dias). A Figura 4.3 mostra o gasômetro e a interface do software da medição automatizada de biogás.



**Figura 4.3** - Foto do gasômetro Ritter® (a) e da interface do software de medição de biogás Rígamo® (b)

A fração de metano no biogás foi analisada por cromatografia gasosa. O mesmo era coletado em seringas apropriadas, em triplicatas, sempre no período da manhã, entre 8h e 10h (Cromatógrafo Perkin Elmer, com detector de TCD, fluxo de 17 mL/min, utilizando hélio como gás de arraste e coluna empacotada Carbowax). Esse método foi utilizado durante o objetivo específico 1, porém, somente para as análises de amostras simples, em triplicatas. A frequência da análise foi de duas vezes por semana, durante o objetivo específico 1.

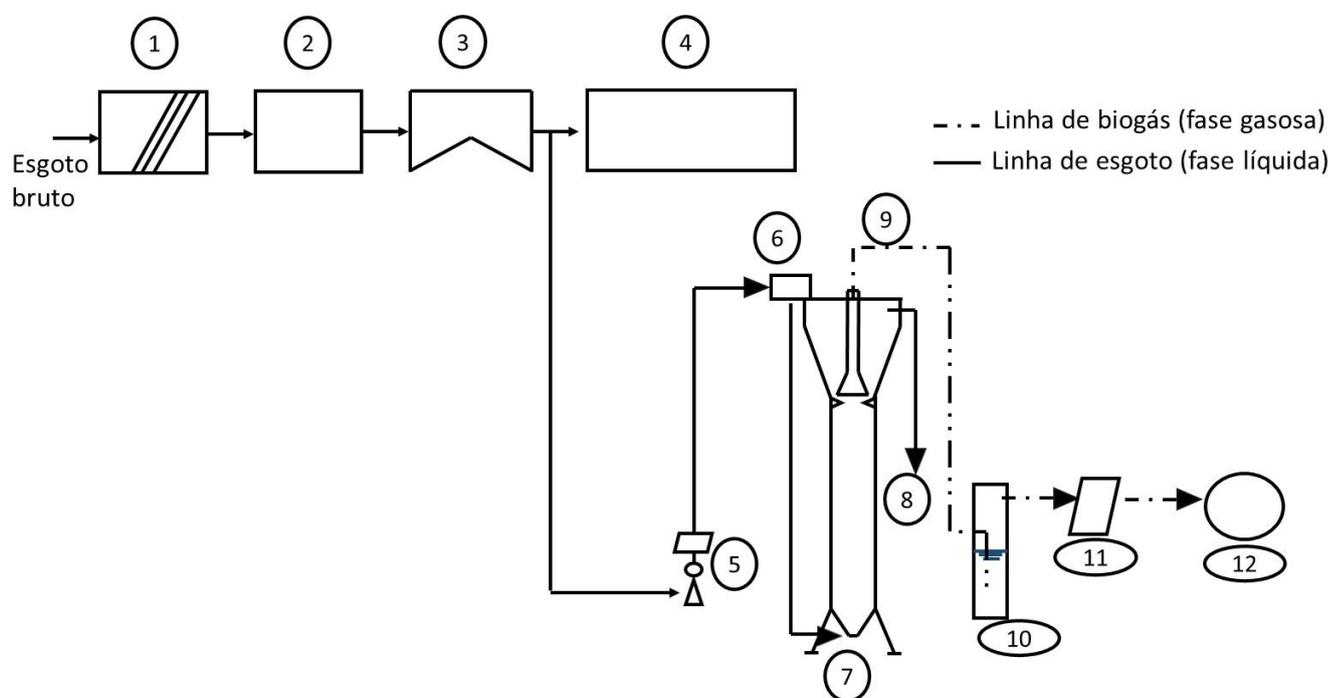
Para o objetivo específico 2 foi utilizado um analisador de gases portátil do fabricante Landtec®, Biogás CDM. Tal analisador mede o percentual (%<sub>v/v</sub>) de CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub> e outros. Para as coletas pontuais, as amostras eram simples, em triplicatas, realizadas duas vezes por semana, sempre no período da manhã, entre 8h e 10h. A Figura 4.4 mostra o aparelho Landtec® e a tela de leitura das amostras.



**Figura 4.4** - Foto do aparelho de análise de biogás Landtec® (a) e a tela de análise (b)

Os dados de temperatura utilizados nas discussões foram obtidos a partir de uma estação meteorológica instalada no próprio CePTS, localizada a poucos metros do reator UASB piloto. O equipamento utilizado é da marca DAVIS Instruments®, modelo Vantage Pro2®, que registra ao longo do dia os valores de temperatura em °C, com intervalos de 10 minutos. Os dados são armazenados a partir de software e depois são convertidos em planilhas de Excel®, permitindo sua compilação conforme necessidade, em tendências centrais para horas, turnos, dias, etc.

A Figura 4.5 mostra um layout com a configuração do sistema, equipamentos utilizados e pontos de amostragem. Em sequência, a Tabela 4.3 mostra um resumo dos parâmetros monitorados, tipo de amostragem, metodologia de análise e frequência de realização para os objetivos específicos 1 e 2.



Onde:

- |  |                                     |                                 |
|--|-------------------------------------|---------------------------------|
| ① Gradeamento  | ⑥ Caixa de distribuição do afluente | ⑩ Selo hídrico                  |
| ② Caixa de areia   | ⑦ Entrada do afluente no reator     | ⑪ Ponto de amostragem de biogás |
| ③ Medidor de vazão   | ⑧ Saída do efluente                 | ⑫ Gasômetro (medição de biogás) |
| ④ Unidades ETE Arrudas                                     | ⑨ Saída do biogás                   |                                 |
| ⑤ Bomba de alimentação equipada com inversor de frequência |                                     |                                 |

**Figura 4.5** - Layout da configuração do aparato experimental - reator UASB piloto

**Tabela 4.3-** Parâmetros de análise, tipo e método de amostragem e frequência de realização dos objetivos específicos 1 e 2

Parâmetro	Amostragem (Pontos)	Método	Frequência
Vazão afluente	Simples (8)	x	2x/semana
Vazão biogás	Composta (12)	Gasômetro/Software	Diariamente
DQO <sub>afluente</sub>	Simples (7)	Colorimétrico	2x/semana***
DQO <sub>efluente</sub>	Simples (8)	Colorimétrico	2x/semana***
CH <sub>4</sub> _ biogás*	Simples (11)	Cromatografia	2x/semana
CH <sub>4</sub> _ biogás**	Simples (11)	Analizador portátil Landtec®	2x/semana***
CH <sub>4</sub> dissolvido	Simples (8)	Cromatografia	2x/semana
Perfil de sólidos	Simples (P1 a P5)	Gravimétrico	1x/quinzena
CH <sub>4</sub> dissolvido	Simples (8)	Cromatografia	2x/semana
Temperatura ambiente	Composta (x)	DAVIS Instruments®	Diariamente
Temperatura do líquido	Simples (8)	x	2x/semana
Temperatura do biogás	Simples (12)	Gasômetro	2x/semana**

\*Objetivo específico 1.

\*\*Objetivo específico 2.

\*\*\*Na fase 2 do objetivo específico 2, realizado 1x/semana.

#### 4.6 Tratamento dos dados primários

A análise e a interpretação dos dados foram realizadas, em primeiro momento, a partir da estatística descritiva para identificação de *outliers* (método da amplitude interquartis). Posteriormente, para objetivos que contemplam a utilização de testes de hipóteses, foi escolhido o teste não paramétrico, por não se conhecer a normalidade dos dados. Quando foram avaliados dados referentes a um mesmo dia operacional, optou-se por testes para amostras dependentes e, de dias/momentos diferentes, testes de amostras independentes. Foram utilizados os softwares Statistica 8.0® e Microsoft Excel 2010® para realização das análises estatísticas.

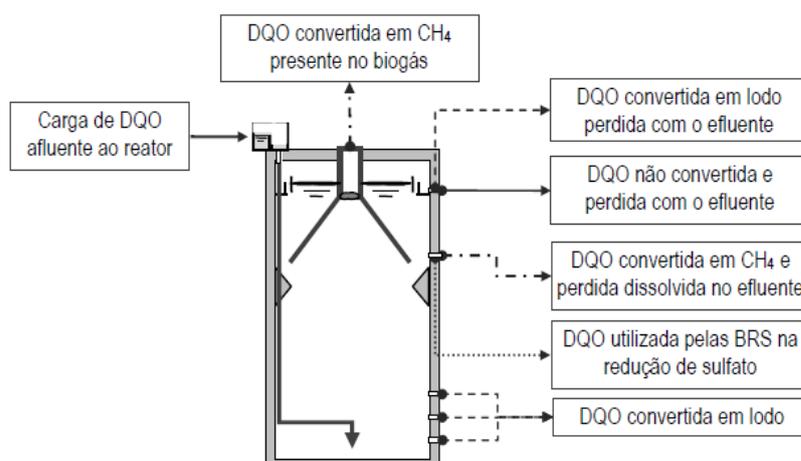
Todos os resultados foram discutidos em termos de mediana, a fim de amortecer influências de valores extremos obtidos. Em relação às temperaturas, foram calculadas as medianas das variações ao longo de um dia e, quando necessário, em cálculos referentes a todo o ciclo ou fase, utilizou-se a mediana de todos os dias envolvidos.

Para as discussões foram utilizados, além da literatura, cálculos teóricos para obtenção do valor de produção diária de biogás e de metano, a partir da metodologia proposta por Chernicharo (2007) e questões sobre balanço de DQO desenvolvido por Souza (2010), como a utilização da DQO para sulfato redução e perdas de metano dissolvido na fase líquida.

## 4.7 Metodologia de balanços de massa e cálculos de produção de biogás

Nos objetivos específicos 1 e 2 propostos neste trabalho, a discussão dos dados obtidos teve como importante parâmetro de comparação os valores calculados para a produção de metano e de biogás em um reator UASB já estabilizado, em plena operação.

Para isso, foi considerado modelo o balanço de massa de DQO total aplicada conforme apresentado e aplicado em Souza (2010), mostrado na Figura 4.6.



**Figura 4.6** - Ilustração das parcelas calculadas no balanço de DQO  
Fonte: Souza (2010)

De acordo com o balanço proposto por Souza (2010), a Equação 4.1 mostra as frações obtidas:

$$DQO_{afluente} = DQO_{efluente} + DQO_{CH_4_{biogás}} + DQO_{CH_4_{dissolvido}} + DQO_{sulfatoredução} + DQO_{lodo} + DQO_{compl}$$

(Equação 4.1)

Onde:

$DQO_{afluente}$  = carga orgânica total aplicada ao reator

$DQO_{efluente}$  = carga orgânica perdida com o efluente (proveniente da produção de lodo e da DQO solúvel)

$DQO_{CH_4_{biogás}}$  = carga orgânica convertida a metano que é transferida para fase gasosa

$DQO_{CH_4_{dissolvido}}$  = carga orgânica convertida a metano que permanece dissolvido no efluente

$DQO_{sulfatoredução}$  = carga de DQO utilizada pelas bactérias redutoras de sulfato

$DQO_{lodo}$  = carga de DQO utilizada para produção celular (lodo) que acumula dentro da zona de digestão do reator

$DQO_{compl}$  = carga de DQO utilizada por outras rotas metabólicas de menor relevância

Assim sendo, foi de interesse do presente trabalho a variável  $DQO_{CH_4\_biogás}$ , que fornece o valor de DQO afluente que é convertida a metano e é transferida para a fase gasosa. Dessa forma, para o seu cálculo, os outros parâmetros foram determinados a partir das medições realizadas ou estimados por valores existentes nas bibliografias estudadas.

Para a realização dos cálculos anteriormente mencionados, para o parâmetro de vazão afluente foram utilizados como dados de entrada os valores de tendência central (mediana) obtidos do monitoramento em campo ao longo de cada ciclo e cada fase operacional.

Em relação à concentração de DQO afluente, ao longo dos experimentos realizou-se amostras simples, duas vezes por semana. Entretanto, as produções de biogás foram obtidas diariamente. Assim, considerando as dificuldades de se realizar amostras compostas para todos os dias operacionais, de forma que pudessem acompanhar os dados obtidos de produção de biogás, optou-se por utilizar valores obtidos em outras pesquisas realizadas também no CePTS, tendo por base dados históricos, utilizando o mesmo aparato experimental, inclusive, com amostras compostas (dados não apresentados). Para realização dos cálculos utilizou-se a concentração de DQO afluente de 500 mg/L para o esgoto bruto e uma eficiência de remoção de DQO de 65%, em condição de estado estável e esperado.

Os dados adotados para entrada no cálculo do balanço com determinação da produção de metano esperado no biogás estão apresentados na Tabela 4.4.

**Tabela 4.4 - Dados adotados para cálculo de produção de biogás**

Parâmetro	Valor
$DQO_{\text{afluente}}$ (mg/L)*	500
Eficiência de remoção (%)*	65**
Vazão (L/h)	Medido em campo
$DQO_{\text{efluente}}$ (% da $DQO_{\text{afluente}}$ )*	35
$DQO_{CH_4\_dissolvido}$	Medido em campo
$DQO_{\text{sulfatoredução}}$ (% da $DQO_{\text{afluente}}$ )*	4,7
$DQO_{\text{lodo}}$ (% da $DQO_{\text{afluente}}$ )	Medido em campo
$DQO_{\text{compl.}}$ (% da $DQO_{\text{afluente}}$ )*	11,6

\*Valores apresentados baseados no trabalho de Souza (2010)

\*\*Para os ciclos de auto inoculação os cálculos de produção de biogás foram realizados considerando o período a partir do dia operacional 60

O cálculo do parâmetro  $DQO_{\text{lodo}}$  foi feito a partir das análises de perfil de sólidos totais realizadas ao longo da coluna do reator e, assim, pela diferença de massa obtida entre duas análises e com a carga orgânica aplicada, chegava-se ao valor de produção diária de STV. Por

fim, para obtenção do valor em termos de consumo de DQO, utilizou-se o coeficiente empírico de 1,48 kgDQO/kgSTV, citado por van Haandel e Lettinga (1994). A Equação 4.2 exemplifica a memória de cálculo utilizada.

$$DQO_{lodo} = \frac{(M_{lodo1} - M_{lodo2})}{T_2 - T_1} \times C_{emp} \quad (\text{Equação 4.2})$$

Onde:

$M_{lodo1}$  = massa de lodo no momento 1 (kgSTV)

$M_{lodo2}$  = massa de lodo no momento 2 (kgSTV)

$T_2 - T_1$  = dias entre as análises resultantes de  $M_{lodo1}$  e  $M_{lodo2}$  (dia)

$C_{emp}$  = coeficiente empírico (1,48 kgDQO/kgSTV)

Após a obtenção do valor de  $DQO_{CH_4\_biogás}$ , pelo balanço de massa de DQO de Souza (2010), procedeu-se os cálculos pela metodologia de Chernicharo (2007), conforme Equação 4.3, para conversão da produção de metano em massa para volume na fase gasosa em mistura, ou seja, o biogás propriamente dito.

Assim, efetua-se a conversão da massa de metano produzida (em kgDQO<sub>CH4</sub>/dia) para produção volumétrica (em m<sup>3</sup>CH<sub>4</sub>/dia), a partir das Equações 4.3 e 4.4.

$$Q_{CH_4} = \frac{DQO_{CH_4}}{f(t)} \quad (\text{Equação 4.3})$$

Na qual:

$Q_{CH_4}$  = produção volumétrica de metano (m<sup>3</sup>/dia)

$f(t)$  = fator de correção para a temperatura operacional do reator (kgDQO/m<sup>3</sup>)

$$f(t) = \frac{P \times K_{DQO}}{R + (273,15 + T)} \quad (\text{Equação 4.4})$$

Na qual:

P = pressão atmosférica (1 atm)

$K_{DQO}$  = DQO correspondente a um mol de CH<sub>4</sub> (64 gDQO/mol)

R = constante dos gases (0,08206 atm.L/mol.K)

T = temperatura operacional do reator (°C)

Para o cálculo do fator de correção da temperatura operacional (considerando a temperatura ambiente como a temperatura do biogás) foram utilizadas as medianas das temperaturas diárias, obtidas em campo, a partir da estação meteorológica.

De forma que, uma vez obtida produção teórica de metano, pode-se calcular a produção teórica de biogás, a partir do teor esperado de metano no mesmo, como mostrado na Equação 4.5.

$$Q_{\text{biogás}} = \frac{Q_{\text{CH}_4}}{C_{\text{CCH}_4}} \quad (\text{Equação 4.5})$$

Onde:

$Q_{\text{biogás}}$  = produção volumétrica de biogás ( $\text{m}^3/\text{dia}$ )

$Q_{\text{CH}_4}$  = produção volumétrica de metano ( $\text{m}^3/\text{dia}$ )

$C_{\text{CCH}_4}$  = concentração de metano no biogás (%)

A concentração de metano presente no biogás medida em campo também foi utilizada.

Assim, posteriormente, os valores obtidos em campo para produção volumétrica de biogás foram comparados aos obtidos a partir dos cálculos do modelo descrito.

#### **4.8 Cálculo de massa mínima no reator UASB**

A massa mínima foi também calculada em todos os ciclos e fases operacionais deste trabalho. Foi desenvolvida a partir de conceitos já estabelecidos, conforme discutido em Chernicharo (2007), sintetizados na Equação 4.6.

$$M_{\text{mín}} = \frac{CO_{\text{CH}_4}}{AME} \times \frac{ST}{STV} \quad (\text{Equação 4.6})$$

Onde:

$M_{\text{mín}}$  = massa mínima necessária no interior do reator (kgST)

CO = carga orgânica aplicada ao reator convertida em metano (kgDQO/dia)

AME = atividade metanogênica específica ( $\text{gDQO}_{\text{CH}_4}/\text{gSTVdia}$ )

STV/ST = relação entre a quantidade de sólidos totais voláteis e sólidos totais no interior do reator

Enfatiza-se que, para esses cálculos, após a contabilização da carga de DQO afluyente, foi realizada também uma adaptação ao método tradicional no sentido de se considerar como carga orgânica aplicada apenas aquela que foi de fato convertida a metano, ou seja, cerca de 43,9%, de acordo com balanço desenvolvido por Souza (2010). Como justificativa tem-se que, a rigor, a atividade metanogênica específica, que também é dado de entrada para o cálculo, possui unidade de  $\text{gDQO}_{\text{CH}_4}$ . A utilização do valor total de DQO aplicada leva a uma superestimativa do valor de massa mínima, sendo então normalmente obtida uma quantidade de lodo superior à estritamente necessária.

Para o valor de AME, Chernicharo (2007) cita o de  $0,20 \text{ gDQO}_{\text{CH}_4}/\text{gSTVdia}$  para uma temperatura de  $24 \text{ }^\circ\text{C}$ , tratando esgoto doméstico. Porém, ressalta-se que a AME apresenta a capacidade do lodo em produzir metano, a partir de um substrato orgânico, considerando condições ótimas de operação, para que os micro-organismos metanogênicos tenham a melhor condição de crescimento (como a temperatura entre  $30$  e  $35 \text{ }^\circ\text{C}$  e excesso de substrato e nutrientes).

Posteriormente, após verificação de todos os parâmetros em campo, a atividade metanogênica de campo (AMC) foi calculada para o objetivo específico 1, tendo por base a DQO convertida a metano, a partir das análises realizadas para verificações de metano no biogás e dissolvido e, também a quantidade de lodo presente no sistema, a partir das análises de perfil de sólidos ao longo da coluna do reator. Assim, um novo valor de massa mínima foi encontrado para o objetivo específico 1, conforme a Equação 4.6 (já citada). Para o objetivo específico 2, utilizou-se a atividade metanogênica de campo obtida no primeiro objetivo para o cálculo da massa mínima a partir da Equação 4.6.

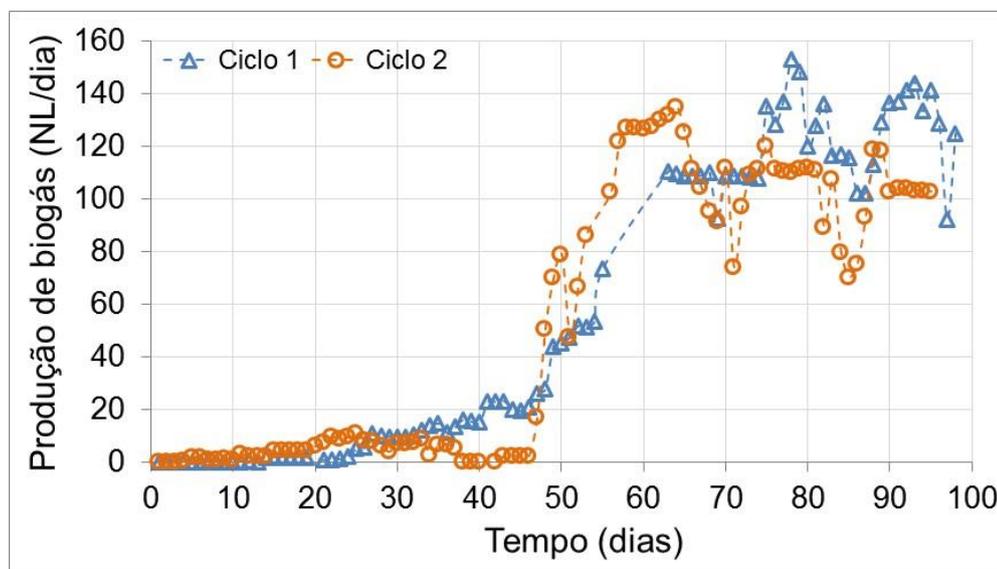
## 5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

### 5.1 Objetivo específico 1: produção de biogás em regime de auto inoculação

#### *Acompanhamento da evolução da auto inoculação*

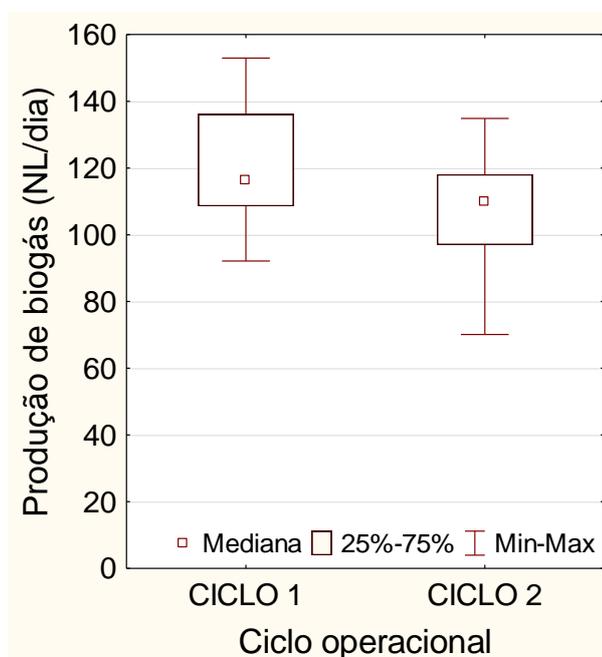
Em relação à produção de biogás, constatou-se que a mesma tendeu a se estabilizar em torno do dia 60 a 70, como mostra a Figura 5.1. Considerando os dois ciclos analisados, o valor aproximado atingido a partir desse período apresentou mediana de 113 NL/dia. Os dois ciclos se comportaram de forma muito similar. Em relação à evolução da produção de biogás, ressalta-se que em um período relativamente curto da progressão temporal (do dia 40 ao dia 60), a produção de biogás apresentou aumento considerável, saindo de valores próximos, ou ainda menores, de 20 NL/dia, para os 113 NL/dia obtidos. Uma possível explicação para essa ocorrência pode ser a adaptação da biomassa ao substrato presente, além da obtenção de uma quantidade de biomassa satisfatória para a remoção da matéria orgânica afluyente.

Salienta-se que em ambos os ciclos houve um período sem registro de dados por dificuldades operacionais, mas não inviabilizando a obtenção dos dados. Para esses momentos, foram utilizadas as leituras analógicas para obtenção de médias de produção para esses dias em questão.



**Figura 5.1** - Série temporal da produção volumétrica de biogás nos ciclos de auto inoculação

Em relação à variação dos dados de produção volumétrica, considerando os valores obtidos a partir do momento em que houve a estabilização da produção, ou seja, próximos do dia operacional 60, a Figura 5.2 mostra a dispersão dos dados e a Tabela 5.1 mostra a estatística descritiva. Salienta-se que para ambos os ciclos a amplitude interquartil foi relativamente pequena, mostrando a baixa dispersão dos dados.



**Figura 5.2** – Box-plot da produção diária de biogás nos ciclos de auto inoculação

**Tabela 5.1** - Estatística descritiva da produção diária de biogás (NL/dia)

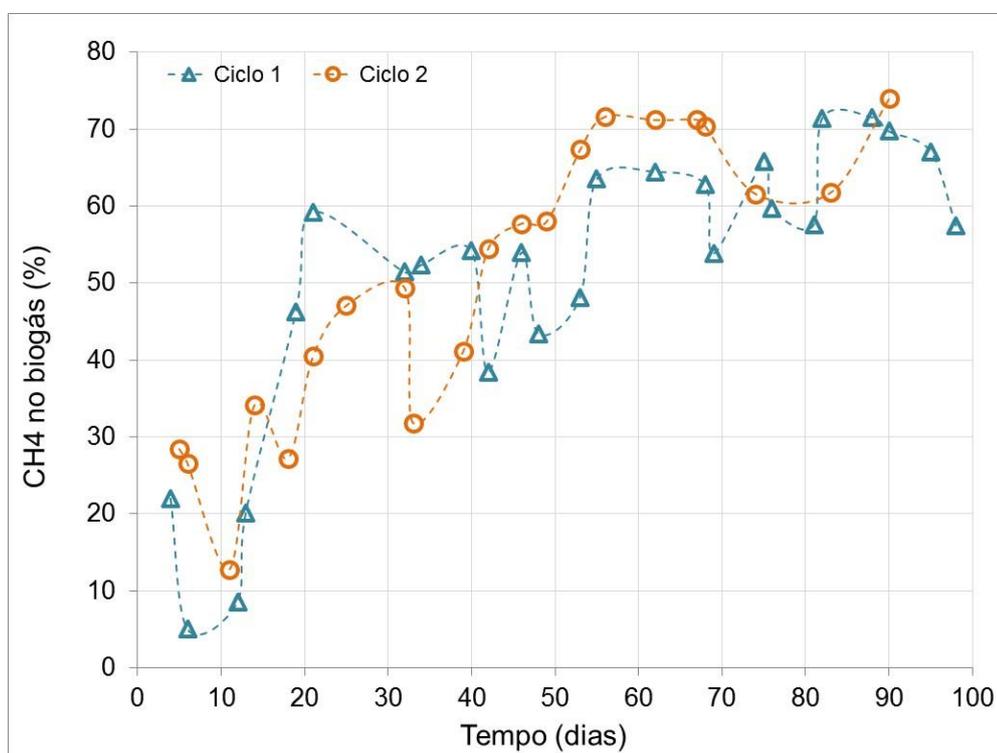
	Ciclo 1	Ciclo 2
N	36	36
Med.	117	110
Amp.Inter.	26,6	12,0

Onde: N = número de dados.

Med = mediana. Amp.Inter. = amplitude interquartil

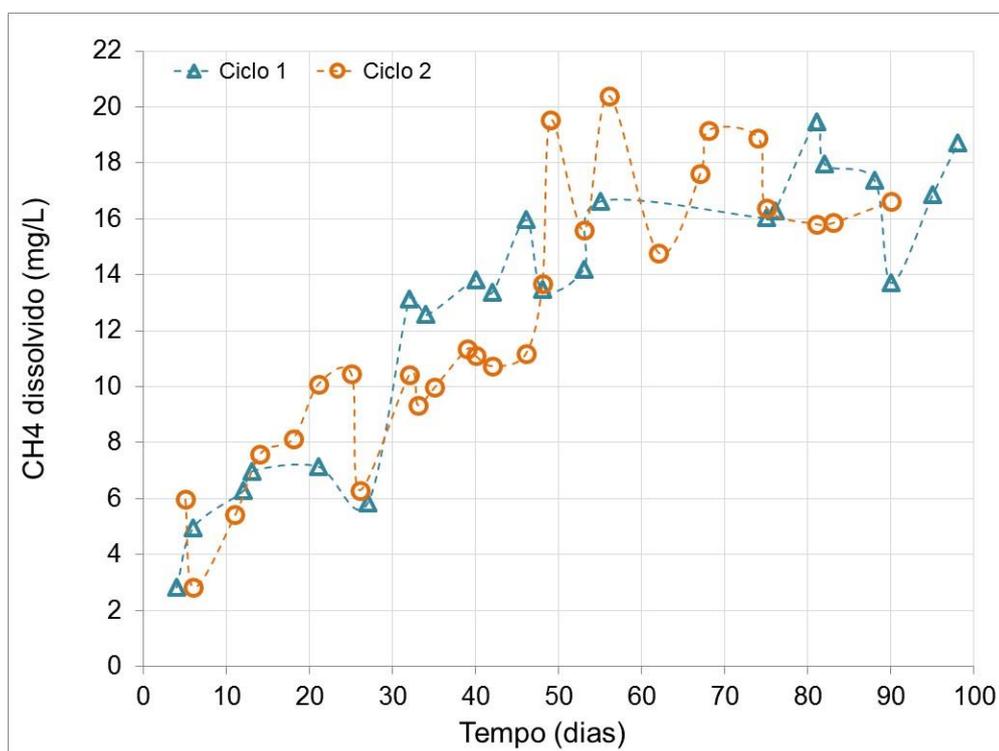
Nos ciclos investigados, as concentrações de metano no biogás, conforme pode ser observado pela Figura 5.3 com séries temporais para o transcurso da auto inoculação, foram relativamente baixas no início, sendo de até, aproximadamente, 40%<sub>v/v</sub> até próximos ao dia operacional 50, provavelmente devido à menor quantidade de biomassa presente no reator para promover a conversão da DQO em metano. A partir das proximidades do 50º dia de operação os valores encontrados estiveram dentro da faixa esperada para um reator UASB em plena operação, em torno de 67%<sub>v/v</sub>. A partir desse dia, a maioria dos dados estiveram dentro dos valores reportados pela literatura, entre 60-80%<sub>v/v</sub> de metano presente no biogás (NOYOLA, MORGAN-SAGASTUME, LÓPEZ-HERNAÁNDEZ, 2006). Ressalta-se ainda

que a amplitude interquartil dos dados no início dos ciclos era em torno de 26%<sub>v/v</sub> e, após atingir os valores esperados, o desvio padrão foi de aproximadamente 10%<sub>v/v</sub>, o que enfatiza a maior estabilidade do processo.



**Figura 5.3 -** Série temporal das concentrações de CH<sub>4</sub> no biogás nos ciclos de auto inoculação

As concentrações de metano dissolvido apresentaram também um perfil crescente em ambos os ciclos estudados, sendo no início de aproximadamente 12,5 mg/L após o dia 50, atingindo valores de, aproximadamente, 16,6 mg/L (Figura 5.4), estando de acordo com valores já encontrados por outros pesquisadores, como Souza (2010) e Matsuura *et al.* (2015) que reportam concentrações entre 15-25 mg/L.



**Figura 5.4** - Série temporal das concentrações de CH<sub>4</sub> dissolvido no efluente nos ciclos de auto inoculação

A Figura 5.5 mostra a dispersão dos dados obtidos durante os ciclos de auto inoculação, para os dados de metano no biogás e metano dissolvido no efluente, considerando dados somente a partir do momento de sua estabilização, considerado a partir do dia 60 (mesmo para produção de biogás). A Tabela 5.2 mostra a estatística descritiva das concentrações de metano presente no biogás e dissolvido no efluente.

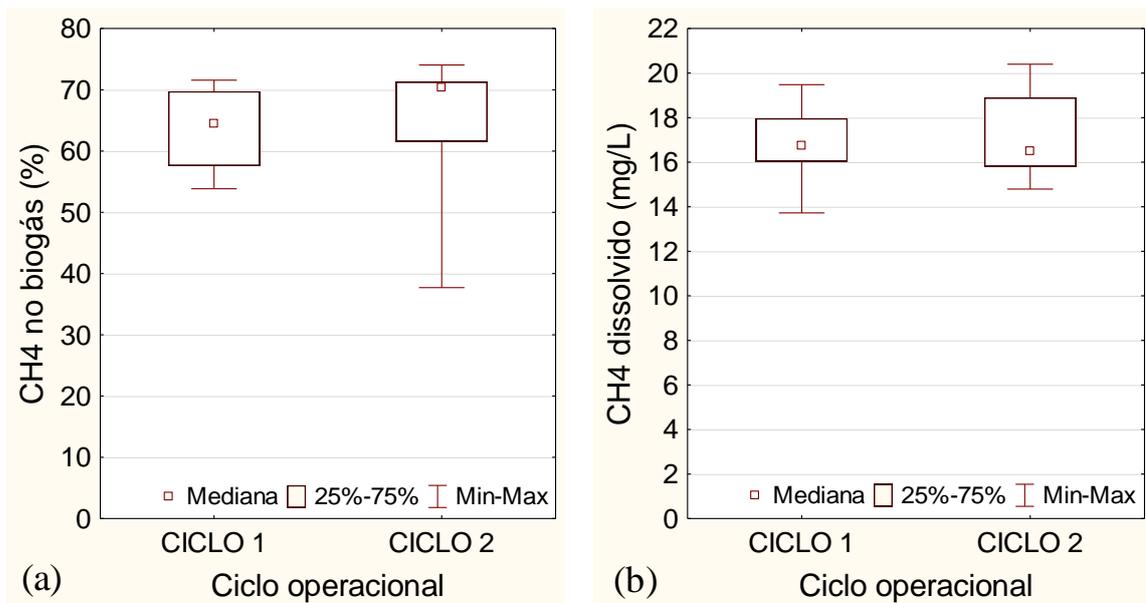
**Tabela 5.2** - Estatística descritiva das concentrações de CH<sub>4</sub>

	Biogás (%v/v)		Dissolvido (mg/L)	
	Ciclo 1	Ciclo 2	Ciclo 1	Ciclo 2
N	11	7	10	10
Med.	64	70	17,1	16,1
Amp.Inter.	9,7	9,5	1,9	2,3

Onde: N = número de dados.

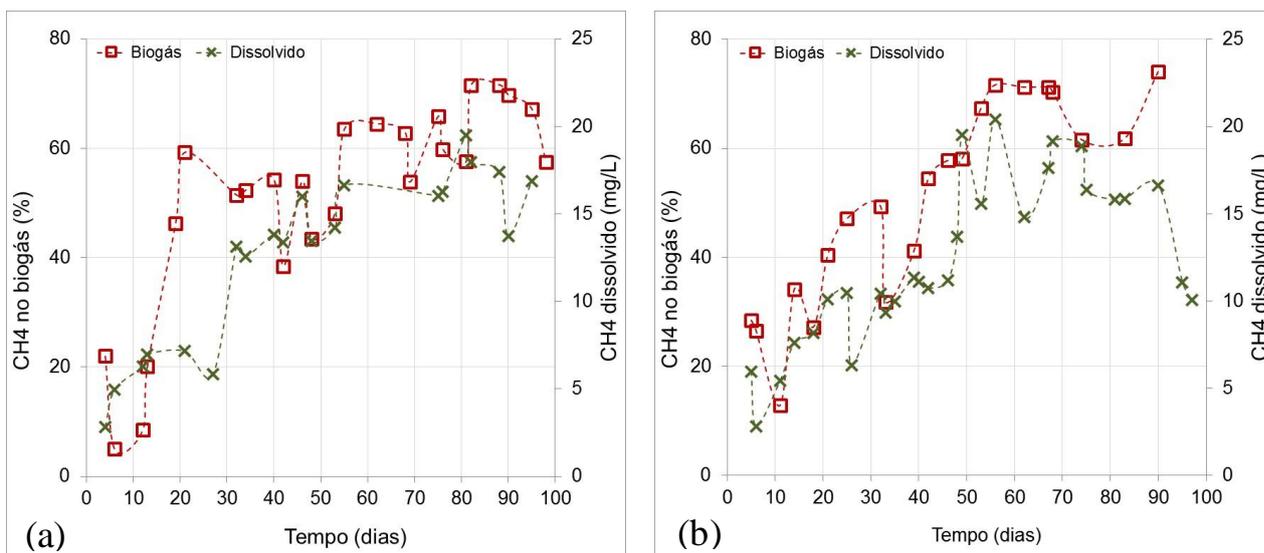
Med = mediana. Amp.Inter. = amplitude interquartil

Percebe-se que a mediana das concentrações de metano no biogás e metano dissolvido estiveram bem próximas em ambos os ciclos.



**Figura 5.5** - Box-plot dos dados de CH<sub>4</sub> nos ciclos de auto inoculação - (a) no biogás e (b) dissolvido no efluente

Outra análise possível de se fazer a respeito das concentrações de metano presente no biogás e dissolvido no efluente é que ambas apresentam comportamento semelhante, como pode ser observado na Figura 5.6. Quando ocorrem concentrações de metano no biogás relativamente baixas, a concentração de metano dissolvido no efluente também é menor. Quando a concentração de metano no biogás alcança valores elevados, a concentração de metano dissolvido no efluente também tende a ser alta.

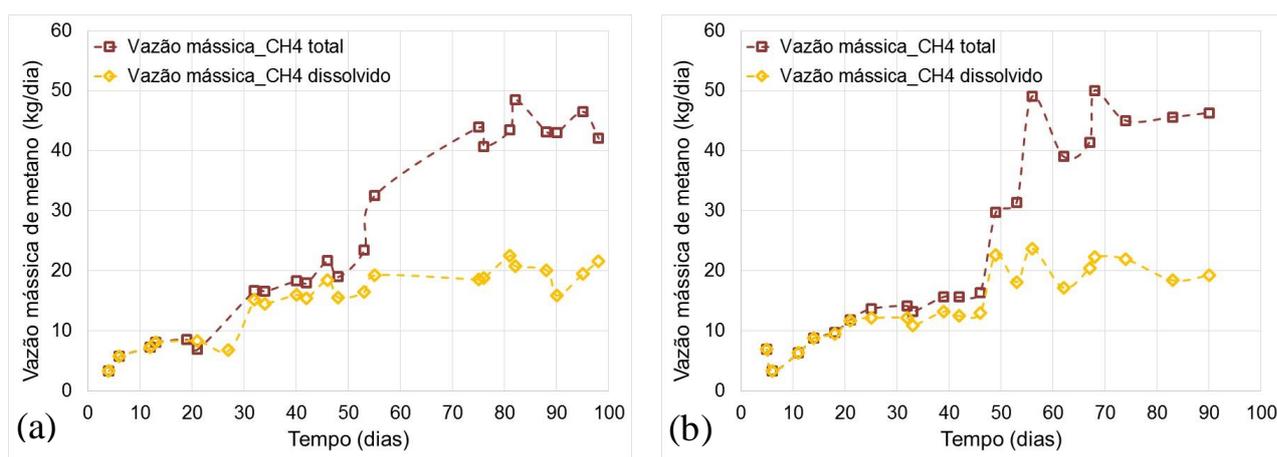


**Figura 5.6** - Séries temporais das concentrações de CH<sub>4</sub> no biogás e dissolvido no efluente - (a) ciclo1 e (b) ciclo 2

A Figura 5.7 mostra a vazão mássica de metano total produzido no reator (presente no biogás e dissolvido no efluente) e a vazão mássica de metano unicamente dissolvido no efluente ao longo dos ciclos de auto inoculação. Nota-se que até próximo do dia 50, grande parte da vazão mássica de metano permanece dissolvido no efluente. Após esse período, a carga de metano dissolvido tende a estabilizar, ao passo que a carga de metano total continua aumentando.

Entende-se que a carga de metano total aumenta devido à maior atividade biológica, promovida pela maior quantidade de lodo/biomassa no interior do reator. Como no início do ciclo de auto inoculação a produção de metano é muito baixa, devido à ausência de biomassa presente, o metano produzido permanece na fase líquida. Segundo van Handel e Lettinga (1994), o composto tende a escapar para a fase gasosa quando atinge sua concentração de saturação no meio líquido.

Assim, com o aumento da produção de metano, atinge-se o suposto limite de supersaturação no meio líquido, acima do simples equilíbrio dado pela Lei de Henry, e o metano tende, então, a desprender para a fase gasosa, compondo o biogás. Por sua vez, a carga de metano dissolvido tende a permanecer constante, uma vez que se atinge o suposto limite de supersaturação no meio líquido. Ademais, as bolhas formadas em ascensão, também promovem turbulência na interface entre as fases líquida e gasosa, facilitando o desprendimento do metano e outros gases.



**Figura 5.7** - Vazão mássica de CH<sub>4</sub> total e CH<sub>4</sub> dissolvido ao longo dos ciclos de auto inoculação - (a) ciclo 1 e (b) ciclo 2

O grau de supersaturação encontrado foi de 1,12 para o ciclo 1 e 1,02 para o ciclo 2. Hartley e Lant (2006) citam valores de supersaturação de 1 a 2 vezes, com média de 1,6. Souza (2010)

reporta valores entre 1,37 e 1,67 vezes. Os valores encontrados nesse trabalho estão abaixo dos reportados nas literaturas, entretanto, não se encontrou razões para tal fato. A Tabela 5.3 mostra os valores utilizados para o cálculo e a concentração de saturação do metano dissolvido no efluente.

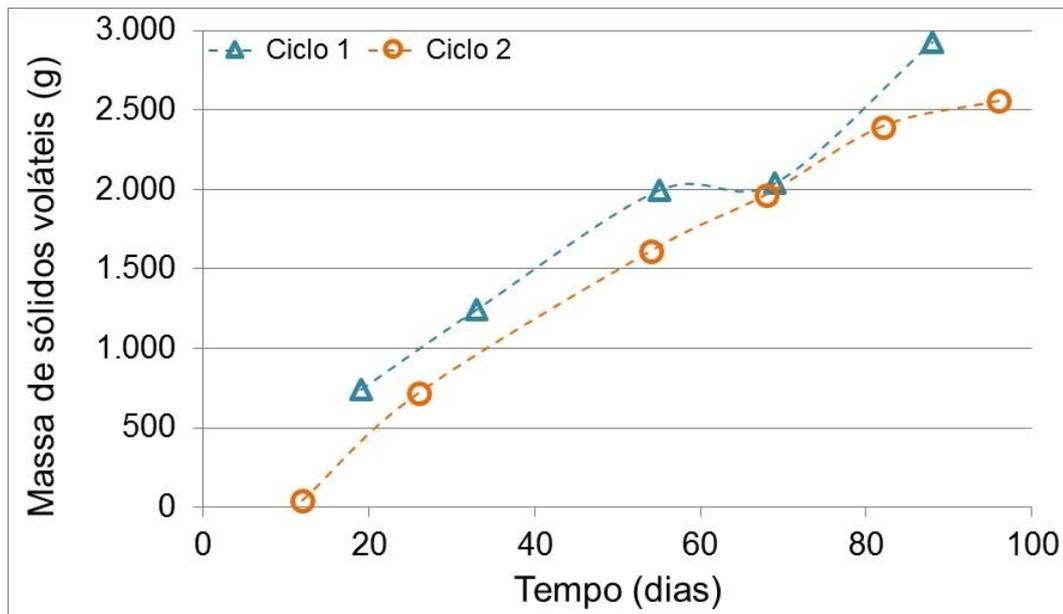
**Tabela 5.3** - Parâmetros de cálculo e concentração de saturação de metano dissolvido nos ciclos de auto inoculação

Variável	Ciclo 1	Ciclo 2
Temperatura (°C)	19,9	22,9
CH <sub>4</sub> biogás (% <sub>v/v</sub> )	64,5	70,4
Concentração de saturação (mg/L)	15,25	15,76

Foram utilizadas as constantes  $K_H$  à 15 °C = 26,4 mg/L.atm;  $K_H$  à 20 °C = 23,6 mg/L.atm;  $K_H$  à 25 °C = 21,5 mg/L.atm, de Perry e Chilton (1973), para interpolação e obtenção de  $K_H$  na temperatura de campo

Em relação à massa total de sólidos voláteis no reator, observa-se também um crescimento gradual ao longo do ciclo de operação (Figura 5.8). Nota-se que, em ambos os ciclos, a quantidade de sólidos voláteis tendeu a valores semelhantes, para um mesmo tempo de operação. Salienta-se ainda que a quantidade de lodo nos dois ciclos para a qual a concentração de metano no biogás e dissolvido no efluente chegaram a valores (por volta dos dias 60-70) de aproximadamente 2.000 gSTV. Pode-se inferir que essa seria, então, a massa mínima de biomassa presente no reator para uma operação satisfatória, sendo este um valor de referência, no qual a produção de biogás e de metano no biogás e dissolvido no efluente já apresentam valores próximos ao esperado e relativamente estáveis após um período de partida com concentrações crescentes.

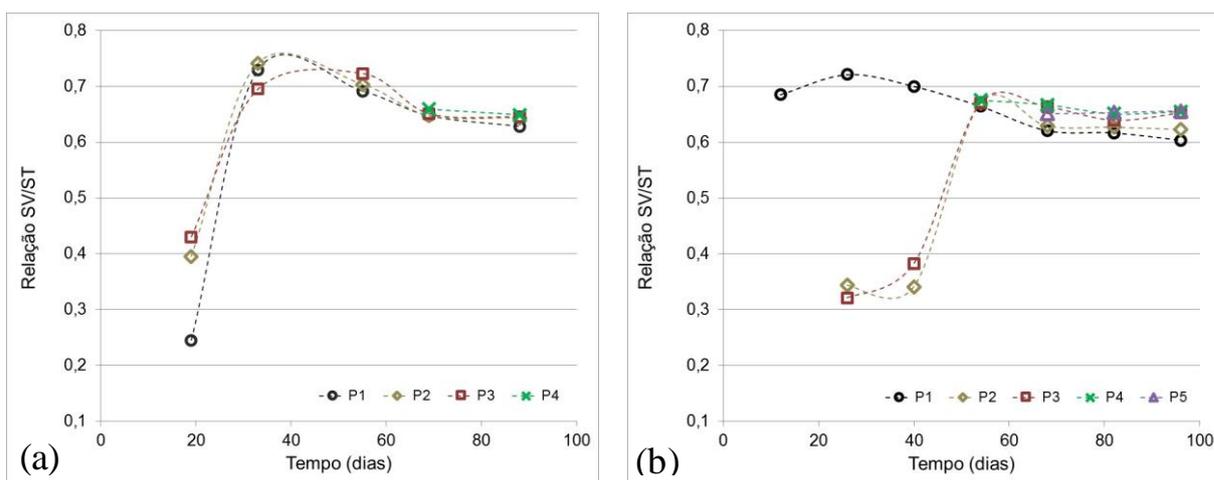
Assim, considerando a massa de sólidos (totais e voláteis) presente no reator nas proximidades do momento a partir do qual os parâmetros alcançam valores esperados ou estáveis de produção de metano (biogás e dissolvido) e a carga de matéria orgânica diária aplicada ao reator (obtida pela vazão real e pela concentração afluente estimada), tem-se a relação de 5,4 kgST/kgDQO<sub>aplicada</sub> ou, uma carga biológica de 0,29 gDQO/gSTV.dia. Chernicharo (2007) ressalta que a carga biológica máxima depende da atividade metanogênica do lodo e, que para esgotos domésticos a atividade metanogênica encontra-se usualmente na faixa de 0,1 a 0,4 gDQO/gSTV.dia, que seria, então, o limite para a carga biológica.



**Figura 5.8** - Evolução da massa de lodo (STV) no reator UASB piloto durante os ciclos de auto inoculação

Em relação à estabilização do lodo no reator (relação STV/ST), observa-se pela Figura 5.9 que, nos ciclos analisados, no início do período operacional, o lodo localizado no leito (primeiros pontos: P2 e P3, localizados a alturas de 0,8 m e 1,3 m) possuía elevada estabilidade (baixa relação STV/ST), ao contrário dos demais pontos. Depois, por volta do dia 60, os valores se aproximaram em toda a coluna do reator (P1 a P5), com relação STV/ST média de 0,64, o que é considerado um lodo de boa estabilidade de acordo com Chernicharo (2007).

Com a estabilidade do lodo no reator relativamente constante a partir dos dias 60-70 e com a quantidade de lodo total ainda em progressão crescente, entende-se que o sistema havia atingido uma relação alimento/micro-organismo necessária, abaixo da qual a produção de biogás se daria em quantidade apreciável. Assim, confirma-se que as produções esperadas e que podem ser coletadas para aproveitamento na linha de gás de metano e biogás no reator UASB estejam associadas não somente às eficiências de remoção de DQO, mas, principalmente, a uma quantidade mínima de micro-organismos, provocada pelo crescimento da camada de lodo ao longo da coluna de digestão do reator. Após a estabilização das produções de metano e biogás no reator, constatou-se um lodo de 4% no P1 (0,30 m), 3% no P2 (0,80 m), 2% no P3 (1,30 m) e 1% no P4 (1,80 m).



**Figura 5.9** – Evolução da relação STV/ST no reator UASB piloto durante a auto inoculação – (a) ciclo 1 e (b) ciclo 2

Ainda em relação à massa mínima necessária para uma degradação anaeróbica satisfatória da matéria orgânica aplicada, a Tabela 5.4 mostra os valores utilizados para o cálculo a partir da metodologia proposta por Chernicharo (2007), com as adaptações conforme discutido na metodologia (utilização de apenas 43,9% da DQO de entrada que, segundo Souza (2010) é de fato o que é convertido a metano) e, a Tabela 5.5 mostra os valores obtidos, medidos referentes aos dias 69 e 68 de operação, para os ciclos 1 e 2, respectivamente.

**Tabela 5.4** - Parâmetros de cálculo de massa mínima para o reator UASB piloto nos ciclos de auto inoculação

Variável	Parâmetro de entrada
Vazão afluyente (m <sup>3</sup> /dia)	1,16
DQO <sub>afluyente</sub> (mg/L)	500
AME (kgDQO <sub>CH4</sub> /kgSTV.dia)	0,20
DQO convertida a CH <sub>4</sub> (%)*	43,9
Relação STV/ST do lodo	0,65

\*Souza (2010)

**Tabela 5.5** - Massa mínima para o reator UASB piloto nos ciclos de auto inoculação

	Ciclo 1		Ciclo 2	
	ST (g)	STV (g)	ST (g)	STV (g)
Calculado	1.961	1.269	1.955	1.273
Obtido	3.141	2.038	3.110	1.967

Percebe-se que a massa obtida nos ciclos no momento a partir do qual se mediu o lodo e se identificou que os parâmetros alcançaram os valores esperados ou estáveis, estavam bem acima da mínima calculada. No ciclo 1, a massa contida no interior do reator estava cerca de 60% acima do calculado e no ciclo 2 nota-se uma quantidade cerca de 57% acima da mínima

calculada. Uma possível explicação para este fato é também a superestimação do valor adotado da AME, de 0,20 gDQO<sub>CH4</sub>/gSTVdia que, estando acima do valor de campo, leva também à subestimação do valor de massa mínima.

Nesse sentido, buscando o cálculo da atividade metanogênica de campo (AMC), para esse momento com os parâmetros estáveis de produção de metano e remoção de DQO (cerca de 65%, conforme esperado), a atividade metanogênica do lodo no reator, determinada pelos parâmetros mensurados (metano no biogás e dissolvido e quantidade de STV pelo perfil de sólidos coletado), foi de 0,14 gDQO<sub>CH4</sub>/gSTVdia. Esse resultado obtido foi menor que o utilizado no cálculo teórico (0,20 gDQO<sub>CH4</sub>/gSTVdia), como foi suposto, uma vez que se alcançou uma massa mínima calculada menor que a obtida quando os parâmetros chegaram a valores esperados e estáveis. Assim, tem-se que para produção de 0,14 g de DQO convertida a metano, é necessário pelo menos 1 g de STV no reator.

A massa mínima anteriormente calculada levou em consideração a carga orgânica, com a estimativa de que 43,9% da mesma é convertida a metano (Souza, 2010). Já a atividade metanogênica de campo, foi calculada a partir dos dados obtidos no experimento (vazão afluente, vazão de biogás, concentração de metano dissolvido no efluente e massa de sólidos totais voláteis). Assim, utilizando-se a atividade metanogênica de campo, encontrou-se novos valores de massa mínima, que estiveram apenas 10% e 11% acima dos valores obtidos em campo, para os ciclos 1 e 2, respectivamente. Esses valores mostram uma maior aproximação das condições necessárias em campo e, evidenciam, conforme esperado, o fato de que a AME de 0,20 gDQO<sub>CH4</sub>/gSTVdia de fato subestima a massa mínima.

Por fim, percebe-se, ao final dos experimentos realizados, que a auto inoculação de reatores UASB é sim viável para as estações de tratamento de esgotos no sentido de se produzir o biogás em quantidade prevista, conforme o calculado.

Primeiramente, pelo fato de ter-se alcançado períodos para estabilização da produção de biogás e metano relativamente menores que os reportados em literaturas para a estabilização da remoção de matéria orgânica, de quatro a seis meses, segundo Chernicharo e Borges (1996), Barbosa e Sant'anna (1989) e Kalogo, MBouche e Verstraerte (2001), que trabalharam com reatores UASB nas temperaturas variando de 19 a 29 °C.

Salienta-se que as eficiências de remoção de matéria orgânica e sólidos também estiveram dentro do esperado para este tipo de tratamento (poucos resultados de amostras simples para DQO e sólidos suspensos e sedimentáveis, não considerados neste trabalho).

Ademais, o fato de se obter em campo valores muito próximos aos calculados teoricamente, de forma relativamente rápida, facilita o gerenciamento e escolhas de tecnologias para o aproveitamento do biogás.

### ***Comparações entre as produções esperadas de metano e biogás na condição de reator UASB estabilizado***

Os procedimentos para os cálculos de produções esperadas de biogás foram detalhados no tópico 4.8. Assim, a estimativa de produção de biogás foi calculada a partir da metodologia proposta por Chernicharo (2007) adequada com o balanço desenvolvido por Souza (2010). Foram utilizando alguns valores estimados a partir de literatura e valores obtidos em cada ciclo, porém, considerando os dados a partir do dia operacional 60, momento em que os valores de produção de biogás tenderam a se estabilizar. A Tabela 5.6 mostra os valores utilizados para o cálculo.

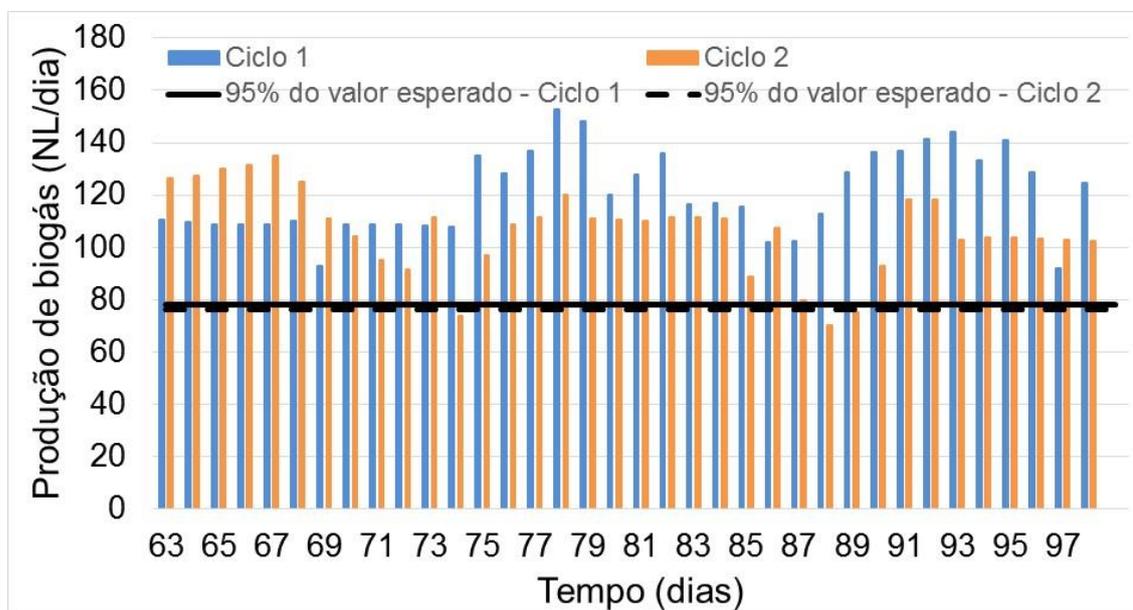
**Tabela 5.6** - Parâmetros de cálculo para carga de  $DQO_{CH_4\_biogás}$  e vazão de biogás para o reator UASB piloto nos ciclos de auto inoculação

Variável	Parâmetro de entrada	
	Ciclo 1	Ciclo 2
Vazão afluente (m <sup>3</sup> /dia)	1,16	
DQO <sub>afluente</sub> (mg/L)**	500	
Eficiência de remoção (%)**	65	
Carga DQO <sub>afluente</sub> (kgDQO/dia)	0,58	
Carga DQO <sub>efluente</sub> (kgDQO/dia)	0,20	
DQO <sub>sulfatoredução</sub> (%)*	4,7	
DQO <sub>lodo</sub> (kgDQO/dia)	0,05	
DQO <sub>complementar</sub> (%)*	11,6	
CH <sub>4</sub> <sub>dissolvido</sub> (mg/L)	17,1	16,1
Carga DQO <sub>CH<sub>4</sub><sub>dissolvido</sub></sub> (kgDQO/dia)	0,08	0,07
CH <sub>4</sub> <sub>biogás</sub> (%)	64	70
Temperatura ambiente (°C)	20	23

\*Valores representam o percentual em relação à carga de DQO<sub>afluente</sub>, baseados no balanço de DQO desenvolvido por Souza (2010)

\*\*Valores estimados a partir de dados históricos obtidos no CePTS, Souza (2010). Os demais valores foram obtidos no experimento.

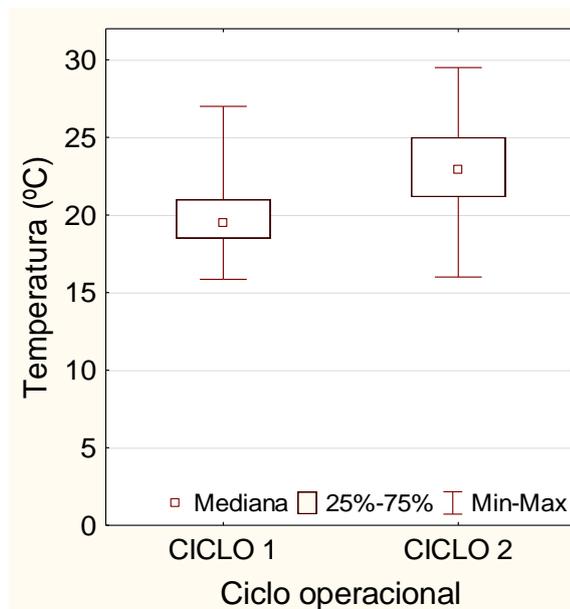
Como resultado dos cálculos foi obtido uma produção de biogás de cerca de 88 L/dia ou 82 NL/dia, para o ciclo 1 e, 87 L/dia ou 80 NL/dia para o ciclo 2. A Figura 5.10 mostra as produções de biogás alcançadas (a partir do dia operacional 60) e também os valores esperados, conforme cálculos teóricos.



**Figura 5.10** - Produções de biogás obtidas X Produções de biogás calculadas

Assim, para o primeiro ciclo, considerando os dados de produção diária de biogás a partir do dia 60, que totalizaram 36, 100% estiveram acima de 95% do valor normalizado calculado. Para o ciclo 2, dados também a partir do dia 60, que totalizaram 36, 92% dos dados estiveram acima de 95% do valor normalizado calculado. O ciclo 2, apesar de apresentar menor produção volumétrica de biogás e, atingir em menor percentual o valor esperado que no ciclo 1, apresentou um biogás com melhor qualidade, uma vez que o percentual de metano presente no mesmo foi maior que no ciclo 1.

A temperatura ambiente foi de 20 °C no ciclo 1 e, 23 °C no ciclo 2, considerando medianas. Foram avaliados 98 dados para o ciclo 1 e 95 dados para o ciclo 2, compreendendo todo o período, desde a partida sem inóculo. Assim, em busca de interpretações para os resultados encontrados, fez-se também a avaliação da temperatura diária. Foi aplicado o teste estatístico *U de Mann-Whitney*, para comparação de amostras independentes a um nível de confiança de 95%. A variação dos dados encontrados pode ser visualizada na Figura 5.11.



**Figura 5.11** - Box-plot da temperatura durante os ciclos de auto inoculação

O teste foi realizado considerando apenas o período a partir do dia 60, no qual as produções de biogás e metano alcançaram valores esperados e estáveis. Para o ciclo 1 foram avaliados 39 dados e para o ciclo 2, 36. As medianas se mantiveram assim como no período completo dos ciclos (20 °C e 23 °C, para os ciclos 1 e 2, respectivamente). Para ambas as análises, os testes mostraram que os dados foram significativamente diferentes para os períodos analisados.

Uma vez que a DQO convertida a metano no biogás foi calculada utilizando os valores medidos de metano dissolvido, faz-se ainda uma inferência relacionada ao mesmo. Constatou-se que a concentração de metano dissolvido foi menor no ciclo 2 do que no ciclo 1 (sem, entretanto, apresentar diferenças significativas). Conforme discutido por van Haandel e Lettinga (1994) o biogás é produzido em um digestor anaeróbio quando as concentrações dos constituintes na fase líquida excedem as concentrações de saturação. Assim, seria de se esperar que uma maior concentração de metano na fase líquida, promovesse maiores desprendimentos para a fase gasosa, como de fato ocorreu, tendo o ciclo 1 maior produção de biogás. Ademais, no ciclo 2 verificou-se também maior temperatura ambiente, o que influencia também na solubilidade dos constituintes na fase líquida, sendo ela tanto menor, quanto maior for a temperatura.

Com essa análise comparativa entende-se que, a partir da metodologia proposta por Chernicharo (2007) juntamente com as adaptações do balanço de massa desenvolvidas por

Souza (2010) é possível estimar a produção volumétrica de biogás em cálculos teóricos, alcançando valores bastante próximos dos reais, obtidos em campo.

Conforme discutido na revisão de literatura, para os casos reais em ETEs com reatores UASB, a grande discrepância observada no passado, dos dados teóricos calculados e os obtidos em campo se devia especialmente à parcela de metano dissolvido no efluente que, por ser consideravelmente elevada, superestima a produção de biogás. Assim, pode-se afirmar que, considerando devidamente todas as parcelas de consumo de DQO em um reator UASB, chega-se a valores de produção de biogás e metano na fase gasosa próximos aos reais, que são os valores que de fato interessam em uma ETE que vise o aproveitamento desse subproduto.

Por fim, comparando-se o valor de  $DQO_{CH_4\_biogás}$  calculado com o obtido e também as produções volumétricas de biogás, tem-se que, para ambos os ciclos analisados, os valores tenderam bem próximo do real, conforme mostrado na Tabela 5.7.

**Tabela 5.7** - Dados comparativos de produção de metano e biogás nos ciclos de auto inoculação

Dados de produção de metano e biogás	DQO <sub>CH<sub>4</sub>_biogás</sub> (kgDQO/dia)		Vazão de biogás (NL/dia)	
	Ciclo 1	Ciclo 2	Ciclo 1	Ciclo 2
Calculado (método adaptado)	0,152	0,161	82	80
Obtido (medido em campo)	0,200	0,203	117*	110*

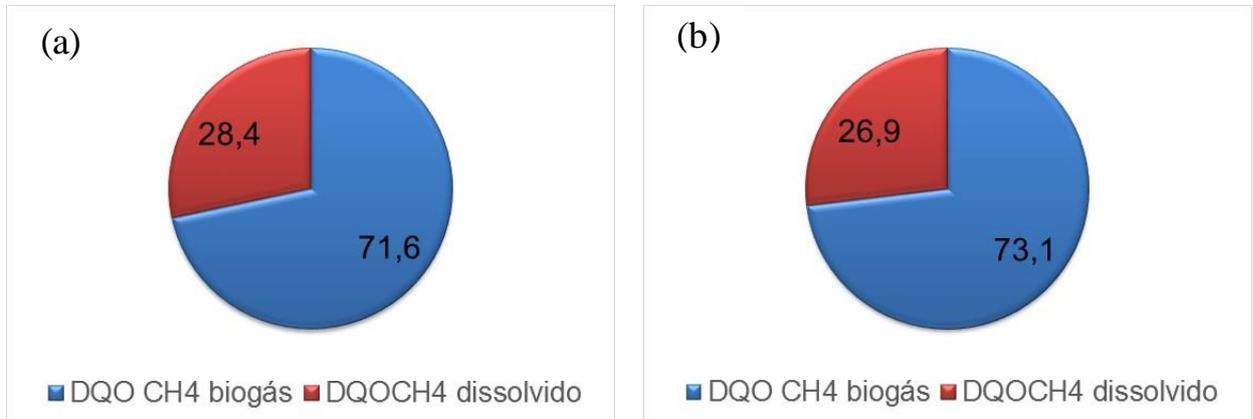
\*valor de mediana, a partir do dia operacional 60

Sobre o fato de se ter encontrado maiores valores obtidos em campo do que os calculados, tanto para  $DQO_{CH_4\_biogás}$  quanto para vazão de produção de biogás, pode estar relacionado à menor ocorrência das parcelas adotadas de  $DQO_{sulfatoredução}$  e/ou  $DQO_{complementar}$ , uma vez que a parcela de  $DQO_{lodo\_retido}$ , que representa a matéria orgânica utilizada na síntese do lodo retido no reator, também foi calculado em campo e, também foi menor que a encontrada no balanço de Souza (2010). Nesse experimento, a  $DQO_{lodo\_retido}$  representou 8,8% e 8,0% da DQO aplicada, para os ciclos 1 e 2, respectivamente, enquanto Souza (2010) reporta o valor de 10,3%.

Para a parcela de metano dissolvido, o balanço desenvolvido por Souza (2010), para um TDH de 7 horas, apresentava que 62% da DQO convertida a metano, permanecia na fase gasosa, ou seja, 38% permanecia na fase líquida, dissolvido no efluente. Em relação à DQO de entrada, tinha-se que cerca de 17% era convertida a metano dissolvido. Na presente pesquisa a parcela

de DQO convertida a metano dissolvido foi menor que a encontrada por Souza (2010), sendo de aproximadamente 14% e 13%, para os ciclos 1 e 2, respectivamente.

Para os ciclos analisados no presente trabalho, a Figura 5.12 mostra a distribuição da DQO<sub>aplicada</sub> convertida a metano, nas suas fases gasosa e líquida.



**Figura 5.12** - Balanço de massa da DQO total afluyente convertida a metano – (a) ciclo 1 e (b) ciclo 2

## **5.2 Objetivo específico 2: produção de biogás em regime de massa máxima e mínima**

Esse objetivo teve duração total de 210 dias de operação, sendo que, nos primeiros 122 dias, o reator operou simplesmente acumulando lodo em seu interior, a fim de se aproximar do valor de massa máxima. Para isso, não houve a realização de descartes periódicos de lodo ao longo da coluna do reator.

No dia 123 foi realizado um descarte de lodo no ponto 3 da coluna do reator, localizado a 1,0 m de altura. A escolha desse ponto para o descarte se baseou nos dados obtidos nos experimentos de auto inoculação, considerando a quantidade de lodo presente no momento em que se alcançou dados de produção de biogás próximos do estável e esperado a partir de cálculos teóricos (em torno do dia 60), entendendo que a massa daquele momento seria então a suficiente para se obter produção de biogás estável. Foi descartado todo o volume localizado acima do ponto 3, mantendo dessa forma, uma massa de aproximadamente 3.126 gST ou 2.000 gSTV, valor médio obtido na auto inoculação, supostamente sendo próximo da massa mínima.

Para essas considerações, foram utilizadas também as relações obtidas nos ciclos de auto inoculação de que, em média, seriam necessários para uma produção de biogás estável, cerca de 5,2 gST/gDQO<sub>aplicada</sub> e carga biológica de 0,29 gDQO/gSTV.dia. Considerando as condições de carga aplicada no momento anterior ao descarte, as relações indicavam a presença de cerca de 10,4 gST/gDQO<sub>aplicada</sub> e carga biológica de 0,15 gDQO/gSTV.dia. Fazendo-se o descarte a partir do ponto 3, as novas relações operacionais no reator foram de cerca de 4,0 gST/gDQO<sub>aplicada</sub> e carga biológica de 0,42 gDQO/gSTV.dia. Com isso, os valores estariam distantes das relações obtidas nos ciclos de auto inoculação, como também a massa iniciaria estando um pouco abaixo da calculada para o período, que foi de aproximadamente 3.729 gST, valor que será discutido adiante.

A partir de então, nos 88 dias seguintes, o reator operou com descartes periódicos de lodo, a fim de se manter no interior do reator uma massa próximo da mínima de lodo, a fim de verificar sua influência na produção de biogás.

Conforme colocado no capítulo 4, o TDH de referência para esta fase foi de 7 horas. Entretanto, devido a dificuldades operacionais em relação aos equipamentos disponíveis para

alimentação do reator (bomba e inversor) e também em relação ao monitoramento em campo, o ajuste da vazão ficou comprometido, tendo sido mais difícil manter próximo do TDH de referência.

Novamente, assim como no objetivo específico 1, considerou-se, nos cálculos que se fizeram necessários, uma DQO afluyente de 500 mg/L e uma eficiência de remoção de 65%, valores, obtidos de dados históricos de outras pesquisas realizadas também no CePTS – nos experimentos anteriores, como em Souza (2010) inclusive, nos mesmos aparatos de pesquisa e condições operacionais (dados não apresentados).

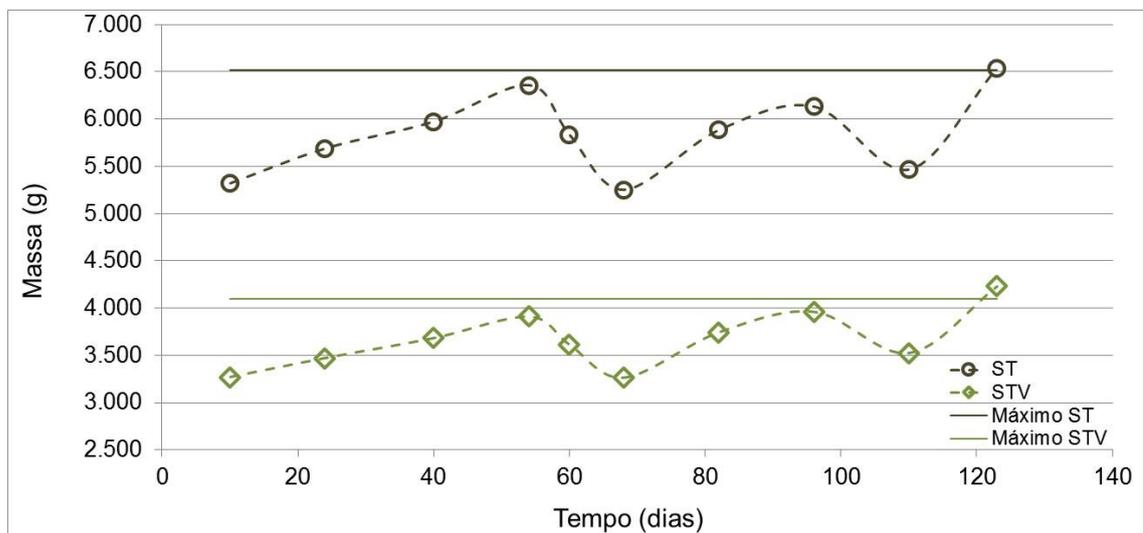
## **5.2.1 Fase 1 - Massa máxima**

### **5.2.1.1 Massa e perfil de lodo**

Para a primeira fase experimental, o cálculo de massa mínima a partir da metodologia proposta por Chernicharo (2007) foi previamente realizado, fazendo-se as mesmas considerações utilizadas nos ciclos de auto inoculação, da utilização carga orgânica efetivamente convertida a metano e, tendo por base também a atividade metanogênica encontrada em campo no objetivo anterior, de 0,14 gDQO<sub>CH4</sub>/gSV.dia. O resultado determinado foi de, aproximadamente, 3.146 gST e 1.977 gSTV. Obviamente, valores próximos ao de massa mínima calculada para os ciclos de auto inoculação.

Fazendo-se uma simulação, supondo valores de concentração de sólidos, a partir de relatos de literatura (CHERNICHARO, 2007), para se estimar uma massa máxima do reator, foi considerada a concentração de ST de 60 g/L para os pontos 1 e 2, 45 g/L para o ponto 3, 20 g/L para o ponto 4 e 15 g/L para o ponto 5. Dessa forma, a massa máxima, para essas concentrações, seria de 6.520 gST no reator. Na média, considerando toda a zona de digestão, a concentração nessa condição simulada seria de 39 g/L.

A evolução do lodo no interior do reator pode ser observada na Figura 5.13. Salienta-se que o gráfico reporta a massa de lodo contida somente até o final da zona de digestão. As linhas contínuas representam o valor da estimativa da massa máxima durante o experimento, considerando as condições previstas.



**Figura 5.13** - Série temporal da evolução da massa de lodo no reator UASB - fase 1, massa máxima

Cabe ressaltar que a qualidade do efluente ao longo de toda essa fase 1, não havia sido deteriorada, isto é, não apresentou saída de grandes quantidades de sólidos no efluente (SSd na faixa de 0,2 mL/L). Ressalta-se que, imediatamente antes do descarte (dia 123), avaliando a massa de lodo, incluindo a que atingiu a zona de decantação, ou seja, em pontos superiores ao nível inicial do separador trifásico (ponto 8 – altura de 3,6 m), a massa de lodo já era de 7.741 gST. Nesse mesmo ponto amostrado, se verificou grande concentração de sólidos, de aproximadamente 29 gST/L.

Ao dia 123, a massa total estava 108% acima do mínimo calculado para ST e 114% acima do mínimo calculado para STV, ou ainda, 0,3% acima da massa máxima estimada, de 6.520 gST.

Sobre as relações encontradas para quantidade de lodo por quantidade de matéria orgânica aplicada, tem-se que no momento anterior ao descarte havia cerca de 10,4 gST/gDQO<sub>aplicada</sub> e carga biológica de 0,15 gDQO/gSTV.dia, valores bem distantes aos encontrados ao fim dos ciclos de auto inoculação, que foi situação basicamente próxima da massa mínima.

Nota-se que houve períodos com declínio de lodo no reator, o que não inviabilizou a continuidade dos estudos, uma vez que a dinâmica do comportamento do lodo no interior dos reatores é de extrema complexidade e, por isso, importa tentar buscar um entendimento maior. Porém, salienta-se que não foram encontradas justificativas para essa ocorrência, assim como não se descarta as próprias incertezas do método analítico de sólidos totais.

No trabalho realizado por van Haandel *et al.* (1999) houve também um período com decréscimo de massa total de lodo no interior do reator. Na ocorrência desse fato, os autores concluíram que o reator teria atingido sua massa máxima, hipótese corroborada também pela presença de sólidos no efluente do reator. Curiosamente, no presente estudo, houve dois momentos com decréscimo de massa no reator, ambos quando o reator atingiu o valor próximo ao estimado como sendo a massa máxima do reator, o que poderia confirmar a hipótese levantada pelos autores de que, quando o reator atinge sua massa máxima e, estando em estado estacionário, não há mais acumulação de lodo e, eventualmente, ocorre sua diminuição.

O valor obtido anteriormente ao descarte realizado mostrou uma concentração de 0,4 gST/L no ponto mais alto, anterior ao separador trifásico (ponto 7 – altura de 3,2 m) e, nesse momento, a concentração de sólidos sedimentáveis no efluente final era de 0,4 mL/L.

Segundo van Haandel *et al.* (1999), para reator operando com TDH entre 4 e 8 h, um descarte de 50 a 60% do lodo contido afeta consideravelmente a eficiência e a estabilidade operacional do reator apenas nos primeiros dias após as descargas. Assim, concluíram que, considerando que a massa no reator seja máxima, um descarte de 60% do lodo presente não prejudica o desempenho do reator. No presente estudo, para se iniciar a fase experimental 2, buscando estabelecer valores próximos à massa mínima no interior do reator, o primeiro descarte realizado foi de aproximadamente 53% da massa de lodo contida no interior do reator.

Segundo Leitão *et al.* (2005a), é necessário que haja um espaço entre a manta de lodo e o separador trifásico. Possivelmente para que seja evitado o arraste de lodo até o decantador e daí, para o efluente final, deteriorando a sua qualidade. Considerando que aos 110 dias de operação, o lodo amostrado no ponto 6 (altura de 2,7 m) já estava com concentração de aproximadamente 15 g/L e, estando o mesmo localizado a apenas alguns centímetros do separador trifásico (aproximadamente 60 centímetros), considerou-se que nesse momento o reator estaria próximo de atingir a massa máxima ou já teria alcançado a mesma.

Para esta fase a idade do lodo foi de, aproximadamente, 86 dias, valor superior ao reportado em literatura, de 30 a 50 dias para reatores UASB tratando esgoto doméstico com TDH entre 4 e 8 horas (van Haandel e Lettinga, 1994). Entretanto, segundo van Haandel *et al.* (2015) é vantajoso operar o reator com a máxima idade de lodo, uma vez que a digestão anaeróbia da matéria orgânica acompanha o aumento desse parâmetro.

### 5.2.1.2 Produção de biogás

Foi feito o cálculo para a primeira fase da produção diária esperada de biogás, a partir da metodologia proposta por Chernicharo (2007) adaptada ao balanço de massa desenvolvido por Souza (2010). A Tabela 5.8 mostra os valores utilizados para o cálculo da carga de DQO convertida a metano e da vazão diária de biogás.

**Tabela 5.8** - Parâmetros de cálculo para carga de  $DQO_{CH_4\_biogás}$  e vazão de biogás para o reator UASB piloto na fase 1 – massa máxima

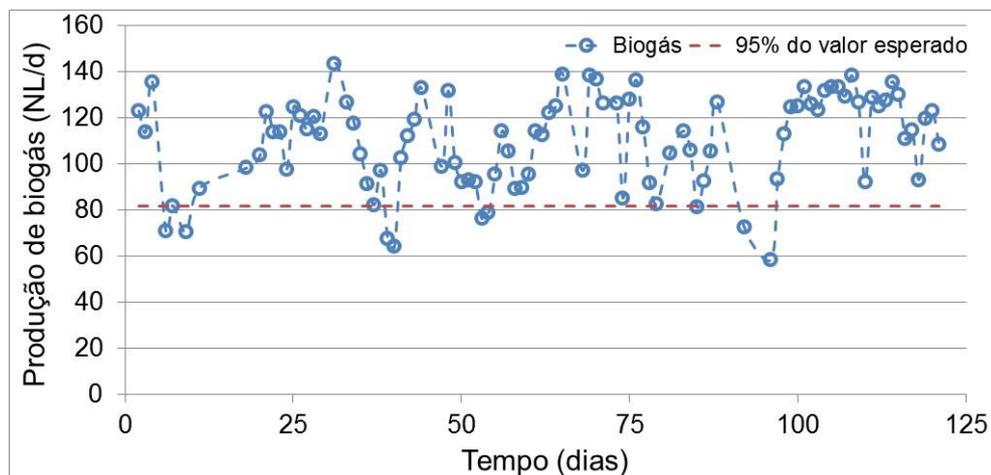
Variável	Parâmetro de entrada
Vazão afluyente ( $m^3/dia$ )	1,25
$DQO_{afluyente}$ (mg/L)**	500
Eficiência de remoção (%)**	65
Carga $DQO_{afluyente}$ (kgDQO/dia)	0,63
Carga $DQO_{efluente}$ (kgDQO/dia)	0,22
$DQO_{sulfatoredução}$ (%)*	4,7
$DQO_{lodo}$ (kgDQO/dia)	0,03
$DQO_{complementar}$ (%)*	11,6
$CH_4_{dissolvido}$ (mg/L)	22,1
Carga $DQO_{CH_4_{dissolvido}}$ (kgDQO/dia)	0,11
$CH_4_{biogás}$ (%)	69
Temperatura ambiente ( $^{\circ}C$ )	23

\*Valores representam o percentual em relação à carga de  $DQO_{afluyente}$ , baseados no balanço de DQO desenvolvido por Souza (2010)

\*\*Valores estimados a partir de dados históricos obtidos no CePTS, Souza (2010). Os demais valores foram obtidos no experimento.

O resultado obtido foi de 96 L/dia ou 83 NL/dia. A Figura 5.14 mostra a produção de biogás durante o período. No total, foram avaliados nessa fase, 95 dados. Para esses valores, a mediana foi de 124 L/d, ou 114 NL/dia e a amplitude interquartil de 33 N/dia.

Percebeu-se que, apesar de em alguns dias haver uma maior variação em relação à produção alcançada e também esperada, com valores bem abaixo do esperado, de maneira geral, no período analisado, 91% dos valores obtidos estiveram acima de 95% do valor esperado, o que mostra a grande proximidade do valor calculado com o obtido na realidade, fato que favorece o gerenciamento desse subproduto formado.



**Figura 5.14** - Produção diária de biogás - fase 1, massa máxima

Apesar do aumento considerável de biomassa presente no reator ao longo do tempo, não se observou relação direta com a produção diária de biogás, uma vez que, durante todo o período, os valores variaram aleatoriamente, conforme mostrado na Figura 5.14. Contudo, a produção de biogás sempre esteve, conforme já discutido anteriormente, próxima dos valores esperados, inclusive quando a quantidade de lodo no reator esteve próxima da massa máxima, nos ciclos de auto inoculação.

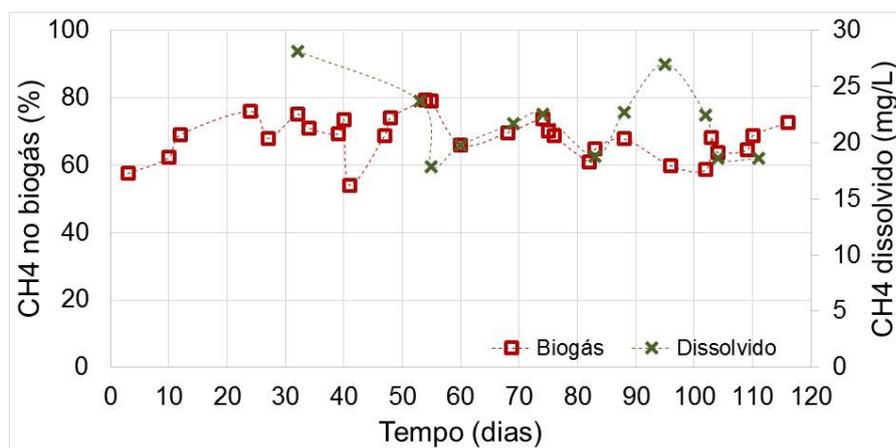
Assim, depreende-se a conclusão de que a partir do valor de massa mínima, um aumento na quantidade de lodo não provoca aumento considerável na produção de biogás, assim como observa-se uma instabilidade cíclica na mesma. Sendo ainda, desaconselhável trabalhar com reator sempre em massa máxima, uma vez que em casos de falhas operacionais na estação de tratamento de esgoto, não seria possível permitir um acúmulo para adequações, como por exemplo, a necessidade da não realização de descarte para um sistema de desidratação com problemas.

Em relação à concentração de metano no biogás, a mediana dos valores de concentração obtida foi de 69%<sub>v/v</sub>, valor coerente com os dados reportados em literatura (NOYOLA, MORGAN-SAGASTUME, LÓPEZ-HERNAÁNDEZ, 2006). Em relação à carga de DQO aplicada, tem-se a estimativa de que 33% foi convertida a metano que despreendeu para a fase gasosa. Em relação à DQO convertida a metano, estimou-se que 65% foi para a fase gasosa.

Já em relação à concentração de metano dissolvido no efluente, a concentração mediana da fase foi de 22,1 mg/L, valor também dentro do esperado de acordo com pesquisa realizada por Souza (2010), que obteve cerca de 19-24 mg/L, no mesmo aparato. No período analisado,

estimou-se que 18% da DQO aplicada permaneceu como metano dissolvido, ou 35% da DQO convertida a metano permaneceu dissolvida.

A Figura 5.15 mostra a série temporal do metano presente no biogás e do metano dissolvido no efluente para o período analisado.



**Figura 5.15** - Série temporal de CH<sub>4</sub> presente no biogás e dissolvido no efluente - fase 1, massa máxima

Singh, Harada e Viraraghavan (1996) trabalhando com um reator UASB piloto, de 140 L, tratando esgoto sintético de DQO entre 300-500 mg/L, na temperatura entre 20-30 °C, avaliaram diferentes condições operacionais, variando-se o TDH e a carga orgânica aplicada. A produção obtida de metano foi de 141,2 L/kgDQO<sub>removida</sub>. Considerando a produção teórica de metano de 350 L/kgDQO<sub>removida</sub> (relação estequiométrica da reação de oxidação do metano), a produção encontrada de metano apresentou um aproveitamento de apenas 40% a produção teórica de metano. Entretanto, nesse trabalho, o aproveitamento de metano (na fase gasosa) foi de 70%.

Trabalhando com um TDH de seis horas em um reator de 140 litros, ao aplicar carga orgânica de 1,2 e 2 kgDQO/m<sup>3</sup>dia, Singh, Harada e Viraraghavan (1996) obtiveram uma produção total de metano próxima de 30 NL/dia, com um teor de metano no biogás de 65 e 70%, para as respectivas cargas orgânicas. Em relação ao metano dissolvido, o mesmo foi de aproximadamente 10 NL/dia para as duas situações, representando 33% do total de metano. Este valor também está próximo do encontrado neste trabalho, de 35%. Ao operar o mesmo reator com TDH de três horas e carga orgânica aplicada de 4 kgDQO/m<sup>3</sup>dia, os autores obtiveram uma produção total de metano de aproximadamente 75 NL/dia, com aproximadamente 20 NL/dia de metano dissolvido, o que representa aproximadamente 27%.

## 5.2.2 Fase 2 - Massa mínima

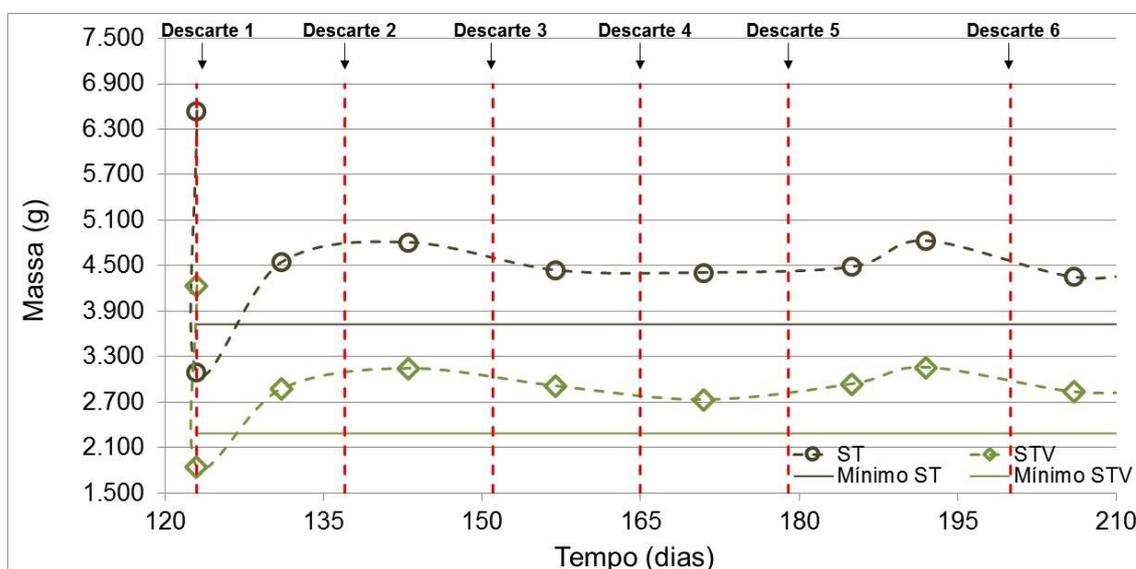
### 5.2.2.1 Massa e perfil de lodo

Após o descarte de grande parte da massa de lodo contida no reator, cerca de 53%, o mesmo operou com descartes periódicos, calculados sempre com o intuito de manter uma massa próxima da mínima, sem grandes variações.

Assim, quinzenalmente, análises do perfil do lodo do reator eram realizadas, em termos de sólidos totais e voláteis. Intercalando as semanas, eram realizados os descartes de lodo, baseando-se na concentração e massa obtida na semana anterior.

Nesta fase experimental também foi feito o cálculo de massa mínima, uma vez que a vazão real variou, quando comparada à fase 1. O resultado calculado foi de, aproximadamente, 3.729 gST e 2.396 gSTV. Valores maiores aos obtidos na fase 1, uma vez que a vazão foi maior, sendo maior também a carga orgânica aplicada

A Figura 5.16 mostra como foi o crescimento do lodo no reator. As linhas tracejadas na vertical representam os dias em que houver descartes. No final do experimento, optou-se por deixar a biomassa crescer por uma semana a mais, para verificar influências.



**Figura 5.16** - Série temporal da evolução da massa de lodo no reator UASB - fase 2, massa mínima

Após o grande descarte realizado, foram obtidas novas relações para a quantidade de lodo presente no reator por quantidade de matéria orgânica aplicada, a partir da diferença da

quantidade de lodo obtida pelo perfil de sólidos ao longo da coluna com o volume de lodo descartado e sua concentração, sendo a mesma de cerca de 4,0 gST/gDQO<sub>aplicada</sub> ou, carga biológica de 0,42 gDQO/gSTV.dia, nessa ocasião, valores ainda distantes aos encontrados nos ciclos de auto inoculação (de 5,4 e 3,5, respectivamente). Uma semana após o descarte, quando foi realizada nova análise de perfil de sólidos na coluna do reator, as relações obtidas foram de 5,9 gST/gDQO<sub>aplicada</sub> ou, carga biológica de 0,27 gDQO/gSTV.dia, valores que se aproximam bastante dos desejados, a partir dos ciclos de auto inoculação, que foram considerados como a massa mínima necessária suficiente para uma boa degradação da matéria orgânica aplicada.

Van Haandel *et al.* (1999) concluíram, a partir dos experimentos com descartes periódicos de lodo após o seu acúmulo no interior de reatores que, uma parte apreciável do lodo produzido não pode ser retido no reator, nem mesmo quando este não está cheio, com a massa máxima. Para reatores operando com TDH de 8 horas, obtiveram que a fração de lodo produzido que escapa juntamente com o efluente é de 17%. Salientam que isso ocorre mesmo que se tenha um eficiente separador de fases.

No momento anterior ao descarte (final da fase 1 anterior), a massa de ST presente no reator era 75% superior à mínima calculada e 77% superior para STV. No início da fase experimental 2, logo após o descarte, verificou-se que a massa de ST diminuiu para valores abaixo da massa mínima calculada, ficando em 17% abaixo do mínimo calculado para ST e 23% para STV.

Pela série temporal pode-se perceber que, a partir de uma semana após o descarte realizado, a massa de lodo se manteve, de maneira geral, bastante constante, atingindo valores de massa que estiveram entre 17-29% acima da massa mínima de ST calculada e, entre 14-32% acima da massa mínima calculada para STV. Valores maiores que os obtidos quando se completou a auto inoculação.

Para essa fase a idade do lodo foi de, aproximadamente, de 55 dias, valor reportado em literaturas, conforme já mencionado. Cabe ressaltar que, ainda segundo van Haandel *et al.* (2015) a massa de lodo retida depende não apenas do projeto do separador de fases, mas também das propriedades mecânicas que se desenvolve o lodo, sobretudo, sua velocidade de sedimentação, que por sua vez, dependem das condições operacionais dos reatores e das características do afluente.

### 5.2.2.2 Produção de biogás

Para essa fase, considerando que as vazões aplicadas em campo variaram em comparação com a fase 1, foram realizados novos cálculos para a obtenção da produção esperada de biogás, com a mesma metodologia. A Tabela 5.9 mostra os valores utilizados para o cálculo da carga de DQO convertida a metano e da vazão diária de biogás.

**Tabela 5.9** - Parâmetros de cálculo para carga de  $DQO_{CH_4\_biogás}$  e vazão de biogás para o reator UASB piloto na fase 1 – massa máxima

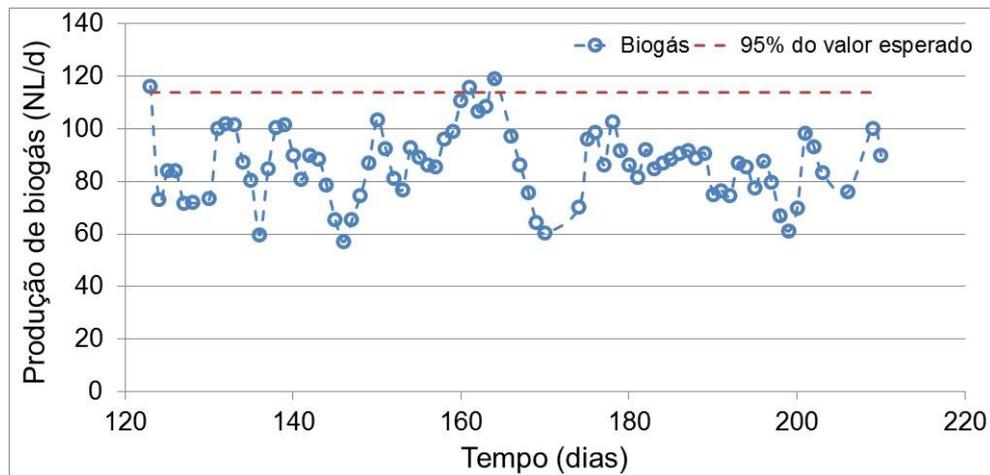
Variável	Parâmetro de entrada
Vazão afluyente ( $m^3/dia$ )	1,54
$DQO_{afluyente}$ (mg/L)**	500
Eficiência de remoção (%)**	65
Carga $DQO_{afluyente}$ (kgDQO/dia)	0,77
Carga $DQO_{efluyente}$ (kgDQO/dia)	0,27
$DQO_{sulfatoredução}$ (%)*	4,7
$DQO_{lodo}$ (kgDQO/dia)	0,03
$DQO_{complementar}$ (%)*	11,6
$CH_4_{dissolvido}$ (mg/L)	22,0
Carga $DQO_{CH_4_{dissolvido}}$ (kgDQO/dia)	0,14
$CH_4_{biogás}$ (%)	63
Temperatura ambiente ( $^{\circ}C$ )	20

\*Valores representam o percentual em relação à carga de  $DQO_{afluyente}$ , baseados no balanço de DQO desenvolvido por Souza (2010)

\*\*Valores estimados a partir de dados históricos obtidos no CePTS, Souza (2010). Os demais valores foram obtidos no experimento.

A partir do cálculo foi obtido o valor de produção de biogás de 128 L/dia, ou 120 NL/dia. A Figura 5.17 mostra a produção de biogás durante o período. No total, foram avaliados nesta fase 79 dados. Para esses valores, a mediana foi de 93 L/d, ou 87 NL/dia e o desvio padrão de 14 N/dia.

Nesta fase, apenas 4% dos dados estiveram acima de 95% do valor diário de produção esperada. A linha em vermelho tracejada mostra o valor que representa 95% da produção esperada para o período analisado. Ressalta-se que nesta fase, a temperatura ambiente e o TDH foram menores que na fase anterior, sendo fatores que podem também, além de outros, influenciar na produção de biogás.



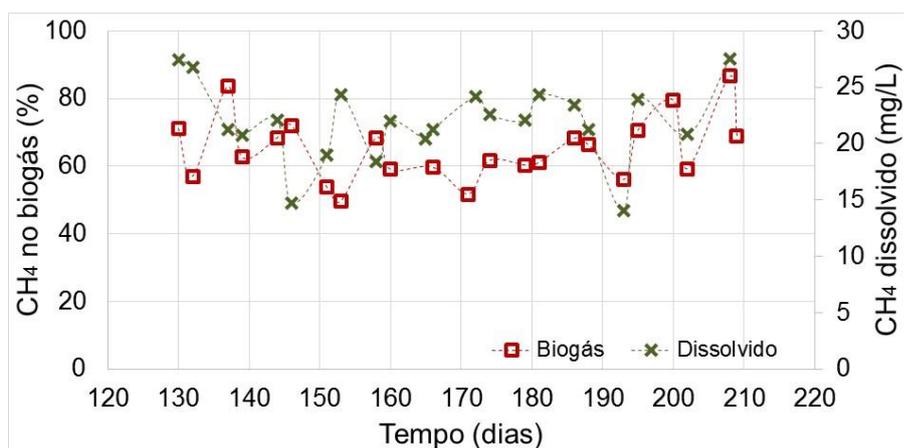
**Figura 5.17** - Produção diária de biogás - fase 2, massa mínima

Para esta fase, a concentração mediana de metano no biogás foi de 63%<sub>v/v</sub>, valor típico reportado em literaturas (NOYOLA, MORGAN-SAGASTUME, LÓPEZ-HERNAÁNDEZ, 2006).

Em relação à concentração de metano dissolvido no efluente, a concentração mediana da fase foi de 22,0 mg/L, valor também dentro do esperado, conforme já discutido anteriormente na fase 1.

Fazendo-se novamente as relações com a DQO de entrada, tem-se que, nesta fase, assim como na fase anterior, 18% da DQO aplicada foi convertida a metano, o qual permaneceu dissolvido no efluente ou, que 48% da DQO convertida em metano, permaneceu dissolvida. Porém, para a fase gasosa, tem-se que apenas 19% da DQO aplicada foi convertido a metano, desprendendo no biogás ou, 52% da DQO convertida a metano se dirigiu para fase gasosa

A Figura 5.18 mostra a série temporal do metano presente no biogás e o metano dissolvido no efluente para o período analisado.

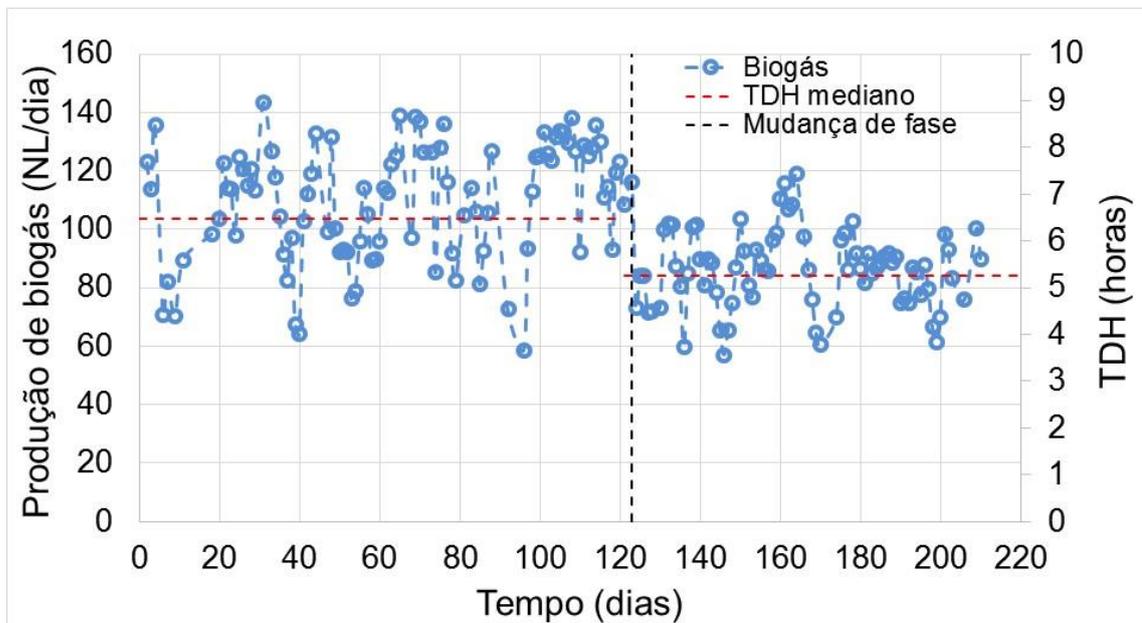


**Figura 5.18** - Série temporal do CH<sub>4</sub> presente no biogás e dissolvido no efluente - fase 2, massa mínima

### 5.2.3 Comparação entre fases

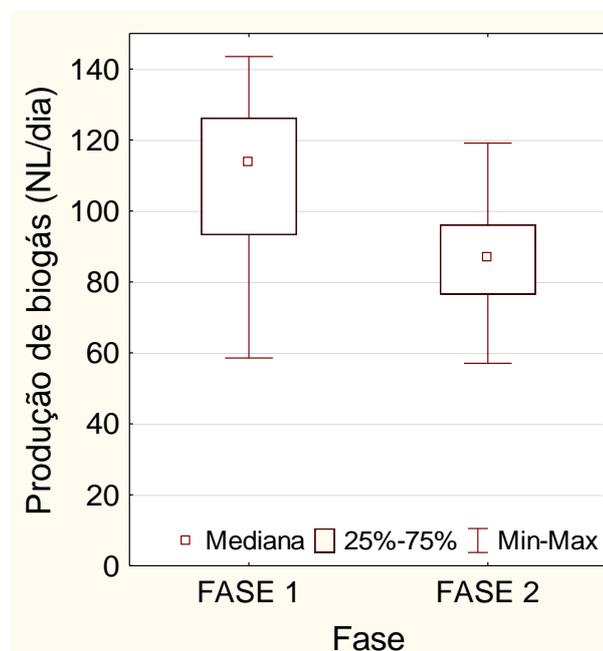
Comparando-se a fase 1 com a fase 2, em relação à produção de biogás, apesar do cálculo de ambas terem utilizado a mesma concentração de DQO afluente e a mesma eficiência de remoção, as vazões afluentes utilizadas foram as obtidas em campo. Assim, a carga orgânica aplicada nas duas fases foi também diferente, sendo maior na segunda fase experimental, o que levou então a partir de cálculos teóricos, a uma maior produção diária esperada.

Porém, conforme já discutido, verificou-se que a produção diária de biogás na fase 2, em grande parte do período analisado, não alcançou os valores esperados, como ocorreu na fase 1 deste experimento. Novamente, chama-se atenção para os parâmetros de TDH e temperatura, que variaram nas duas fases experimentais. A Figura 5.19 mostra a série temporal da produção de biogás com o TDH aplicado ao reator ao longo do experimento.



**Figura 5.19** - Produção diária de biogás e TDH ao longo das fases operacionais 1 e 2

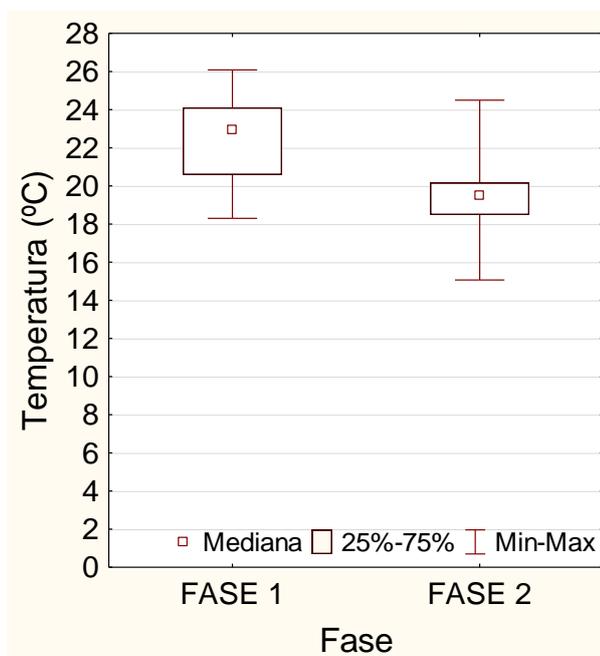
Ao aplicar o teste estatístico *U de Mann-Whitney* para comparação de amostras independentes, verificou-se que as produções de biogás (em NL/dia) eram significativamente diferentes, a um nível de confiança de 95%, 95 dados na fase 1, com mediana de 114 NL e desvio padrão de 20 NL/dia e, na fase 2, 79 dados, com mediana de 87 NL/dia e desvio padrão de 14 NL/dia. A dispersão dos dados pode ser verificada na Figura 5.20.



**Figura 5.20** - Box-plot da produção diária de biogás – fase 1 (massa máxima) e fase 2 (massa mínima)

Para contrastar com esse entendimento da menor produção medida na fase 2, encontrou-se no objetivo específico 1 (auto inoculação) que as produções de biogás apresentaram comportamento mais próximo ao esperado, assim como as frações de metano na fase gasosa e na fase líquida, considerando o período após a condição de estabilização dos parâmetros para a auto inoculação. As massas de lodo presente no interior do reator nesses experimentos (final dos ciclos de auto inoculação e fase 2) também foram bastante próximas entre si e à estimativa de massa mínima. Entretanto, para a fase 2 do presente objetivo específico 2, a produção de biogás foi efetivamente abaixo do esperado.

Assim, em busca de interpretações para os resultados encontrados, fez-se também a avaliação da temperatura diária. Foi aplicado o teste estatístico *U de Mann-Whitney*, para comparação de amostras independentes a um nível de confiança de 95%. A variação dos dados encontrados pode ser visualizada na Figura 5.21.



**Figura 5.21** - Box-plot da vazão da temperatura ambiente – fase 1 (massa máxima) e fase 2 (massa mínima)

Para a temperatura, foram avaliados 122 dados para a fase 1 e 88 dados para a fase 2, sendo as medianas de 23 e 20 °C, respectivamente. O teste mostrou que os dados foram significativamente diferentes para os períodos analisados.

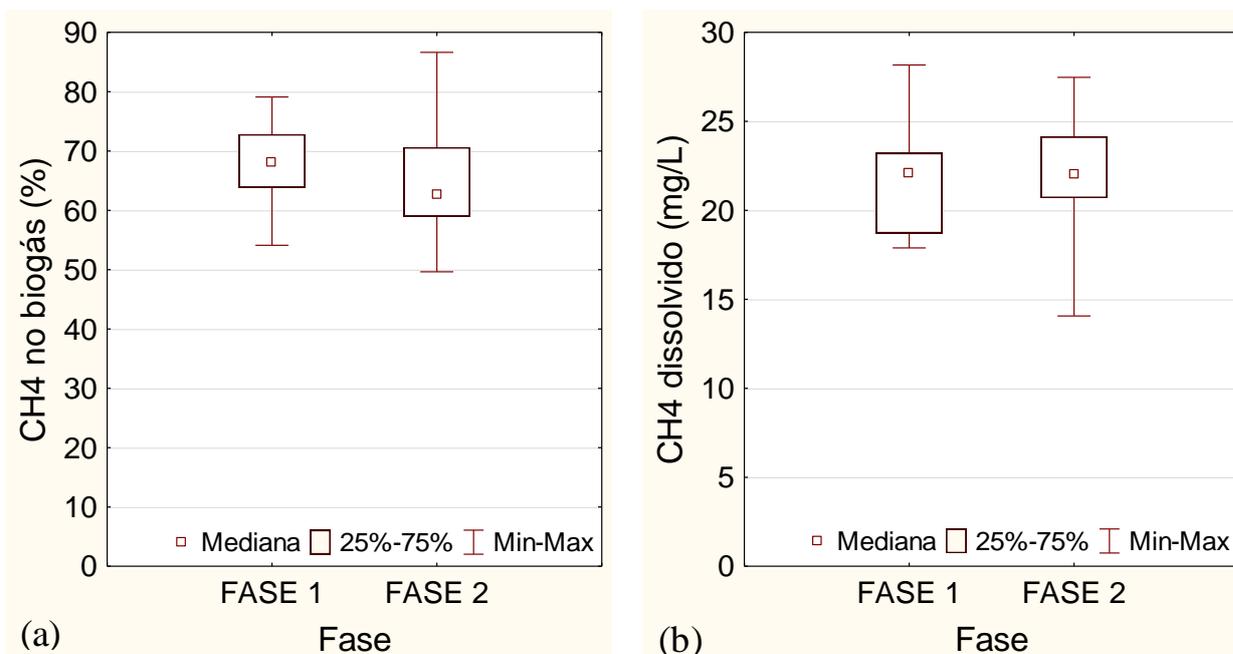
A temperatura poderia ser uma variável a influenciar, como já especulado, contudo, a temperatura não foi menor na fase 2, quando comparada com a temperatura do ciclo 1 de auto

inoculação. Fato confirmado pelo teste estatístico de comparação de múltiplas amostras independentes *Kruskal-Wallis* (para verificar se há diferença entre os grupos amostrais), seguido do teste de *Multiple Comparisons* (para identificar quais grupos são diferentes entre si), com um nível de 95% de confiança, que mostrou que entre a fase 2 (massa mínima) e o ciclo 1 (auto inoculação) não há diferença significativa entre as temperaturas. Portanto, como já havia sido constatado que seria possível obter uma boa previsão (realística) da produção de biogás em regime de massa mínima (verificada nos 2 ciclos de auto inoculação), entende-se que o que foi verificado nessa fase 2, com produção bem abaixo da esperada, pode ter sido causado por outros fatores não avaliados neste trabalho. Especula-se, inclusive, que a própria DQO afluente, se avaliada detalhadamente, poderia explicar em parte uma menor quantidade potencial de produção de biogás. Portanto, em estudos futuros a própria DQO e outros fatores deverão ser alvos de monitoramento mais detalhados.

Assim, a partir das análises realizadas, depreende-se que a temperatura é, possivelmente, responsável por variações nas produções de biogás. Entretanto, para o primeiro objetivo específico, a maior mediana de produção foi verificada no período de menor temperatura e, para o segundo objetivo, observou-se o contrário, maior mediana de produção de biogás no período de maior temperatura. Porém, pode também a DQO de entrada e de saída serem grandes responsáveis pelos resultados encontrados, sendo uma incógnita para a compreensão dos resultados.

Pelos dados obtidos da produção diária de biogás, pode-se ainda perceber através da Figura 5.19 que, na fase 1, com o reator trabalhando com acúmulo de lodo, a dispersão dos dados foi bem maior do que na fase 2, onde se manteve uma massa mais próxima da mínima.

Prosseguindo nas comparações entre as fases 1 e 2 para a produção do metano, nas fases gasosa e líquida, ou seja, no biogás e dissolvido no efluente, os dados também foram organizados em gráficos *box-wishker*, conforme mostra a Figura 5.22.



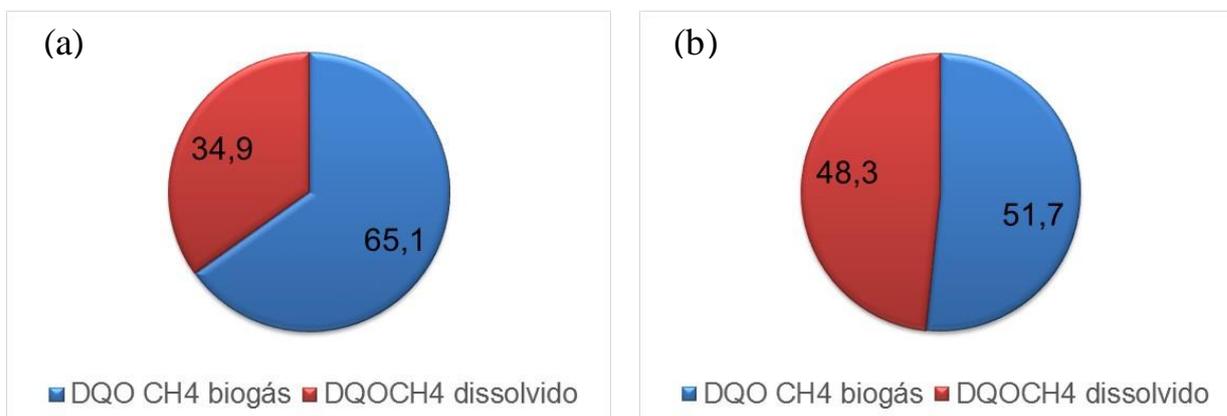
**Figura 5.22** - Box-plot dos dados de concentração de CH<sub>4</sub> nas fases 1 e 2 – (a) fase gasosa e (b) fase líquida

Para o metano no biogás foram utilizados 29 dados na fase 1 e 23 na fase 2. A mediana da fase 1 foi de 69%<sub>v/v</sub> e o desvio padrão de 6,2%<sub>v/v</sub> e da fase 2 foi de 63%<sub>v/v</sub> e o desvio padrão de 10%<sub>v/v</sub>. Em relação ao metano dissolvido, foram obtidos 12 dados na fase 1, com mediana de 22,1 mg/L e, na fase 2, 22 dados com mediana de 22,0 mg/L. Em ambas as fases o desvio padrão do metano dissolvido foi de 3,3 mg/L. Esse comportamento de maior dispersão de dados na fase de acúmulo de lodo também foi observado nos valores obtidos de metano dissolvido no efluente, sendo a amplitude interquartil da fase 1 maior que da fase 2. Porém, para a concentração de metano no biogás, a amplitude interquartil e o desvio padrão da fase 2 foram maiores. Para ambos os parâmetros analisados, metano no biogás e dissolvido no efluente, foram aplicados o teste estatístico de comparação de amostras independentes, teste *U de Mann-Whitney*, com nível de confiança de 95%, verificando que não houve diferenças significativas para os parâmetros entre as fases experimentais 1 e 2.

O balanço desenvolvido por Souza (2010) e utilizado como referência metodológica para cálculos desse trabalho, mostra que cerca de 27% da DQO aplicada é convertida a metano com fluxo na fase gasosa e, do total de DQO convertida a metano, gera fluxo na fase gasosa cerca de 62%. No presente estudo, encontrou-se que, na fase 1, 33% da DQO aplicada foi utilizada para produção de metano gasoso e, da DQO convertida a metano, este fluxo representou 65%. Na fase 2, os valores obtidos estiveram bem abaixo do esperado, sendo

utilizado apenas 19% da DQO aplicada para produção de metano na fase gasosa e, quase a metade do total de metano produzido permaneceu dissolvido, ficando como fluxo gasoso 52% do metano. Tem-se que na fase 1 (massa máxima) o grau de saturação do metano dissolvido no efluente foi de 1,43 e, na fase 2 (massa mínima) de 1,47.

Para Singh, Harada e Viraraghavan (1996), os valores de metano dissolvido no efluente representam cerca de 13-20% da DQO aplicada. De acordo com o balanço de massa determinado por Souza (2010), cerca de 17% da DQO aplicada é convertida a metano dissolvido no meio ou, cerca de 38% da DQO convertida a metano permanece dissolvida. Para o metano dissolvido, em relação à DQO aplicada, os valores estiveram próximos à literatura, sendo de 17,7% na fase 1 e 17,6% na fase 2. Porém, em relação à DQO convertida a metano, o percentual da fase 1 foi menor (35%) e, na fase 2, maior (48%). A Figura 5.23 mostra um balanço da DQO convertida a metano nas duas fases.

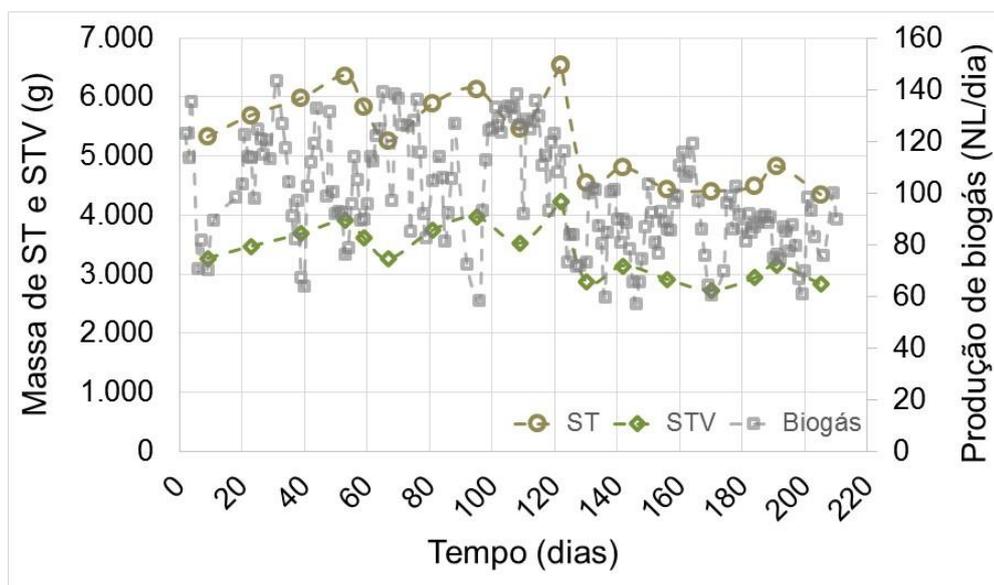


**Figura 5.23** - Balanço de massa da DQO total afluyente convertida a metano – (a) fase 1 e (b) fase 2

Considerando que a produção esperada de biogás e de metano eram maiores para a fase 2 e, ainda, considerando que nesta fase a temperatura ambiente foi menor, uma hipótese que pode ser levantada é de que as *Archeas* metanogênicas tiveram sua atividade reduzida, produzindo menor quantidade de metano. Segundo Henze e Harremões (1983) *apud* Chernicharo (2007) a taxa máxima de crescimento bacteriano diminui cerca de 11% para cada decréscimo de 1°C para reatores anaeróbios operando a temperaturas abaixo de 30 °C. Segundo Bandara *et al.* (2012), em temperaturas mais baixas a diversidade da comunidade de *Archeas* é menor e a abundância relativa das *Archeas* metanogênicas acetoclásticas diminui em conjunto com um aumento das *Archeas* metanogênicas hidrogenotróficas. Segundo Chernicharo (2007), as acetoclásticas são responsáveis pela maior parte da produção de metano (cerca de 70%).

Em relação ao metano que foi produzido, possivelmente devido à menor temperatura da fase 2 (menos 3°C quando comparada a fase 1), a sua permanência no meio líquido foi favorecida, uma vez que a temperatura influencia na solubilidade dos gases.

A Figura 5.24 mostra a variação da massa de lodo presente no reator (em termos de sólidos totais e sólidos totais voláteis) durante todo o experimento, juntamente com a produção de biogás, a fim de se avaliar as influências da quantidade de lodo presente e dos descartes periódicos sobre a produção de biogás.



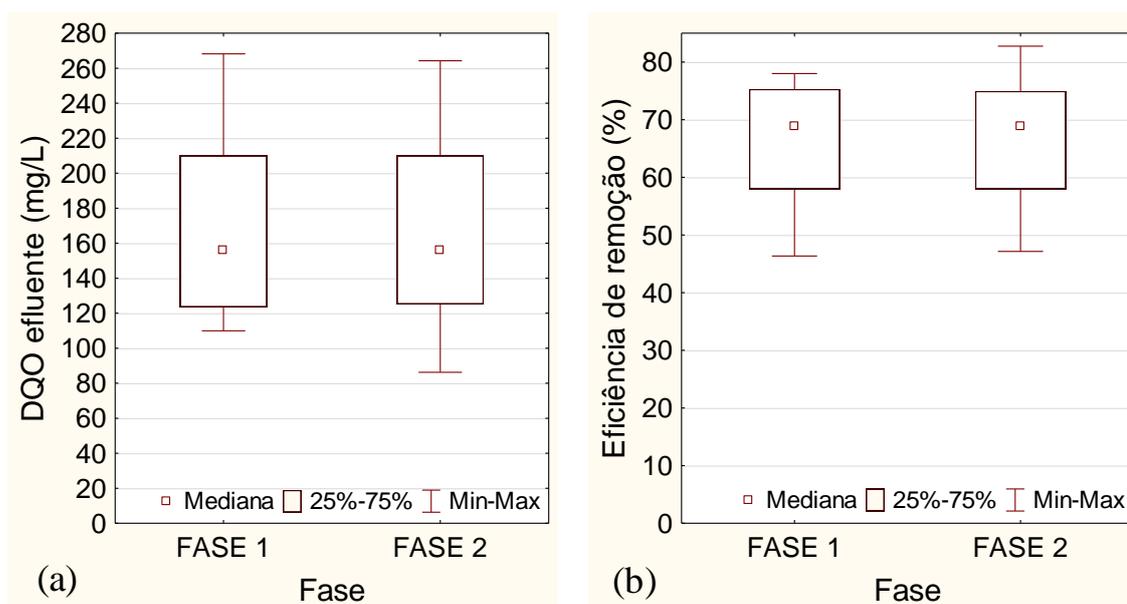
**Figura 5.24** - Crescimento do lodo e produção diária de biogás ao longo das fases 1 e 2

Desse fato, pode-se inferir que, a partir do estabelecimento da massa mínima necessária no reator, um aumento de lodo/biomassa não representa aumento significativo na qualidade do biogás gerado. Ressalta-se, porém, que, apesar da mediana dos valores de temperatura ambiente da fase 1 ter sido maior que a da temperatura ambiente da fase 2, parâmetro que também influencia na produção de biogás, a mesma não influenciou a ponto de provocar mudanças significativas na qualidade do biogás, uma vez que não foram verificadas diferenças significativas entre as duas fases.

Entretanto, tais diferenças de produção volumétrica de biogás também podem estar relacionadas às diferentes idades de lodo encontradas nas fases experimentais, sendo de 86 dias na fase 1 e de 55 dias na fase 2. Segundo van Haandel *et al.* (2015) quando se reduz a idade do lodo, pode haver uma diminuição da eficiência dos processos de preparação para a metanogênese (hidrólise, acidogênese e acetogênese). Uma hipótese que se levanta é que, os

descartes periódicos de lodo no reator, quando trabalhando próximos da massa mínima, promovem a sua instabilidade, no sentido de se manter no reator um lodo menos concentrado. Uma vez que haverá menor quantidade de lodo presente, o efeito do adensamento também será menor. Assim, o fluxo natural ascendente do afluente pode também contribuir para dispersão das partículas de lodo ao longo da coluna do reator, tornando-o menos concentrado ao longo da zona de digestão. Dessa forma, os descartes periódicos seriam interessantes somente para os reatores que trabalham próximos de sua massa máxima.

Analisando os dados de DQO (amostras simples) obtidos durante os experimentos, percebeu-se que o efluente apresentou durante todo o experimento valores próximos aos reportados pela literatura, conforme também pode ser observado na Figura 5.25a. Assim, considerando-se a DQO afluente de 500 mg/L e os dados obtidos nas análises de DQO efluente, pode-se calcular a eficiência de remoção. A Figura 5.25b mostra os valores obtidos para as eficiências de remoção de DQO. Verifica-se que apresentaram também valores próximos aos reportados em literaturas, entre 65-70%.



**Figura 5.25** - Box-plot dos dados de DQO efluente durante as fases 1 e 2– (a) concentração efluente e (b) eficiência de remoção

A Tabela 5.10 mostra um resumo de diversas condições operacionais e parâmetros encontrados ao longo das duas fases experimentais.

**Tabela 5.10** - Tabela comparativa de parâmetros médios - fases 1 e 2

PARÂMETRO	FASE	
	Fase 1	Fase 2
Temperatura (°C)	22,9	19,5
TDH (horas)	6,5	5,3
Vazão (L/h)	52,2	64,3
Massa mínima calculada (gST)	3.146	3.729
Massa obtida (gST)	6.539	4.466*
Produção de biogás calculada (NL/dia)	105	120
Produção de biogás obtida (NL/dia)	114	87
Metano no biogás (%)	69	63
Metano dissolvido no efluente (mg/L)	22,1	22,0

\*valor da mediana da massa obtida nas análises quinzenais durante o período

\*\*para todos os valores reais do experimento são apresentados a mediana

### **5.3 Resultados finais dos objetivos específicos 1 e 2**

Ao final dos experimentos, pôde-se obter alguns coeficientes de produção, que podem auxiliar os gestores das estações no sentido de se estimar quanto de biogás e metano será produzido, de acordo com o volume afluente à ETE e também em relação à carga orgânica, aplicada e removida. Conforme já discutido, é de extrema importância em uma estação de tratamento de esgoto, se conhecer a produção de biogás e metano, sobretudo, quando se tem o interesse em aproveitar o seu potencial energético.

Ressalta-se ainda a importância de tais parâmetros relacionados ao objetivo específico 1, que se refere à produção de biogás e metano em ciclos de auto inoculação, uma vez que a partida dos reatores é muitas vezes tida como dificuldade nas ETE's. A Tabela 5.11 mostra os coeficientes para os objetivos específicos 1 e 2.

Na Tabela 5.11 tem-se ainda os coeficientes encontrados por Lobato *et al.* (2012), quando do desenvolvimento de um modelo matemático para se estimar com precisão a fração de DQO convertida a metano presente no biogás para reatores UASB tratando esgotos domésticos. O modelo também inclui todas as vias de conversão da matéria orgânica, como sulfato redução e crescimento de lodo, e também perdas como metano dissolvido e gases residuais. No modelo, foram consideradas três situações: pior situação, situação típica e melhor situação. De forma que a pior situação, apresenta um menor potencial energético, referindo-se a sistemas operando com esgoto mais diluído, concentrações de sulfato maiores, menor eficiência de remoção de DQO e maiores índices de perda de metano. A melhor situação, apresenta um maior potencial energético, referindo-se a sistemas operando com esgoto mais concentrado, menores concentrações de sulfato, maior eficiência de remoção de DQO e menores índices de perda de metano. Para a situação típica foram utilizados valores intermediários para os dados de entrada. Posteriormente, os dados foram validados mostrando uma estimativa realista da produção encontrada.

**Tabela 5.11 - Coeficientes de produção de biogás e metano**

Coeficiente	Ciclo	Ciclo	Fase	Fase	Lobato <i>et al.</i> (2012)
	1	2	1	2	
Produção de biogás/litro de esgoto ( $NL_{\text{biogás}}/L_{\text{esgoto}}$ )	0,10	0,09	0,09	0,06	0,06-0,10
Produção de metano no biogás/litro de esgoto ( $NL_{\text{metano}}/L_{\text{esgoto}}$ )	0,07	0,07	0,06	0,04	0,04-0,08
Produção de biogás/carga de DQO <sub>aplicada</sub> ( $NL_{\text{biogás}}/\text{kgDQO}_{\text{aplicada}}$ )	201,75	188,85	181,83	112,62	-
Produção de metano no biogás/carga de DQO <sub>aplicada</sub> ( $NL_{\text{metano}}/\text{kgDQO}_{\text{aplicada}}$ )	130,06	132,91	125,01	70,61	-
Produção de biogás/carga de DQO <sub>removida</sub> ( $NL_{\text{biogás}}/\text{kgDQO}_{\text{removida}}$ )	310,39	290,53	279,74	173,27	162,0-245,0
Produção de metano no biogás/carga de DQO <sub>removida</sub> ( $NL_{\text{metano}}/\text{kgDQO}_{\text{removida}}$ )	200,09	204,48	192,32	108,64	113,4-196

A partir da Tabela 5.11 nota-se que os coeficientes encontrados no presente trabalho estiveram também bastante próximos dos valores encontrados por Lobato *et al.* (2012), reafirmando a proximidade dos dados obtidos em campo com o modelo utilizado neste trabalho para cálculo da produção de biogás em reator UASB tratando esgoto doméstico.

## 6 CONCLUSÕES

### 6.1 *Objetivo específico 1*

Na partida do reator UASB sem inóculo foi possível atingir bom desempenho de remoção de matéria orgânica associado à produção de biogás em períodos de aproximadamente 60 dias ou, 2 meses desde o início do processo de auto inoculação. O período encontrado para estabilização das produções de biogás foi menor que os reportados na literatura.

Ademais, após o período completo da auto inoculação, verificou-se uma produção volumétrica razoavelmente constante, com pequenos desvios. O fato de se obter em campo valores muito próximos aos calculados teoricamente, de forma relativamente rápida, facilita o gerenciamento e escolhas de tecnologias para o aproveitamento do biogás.

No período mencionado, próximo de 60 dias, foi obtida uma produção de, aproximadamente, 113 NL/dia de biogás, o que mostra a adequabilidade dos cálculos para os valores encontrados em planta. As concentrações de metano no biogás foram de 68%<sub>v/v</sub> e dissolvidos no efluente de 17 mg/L.

## **6.2 Objetivo específico 2**

A produção de biogás alcançou os valores esperados a partir dos cálculos teóricos nas duas fases experimentais, de acúmulo de lodo e de lodo tendendo ao mínimo. A mediana da produção diária de biogás na fase 1 foi de 114 NL/dia e na fase 2 de 87 NL/dia. Para as concentrações de metano no biogás as medianas foram 69%<sub>v/v</sub> para a fase 1 e, 63%<sub>v/v</sub> para a fase 2. O metano dissolvido no efluente apresentou concentrações medianas de 22 mg/L para ambas as fases.

Em relação a produção volumétrica, o teste estatístico mostrou haver diferença significativa entre as fases 1 e 2, porém, como os parâmetros de DQO afluente e TDH variaram entre si, não se pode afirmar que a diferença se deveu às quantidades de lodo presente. Entretanto, verificou-se diferença na idade do lodo presente em cada fase experimental, sendo de 86 dias para a fase 1 e 55 dias para a fase 2. Assim, pressupõe-se que esse pode ser um fator que, possivelmente, tenha influenciado na remoção da matéria orgânica presente e, conseqüentemente, na produção de biogás.

Já em relação as parcelas de metano presente no biogás e dissolvido no efluente, não apresentaram diferenças entre as fases analisadas. A esse comportamento atribui-se a influência de outras variáveis, como temperatura e carga orgânica aplicada, que contribuem para a solubilidade dos gases e também para a conversão efetiva de matéria orgânica. Entende-se, ainda, que a partir do estabelecimento da massa mínima necessária no reator, um aumento de lodo/biomassa não representa aumento significativo na qualidade do biogás gerado.

Os descartes periódicos de lodo no reator, quando trabalhando próximos da massa mínima, promoveram a diminuição da idade do lodo e o tornaram menos concentrado. Dessa forma, entende-se que os descartes periódicos de lodo seriam interessantes somente para os reatores que trabalham próximos de sua massa máxima.

## 7 RECOMENDAÇÕES

- Verificou-se a partir dos estudos realizados que a massa contida no interior do reator, de fato, influencia na produção de biogás. Porém, a fim de se avaliar melhor e poder relacionar o grau de influência de cada fator, como DQO afluente, temperatura, eficiência de remoção e, aprofundar o conhecimento da influência da massa, recomenda-se a realização de novos experimentos, tentando fixar os parâmetros, alternando ora um, ora outro.
- Salienta-se que as análises de DQO realizadas nestes experimentos consistiram de amostras pontuais. Acredita-se que para obter melhores resultados seria interessante a realização de amostras compostas, podendo evidenciar melhor o comportamento da DQO real.
- Em relação ao lodo presente no interior do reator, levantou-se a hipótese de grande influência da idade do lodo na produção de biogás. Assim, sugere-se também o seu maior aprofundamento em pesquisas posteriores.
- Tais resultados foram contemplados operando um reator sob vazão constante e em escala piloto. Recomenda-se, fortemente, a partir de revisões bibliográficas, que mais estudos sejam realizados, sobretudo em reatores UASB operando sob vazão variável, em hidrogramas típicos de estações de tratamento de esgotos e, também, em reatores em escala demonstração e real, para confirmar a tendência de comportamento e outras relações.

## 8 REFERÊNCIAS

- ABBASI, T.; ABBASI, S. A. Formation and impact of granules in fostering clean energy production and wastewater treatment in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 16, n. 3, p. 1696–1708, 2012.
- AGRAWAL, L. K.; HARADA, H.; OKUI, H. Treatment of dilute wastewater in a UASB reactor at a moderate temperature: Performance aspects. *Journal of Fermentation and Bioengineering*, v. 83, n. 2, p. 179–184, 1997.
- ÁLVAREZ, J.A.; ARMSTRONG, E.; GÓMEZ, M.; SOTO, M. Anaerobic treatment of low-strength municipal wastewater by a two-stage pilot plant under psychrophilic conditions. *Bioresource Technology*, v. 99, n. 15, p. 7051–7062, 2008.
- ÁLVAREZ, J.A.; RUIZ, I.; GÓMEZ, M.; PRESAS, J.; SOTO, M. Start-up alternatives and performance of an UASB pilot plant treating diluted municipal wastewater at low temperature. *Bioresource Technology*, v. 97, n. 14, p. 1640–1649, 2006.
- 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.
- BANDARA, W. M. K. R. T. W. *et al.* Removal of residual dissolved methane gas in an upflow anaerobic sludge blanket reactor treating low-strength wastewater at low temperature with degassing membrane. *Water Research*, v. 45, n. 11, p. 3533–3540, 2011.
- BARBOSA, R. A.; SANT’ANNA JR, G. L. Treatment of Raw Domestic Sewage in a N Uasb Reactor. *Water Research*, v. 23, n. 12, p. 1483–1490, 1989.
- BORGES, R. M. *Desenvolvimento e aplicação de um sistema de diagnóstico fuzzy baseado em modelos para reatores UASB tratando esgoto sanitário*. 2005. 140 f. Universidade Federal do Espírito Santo, 2005.
- BORJA, R.; BANKS, C. J. Response of an anaerobic fluidized bed reactor treating ice-cream wastewater to organic, hydraulic, temperature and pH shocks. *Journal of Biotechnology*, v. 39, n. 3, p. 251–259, 1995.
- BOURQUE, J. S.; GUIOT, S. R.; TARTAKOVSKY, B. Methane production in an UASB reactor operated under periodic mesophilic-thermophilic conditions. *Biotechnology and Bioengineering*, v. 100, n. 6, p. 1115–1121, 2008.
- CAKIR, F. Y.; STENSTROM, M. K. Greenhouse gas production: A comparison between aerobic and anaerobic wastewater treatment technology. *Water Research*, v. 39, n. 17, p. 4197–4203, 2005.
- CAMPOS, H. M.; VON SPERLING, M. *Estimation of domestic wastewater characteristics in a developing country based on socio-economic variables*. *Water Science and Technology*. [S.l: s.n.], 1996
- CHEN, Y.; CHENG, J. J.; CREAMER, K. S. Inhibition of anaerobic digestion process: A review. *Bioresource Technology*, v. 99, n. 10, p. 4044–4064, 2008.

- CHERNICHARO, C. A. DE L. *Princípios do tratamento biológico de águas residuárias - Reatores anaeróbios*. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental/UFMG. V. 5, 2ª edição, 380 p., 2007.
- CHERNICHARO, C. A. DE L.; BORGES, J. M. Metodologia utilizada durante a partida de um reator UASB de 477 m<sup>3</sup> tratando esgotos tipicamente domésticos. 1996, México, DF: Anais do XXV Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, 1996. p. 655–661.
- COELHO, S. T.; MARTINS, O. S.; ABREU, F. C. DE. Políticas públicas para a Energia: Desafios para o próximo quadriênio 31 de maio a 02 de junho de 2006 Brasília - DF. p. 5, 2006.
- COLLERAN, E.; PENDER, S. Mesophilic and thermophilic anaerobic digestion of sulphate-containing wastewaters. *Water Science & Technology*, v. 45, n. 10, p. 231–235, 2002.
- DONOSO-BRAVO, A.; BANDARA, W.M.K.R.T.W.; SATOH, H.; RUIZ-FILIPPI, G. Explicit temperature-based model for anaerobic digestion: Application in domestic wastewater treatment in a UASB reactor. *Bioresource Technology*, v. 133, p. 437–442, 2013.
- ENG, S. C.; FERNANDES, X. A.; PASKINS, A. R. Biochemical effects of administering shock loads of sucrose to a laboratory-scale anaerobic (UASB) effluent treatment plant. *Water Research*, v. 20, n. 6, p. 789–794, 1986.
- FERNANDES NETO, C. *et al.* Correlações entre a formação de biogás, volume de esgoto afluente e remoção de DQO numa ete em escala real. *ABES – Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental*, n. 1, p. 1–9, 2013.
- FORESTI, E. Perspectives on anaerobic treatment in developing countries. *Water Science & Technology*, v. 44, n. 8, p. 141–148, 2001.
- FRANCISQUETO, L. D. O. S. Comportamento de Reatores UASB Frente a Variações Horárias de Vazão de Esgoto Sanitário. p. 178, 2007.
- GUISASOLA, A.; HAAS, D.; KELLER, J.; YUAN, Z. Methane formation in sewer systems. *Water Research*, v. 42, n. 6-7, p. 1421–1430, 2008.
- HARTLEY, K.; LANT, P. Eliminating Non-Renewable CO<sub>2</sub> Emissions From Sewage Treatment: An Anaerobic Migrating Bed Reactor Pilot Plant Study. *Biotechnology and Bioengineering*, v.95, n.3, p.384-398, 2006.
- KALOGO, Y.; J. M. MBOUCHE; VERSTRAERTE, W. Physical and biological performance of self-inoculated treating raw domestic sewage. *Journal of Environmental Engineering*, v. 127, n. February, p. 179–183, 2001.
- KALOGO, Y.; M'BASSIGUIÉ SÉKA, A.; VERSTRAETE, W. Enhancing the start-up of a UASB reactor treating domestic wastewater by adding a water extract of Moringa oleifera seeds. *Applied Microbiology and Biotechnology*, v. 55, n. 5, p. 644–651, 2001.
- KENNEDY, K. J.; VAN DEN BERG, L. Fixed film reactors during hydraulic over loading at 10-35 ° C. *Water Resource*, v. 16, p. 1391–1398, 1982.

KIDA, K.; TANEMURA, K.; SONODA, Y. Evaluation of the anaerobic treatment of sewage below 20°C by novel processes. *Journal of Fermentation and Bioengineering*, v. 76, n. 6, p. 510–514, 1993.

LEITÃO, R. C. *Robustness of Uasb Reactors Treating Sewage Under Tropical Conditions*. 2004. 168 f. 2004.

LEITÃO, R.C.; VAN HAANDEL, A.C.; ZEEMAN, G.; LETTINGA, G. The effects of operational and environmental variations on anaerobic wastewater treatment systems: A review. *Bioresource Technology*, v. 97, n. 9, p. 1105–1118, 2006.

LEITÃO, R. C.; LOPES, A. C.; van HAADEL, A. C.; ZEEMAN, G.; LETTINGA, G. Expansibilidade da manta de lodo de reatores UASB. In: XXIII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 23, Campo Grande, Anais, 6 p. 2005.(a)

LEITÃO, R. C.; LOPES, A. C.; van HAADEL, A. C.; ZEEMAN, G.; LETTINGA, G. Sedimentabilidade do lodo de reatores UASB. In: XXIII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 23, Campo Grande, Anais, 7 p. 2005.(b)

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

LETTINGA, G. Anaerobic digestion and wastewater treatment systems. *Antonie van Leeuwenhoek*, v. 67, n. 1, p. 3–28, 1995.

LETTINGA, G.; ROERSMA, R.; GRIN, P. Anaerobic treatment of raw domestic sewage at ambiente temperatures using a granular bed UASB reactor. *Biotechnology and Bioengineering*, 25 (7), 1701-1723.1983.

LOBATO, L. C. S.; CHERNICHARO, C. A L.; SOUZA, C. L. Estimates of methane loss and energy recovery potential in anaerobic reactors treating domestic wastewater. *Water Science and Technology*, v. 66, n. 12, p. 2745–2753, 2012.

MAGALHÃES, A. P. T. *Biogás um Projeto de Saneamento Urbano*. São Paulo: [s.n.], 1986.

MAHMOUD, N.; ZEEMAN, G.; GIJZEN, H.; LETTINGA, G. Solids removal in upflow anaerobic reactors, a review. *Bioresource Technology*, v. 90, n. 1, p. 1–9, 2003.

MATSSURA, N.; HATAMOTO, M.; SUMINO, H.; SYUTSUBO, K.; YAMAGUCHI, T.; OHASHI, A. Recovery and biological oxidation of dissolved methane in effluent from UASB treatment of municipal sewage using a two-stage closed downflow hanging sponge system. *Journal of Environmental Management*, v. 151, p. 200–209, 2015.

MEDEIROS FILHO, C. F. DE *et al.* EFEITO DA VARIAÇÃO TEMPORAL DA VAZÃO SOBRE O DESEMPENHO DE UM REATOR UASB TRATANDO ESGOTO. 1999, Rio de Janeiro: [s.n.], 1999. p. 920–928.

METCALF; EDDY. *Wastewater engineering: treatment, disposal, reuse*. 4. ed. [S.l: s.n.], 2004.

MURPHY, J. D.; THAMSIROJ, T. Fundamental science and engineering of the anaerobic digestion process for biogas production. *The biogas handbook - Science, production and applications*. [S.l.]: Woodhead Publishing, 2013. p. 476.

- NOYOLA, A.; MORGAN-SAGASTUME, J. M.; LÓPEZ-HERNÁNDEZ, J. E. Treatment of biogas produced in anaerobic reactors for domestic wastewater: Odor control and energy/resource recovery. *Reviews in Environmental Science and Biotechnology*, v. 5, n. 1, p. 93–114, 2006.
- OLIVA, L.C.H.V.; FORESTI, E.; VALLEJOS, M.E.H.; RABELLO, M.R.P. Tratamento de Esgotos Sanitários com Reator Anaeróbico de Manta de Lodo (UASB) Protótipo: Desempenho e Respostas Dinâmicas às Sobrecargas Hidráulicas Resumo Introdução. 1997, Foz do Iguaçu: [s.n.], 1997. p. 116–129.
- OLIVEIRA, W. R.; DOMINGUES, E. G. Energia Elétrica e Créditos de Carbono: uma Proposta de Aproveitamento Energético do Biogás Gerado em Estações de Tratamento de Esgoto: Estudo de Caso. *UNOPAR Científica Exatas e Tecnológicas*, v. 10, n. 1, p. 61–67, 2011.
- PAUSS, A.; ANDRE, G.; PERRIER, M.; GUIOT, S.R. Liquid-to-Gas mass transfer in anaerobic processes: Inevitable transfer limitations of methane and hydrogen in the biomethanation process. *Applied and Environmental Microbiology*, v. 56, n. 6, p. 1636–1644, 1990.
- PERRY, R. H., CHILTON, C.H. editors. Chemical engineers' handbook, 5th edition. New York: McGraw-Hill. 1973.
- PEU, P.; PICARD, S.; DIARA, A.; GIRAULT, R.; BÉLINE, F.; BRIDOUX, G.; DABERT, P. Prediction of hydrogen sulphide production during anaerobic digestion of organic substrates. *Bioresource Technology*, v. 121, p. 419–424, 2012.
- PIEROTTI, S. M. *Avaliação da partida de reator anaeróbico de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB), em escala real, sob condições hidráulicas desfavoráveis*. 2007. 156 f. Universidade de São Carlos, 2007.
- POSSETI, G.R.C.; JASINSKI, V.P.; MESQUITA, N.C.; KRIGUEL, K.; CARNEIRO, C. Medições em tempo real do biogás produzido em reatores UASB alimentados com esgoto doméstico. *ABES – Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental*, 2011.
- PRATI, L. *Geração De Energia Elétrica a Partir Do Biogás Gerado Por Biodigestores*. 2010. 1-83 f. Universidade Federal do Paraná, 2010.
- RASI, S.; VEIJANEN, A.; RINTALA, J. Trace compounds of biogas from different biogas production plants. *Energy*, v. 32, n. 8, p. 1375–1380, 2007.
- SINGH, K. S.; HARADA, H.; VIRARAGHAVAN, T. Low-strength wastewater treatment by a UASB reactor. *Bioresource Technology*, v. 55, n. 3, p. 187–194, 1996.
- SOUZA, C. L.; CHERNICHARO, C. A. L. Methane losses in UASB reactors treating domestic wastewater: mass balance and possible improvements. p. 1–8, 2011.
- SOUZA, C. L. *Estudo das rotas de formação, transporte e consumo dos gases metano e sulfeto de hidrogênio*. 2010. 147 p f. Tese de Doutorado. Programa de Pós-Graduação em Meio Ambiente, Saneamento e Recursos Hídricos - Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental. Universidade Federal de Minas Gerais. Belo Horizonte, 2010.

- TEZEL, U.; TANDUKAR, M.; HAJAYA, M. G.; PAVLOSTATHIS, S. G.. Transition of municipal sludge anaerobic digestion from mesophilic to thermophilic and long-term performance evaluation. *Bioresource Technology*, v. 170, p. 385–394, 2014.
- VAN HAANDEL, A. C. SANTOS, S. L. CHAVES, S. R. M. COSTA, J. W. N. Influência do projeto do separador de fases sobre o desempenho do reator UASB no tratamento de águas residuárias. *Revista DAE/SABESP*. n.200, vol.63, p. 64-75. Set-Dez 2015.
- VAN HAANDEL, A.C.; DE VRIEZE, J.; VERSTRAETE, W.; SANTOS, V.S. Methanosaeta dominate acetoclastic methanogenesis during high-rate methane production in anaerobic reactors treating distillery wastewaters. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, n. August, 2013.
- VAN HAANDEL, A. C.; LETTINGA, G. *Tratamento anaeróbio de esgotos - Um manual para regiões de climas quentes*. Campina Grande, Brasil: Universidade Federal da Paraíba, 1994.
- VAN HAANDEL, A.C., CAVALCANTI, P.F.F., MEDEIROS, E.J.S., SILVA, J.K.M. (1999) Estratégia de descarga do lodo de excesso de reatores UASB tratando esgoto municipal. In: XX Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 20, Rio de Janeiro, Anais, p. 949-962.
- VAN LIER, J.B.; RINTALA, J.; SANZ-MARTIN, J.L.; LETTINGA, G. *Effect of short-term temperature increase on the performance of a mesophilic UASB reactor*. *Water Science and Technology*. [S.l: s.n]. , 1990
- VAN LIER, J.B.; TILCHE, A.; AHRING, B.K.; ACARIE, H.; MOLETTA, R.; DOHANYOS, M.; HULSHOFF, L.W.; LENS, P.; VERSTRAETE, W. New perspectives in anaerobic digestion. *Water Science and Technology*, v. 43, n. 1, p. 1–18, 2001.
- VISSER, A.; GAO, Y.; LETTINGA, G. Effects of pH on methanogenesis and sulphate reduction in thermophilic (55°C) UASB reactors. *Bioresource Technology*, v. 44, n. 2, p. 113–121, 1993.
- VON SPERLING, M. *Princípios do tratamento biológico de águas residuárias - Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos*. [S.l.]: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental/UFMG. V. 1, 2ª edição, 428 p., 2005.
- YANG, J.; SPEECE, R. . The effects of chloroform toxicity on methane fermentation. *Water Research*, v. 20, n. 10, p. 1273–1279, 1986.
- ZHANG, L.; HENDRICKX, T.L.G; KAMPMAN, C.; TEMMINK, H.; ZEEMAN, G.. Co-digestion to support low temperature anaerobic pretreatment of municipal sewage in a UASB-digester. *Bioresource Technology*, v. 148, p. 560–566, 2013.