

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL – UFRGS
INSTITUTO DE PESQUISAS HIDRÁULICAS – IPH
MESTRADO EM RECURSOS HÍDRICOS E SANEAMENTO AMBIENTAL

**DESEMPENHO DE REATORES ANAERÓBIOS DE MANTO DE LODO
(UASB) OPERANDO SOB CONDIÇÕES DE TEMPERATURAS TÍPICAS DE
REGIÕES DE CLIMA TEMPERADO**

ROBERTO PERES CAMPELLO

**Dissertação submetida ao Programa de Pós-Graduação em Recursos
Hídricos e Saneamento Ambiental da Universidade Federal do Rio Grande
do Sul como requisito parcial para a obtenção do título de Mestre em
Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental (M. Sc.)**

Orientador: Prof. Dr. Antônio Domingues Benetti

Banca Examinadora:

Prof. Dr. Gino Roberto Gehling – IPH / UFRGS

Prof. Dr. Luiz Olinto Monteggia – IPH / UFRGS

Prof. Dr. Sérgio Francisco de Aquino – ICEB / DEQUI / UFOP

Porto Alegre, 30 abril de 2009

APRESENTAÇÃO

Este trabalho foi desenvolvido no Programa de Pós-Graduação em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental do Instituto de Pesquisas Hidráulicas, da Universidade Federal do Rio Grande do Sul, sob a orientação do Professor Doutor Antônio Domingues Benetti.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a minha família, sobretudo minha mãe, meus irmãos e minha avó, que souberam entender, apoiar e aceitar a distância, mesmo quando estava perto. Obrigado por estarem comigo, principalmente nas horas mais difíceis.

Agradeço ao meu orientador, o professor Antônio D. Benetti, pela orientação, paciência, liberdade para o desenvolvimento da pesquisa e amizade ao longo da realização do trabalho.

A Ligia, minha esposa, pelo amor, carinho, palavras de incentivo, pelas horas de lazer que foram preteridas para a conclusão dessa dissertação e pelas muitas caronas ao IPH aos finais de semana.

A todos os que de uma forma direta ou indireta colaboraram para a realização deste trabalho, em especial aos amigos que conquistei durante esse período de minha vida, entre eles, Saulo, Simone, Viviane Trevisan e Viviane Juliano, Lúcia, Eliete, Juliana e todo o pessoal do IPH.

Um agradecimento especial aos amigos Emílio Wild, Márcia Wild e Thiago Wild, pela amizade e acolhida desde a minha chegada a Porto Alegre. Muito Obrigado.

Aos professores que se dispuseram a compartilhar conosco seus conhecimentos.

Ao CNPq e CAPES pela concessão de bolsa de mestrado.

Ao Serviço Autônomo Municipal de Água e Esgoto (SAMAE) de Caxias do Sul, pela presteza em atender as solicitações feitas ao longo da pesquisa.

A FAPERGS pelo financiamento do projeto, o que tornou viável a realização dessa pesquisa.

RESUMO

A pesquisa teve por objetivo avaliar o desempenho de reatores anaeróbios de manto de lodo (UASB) operando sob condições de temperaturas típicas de regiões de clima temperado.

Para tanto, foi utilizada uma unidade piloto constituída por três reatores anaeróbios de manto de lodo (UASB), cada um com um volume de 19,2 L. Uma quantidade equivalente de lodo foi disposta nos três reatores para obter uma carga biológica de $0,11 \text{ kgDQOkgSVT}^{-1}\text{d}^{-1}$, sendo a origem da biomassa o lodo de um reator UASB tratando efluente de uma indústria de gelatina.

Os reatores trataram um esgoto sintético constituído por glicose, acetato, micro e macronutrientes, com concentração de DQO compatível com a de esgotos domésticos. A operação dos reatores foi dividida em duas etapas. Na primeira, aclimação, os três reatores operaram a temperatura de 35°C. Na segunda etapa, os reatores operaram com temperaturas de 15, 20, 25, 30 e 35°C

Na etapa de aclimação, os reatores funcionaram muito bem, com remoções de DQO em torno de 90%. Na segunda etapa, observou-se um pequeno decréscimo da remoção de DQO total com a redução da temperatura (95,7, 91,0, 94,2, 90,6 e 87,2% de remoção para 35, 30, 25, 20 e 15°C, respectivamente). Entretanto, a temperatura não influenciou a remoção de DQO solúvel, o que foi confirmado pela análise estatística aplicada. O volume diário de metano, calculado pelos métodos de balanço de DQO e bioenergética foram semelhantes.

Durante os experimentos, devido a interrupções no sistema de energia elétrica, os reatores sofreram choques não intencionais de temperatura, de 5 e 10°C. Os reatores que apresentaram choques de 5°C conseguiram se recuperar tão logo houve o restabelecimento das condições iniciais, voltando a apresentar os mesmos graus de remoção de matéria orgânica medidos antes dos choques. Porém, o reator que sofreu um choque da ordem de 10°C não se recuperou em relação às condições iniciais. Os índices de remoção de matéria orgânica e produção de biogás foram reduzidos, com o concomitante acréscimo na concentração efluente de ácidos graxos voláteis.

Em paralelo ao experimento de laboratório, foi monitorado um reator UASB em escala real, construído em Caxias do Sul, cidade que apresenta invernos rigorosos. Neste caso, a influência de outras variáveis na composição dos esgotos domésticos mascararam o possível efeito da temperatura na eficiência do reator.

Os reatores protótipos operando com condições controladas de temperatura e concentrações de substrato e vazão estáveis apresentam eficiências de remoção de matéria orgânica significativamente superiores aquelas atingidas no reator UASB de escala real.

Os resultados dos experimentos de laboratório conduzidos nesta pesquisa indicaram que houve influência da temperatura na remoção de matéria orgânica de reatores UASB. Contudo, esta influência não causou perda significativa na qualidade do efluente, o que sugere que reatores UASB, operados de maneira cuidadosa, podem ser utilizados como parte de processos de tratamento de esgotos em cidades de clima temperado.

ABSTRACT

This research assessed the efficiency of Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) reactor operating under typical temperatures found in regions with temperate climate. A pilot plant constituted by three 19.2 L anaerobic reactors was operated. Sludge from an UASB reactor treating residuals from a gelatin industrial plant was introduced in each prototype. The initial biological load in each reactor was 0.11 kg CODkg TVS⁻¹.d⁻¹.

The reactors treated a synthetic wastewater formed by glucose, acetate, micro and macronutrients, with COD concentration compatible with urban sewage. Reactor's operation was divided in two phases. In the first, start-up, reactors operated at 35°C. In the second phase, temperatures within reactors were 15, 20, 25, 30, and 35°C.

During the start-up and acclimatizing period, COD removal efficiencies were high, around 90%. In the second phase, it was observed that organic matter removal was slightly affected by temperature. Generally, there was a decrease in COD efficiency with temperature reduction (95,7, 91,0, 94,2, 90,6 and 87,2% removal for 35, 30, 25, 20, and 15°C, respectively). However, soluble COD removal was unaffected by temperature, an observation confirmed by statistical analysis. Methane gas volume, calculated by COD mass balances and bioenergetics, was similar.

Electric power shortages occurred in some small periods during the experiments. As a consequence, the reactors endured unintentional 5°C and 10°C temperature shocks. Reactors that suffered 5°C shocks recovered very well as soon as they returned to their initial operational temperature. However, the reactor that had a 10°C temperature reduction didn't recover to its initial efficiency upon return to the original operating temperature. Organic matter removal and biogas production dropped significantly, with a corresponding increase in the volatile organic acids concentration in the reactor effluent.

In parallel with the laboratory experiments, it was monitored a full scale UASB reactor operating in Caxias do Sul, a city characterized by cold winters. For the full scale reactor, it was not possible to verify the effect of temperature on efficiency. This was due to the interference of variables other than temperature on the quality of the effluent.

The COD removals obtained in the prototype reactors were significantly higher than those measured at the full scale reactor. It has to be considered that the prototypes operated under controlled temperature and constants concentrations and flowrates. On the contrary, the full scale reactor received complex substrates (domestic wastewater), with variations in concentrations, flowrates and temperatures.

The results of the research suggest that it is feasible to operate UASB reactors in regions where temperature varies significantly around the year, with cold winters and warm summers. Although the experiment showed a small decrease in organic matter removal with temperature, the efficiencies were still high to warrant the application of UASB at lower temperatures. In full scale reactors, a careful operation of the reactor will probably compensate for a small decrease in organic matter removal due to lower temperatures.

SUMÁRIO

APRESENTAÇÃO	ii
AGRADECIMENTOS.....	ii
RESUMO.....	iii
ABSTRACT	v
SUMÁRIO.....	vii
LISTA DE TABELAS.....	ix
LISTA DE FIGURAS.....	x
LISTA DE SÍMBOLOS	xii
1 INTRODUÇÃO.....	1
2 OBJETIVOS.....	2
2.1 Objetivo principal.....	2
2.2 Objetivos secundários	2
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	3
3.1 Reatores anaeróbios	3
3.2 Descrição do processo anaeróbio	6
3.2.1 Hidrólise	6
3.2.2 Acidogênese.....	7
3.2.3 Acetogênese.....	7
3.2.4 Metanogênese.....	8
3.3 Reatores anaeróbios de manto de lodo (UASB).....	9
3.4 Princípios da operação.....	10
3.5 Fatores que interferem no processo.....	12
3.5.1 Partida do sistema.....	12
3.5.2 Temperatura.....	12
3.5.3 Carga hidráulica volumétrica	18
3.5.4 Nutrientes	18
3.5.5 pH.....	18
3.5.6 Alcalinidade	19
3.6 Avaliação do processo	20
3.6.1 Produção de biogás.....	20
3.6.2 Remoção de matéria orgânica.....	20
3.6.3 Atividade metanogênica específica.....	21
3.7 Estequiometria das reações anaeróbias.....	22
4 METODOLOGIA	26
4.1 Protótipos de reatores UASB utilizados	26
4.2 Inóculo.....	28

4.3 Caracterização do afluente.....	28
4.4 Monitoramento do processo de tratamento em escala laboratorial.....	28
4.5 Monitoramento do processo de tratamento em escala real.....	29
4.6 Estequiometria da digestão anaeróbia e coeficiente de produção celular.....	31
5 RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	32
5.1 Aclimação dos reatores UASB em escala de laboratório.....	32
5.2 Influência da temperatura nos parâmetros de monitoramento do processo, nos reatores em escala de laboratório	37
5.2.1 Influência da temperatura sobre pH, alcalinidade e AGV's	37
5.2.2 Influência da temperatura na remoção de DQO total e solúvel	39
5.2.3 Influência da temperatura na produção e no percentual de metano.....	42
5.2.4 Influência da temperatura na concentração de SS no efluente	42
5.2.5 Influência da temperatura na atividade metanogênica específica	43
5.3 Choque de temperatura.....	44
5.4 Estequiometria da digestão anaeróbia.....	47
5.4.1 Estequiometria do substrato acetato.....	47
5.4.2 Estequiometria do substrato glicose	53
5.4.3 Formação de gás metano pelo método de bioenergética.....	55
5.5 Monitoramento de uma estação de tratamento de efluentes domésticos em escala real	56
5.6 Escala real versus escala laboratorial.....	59
6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES.....	62
7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	64
8 ANEXOS.....	68

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Composição do esgoto sintético.....	29
Tabela 2: Monitoramento do reator UASB	30
Tabela 3: Resumo dos parâmetros analisados	35
Tabela 4: Grupos associados a temperaturas (°C)	37
Tabela 5: Valores de AME a diferentes temperaturas.....	44
Tabela 6: Resumo dos parâmetros para cada temperatura analisada	48
Tabela 7: Média das temperaturas do efluente de acordo com as estações do ano ...	56
Tabela 8: Resumo dos parâmetros analisados na ETE Dal-Bó.....	60
Tabela 9: Resumo dos parâmetros com amostragem mensal, da ETE Dal-Bó.....	61

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Representação esquemática de um reator de mistura completa.....	3
Figura 2: Representação esquemática de um filtro anaeróbio	4
Figura 3: Representação esquemática de um reator UASB.....	5
Figura 4: Representação esquemática de um reator de leito granular expandido	5
Figura 5: Representação esquemática de um reator de circulação interna	6
Figura 6: Seqüências metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia.....	7
Figura 7: Representação esquemática de um reator UASB mostrando a variação na concentração de lodo com a altura do reator	11
Figura 8: Influência da temperatura sobre a taxa de crescimento	13
Figura 9: Influência da temperatura na taxa de digestão anaeróbia na faixa mesofílica	16
Figura 10: Variação da massa específica da água com a temperatura	17
Figura 11: Variação na viscosidade cinemática da água com a temperatura	17
Figura 12: Utilização de doadores de elétrons para produzir energia e síntese de novas células	24
Figura 13: Configuração dos reatores UASB usados no experimento.....	27
Figura 14: Concentrações de ácidos graxos voláteis nos efluentes dos reatores.....	32
Figura 15: Concentrações afluente e efluente da alcalinidade total.....	32
Figura 16: Valores de pH no afluente e efluente dos reatores.....	33
Figura 17: Remoção de DQO total (%)	33
Figura 18: Remoção de DQO solúvel (%)	33
Figura 19: Vazão diária estimada de metano	34
Figura 20: Gráfico box-plot da remoção de DQO total	36
Figura 21: Gráfico box-plot das concentrações de DQO total	36
Figura 22: Gráfico box-plot das concentrações de DQO solúvel	36
Figura 23: Gráfico box-plot da remoção de DQO solúvel (%).....	36
Figura 24: Gráfico box-plot das concentrações de AGV.....	36
Figura 25: Gráfico box-plot dos valores de pH	36
Figura 26: Gráfico box-plot das concentrações de alcalinidade	36
Figura 27: Gráfico box-plot das vazões estimadas de metano	36
Figura 28: Valores de pH medidos nos reatores de laboratório.....	38
Figura 29: Concentrações de alcalinidade medidas nos reatores de laboratório.....	38
Figura 30: Comportamento dos AGVs nos reatores de laboratório	38
Figura 31: Concentrações de DQO total no efluente dos reatores de laboratório.....	39
Figura 32: Remoção de DQO total (%)	40

Figura 33: Concentrações de DQO solúvel no efluente dos reatores de laboratório ...	41
Figura 34: Remoção de DQO solúvel (%) nos reatores de laboratório	41
Figura 35: Volume de metano estimado nos reatores de laboratório	42
Figura 36: Percentual de metano no biogás nos reatores de laboratório	42
Figura 37: Concentração efluente de sólidos suspensos totais.....	43
Figura 38: Concentração efluente de sólidos suspensos voláteis	43
Figura 39: Produção cumulativa de metano.....	44
Figura 40: Concentração de DQO total e remoção de DQO total (%) antes e após o choque de temperatura.....	46
Figura 41: Concentração de DQO solúvel e remoção de DQO solúvel (%) antes e após o choque de temperatura.....	46
Figura 42: Volume diário de metano formado antes e após o choque de temperatura	46
Figura 43: Concentração de ácidos graxos voláteis antes e após o choque de temperatura	47
Figura 44: Gráfico box-plot dos valores de pH	50
Figura 45: Gráfico box-plot das concentrações de alcalinidade	50
Figura 46: Gráfico box-plot para concentrações de DQO total	50
Figura 47: Gráfico box-plot da remoção DQO total (%).....	50
Figura 48: Gráfico box-plot das concentrações de AGV.....	50
Figura 49: Gráfico box-plot das concentrações de DQO solúvel	50
Figura 50: Gráfico box-plot da remoção DQO solúvel (%)	51
Figura 51: Gráfico box-plot para o percentual de metano no biogás (%).....	51
Figura 52: Variação temporal da temperatura do ar, afluente e efluente, nos reatores em escala real (°C).....	56
Figura 53: Concentrações de alcalinidade e AGV, afluente e efluente ao reator UASB em escala real	57
Figura 54: Comportamento do pH ao longo da operação nos reatores em escala real	57
Figura 55: Variação temporal dos SST no reator UASB em escala real.....	58
Figura 56: Variação temporal dos SSV no reator UASB em escala real.....	58
Figura 57: Variação temporal da DQO total no reator UASB.....	59
Figura 58: Variação temporal da remoção de DQO total, SST e SSV.....	59

LISTA DE SÍMBOLOS

SÍMBOLO	SIGNIFICADO
a, b, c, d	Coeficientes estequiométricos da reação
$[\alpha_a]$, $[\alpha_b]$, α_c , $[\alpha_d]$	Coeficientes de atividade
FA	Filtros anaeróbios
AGV	Ácidos graxos voláteis
AME	Atividade metanogênica específica
CNTP	Condições normais de temperatura e pressão
CO	Carga orgânica
CSTR	Continuous stirred-tank reactor
DBO	Demanda bioquímica de oxigênio
DQO	Demanda química de oxigênio
E	Energia de ativação
ETE	Estação de tratamento de esgotos
f_e , f_s	Porções do doador de elétrons usados para energia e síntese
K	Taxa de reação
K_1	Taxa de síntese bacteriana
K_{liq}	Taxa líquida de crescimento
K_0	Fator de frequência
K_{30}	Taxa de crescimento para $t=30^\circ\text{C}$
K_d	Taxa de decaimento
K_s	Constante de saturação
$K_{(t)}$	Taxa de crescimento para temperatura (t)
ln	Logaritmo neperiano
n	Número de amostras
N	Nitrogênio
NTK	Nitrogênio total Kjeldhal
P	Fósforo
pH	Potencial hidrogeniônico
PROSAB	Programa de Pesquisa em Saneamento Básico
R	Constante universal dos gases
R_a	Meia reação para o receptor de elétrons
R_d	Meia reação para o doador de elétrons
R_s	Meia reação para síntese celular
R_1 , R_2 , R_3	Reatores utilizados no experimento
ST	Sólidos totais
SSG	Separador sólido - gás
SST	Sólidos suspensos totais
SSF	Sólidos suspensos fixos
SSV	Sólidos suspensos voláteis

SLG	Separador sólido –líquido -gás
t	Temperatura (°C)
T	Temperatura absoluta (K)
TDH	Tempo de detenção hidráulico
UASB	Reator anaeróbio de manto de lodo
V_{up}	Velocidade ascensional
Y	Coefficiente de produção de biomassa
$\mu_{máx}$	Taxa de crescimento específico máximo
ΔG_c	Energia livre requerida para converter a fonte de carbono intermediário (piruvato) em um equivalente de elétrons de material celular
ΔG_n	Energia requerida por equivalente de elétrons para reduzir uma fonte de nitrogênio oxidado em amônia antes da síntese celular
ΔG_p	Energia requerida para converter um equivalente de elétron da fonte de carbono em um composto intermediário, piruvato
ΔG_s	Energia livre requerida para converter um equivalente de elétrons da fonte de carbono em material celular

1 INTRODUÇÃO

Os esgotos domésticos são uma importante fonte de poluição, contribuindo para a veiculação de doenças e para a deterioração dos mananciais de água. Esta situação é mais crítica em países subdesenvolvidos onde a falta de recursos se reflete na pouca abrangência dos serviços de coleta e tratamento de esgotos sanitários.

Nos últimos anos vem sendo feito um esforço para dotar as cidades brasileiras de estações de tratamento de esgotos visando diminuir a poluição dos corpos d'água. Neste sentido, os reatores UASB vem sendo projetados e construídos em vários estados brasileiros, incluindo o Rio Grande do Sul. Neste estado, reatores UASB já foram construídos em cidades de grande porte como Caxias do Sul e Pelotas. Porto Alegre também planeja a construção de reatores UASB. Uma das razões da escolha da tecnologia anaeróbia através de reatores UASB é sua economia em relação aos processos aeróbios, podendo substituir o decantador primário, o adensador e digestor de lodo.

A temperatura é um importante fator na digestão pois influencia marcadamente o metabolismo de microorganismos. O crescimento ótimo dos microorganismos anaeróbios mesofílicos ocorre na faixa de 30 e 35 °C (Chernicharo et al., 1999). No caso do Rio Grande do Sul e outras regiões de clima temperado, as temperaturas de inverno atingem, com freqüência, valores menores que 10°C. Estas temperaturas baixas características do Rio Grande do Sul e os outros estados do sul do Brasil podem ter conseqüências sobre a eficiência dos reatores UASB na remoção da matéria orgânica dos esgotos. Assim, este trabalho se propôs a avaliar a operação de reatores UASB a temperaturas entre 15 e 35°C de modo a observar os seus efeitos.

Esta dissertação está organizada em sete capítulos e 3 anexos. O capítulo 1 apresenta uma breve introdução do problema. O capítulo 2 descreve os objetivos principal e secundários da pesquisa. O 3º capítulo detalha a revisão bibliográfica com ênfase na descrição do processo, fatores intervenientes e avaliação. O capítulo 4, metodologia, descreve os detalhes de operação e monitoramento do reator estudado. O 5º capítulo apresenta os resultados dos experimentos, assim como discute estes resultados a luz do conhecimento científico atual referente a este tema. No capítulo 6 são descritas as conclusões, assim como as recomendações. O capítulo 7 apresenta as referências bibliográficas citadas na dissertação. Há ainda três anexos onde são detalhados os dados experimentais, análises estatísticas e o cálculo da produção de metano.

2 OBJETIVOS

Considerando que reatores UASB estão sendo projetados e construídos em regiões de clima onde ocorrem temperaturas baixas durante alguns meses do ano, este trabalho foi desenvolvido com os seguintes objetivos:

2.1 Objetivo principal

Avaliar o desempenho de reatores anaeróbios de manto de lodo (UASB) operando sob condições de temperaturas típicas de regiões de clima temperado.

2.2 Objetivos secundários

- Operar e monitorar um reator UASB protótipo, sob condições controladas de temperatura e com substratos solúveis e biodegradáveis;
- Monitorar um reator UASB em escala real, em região de clima frio;
- Associar os resultados entre os reatores protótipo e escala real;
- Apresentar sugestões de possíveis alternativas que viabilizem uma melhor operação dos reatores UASB, se for o caso.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Reatores anaeróbios

A digestão anaeróbia é um dos processos mais antigos usados para o tratamento da matéria orgânica presente em águas residuárias, tendo sido inicialmente aplicada para a estabilização de lodos e efluentes concentrados. Desenvolvimentos tecnológicos permitiram a extensão da aplicação dos processos anaeróbios para o tratamento de despejos diluídos, como esgotos sanitários. Ele tem sido aplicado com sucesso em países tropicais, havendo, também, resultados favoráveis em países subtropicais e regiões com clima temperado (Seghezze et al., 1998).

A aplicabilidade dos processos anaeróbios para tratamento de águas residuárias tem sido amplamente comprovada, sendo utilizado em diferentes configurações, como as descritas a seguir (Aiyuk et al., 2005):

- Reator de mistura completa (CSTR) e reator anaeróbio de contato

Apresenta misturador para manter um bom contato entre a biomassa e o material orgânico a ser digerido, e uma etapa de pós-clarificação, com retorno da biomassa (em processos por contato) para assegurar uma quantidade de sólidos suspensos no “*mixed liquor*” dentro do reator. Apresentam um TDH de aproximadamente 20 dias, sendo apropriado para efluentes concentrados de 2gL^{-1} ou mais. A Figura (1) mostra um esquema do reator de mistura completa.

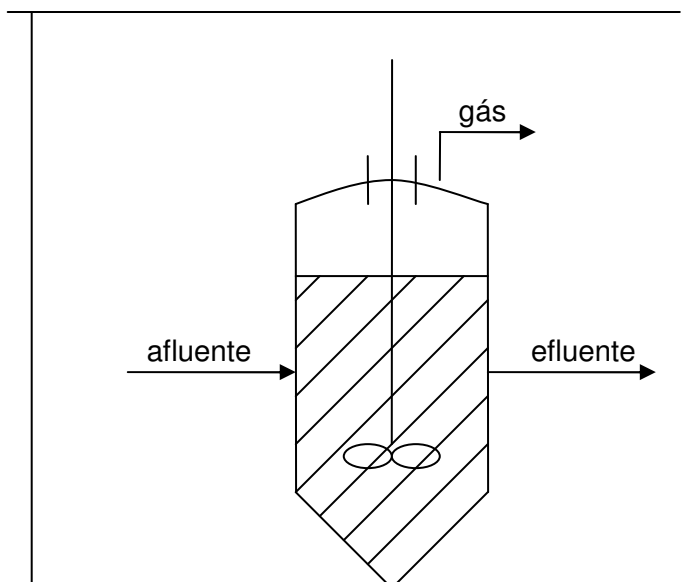


Figura 1: Representação esquemática de um reator de mistura completa

- Reator de filme fixo ou filtro anaeróbio (FA)

Apresenta um meio suporte para crescimento a fim de reter a biomassa dentro do reator. Diferentes tipos de meios suportes têm sido utilizados para este fim. Geralmente operam com movimento ascendente e TDH de poucas horas a dias, e carga orgânica (CO) de $0,4 - 27 \text{ kgm}^{-3}\text{d}^{-1}$. Pode ter reciclo de modo a permitir uma diluição e controle do pH. Comumente utilizados para efluentes com baixos níveis de contaminantes orgânicos. A Figura (2) mostra um esquema de um filtro biológico.

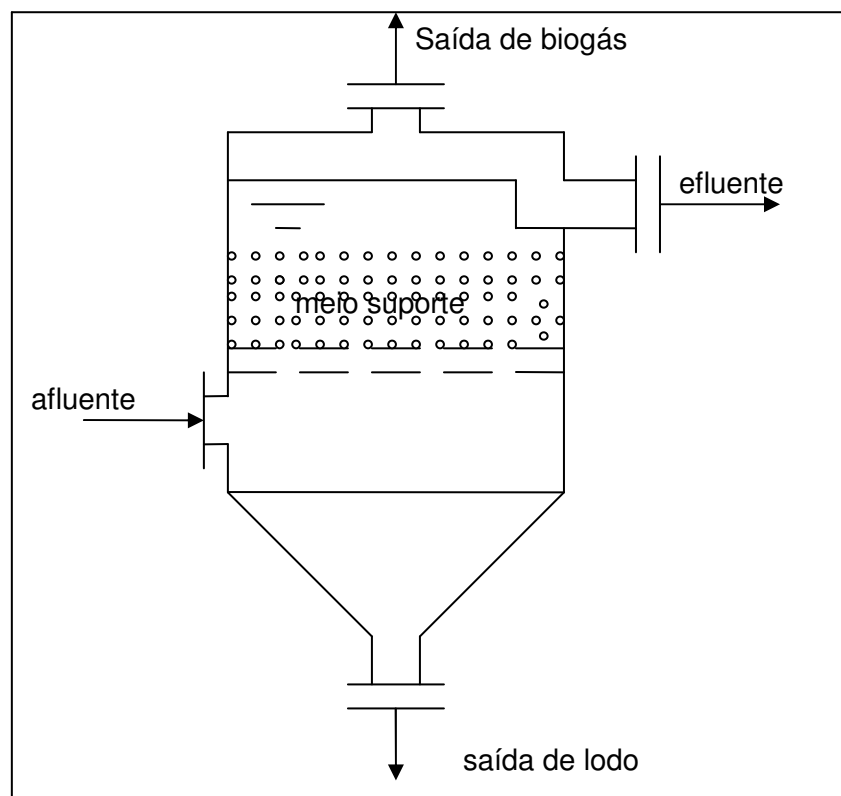


Figura 2: Representação esquemática de um filtro anaeróbio

- Reator anaeróbio de manto de lodo (UASB)

Apresentam velocidade ascendente da ordem de $1 \text{ a } 2 \text{ mh}^{-1}$. Chernicharo (2007) sugere que as velocidades ascensionais sejam um pouco menores, entre $0,5 \text{ a } 0,7 \text{ mh}^{-1}$, para vazão média. O reator não contém componentes mecânicos, mas tem um separador de gás, líquido e sólido (SLG) em seu topo. Durante a operação geralmente ocorre a granulação do lodo. Pode tratar tanto efluentes concentrados quanto diluídos, e a carga orgânica pode chegar a $40 \text{ kgm}^{-3}\text{d}^{-1}$ (Figura 3).

- Reator granular de leito expandido (EGSB)

É uma modificação do UASB, com velocidade ascendente de $6 \text{ a } 15 \text{ mh}^{-1}$. Devido a alta energia cinética do afluente, há um intenso contato entre a matéria orgânica e o lodo na entrada (Figura 4). Tem maior custo, apresentando um separador mais eficiente que o UASB. É mais adaptado a baixas temperaturas e efluentes menos

concentrados. Em algumas situações, particulados podem deixar o leito de lodo, saindo com o efluente. Apesar de apresentar um custo efetivo maior que o UASB, pode ser aplicado para águas residuárias com temperaturas inferiores a 10°C.

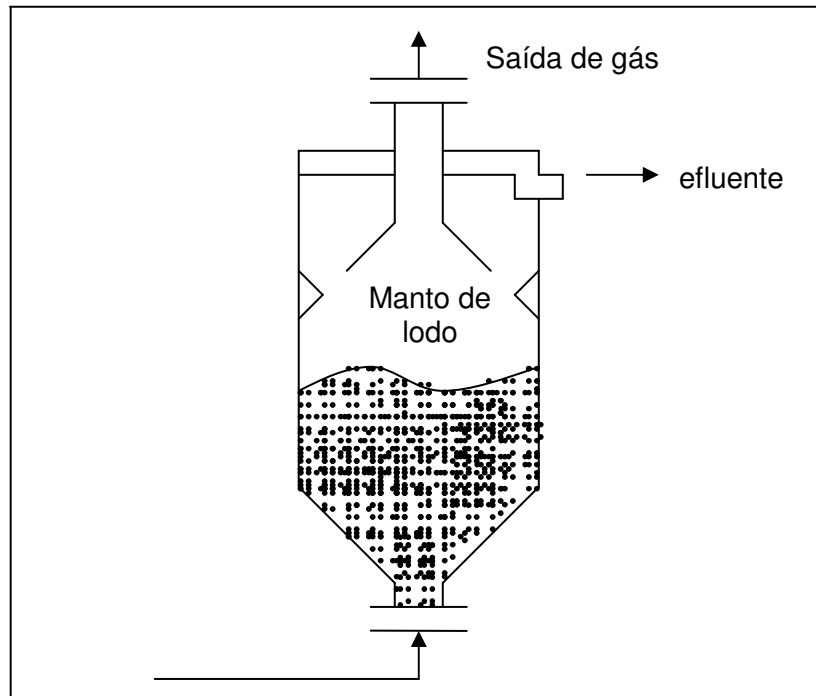


Figura 3: Representação esquemática de um reator UASB

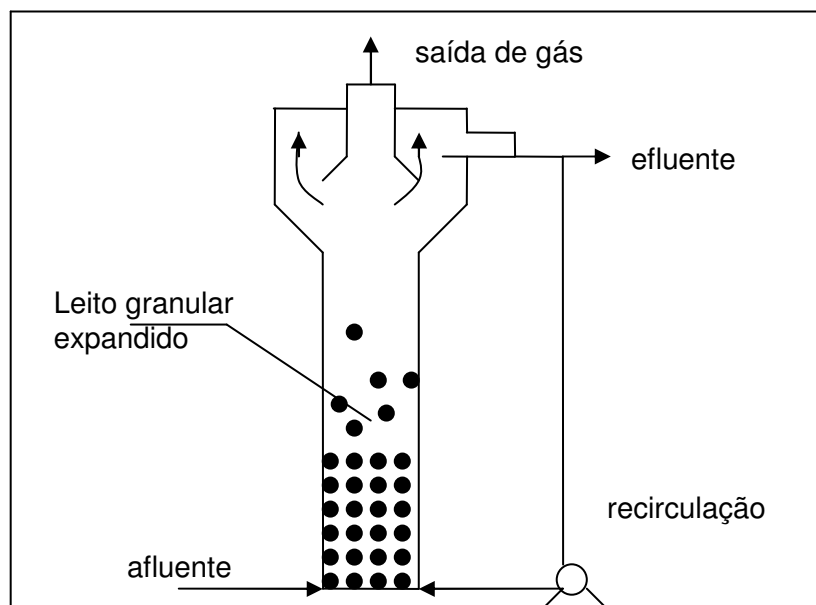


Figura 4: Representação esquemática de um reator de leito granular expandido

- Reator com circulação interna (IC)

Apresenta velocidade ascendente de 20 a 30 mh^{-1} e separador convencional com dois estágios, sendo que um está localizado na metade da altura do reator. Tem

boa mistura e alta quebra dos grânulos, havendo maior controle sobre as bactérias fermentativas (Figura 5).

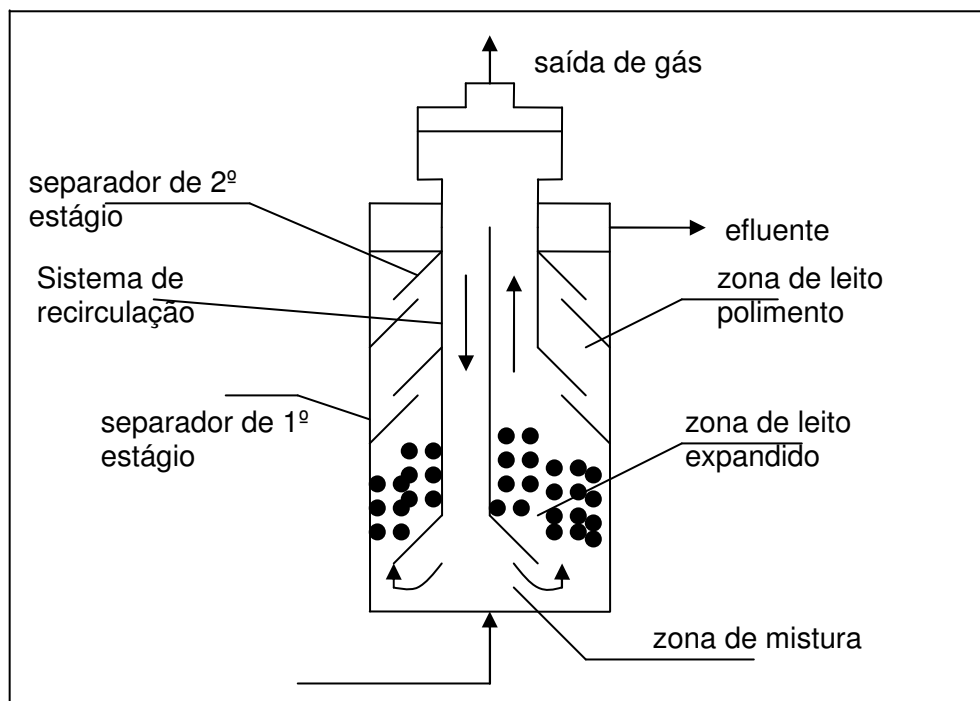


Figura 5: Representação esquemática de um reator de circulação interna

3.2 Descrição do processo anaeróbio

No processo de digestão anaeróbia, o material orgânico é convertido biologicamente a uma variedade de produtos finais incluindo metano (CH_4) e dióxido de carbono (CO_2).

A conversão anaeróbia da matéria orgânica em plantas de tratamento de esgotos ocorre em quatro etapas, denominadas hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese (Figura 6).

3.2.1 Hidrólise

A primeira etapa na digestão anaeróbia é a hidrólise dos polímeros de cadeia longa, realizada pelas bactérias fermentativas hidrolíticas. Como as bactérias não são capazes de assimilar a matéria orgânica particulada, ocorre a hidrólise de materiais particulados complexos (polímeros) em materiais dissolvidos mais simples (moléculas menores). Os principais compostos a serem hidrolisados são a celulose, as proteínas e os lipídios.

A hidrólise pode ser uma etapa limitante na conversão da matéria orgânica, ocorrendo de forma lenta em temperaturas inferiores a 20°C (Lettinga et al., 1993). Ela é afetada pelo tempo de residência do substrato no reator, pela composição do

substrato, tamanho das partículas, pH do meio e concentração de $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ (Chernicharo 2007).

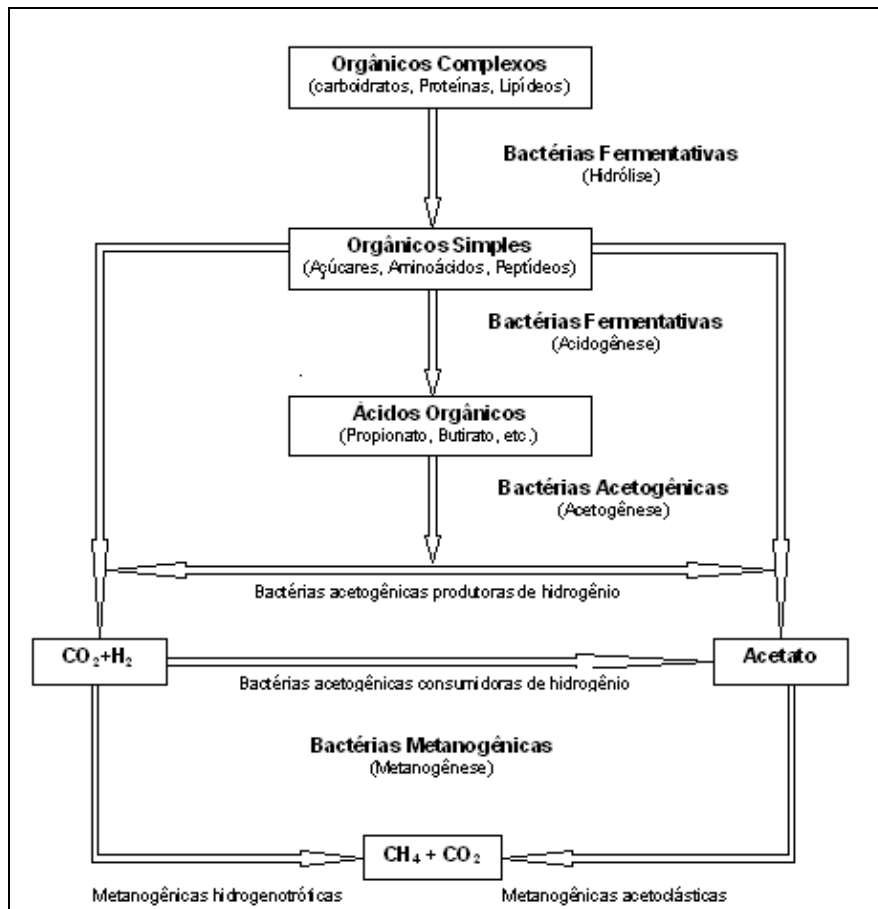


Figura 6: Seqüências metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia (Fonte: Chernicharo, 2007).

3.2.2 Acidogênese

Os açúcares e aminoácidos produzidos na etapa de hidrólise são absorvidos pelos organismos acidogênicos e fermentados intracelularmente a ácidos graxos de cadeias mais curtas, como ácido propiônico e butírico, além de CO_2 , H_2 e acetato. As vias bioquímicas pelos quais o substrato é fermentado e a natureza do produto (tipo de ácido volátil produzido) dependerão, principalmente, do tipo de substrato e da pressão parcial de hidrogênio.

3.2.3 Acetogênese

As bactérias acetogênicas desempenham um importante papel entre a acidogênese e a metanogênese, convertendo os produtos da acidogênese em compostos que formam substrato para a produção de metano (van Haandel e Lettinga,

1994). Bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio são capazes de converter ácidos graxos com mais de 2 carbonos a ácido acético, CO₂ e H₂, que são os substratos para as bactérias metanogênicas.

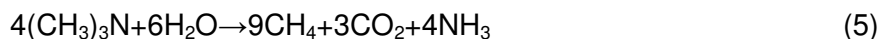
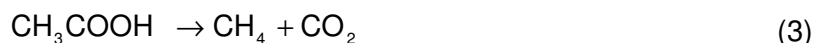
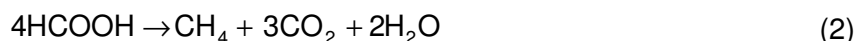
3.2.4 Metanogênese

As bactérias metanogênicas executam a etapa final do processo de decomposição anaeróbia dos efluentes. Metano é o principal produto resultante da digestão anaeróbia. Como contraste, bactérias aeróbias metabolizam polímeros por oxidação a CO₂, H₂O e outros minerais.

As reações bioquímicas desse grupo de bactérias contribuem para a redução da pressão parcial de hidrogênio, viabilizando as etapas anteriores do processo de degradação anaeróbia.

A formação de metano como produto final do processo depende da existência de populações com funções distintas, e em proporções tais que permitam a manutenção do fluxo de substratos e energia sob controle.

É importante salientar que bactérias metanogênicas podem somente usar um número limitado de substratos para a formação de metano. Sabe-se que elas utilizam os seguintes substratos: CO₂ + H₂, formiato, acetato, metanol, metilaminas e monóxido de carbono. As reações típicas que envolvem estes compostos são as seguintes:



Num reator anaeróbio, as duas principais etapas envolvidas na formação de metano são:

1. A conversão de hidrogênio e dióxido de carbono em metano e água (Eq.1).
2. A conversão de acetato em metano e dióxido de carbono (Eq.3).

As bactérias metanogênicas e as acidogênicas formam uma relação simbiótica, beneficiando-se mutuamente; as metanogênicas convertem os produtos finais da acetogênese, hidrogênio, formiato e acetato, em metano e dióxido de carbono, mantendo a pressão parcial de H₂ baixa. Desta maneira o equilíbrio das reações de

fermentação é deslocado para a formação de mais produtos finais oxidados (formiato e acetato). A utilização do hidrogênio, produzido pelas acidogênicas e outras anaeróbias, pelas metanogênicas é denominada *transferência de hidrogênio interespecies*. Assim, as bactérias metanogênicas removem compostos que inibiriam o crescimento das acidogênicas.

Para manter um sistema de tratamento anaeróbio que estabilize um resíduo orgânico eficientemente, as bactérias não metanogênicas e as metanogênicas devem estar num estado de equilíbrio dinâmico. Para se estabelecer e manter tal estado, o conteúdo do reator não deve ter oxigênio dissolvido e ser livre de concentração de inibidores tais como amônia, metais pesados e sulfetos em altas concentrações. Além disso, o pH do ambiente aquoso deve situar-se entre de 6,6 a 7,6. A alcalinidade deve ser suficiente para assegurar que o pH não fique abaixo de 6,2, de modo que não haja inibição das bactérias metanogênicas. Uma quantidade suficiente de nutrientes, tais como nitrogênio e fósforo, deve também estar disponível para assegurar o crescimento apropriado da comunidade biológica. Dependendo da natureza do lodo ou resíduo a ser digerido, fatores de crescimento podem ser necessários. A temperatura é outro parâmetro ambiental importante. As faixas de temperaturas ótimas para as mesofílicas e as termofílicas são, respectivamente, 30 a 38°C e 49 a 57°C.

3.3 Reatores anaeróbios de manto de lodo (UASB)

Reatores anaeróbios de manto de lodo são utilizados para o tratamento de esgotos domésticos em várias regiões no Brasil. Existem experiências bem sucedidas em diversas localidades no Paraná, São Paulo, Paraíba, Minas Gerais, entre outros estados. Atualmente vários estudos e projetos prevêem o uso do reator UASB como parte dos processos de tratamento de esgotos e lodos.

Os processos anaeróbios podem servir como uma alternativa viável, em relação aos aeróbios. Segundo Lettinga et al., (1993), Seghezzi et al., (1998) e Aiyuk et al., (2005), o processo anaeróbio apresenta como vantagens: boa eficiência, simplicidade operacional, baixo requerimento de área, produção de energia, baixa produção de lodo (cerca de 10% em relação aos processos aeróbios), baixa necessidade de nutrientes e produtos químicos. Além disso, requerem baixo consumo de energia. Entre as desvantagens, são citadas: baixa remoção de nutrientes e patógenos; longos períodos para partida do sistema; possibilidade de exalação de maus odores e necessidade de pós-tratamento.

A operação de reatores de manto de lodo é relativamente simples, não demandando a implantação de qualquer equipamento sofisticado ou de meio suporte para a retenção da biomassa.

Como muitos reatores de alta taxa, o UASB retém uma grande quantidade de biomassa na forma de um lodo denso, grânulos ou agregados de microorganismos. Além disso, um bom contato entre a biomassa e a água residuária é assegurado devido a mistura propiciada pelo movimento ascensional do biogás formado e os sólidos retidos no decantador. Na verdade, o processo UASB é considerado um dos melhores sistemas de tratamento anaeróbio desenvolvidos até agora. No entanto, quando a carga orgânica volumétrica é inferior a 1 a 2 kgDQOm⁻³d⁻¹, a produção de biogás é limitada (Lettinga et al., 1993), afetando desta forma o balanço de energia, e dificultando a mistura adequada do reator.

3.4 Princípios da operação

Procede-se a inoculação do reator com quantidades suficientes de lodo anaeróbio, iniciando-se em seguida a sua alimentação em baixa taxa, no modo ascendente. Este período inicial é referido como partida do sistema. A taxa de alimentação do reator deve ser aumentada progressivamente, de acordo com o sucesso da resposta do sistema, ocorrendo, após alguns meses de operação, o desenvolvimento de um leito de lodo bastante concentrado (4% a 10%, ou seja, em torno de 40.000 a 100.000 mgSTL⁻¹) junto ao fundo do reator. O lodo é muito denso e com excelentes características de sedimentação. Pode ocorrer o desenvolvimento de grânulos de lodo (diâmetros de 1 a 5mm), dependendo da natureza do lodo de semeadura, das características das águas residuárias e das condições operacionais do reator.

Acima do leito de lodo desenvolve-se uma zona de crescimento bacteriano mais disperso, denominado manto de lodo, em que os sólidos apresentam velocidades de sedimentação mais baixas. A concentração do lodo nessa zona usualmente varia entre 1,5% e 3%. O sistema é automisturado pelo movimento ascendente das bolhas de biogás e do fluxo de esgoto através do reator. Durante a partida do sistema, quando a produção de biogás é usualmente baixa, pode-se tornar necessária alguma forma de mistura adicional, como por exemplo, através da recirculação do gás ou do efluente. A remoção do substrato ocorre ao longo de todo o leito e manto de lodo, embora esta seja mais pronunciada no leito de lodo.

Com o movimento ascendente das bolhas de gás, ocorre o carreamento de lodo, sendo necessária a instalação de um separador trifásico (gases, sólidos e

líquidos) na parte superior do reator, de forma a permitir a retenção e o retorno do lodo. No entorno e acima do separador trifásico configura-se uma câmara de sedimentação, onde o lodo mais pesado é removido da massa líquida e retornado ao compartimento de digestão, enquanto as partículas mais leves são perdidas do sistema juntamente com o efluente final (Figura 7).

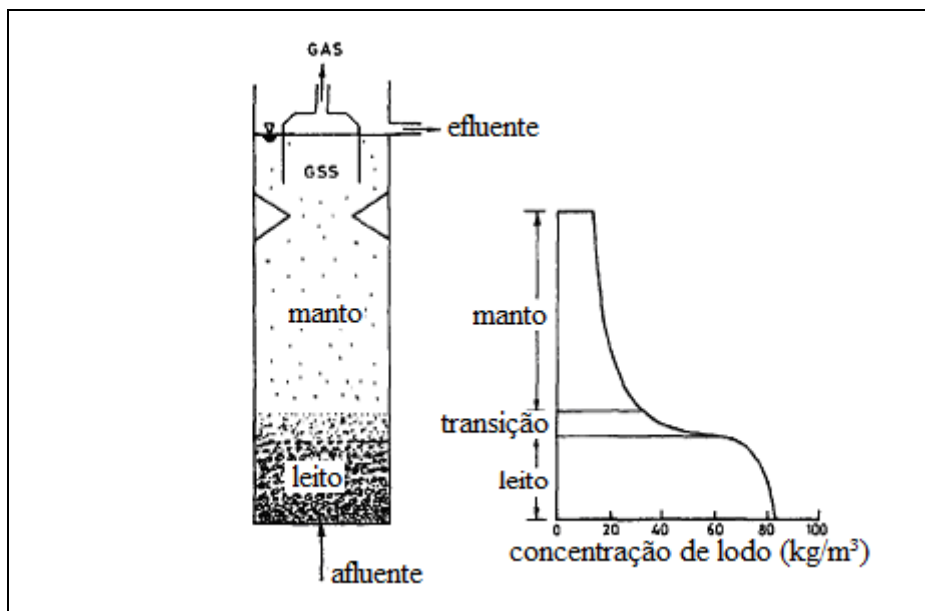


Figura 7: Representação esquemática de um reator UASB mostrando a variação na concentração de lodo com a altura do reator (Fonte: Adaptado de Narnoli e Mehrotra, 1997)

A instalação do separador de gases, sólidos e líquidos favorece o retorno do lodo e a elevada capacidade de retenção de grandes quantidades de biomassa, de elevada atividade, sem a necessidade de qualquer tipo de meio suporte. Como resultado, os reatores UASB apresentam elevados tempos de residência celular (idade do lodo), bastante superiores aos tempos de detenção hidráulica, o que é uma característica dos sistemas anaeróbios de alta taxa. A idade do lodo verificada em reatores UASB é usualmente superior a 30 dias, propiciando que o lodo excedente descartado do sistema já se encontre estabilizado.

O UASB é capaz de suportar altas taxas de carga orgânica e a grande diferença, quando comparado com outros reatores de mesma geração, é a simplicidade construtiva e os baixos custos operacionais. São os seguintes os princípios mais importantes que governam a operação de um reator UASB (Narnoli e Mehrotra, 1997):

- As características do fluxo ascendente devem assegurar o máximo contato entre a biomassa e o substrato;

- Os curtos-circuitos devem ser evitados, de forma a garantir tempos suficientes para a degradação da matéria orgânica;

- O sistema deve ter um dispositivo bem projetado, capaz de separar de forma adequada o biogás, o líquido e os sólidos, liberando os dois primeiros e permitindo a retenção do último;

- O lodo na região da manta deve ser bem adaptado, com alta atividade metanogênica específica (AME) e excelente sedimentabilidade. Se possível, o lodo deverá ser granulado, uma vez que este tipo de lodo apresenta características bem melhores que as do lodo floculento.

A alimentação da água residuária se dá pelo fundo do reator. O afluente, após passar pelo leito e manta de lodo, é recolhido em um canal localizado em torno da zona de sedimentação. Durante o processo, gás e sólido são separados da água através do SSG (Narnoli e Mehrotra, 1997).

3.5 Fatores que interferem no processo

A temperatura é um dos fatores mais importantes na digestão anaeróbia (Lettinga et al., 1993), estando diretamente relacionada com a seleção da população microbiana presente no reator. Além da temperatura, outros fatores como pH, alcalinidade, micro e macro nutrientes, partida do sistema, cargas hidráulicas e orgânicas são importantes para um bom desempenho dos reatores anaeróbios.

3.5.1 Partida do sistema

É uma etapa crucial para estabelecer a operação do reator UASB, bem como outros reatores anaeróbios, à carga orgânica projetada (Aiyuk et al., 2005). A partida de reatores anaeróbios pode ser satisfatoriamente executada em um curto espaço de tempo se um inóculo adequado estiver disponível (Seghezze et al., 1998). Em temperaturas baixas, a partida pode ser mais demorada.

3.5.2 Temperatura

Dos fatores físicos que afetam o crescimento microbiano, a temperatura é um dos mais importantes na seleção das espécies. Os microorganismos não possuem meios de controlar sua temperatura interna e, dessa forma, a temperatura no interior da célula é determinada pela temperatura externa do ambiente.

Microorganismos são classificados dentro de “classes” com base na temperatura ótima e no intervalo na qual as espécies são capazes de crescer e metabolizar (Lettinga et al., 2001). Três faixas de temperatura podem ser associadas ao crescimento microbiano na maioria dos processos biológicos:

- Faixa psicrófila: entre 0 e aproximadamente 20 °C;
- Faixa mesófila: entre 20 e aproximadamente 45 °C;
- Faixa termófila: entre 45 e 70 °C, e acima.

Em cada uma dessas três faixas, onde o crescimento microbiano é possível, são normalmente referenciados três valores de temperatura para caracterizar o crescimento das espécies de microorganismos. Pela Figura (8), pode-se perceber que as fronteiras dos intervalos de temperatura entre as espécies psicrófila, mesofílica e termofílica não estão bem claros (Lettinga et al., 2001).

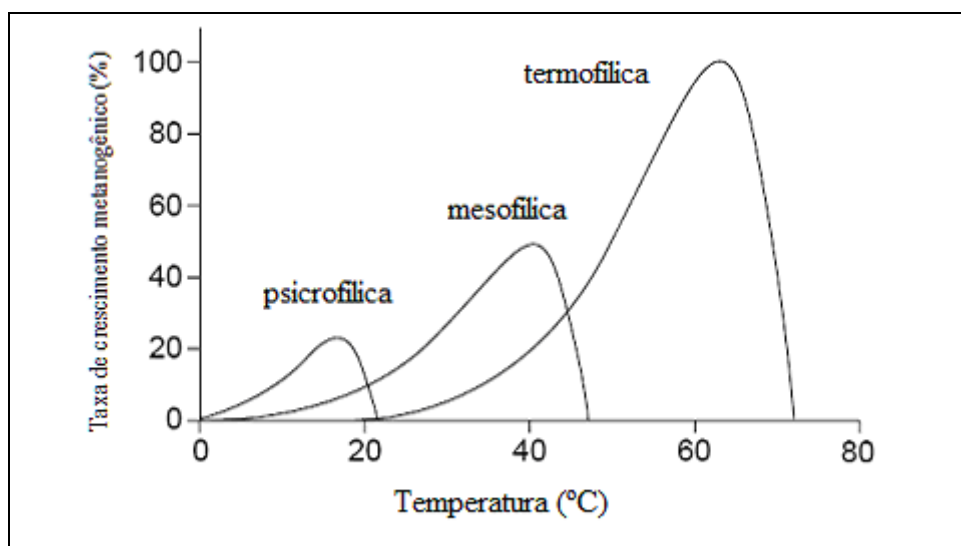


Figura 8: Influência da temperatura sobre a taxa de crescimento
Fonte: Lettinga et al., (2001)

As temperaturas mínima, ótima e máxima apresentam as seguintes características:

- Temperatura *mínima*, abaixo da qual o crescimento não é possível;
- Temperatura *ótima*, onde o crescimento é máximo;
- Temperatura *máxima*, acima da qual o crescimento também não é possível.

As temperaturas *máxima* e *mínima* definem os limites da faixa em que o crescimento é possível e a temperatura *ótima* é aquela em que o crescimento é

máximo. A taxa de crescimento microbiano em temperaturas próximas à mínima é tipicamente baixa, mas aumenta exponencialmente com o acréscimo da temperatura, atingindo o máximo próximo à temperatura ótima. A partir do ponto de crescimento ótimo, o aumento de alguns poucos graus provoca uma queda abrupta na taxa de crescimento, até atingir o valor zero.

Contudo, Chernicharo (2007) menciona que a formação microbiana do metano pode ocorrer numa faixa bastante ampla de temperatura, de 0 a 97°C. Dois níveis ótimos de temperatura têm sido associados à digestão anaeróbia, uma na faixa mesófila (30 – 35°C) e outro na faixa termófila (50 – 55°C). Assim, distinguem-se uma região de digestão mesofílica, abaixo de 45°C, e uma região de digestão termofílica, acima dessa temperatura (van Haandel e Lettinga, 1994). Muitos reatores anaeróbios, tratando esgotos diluídos, têm sido projetados na faixa mesófila, entretanto, existem dúvidas se os benefícios advindos superam as desvantagens, uma vez que o gás produzido não é suficiente para atender a demanda de energia necessária para aquecer os reatores.

Os efeitos da temperatura externamente às células bacterianas também são importantes. A termodinâmica de diversas reações é afetada pela temperatura, a exemplo da dependência da pressão de hidrogênio em digestores anaeróbios onde a fermentação esteja ocorrendo de maneira apropriada. Pode-se conseguir uma considerável redução no volume do reator anaeróbio, se este for operado próximo à temperatura ótima, uma vez que a taxa de crescimento específica da população microbiana será máxima ou próxima dela. Embora temperaturas mais altas sejam desejadas, talvez seja mais importante a manutenção de uma temperatura uniforme dentro do reator (Isoldi et al., 2001), uma vez que o processo anaeróbio é considerado muito sensível a mudanças bruscas de temperatura, podendo provocar um desbalanceamento entre as duas maiores populações microbianas e a conseqüente falha no processo. O limite usual para variação de temperatura é de cerca de 2°C por dia (Chernicharo, 2007).

Dados encontrados na bibliografia indicam que o coeficiente de meia velocidade (K_s) e produção celular (Y) de culturas de baixo crescimento são pouco afetados pela temperatura (Chernicharo, 2007). No entanto, Isoldi et al., (2001) encontraram que a temperatura afeta os processos biológicos de diferentes formas, uma vez que influencia as taxas das reações enzimáticas e as taxas de difusão do substrato, a remoção de DQO, o coeficiente de produção de biomassa (Y), o crescimento específico máximo ($\mu_{m\acute{a}x}$) e o decaimento (k_d). Foresti et al., (1999) relataram que a temperatura influencia as alterações na velocidade do metabolismo

das bactérias, no equilíbrio iônico e na solubilidade dos substratos, principalmente de lipídios.

A Equação de Arrhenius pode ser utilizada para quantificar os efeitos da temperatura sobre as reações bioquímicas, conforme a Equação (6).

$$K = K_0 \cdot e^{\left(\frac{-E}{RT}\right)} \quad (6)$$

Onde: K= taxa de reação; K₀= fator de frequência; E= energia de ativação (calmol⁻¹); R= constante geral dos gases (1,98 calmol⁻¹K⁻¹); T= temperatura (K).

De acordo com os dados experimentais disponíveis, $\mu_{m\acute{a}x}$ aumenta com o aumento da temperatura, até que um valor de crescimento máximo seja atingido. A partir deste máximo, $\mu_{m\acute{a}x}$ decresce rapidamente. Esse fenômeno é o resultado de dois processos competitivos:

- Síntese bacteriana;
- Decaimento bacteriano.

Cada processo pode ser representado segundo a equação de Arrhenius, de forma que a taxa líquida de crescimento pode ser expressa pela Equação (7):

$$K_{liq} = K_1 \cdot e^{\left(\frac{-E_1}{RT}\right)} - K_d \cdot e^{\left(\frac{-E_2}{RT}\right)} \quad (7)$$

Onde: K_{liq}= taxa líquida de crescimento; K₁= taxa de síntese bacteriana; K_d= taxa de decaimento bacteriano.

A taxa máxima de crescimento bacteriano decresce 11% por 1°C, para digestores anaeróbios operados a temperatura abaixo de 30°C (Chernicharo, 2007). Essa relação é expressa pela Equação (8) (van Haandel & Lettinga, 1994).

$$K_{(t)} = K_{30} \cdot 1,11^{(T-30)} \quad (8)$$

Onde: K_(t)= taxa de crescimento para a temperatura (t); K₃₀= taxa de crescimento para t = 30°C; T= temperatura (°C).

A Figura (9) mostra a relação existente entre a taxa de digestão e temperatura. A taxa de digestão é relativa à temperatura ótima (30°C a 40°C). Observa-se o significativo decréscimo na taxa de digestão com a redução da temperatura (van Haandel & Lettinga, 1994). O efeito da máxima utilização do substrato mostrado na Figura (8) pode ser descrito matematicamente usando a Equação de Arrhenius, Equação (6) (Lettinga et al., 2001).

Muitos estudos sobre o efeito da temperatura em digestores anaeróbios mostram um efeito negativo na atividade metabólica de bactérias metanogênicas com o decréscimo da temperatura, conforme mostra a Figura (9). Isto indica que a capacidade de um reator anaeróbio, com inóculo de biomassa mesofílica, pode cair

repentinamente durante o start-up se houver diferenças significativas de temperaturas entre o lodo e o líquido.

Sob condições psicrófilicas, reações químicas e biológicas acontecem muito mais lentamente que sob condições mesofílicas. Muitas reações de biodegradação da matéria orgânica requerem mais energia a baixas temperaturas do que a temperatura ótima de 35°C. No entanto, algumas reações, como a redução hidrogenotrófica de sulfato, formação hidrogenotrófica de metano e formação de acetato de hidrogênio e bicarbonato requerem menor energia (Lettinga et al., 2001).

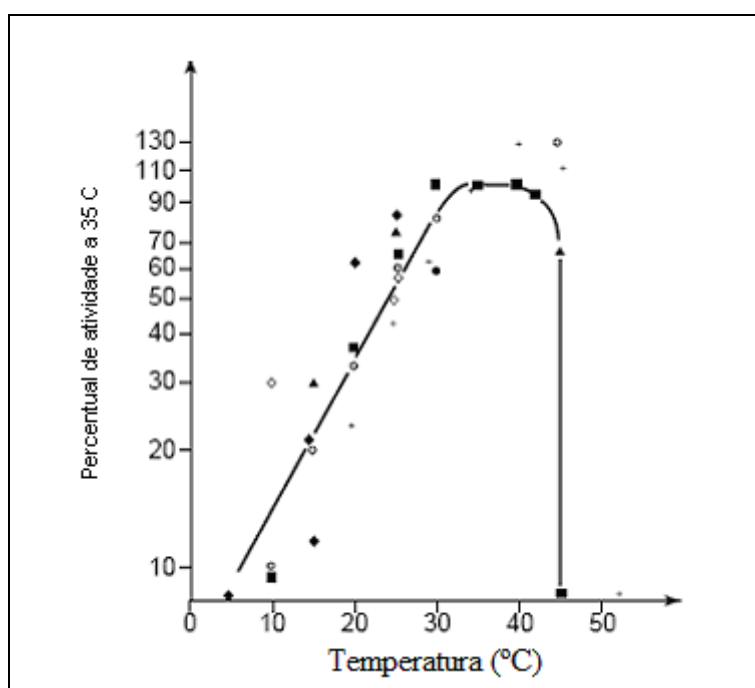


Figura 9: Influência da temperatura na taxa de digestão anaeróbica na faixa mesofílica (Fonte: Lettinga et al., 2001)

Uma queda na temperatura é acompanhada de mudanças nas propriedades físicas e químicas da água residuária, a qual pode afetar consideravelmente a operação do sistema de tratamento. Por exemplo, a solubilidade de compostos gasosos aumenta com o decréscimo da temperatura. Isto implica que reatores que operam a temperaturas mais baixas podem ter concentrações maiores de metano e sulfeto de hidrogênio em seus efluentes do que reatores operando com temperaturas mais altas. Como consequência do aumento da solubilidade dos gases e redução na taxa de formação de biogás que ocorre a baixas temperaturas, há um decréscimo das condições de mistura do reator. Também, em reatores psicrófilicos, as partículas sedimentam mais lentamente devido ao decréscimo da separação líquido-sólido. Gehling (1994) demonstrou que a temperatura afeta a sedimentação de sólidos suspensos devido as alterações que ocorrem na viscosidade e massa específica da

água (Figuras 10 e 11). A diminuição de temperatura faz com que a sedimentação das partículas se torne mais lenta, necessitando-se assim de maiores tempos para etapa de sedimentação.

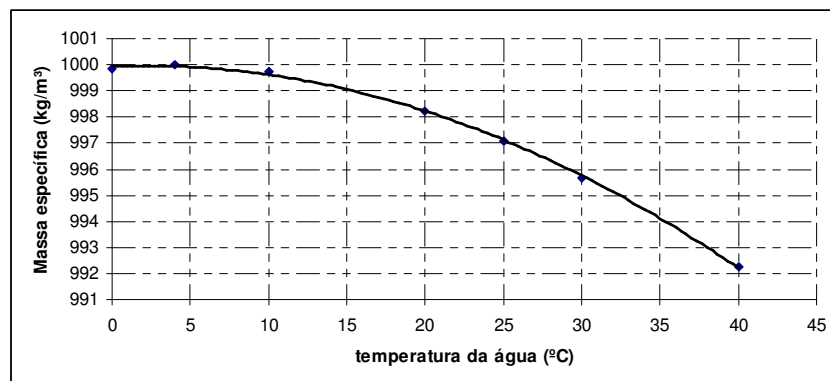


Figura 10: Variação da massa específica da água com a temperatura

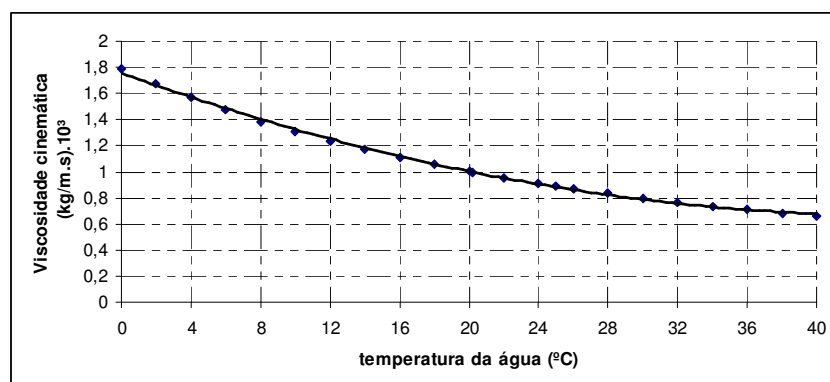


Figura 11: Variação na viscosidade cinemática da água com a temperatura

Uemura e Harada (2000) estudaram a possibilidade de tratamento de esgotos utilizando um reator UASB, com um tempo de retenção hidráulico fixo de 4,7 h e intervalo de temperatura entre 13 e 25°C, por um período de 6 meses. Encontraram que a remoção de DQO total foi independente da temperatura, porém afetada pela concentração de sólidos no afluente.

Singh e Viraraghavan (2002) utilizaram reatores UASB para examinar a aplicação desta tecnologia para o tratamento de água residuária municipal sob condições ambientais de baixa temperatura. O estudo iniciou com um TDH de 48 h e 20°C. O TDH foi gradualmente reduzido, até atingir 10 h e o reator foi operado durante 280 dias. Sob condições de estado estacionário a remoção de DQO total foi entre 60 – 75% e de DQO solúvel ficou entre 70 – 85%. Através deste estudo, os autores concluíram que o sistema UASB pode ser tecnicamente uma alternativa possível para tratamento de água residuária municipal em regiões temperadas, onde a temperatura mínima encontrada foi de 6°C.

3.5.3 Carga hidráulica volumétrica

Equivale ao volume de esgoto aplicado diariamente ao reator, por unidade de volume do mesmo. A carga hidráulica produz pelo menos dois diferentes efeitos sobre a biomassa do reator durante a partida do sistema (Chernicharo, 2007):

- A carga hidráulica retira toda a biomassa com características de sedimentação precária, criando, dessa maneira, espaço para nova biomassa que está crescendo;
- Com a retirada de parte da nova biomassa, as quais não possuem boas propriedades de sedimentação, verifica-se uma seleção de biomassa ativa.

3.5.4 Nutrientes

Nitrogênio (N) e fósforo (P) são os macro nutrientes essenciais para todos os processos biológicos. De sua disponibilidade depende a eficiência com que os microorganismos obtêm energia para síntese a partir das reações bioquímicas de oxidação do substrato orgânico.

Juntamente com N e P, o enxofre (S) é também considerado um dos nutrientes indispensáveis para a metanogênese, sendo requerido pelas bactérias metanogênicas para manutenção do crescimento (Singh, 1999). A concentração de S deve ser na mesma ordem de grandeza da concentração de fósforo (Foresti et al., 1999). Dentre os micronutrientes considerados essenciais, destacam-se ferro, cobalto, níquel e zinco.

Em esgotos sanitários, os macro e micronutrientes estão normalmente presentes em quantidades suficientes para atender a demanda nutricional.

3.5.5 pH

Bactérias anaeróbias metanogênicas são consideradas sensíveis ao pH, tendo crescimento ótimo ocorrendo numa faixa estreita. Para muitos autores, a faixa ótima de operação dos reatores, de modo a evitar a inibição das bactérias metanogênicas e falhas no processo encontram-se entre 6,5 – 8,2. O pH pode afetar o processo diretamente alterando a atividade enzimática e indiretamente afetando a toxicidade de muitos compostos (Chernicharo, 2007).

As bactérias produtoras de ácidos têm um crescimento ótimo na faixa de pH entre 5,0 e 6,0, tendo tolerância a valores menores de pH. Já a atividade das bactérias formadoras de metano são inibidas para valores de pH abaixo de 6,0 e acima de 8,3 (Chernicharo, 2007).

A ocorrência de mudanças bruscas de pH (choques de pH) devem ser evitadas, pois podem afetar negativamente o processo, sendo a recuperação

dependente de uma série de fatores, que se relacionam ao tipo de dano causado às bactérias (permanente ou temporário).

O controle de pH pode ser necessário para o tratamento de alguns efluentes industriais, porém, para outros tipos de águas residuárias, incluindo água residuária doméstica, a composição é usualmente tal que o pH será mantido no intervalo ótimo sem a necessidade de adição de produtos químicos (van Haandel & Lettinga, 1994).

3.5.6 Alcalinidade

A alcalinidade de sistemas aquáticos é a medida da capacidade de neutralização de ácidos. Em águas naturais é devido principalmente a sais de ácidos fracos, embora bases fracas ou fortes também possam contribuir. Nas águas residuárias, ácidos fracos, tais como acético e propiônico e sulfeto de hidrogênio podem ser produzidos, contribuindo para o consumo da alcalinidade (Sawyer et al., 2003).

Alcalinidade elevada não significa que o pH também seja elevado, mas que o sistema tem altas concentrações de espécies alcalinas e que em função disso apresenta resistência à queda de pH quando um ácido é nele introduzido. No monitoramento de reatores anaeróbios, a verificação sistemática da alcalinidade torna-se tão importante quanto a avaliação do pH. Isso se deve à escala logarítmica do pH, significando que pequenas reduções deste parâmetro implicam consumo de elevada quantidade de alcalinidade, diminuindo a capacidade de tamponamento do meio. Na faixa de temperatura de operação da digestão anaeróbia, a espécie mais importante que contribui para a alcalinidade é o íon bicarbonato (HCO_3^-).

É importante perceber que o íon bicarbonato provém do CO_2 , porém a sua alcalinidade não. O CO_2 é uma espécie ácida e a sua hidrólise produz H^+ , o que faz o pH cair se não houver espécies alcalinas no meio. Assim, quanto maior a concentração de CO_2 , menor o pH do sistema, se este não possuir espécies alcalinas capazes de neutralizar o H^+ associado ao bicarbonato formado pela hidrólise do CO_2 .



Do ponto de vista operacional, se a alcalinidade for gerada a partir do esgoto afluente, é desejável a manutenção de elevados níveis de alcalinidade no sistema porque concentrações altas de ácidos voláteis poderiam ser tamponadas sem ocasionar a queda substancial do pH. A necessidade mínima aceitável depende da concentração do esgoto, fator determinante do potencial de geração de alcalinidade no sistema.

3.6 Avaliação do processo

A avaliação e controle do processo podem ser acompanhados pela produção de biogás, eficiência de remoção de matéria orgânica e atividade metanogênica específica. Uma alteração muito brusca num desses fatores pode ser conseqüência de um desbalanceamento do sistema.

3.6.1 Produção de biogás

Nos reatores UASB, a produção de biogás é uma variável de suma importância para a avaliação do desempenho do processo de digestão anaeróbia e, por conseqüência, da degradação da matéria orgânica presente no esgoto (van Haandel & Lettinga, 1994). Também, o gás é importante para uma boa mistura do leito de lodo. Entretanto, taxas muito elevadas de produção de gás podem afetar negativamente a partida do processo, porque o lodo pode se expandir excessivamente em direção à parte superior do reator, sendo perdido juntamente com o efluente (Chernicharo et al., 1999).

A produção de gás está diretamente relacionada com a quantidade de matéria orgânica afluyente. A variação da carga orgânica afluyente reflete no aumento ou diminuição da produção de biogás, pela própria estequiometria da digestão anaeróbia (Borges et al., 2005). Assim, um decréscimo na produção de gás pode indicar desequilíbrio no processo. Além disso, pode também ser uma conseqüência de oscilações na carga orgânica aplicada, ou mudanças no conteúdo de CO₂ no gás gerado. A composição do gás produzido (%CH₄, %CO₂, %H₂S) é um reflexo do equilíbrio ecológico do reator anaeróbio. Um reator anaeróbio com alta atividade metanogênica terá um percentual de CH₄ elevado (65 – 75%) e produção de CO₂ mais baixa (25 – 35%), além de quantidades traço de H₂S e outros gases. Se a metanogênese, por algum motivo, for parcialmente inibida, o percentual de CO₂ aumentará significativamente, ocasionando um aumento da acidificação. Como já referido outro fator que pode afetar de forma significativa a produção de biogás é a temperatura, pois esta influencia o metabolismo das bactérias, e por conseguinte, a produção de gás (Borges et al., 2005).

3.6.2 Remoção de matéria orgânica

Como toda a DQO removida do sistema é transferida para os gases (sem contabilizar a DQO consumida para a síntese), a DQO remanescente é aquela correspondente ao metano e a biomassa formada além de ácidos orgânicos não convertidos e produtos metabólicos formados. O CO₂ não exerce demanda de oxigênio visto que este carbono está totalmente oxidado.

Da Equação (10) conclui-se que um mol de metano (16 g) é equivalente a dois mols de DQO (64 g O₂). Cada grama de DQO usada produz aproximadamente 0,35 litros de CH₄ nas CNTP (ver anexo 1).



Assim, conhecendo-se a DQO afluyente e a eficiência provável do sistema, qualquer desvio da produção esperada de CH₄ é indicação de condição inadequada no reator (Chernicharo, 2007).

3.6.3 Atividade metanogênica específica

A avaliação da atividade metanogênica específica (AME) de lodos anaeróbios tem se mostrado importante no sentido de classificar o potencial da biomassa na conversão de substratos solúveis em CO₂ e CH₄. O teste da atividade microbiana pode ser utilizado, como uma análise de rotina, para quantificar a atividade metanogênica de lodos anaeróbios ou, ainda, numa série de outras aplicações, tais como (Chernicharo, 2007):

- Avaliar o comportamento de biomassas sob o efeito de compostos potencialmente inibidores;
- Determinar a toxicidade relativa de compostos químicos presentes em efluentes líquidos e resíduos sólidos;
- Estabelecer o grau de degradabilidade de diversos substratos, notadamente de rejeitos industriais;
- Monitorar as mudanças de atividade do lodo, devido a uma possível acumulação de materiais inertes, após longos períodos de operação de reatores;
- Determinar a carga orgânica máxima que pode ser aplicada a um determinado tipo de lodo, proporcionando uma aceleração do processo de partida de sistemas de tratamento;
- Avaliar parâmetros cinéticos.

Como o teste depende da atividade biológica de organismos vivos, a transferência de uma amostra representativa do lodo anaeróbio proveniente de um reator biológico para o equipamento de laboratório, deve levar em conta os seguintes aspectos (Monteggia, 1991):

- A garantia de um ambiente anaeróbio, o qual contém as condições necessárias (temperatura, pH, potencial redox) e nutrientes (nitrogênio, potássio, enxofre, elementos traço) para obtenção da atividade biológica máxima;

- A utilização de uma adequada população de microorganismos (SSV) e alimento suficiente (substrato teste) acima de concentrações limitantes, para obtenção da taxa máxima de remoção de substrato;
- Uso de um equipamento de laboratório capaz de monitorar as mudanças da atividade metabólica (produção de gás) ou o consumo do substrato com precisão satisfatória durante o período do ensaio.

3.7 Estequiometria das reações anaeróbias

No projeto de sistemas de tratamento biológico, McCarty (1975) enfatizou a importância de se descrever a estequiometria das reações envolvidas. Ela permite determinar as quantidades de reagentes e produtos da reação, tais como nutrientes requeridos e biomassa produzida.

Em processos biológicos, o crescimento celular ocorre com a oxidação de compostos orgânicos e inorgânicos. A razão da quantidade de biomassa produzida e de substrato consumido (g biomassa/ g substrato), representada pela Equação (11), é definida como coeficiente de produção de celular (Y), sendo normalmente referido ao doador de elétrons usado.

$$Y = \frac{\text{g biomassa produzida}}{\text{g substrato utilizado}} \quad (11)$$

A biomassa formada pode ser representada pelos sólidos suspensos voláteis, enquanto que o substrato orgânico pode ser medido pela DBO ou DQO. No caso da reação de nitrificação, o substrato é a amônia.

O coeficiente de produção celular é medido através de ensaios em plantas de tratamentos de efluentes, tanto em escala real quanto piloto. Pode ser estimado, também, considerando os princípios da bioenergética, o qual envolve a aplicação de princípios termodinâmicos das reações biológicas (Metcalf & Eddy, 2003). A introdução e aplicação de bioenergética para estimar o coeficiente de produção celular para diferentes tipos de reações foram propostos por McCarty (1971, 1975).

Reações químicas, as quais envolvem variações de energia, podem ser descritas termodinamicamente pela variação da energia livre de Gibbs, G° . A mudança de energia devido a reação é designada por ΔG° . O sobrescrito indica condições padrões, pH= 7,0 e T= 25°C. Meias reações descrevem a transferência de um mol de elétrons nas reações de oxi-redução e síntese. Reações que resultem em uma variação negativa na energia livre ocorrerão espontaneamente, já as reações que

resultem em valores positivos da energia livre, são ditas não espontâneas. Essas reações requerem energia para ocorrerem na direção indicada.

As etapas necessárias para cálculo do coeficiente de produção celular por bioenergética são:

1. Identificar o doador de elétrons (substrato a ser oxidado) e receptor de elétrons;
2. Determinar a energia produzida na reação de oxi-redução bacteriana;
3. Determinar a quantidade de energia necessária para converter a fonte de carbono em material celular;
4. Calcular o rendimento de produção celular baseado no balanço entre a energia produzida e a energia necessária para a produção celular.

A quantidade de energia requerida para a síntese celular depende de compostos específicos de carbono e nitrogênio usados no crescimento. Para bactérias heterotróficas, muitas fontes de carbono podem ser usadas para o crescimento com diferentes efeitos energéticos. A análise assume piruvato como um composto orgânico intermediário na síntese celular, e energia será produzida ou consumida, dependendo da energia livre dos compostos orgânicos relativos ao piruvato.

Quando os microorganismos utilizam um substrato doador de elétrons para a síntese, uma porção de seus elétrons (f_e) se transferem inicialmente para o receptor de elétrons para fornecer energia para a conversão de outra porção de elétrons (f_s) em células microbianas, como mostra a Figura (12).

A Equação (12) mostra a energia para a síntese, conforme proposto por McCarty (1971), com piruvato como fonte intermediária de carbono.

$$\Delta G_s = \frac{\Delta G_p}{k^m} + \Delta G_c + \frac{\Delta G_n}{k} \quad (12)$$

Onde: ΔG_s = energia livre requerida para converter um equivalente de elétrons da fonte de carbono em material celular; ΔG_p = energia requerida para converter um equivalente de elétron da fonte de carbono em um composto intermediário, piruvato; ΔG_c = energia livre requerida para converter a fonte de carbono intermediário (piruvato) em um equivalente de elétrons de material celular, igual a 31,41 kJ/eqe de células; ΔG_n = energia requerida por equivalente de elétrons para reduzir uma fonte de nitrogênio oxidado em amônia antes da síntese celular ($\Delta G_n = 0$, quando amônia for fonte de nitrogênio). K = a fração de energia transferida que é efetivamente capturada; $m = +1$ se ΔG_p for positivo; $m = -1$ se ΔG_p for negativo. O valor de k varia entre 0,4 – 0,8, tendo sido adotado como 0,6 por McCarty (1971).

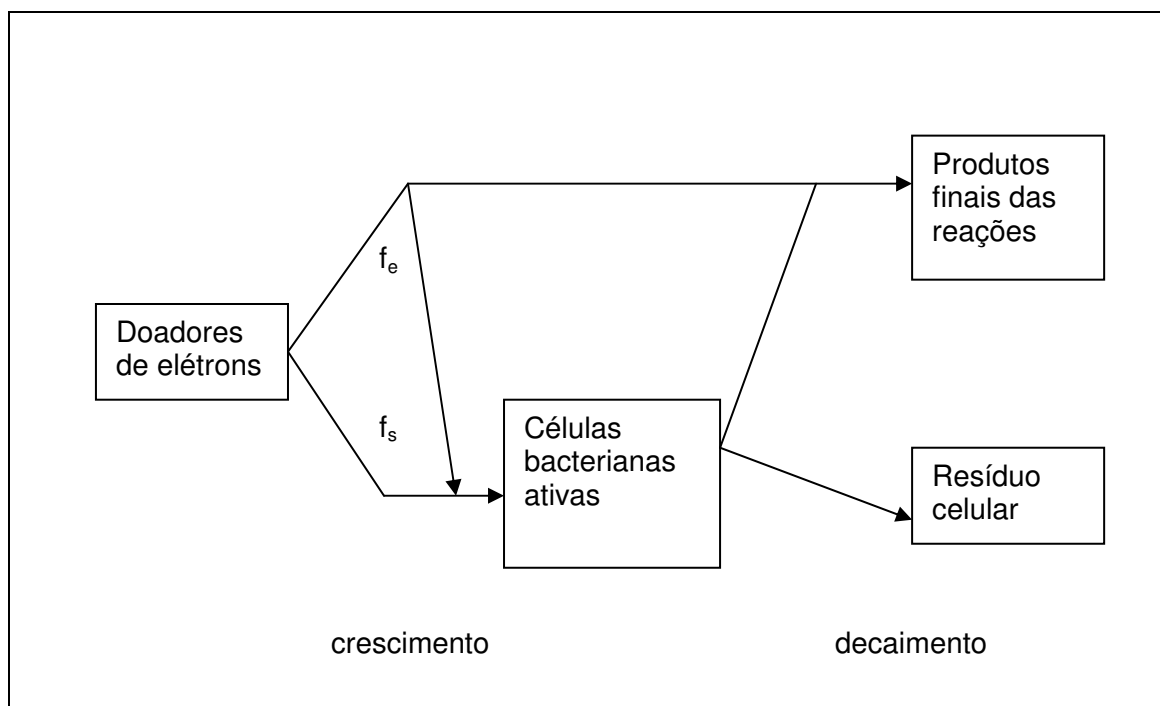


Figura 12: Utilização de doadores de elétrons para produzir energia e síntese de novas células
(Fonte: adaptado de Rittmann e McCarty, 2001)

O doador de elétrons usado para reações heterotróficas é oxidado para produzir energia ou para o crescimento celular. O balanço de energia relativo ao substrato utilizado pode ser representado pela Equação (13), na qual energia que está disponível (no lado esquerdo da equação) é igual a energia usada para o crescimento celular (lado direito da equação).

$$k \cdot \Delta G_R \cdot \left(\frac{f_e}{f_s} \right) = -\Delta G_s \quad (13)$$

$$f_e + f_s = 1 \quad (14)$$

Onde: ΔG_R = a energia liberada das reações de oxidação e redução, kJ/ mol e^- transferidos; f_e e f_s = porções do doador de elétrons usados para energia e síntese

Rearranjando a Equação (12) e substituindo na Equação (13), juntamente com as meias reações e seus valores de energia livre para estimar a produção celular, pode-se determinar os valores de f_e e f_s .

Com os valores de f_e e f_s , a estequiometria de reações biológicas pode ser descrita de acordo com a relação proposta por McCarty (1971, 1975):

$$R = R_d - f_e R_a - f_s R_s \quad (15)$$

Onde: R = a reação global balanceada; R_a = a meia reação para o receptor de elétrons; R_s = a meia reação para síntese celular; R_d = a meia reação para o doador de elétrons.

As meia reações para os substratos utilizados nessa pesquisa são mostradas na seção de resultados e discussões, sendo que outras reações, para outros substratos, podem ser obtidos em livros de termodinâmica (p. ex., Smith et al., 2000) e de biotecnologia ambiental (p. ex., Rittmann e McCarty, 2001).

4 METODOLOGIA

Os experimentos desta pesquisa foram realizados em reatores protótipos construídos no Laboratório de Saneamento Ambiental do IPH/UFRGS. A Figura (13) mostra a configuração dos reatores que foram utilizados no experimento.

4.1 Protótipos de reatores UASB utilizados

Foram utilizados três reatores UASB, em acrílico, com capacidade de 19,2 litros cada, sendo alimentados continuamente por um efluente sintético, preparado diariamente, ao longo de todo o experimento. Estes reatores operaram em paralelo a temperaturas variáveis entre 15°C e 35°C, aproximadamente, com um TDH e vazão constantes, de 8h e 2,4 Lh⁻¹, respectivamente.

A partida do sistema ocorreu com os três reatores a mesma temperatura, 35°C, a fim de que apresentassem rendimento inicial aproximadamente iguais. Foi escolhida a temperatura ótima para os microorganismos metanogênicos de modo a acelerar o processo.

O período de aclimação dos reatores foi de aproximadamente 3 meses, entre 14 de agosto de 2007 e 18 de novembro de 2007. Foi determinado o período final desta fase quando as concentrações não apresentavam muita variação.

Após atingir estabilidade a 35°C, os reatores foram submetidos a alterações graduais (2°C por dia) até atingir as temperaturas desejadas. O reator 1 operou a 20°C durante dois meses, período no qual foram coletados dados para avaliação da performance. Na sequência, a temperatura deste reator foi diminuída 1°C por dia até atingir 15°C. O segundo reator teve sua temperatura reduzida de 35°C para 30°C, operando durante aproximadamente dois meses nesta temperatura. Após este período, sua temperatura foi reduzida progressivamente (1°C por dia) até atingir 25°C, operando durante dois meses nesta temperatura. O terceiro reator atuou como controle, tendo operado durante todo o experimento à temperatura de 35°C.

As variações de temperatura foram realizadas em dois momentos distintos. O reator R3 operou durante todo o experimento a 35°C, uma vez que atuou como controle. No período entre 19 de novembro de 2007 a 07 de fevereiro de 2008, o reator R1 operou a 20°C enquanto o reator R2 operou a 30°C. Já no período compreendido entre 08 de fevereiro de 2008 a 20 de março de 2008, o reator R1 operou a 15°C e o reator R2 operou a 25°C.

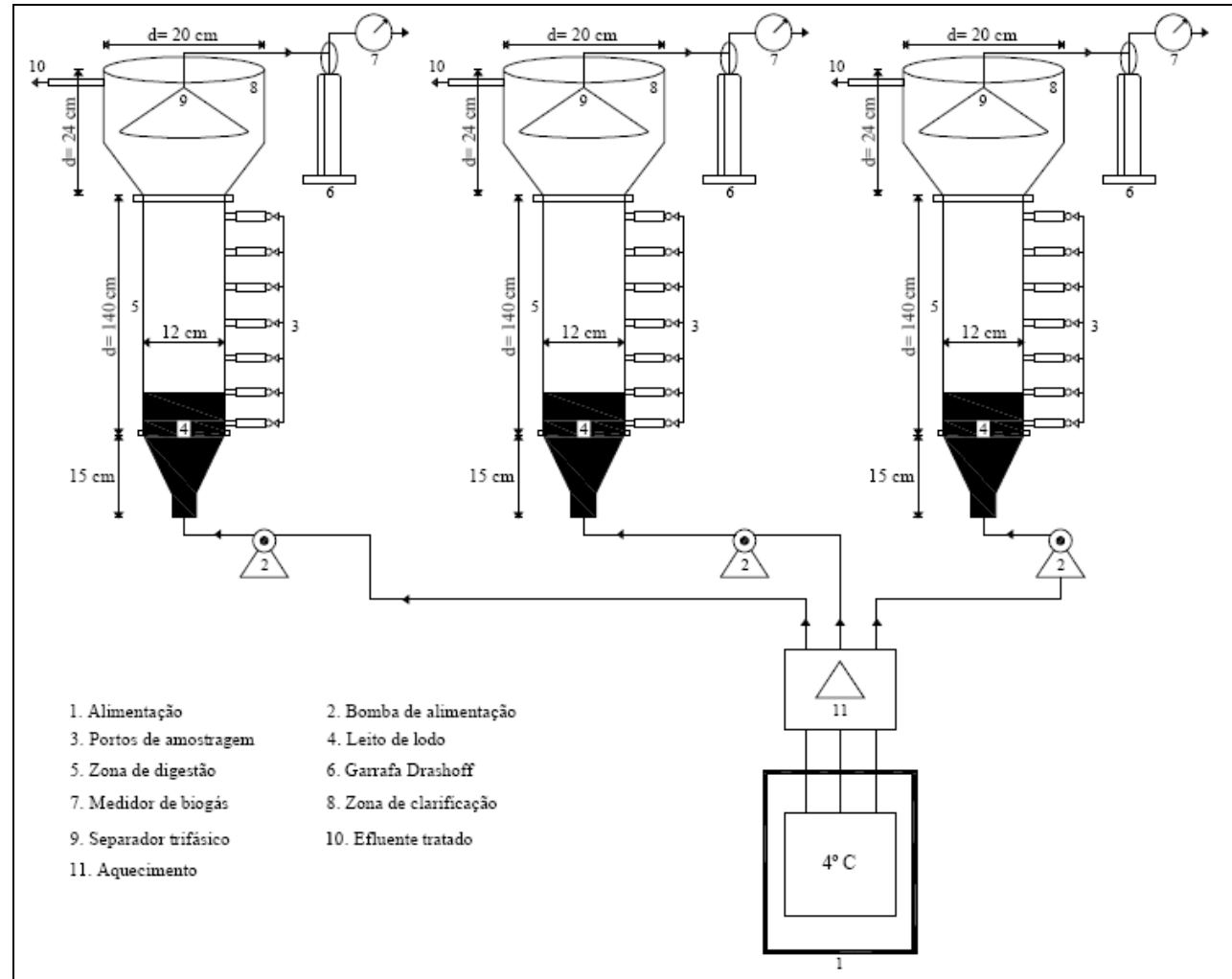


Figura 13: Configuração dos reatores UASB usados no experimento.
(Fonte: Adaptado de Miranda, 2004)

4.2 Inóculo

Os reatores protótipos foram inoculados com lodo anaeróbio proveniente de uma ETE com reator UASB tratando efluente de fábrica de gelatina. Uma quantidade equivalente de lodo foi disposta nos três reatores para obter uma carga biológica de $0,11\text{kgDQOkgSVT}^{-1}\text{d}^{-1}$. O lodo apresentava concentrações de sólidos totais e voláteis de 85.245mg.L^{-1} e 52.241mg.L^{-1} , respectivamente.

No inóculo foram feitas determinações analíticas de ST e SVT. A atividade metanogênica específica (AME) foi medida por Peláez (2007).

4.3 Caracterização do afluente

Para os ensaios nos protótipos foi utilizado um esgoto sinteticamente preparado com valor de DQO compatível com esgotos domésticos, assim como todos os nutrientes requeridos para o metabolismo dos microorganismos. Isto permitiu um melhor controle do experimento, variando-se apenas o fator que se desejava analisar, neste caso, a temperatura. Embora apresentasse algumas características dos esgotos sanitários, ele não pode reproduzi-lo considerando que era inteiramente solúvel e não continha proteínas, lipídeos e outras características. O esgoto sintético continha os compostos e as concentrações mostrados na Tabela (1).

4.4 Monitoramento do processo de tratamento em escala laboratorial

Para manter a temperatura desejada no interior dos reatores, estes foram envolvidos por uma “jaqueta térmica”, na qual circulava água aquecida e controlada com a utilização de termostatos e resistências.

Para temperaturas inferiores à temperatura ambiente, a água provinha de um freezer. Esta água estava inicialmente a 4°C , sendo aquecida pelas resistências até a temperatura desejada, controlada pelo termostato, e recirculada pela “jaqueta térmica” que envolvia o reator. No caso mais extremo, quando o reator operou a 15°C , foi utilizada uma sala climatizada, composta por dois ar condicionados que mantinham a sala na temperatura desejada.

Tabela 1: Composição do esgoto sintético

Composto	Concentração (mg.L ⁻¹)
Acetato de Sódio	250 como DQO
Glicose	250 como DQO
MgSO ₄ . 7H ₂ O	25
FeSO ₄ . 7H ₂ O	5
MnSO ₄ .H ₂ O	2,5
NH ₄ Cl	125
CaCl ₂ . 7H ₂ O	3,750
KH ₂ PO ₄	31,250
ZnSO ₄ .H ₂ O	0,075
CuSO ₄ . 5H ₂ O	0,025
CoCl ₂ . 6H ₂ O	0,100
Na ₂ MoO ₄ . 2H ₂ O	0,075
NaHCO ₃	200

Determinações analíticas de DQO total e solúvel, sólidos totais (ST), sólidos suspensos totais (SST), sólidos voláteis totais (SVT), ácidos graxos voláteis (AGV), alcalinidade, pH, temperatura, produção de biogás, atividade metanogênica específica (AME) foram realizadas segundo a frequência e os métodos apresentados na Tabela (2). Esta tabela é uma adaptação do monitoramento sugerido por Chernicharo (2007).

4.5 Monitoramento do processo de tratamento em escala real

Um dos objetivos da pesquisa foi o de monitorar um reator UASB em escala real, operando em uma região de clima temperado, com invernos frios. Para isto foi feito um acompanhamento do reator UASB da ETE Dal Bó, localizada na cidade de Caxias do Sul, no estado do Rio Grande do Sul. Foram monitorados os parâmetros DQO, sólidos suspensos totais e voláteis, pH, alcalinidade e ácidos graxos voláteis, procurando-se obter uma associação entre os dados experimentais e reais. As análises foram realizadas e fornecidas pelo Serviço Municipal de Água e Esgotos – SAMAE, da cidade de Caxias do Sul.

Esta cidade localiza-se na região serrana do Rio Grande do Sul, apresentando invernos caracterizados por baixas temperaturas. A estação de tratamento de esgotos Dal Bó, começou sua operação no mês de agosto de 2003. A estação foi planejada para uma

vazão de efluente tratado de 31 Ls⁻¹, sendo que a vazão atual de operação é, em média, 5,75 Ls⁻¹. Atende a uma população de aproximadamente 11000 habitantes.

Tabela 2: Monitoramento do reator UASB

Parâmetro	Unidade	Frequência de amostragem		Análises
		Reator	efluente	
Produção de biogás	m ³ .d ⁻¹		3x semana	Balço de DQO (Chernicharo 2007)
Composição do biogás	%CH ₄		3x semana	Cromatografia gasosa
pH	-	-	Diária	Método 4500 – H ⁺ (APHA et al., 2005)
Alcalinidade total	mg.L ⁻¹	-	Diária	Titulométrico Método 2320B (APHA et al., 2005)
Ácidos graxos voláteis	mg.L ⁻¹	-	Diária	Buchauer (1998)
Sólidos suspensos totais (SST)	mg.L ⁻¹	-	3x semana	Secagem a 103-105°C. Método 2540D (APHA et al., 2005)
Sólidos totais (ST)	mg.L ⁻¹	mensal	3x semana	Secagem a 103-105°C. Método 2540D (APHA et al., 2005)
Sólidos voláteis totais (SVT)	mg.L ⁻¹	mensal	3x semana	Ignição a 550°C. Método 2540E (APHA et al., 2005)
DQO _{total} e DQO _{filtrada}	mg.L ⁻¹		3x semana	Titulométrico com refluxo fechado. Método 5220C (APHA et al., 2005)
AME	gDQO·(gSSV.d) ⁻¹	*	-	Através da medição da composição do biogás (Chernicharo, 2007)

* AME foi realizada ao final do experimento, para todas as temperaturas.

A ETE executa tratamento primário, secundário e terciário, sendo constituída por gradeamento, desarenador, reator UASB, filtro biológico e banhado construído. O lodo é desaguado em unidades de leitos de secagem.

As análises que apresentavam frequências diárias tinham as amostras coletadas no horário em que seriam realizados os ensaios, pelos funcionários da ETE. Já as amostras de frequência mensal eram coletadas pela empresa que prestava o serviço. As amostragens eram realizadas de maneira pontual.

4.6 Estequiometria da digestão anaeróbia e coeficiente de produção celular

A estequiometria da digestão anaeróbia e a estimativa do coeficiente de produção celular foram determinados de acordo com a metodologia proposta por McCarty (1971, 1975), conforme descrita na seção de revisão bibliográfica.

4.7 Análise estatística

O teste de Análise de Variância (ANOVA) foi usado para avaliar se houveram diferenças significativas, com relação a temperatura, entre as médias das variáveis monitoradas. Havendo rejeição da hipótese nula, isto é, que havia diferenças entre as médias, aplicou-se o teste de Tukey, que comparou as médias duas a duas, rejeitando ou não a hipótese de que seriam iguais (Devore, 1991). Ambos os testes foram feitos com a planilha Excel[®].

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 Aclimação dos Reatores UASB em escala de laboratório

As Figuras (14) a (20) apresentam os resultados dos principais parâmetros analisados durante o período de aclimação dos reatores.

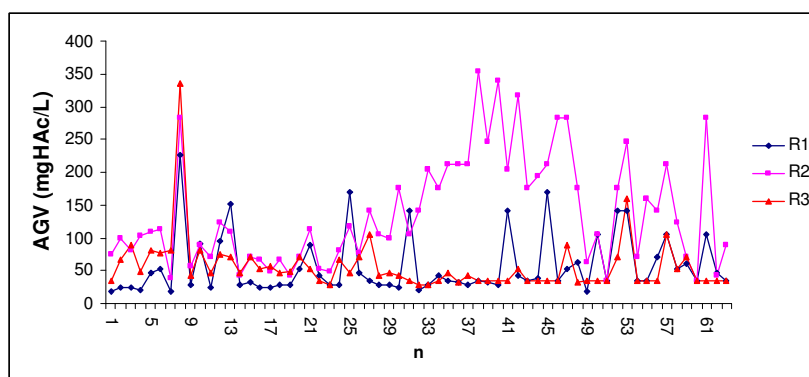


Figura 14: Concentrações de ácidos graxos voláteis nos efluentes dos reatores

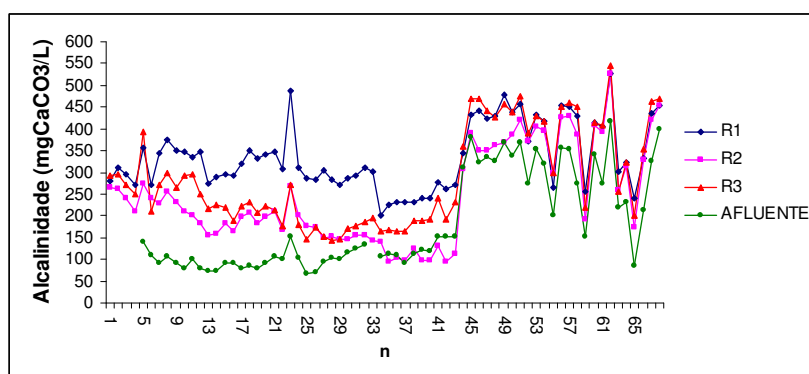


Figura 15: Concentrações afluente e efluente da alcalinidade total

As figuras indicam que os reatores tiveram um comportamento semelhante na maior parte do período. Contudo, em algumas ocasiões, o reator 2 se afastou das condições verificadas nos reatores 1 e 3. Por exemplo, observou-se uma queda acentuada no pH do reator 2 no período entre 3 e 8 de outubro de 2007 ($n = 32$ a 38). Isto se refletiu no aumento da concentração de AGV, na queda na eficiência de DQO e em uma menor produção de metano. Duzentos miligramas por litro de alcalinidade foram adicionados ao afluente usando bicarbonato de sódio (NaHCO_3). Esta providência fez o pH, a alcalinidade e demais parâmetros retornarem a condições semelhantes dos reatores 1 e 3.

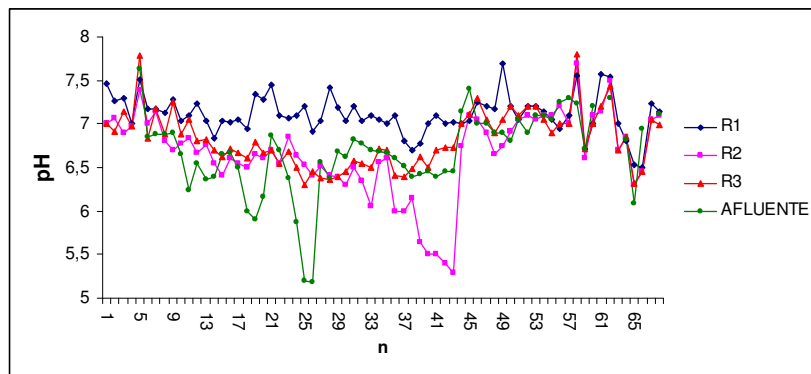


Figura 16: Valores de pH no afluente e efluente dos reatores

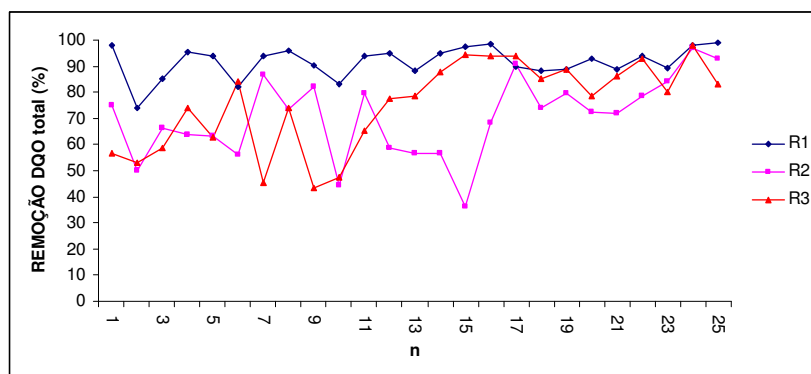


Figura 17: Remoção de DQO total (%)

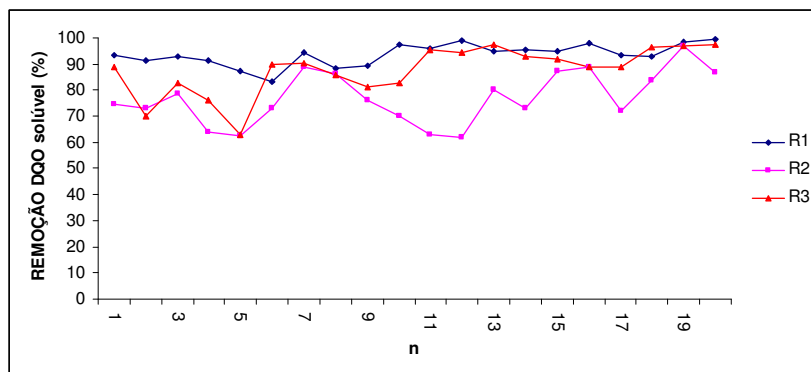


Figura 18: Remoção de DQO solúvel (%)

Os reatores R1 e R3, durante todo o período de aclimação apresentaram excelentes níveis de remoção de DQO dissolvida, sendo que o reator R1 apresentou níveis de remoção da ordem de 91% (a partir da segunda semana de operação). Já o reator R3, apresentou uma eficiência um pouco inferior, em torno de 81%, a partir da quinta semana de operação. Com a correção da alcalinidade, a eficiência do reator 2 se aproximou daquelas do 1 e 3. No que tange a DQO total, o reator R1 também apresentou excelente remoção, em torno de 90%, a partir da primeira semana. O reator 3, levou um

tempo um pouco superior para atingir níveis de remoção de matéria orgânica na ordem de 75% (aproximadamente quatro semanas). Embora o reator R2 tenha se recuperado logo em seguida à adição de alcalinidade, apresentou níveis de remoção de DQO um pouco inferiores aos reatores R1 e R3.

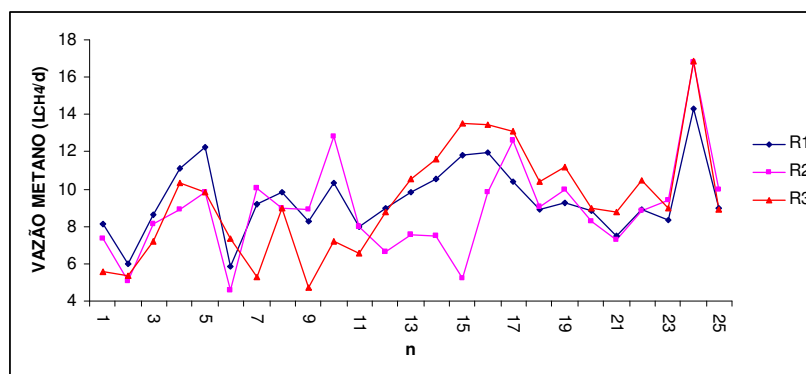


Figura 19: Vazão diária estimada de metano

Alcalinidade foi produzida durante o processo devido à degradação anaeróbia do afluente, indicando que o sistema encontrava-se bem estabilizado. Desta forma, os ácidos que eram formados na decomposição da matéria orgânica eram neutralizados pela alcalinidade. Isto pode ser verificado pela manutenção do pH dentro dos limites seguros para as bactérias metanogênicas, exceto no período já referido de queda de pH no reator 2. Os ácidos graxos voláteis apresentaram valores inferiores a 200 mgL^{-1} , considerados aceitáveis por Chernicharo (2007), exceto o reator 2 no período de queda de pH.

Finalmente, a Figura (19) mostra que o metano, composto final da digestão anaeróbia, foi produzido de maneira regular durante todo o experimento, indicando o bom funcionamento do processo. Contudo, o aumento da concentração de AGV no efluente do reator 2 no período de desestabilização ocasionou uma queda na remoção de DQO e conseqüente redução na produção de metano. Análises cromatográficas realizadas indicaram que o metano correspondeu a 75% do biogás produzido pelo reator, percentual dentro da faixa referida na literatura, 70 a 80% (Chernicharo, 2007; Metcalf & Eddy, 2003).

A Tabela (3) apresenta um resumo com o número de análises realizadas no período de aclimação, as concentrações médias, desvios padrões e concentrações máximas e mínimas dos parâmetros analisados. As Figuras 20 a 27 mostram os gráficos estatísticos (box-plot) para todos os parâmetros analisados, durante o período de aclimação dos reatores

Tabela 3: Resumo dos parâmetros analisados

Parâmetro	Estatística	Afluente	R1	R2	R3
DQO _T (mg/L)	n	25	25	25	25
	Média	541	44	151	130
	DP	91	29	86	91
	V _{mínimo}	384	5,75	23	17
	V _{máximo}	760	115	400	349
Remoção DQO _T (%)	n	-	25	25	25
	Média	-	91	70	75
	DP	-	6	15	17
	V _{mínimo}	-	74	36	43
	V _{máximo}	-	99	97	98
DQO _{sol} (mg/L)	n	20	20	20	20
	Média	513	46	130	103
	DP	94	22	62	68
	V _{mínimo}	384	3,45	23	11,51
	V _{máximo}	759	86	259	254
Remoção DQO _{Sol} (%)	n	-	20	20	20
	Média	-	91	75	81
	DP	-	4	9	10
	V _{mínimo}	-	83	62	62
	V _{máximo}	-	99	96	98
AGV (mg/L)	n	-	63	63	63
	Média	-	57	138	57
	DP	-	46	83	43
	V _{mínimo}	-	17	35	28
	V _{máximo}	-	226	353	335
pH	n	68	68	68	68
	Média	6,4	7,1	6,6	6,7
	DP	0,5	0,2	0,3	0,3
	V _{mínimo}	5,2	6,5	5,3	6,3
	V _{máximo}	7,4	7,7	7,7	7,8
CH ₄ (L/d)	n	-	25	25	25
	Média	-	9,4	8,8	9,3
	DP	-	1,9	2,6	3,0
	V _{mínimo}	-	5,9	4,6	4,7
	V _{máximo}	-	14	17	17
Alcalinidade (mgCaCO ₃ /L)	n	68	68	68	68
	Média	98	313	195	224
	DP	21	46	41	57
	V _{mínimo}	65	202	93	143
	V _{máximo}	418	528	528	545

Legenda: n = número de repetições; DP= desvio padrão; V_{mínimo}= valor mínimo;
V_{máximo}=valor máximo).

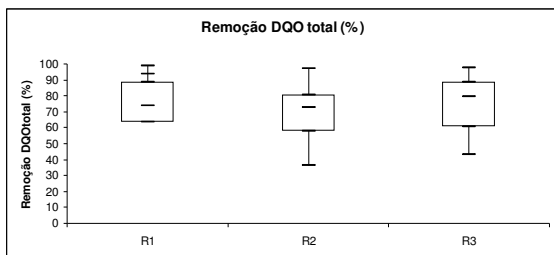


Figura 20: Gráfico box-plot da remoção de DQO total

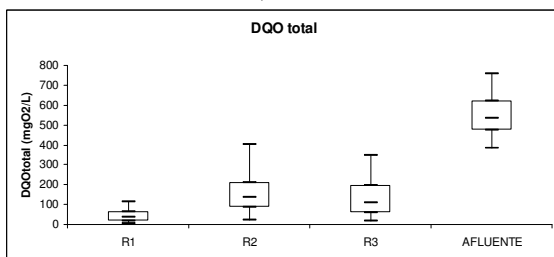


Figura 21: Gráfico box-plot das concentrações de DQO total

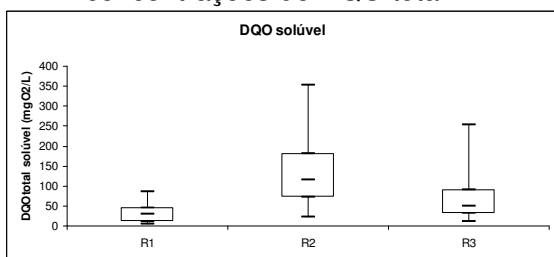


Figura 22: Gráfico box-plot das concentrações de DQO solúvel

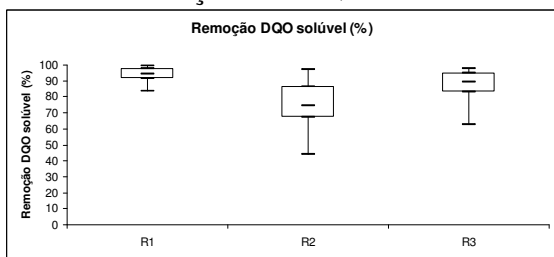


Figura 23: Gráfico box-plot da remoção de DQO solúvel (%)

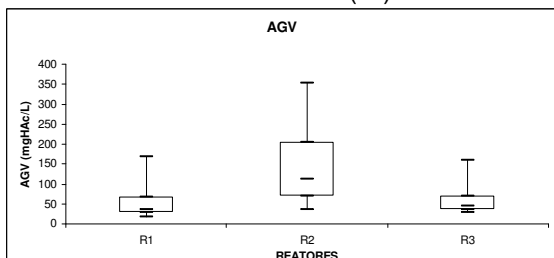


Figura 24: Gráfico box-plot das concentrações de AGV

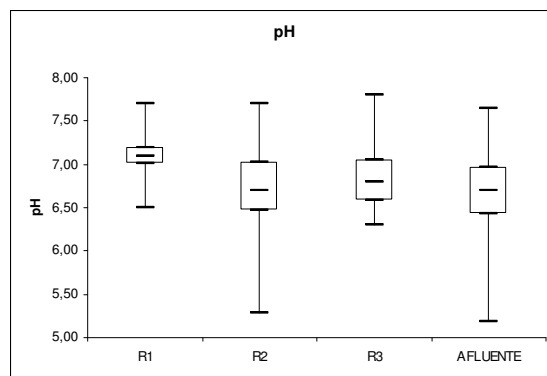


Figura 25: Gráfico box-plot dos valores de pH

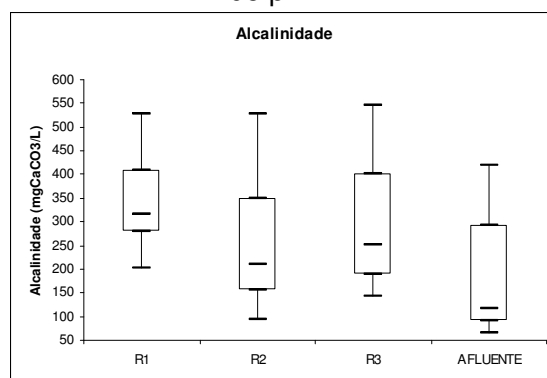


Figura 26: Gráfico box-plot das concentrações de alcalinidade

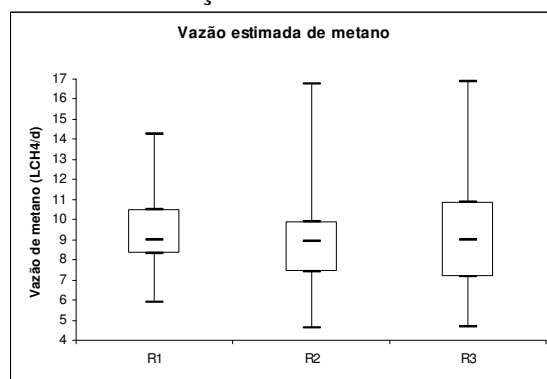


Figura 27: Gráfico box-plot das vazões estimadas de metano

5.2 Influência da temperatura nos parâmetros de monitoramento do processo, nos reatores em escala de laboratório

Para avaliar se houve diferenças significativas entre os parâmetros analisados, para as diferentes temperaturas, foram aplicados dois testes estatísticos. Primeiramente, foi aplicado o teste de análise de variância (ANOVA). Foram testadas duas hipóteses, a hipótese nula (H_0), na qual se aceita que as médias das amostras para todas as temperaturas são iguais, e uma alternativa (H_a), que testa a hipótese de que pelo menos uma das médias seja diferente. No entanto, caso se rejeite H_0 , a ANOVA não é capaz de dizer quais das médias diferenciam-se. Neste caso, foi aplicado um segundo teste estatístico, o Teste de Tukey, que faz comparações entre duas médias. Assim, com estes dois testes, pode-se determinar se a temperatura influenciou significativamente nos parâmetros de controle e monitoramento nos processos de tratamento de efluentes utilizando reatores UASB.

Para ambos os testes, ANOVA e TUKEY foram fixados nível de significância de 5% ($\alpha=5\%$). A Tabela (4) mostra as temperaturas associadas para cada grupo, utilizadas no Teste de Tukey.

Tabela 4: Grupos associados a temperaturas ($^{\circ}\text{C}$)

GRUPO	TEMPERATURA ($^{\circ}\text{C}$)
Grupo I – GI	15
Grupo II – GII	20
Grupo III – GIII	25
Grupo IV – GIV	30
Grupo V – GV	35

5.2.1 Influência da temperatura sobre pH, alcalinidade e AGV's

As Figuras (28) a (30) mostram os valores medidos de pH, alcalinidade e AGV's, respectivamente, durante o experimento, para todos os intervalos de temperatura avaliados. O pH manteve-se dentro dos limites ótimos para o metabolismo das bactérias metanogênicas, ou seja, entre 6,5 e 8,2 (Chernicharo, 2007; Metcalf & Eddy, 2003; McCarty, 1964).

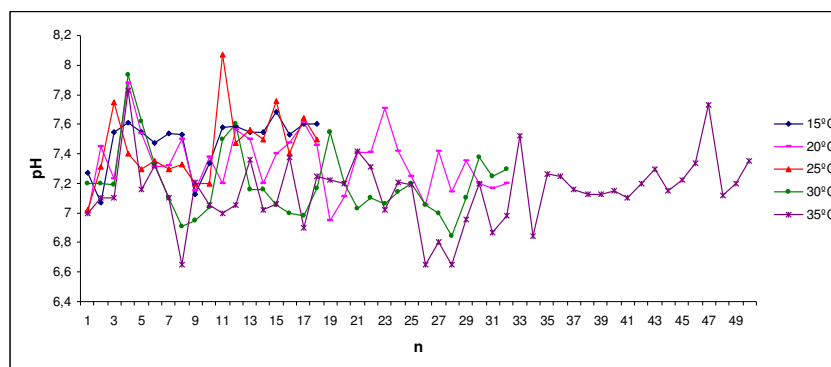


Figura 28: Valores de pH medidos nos reatores de laboratório

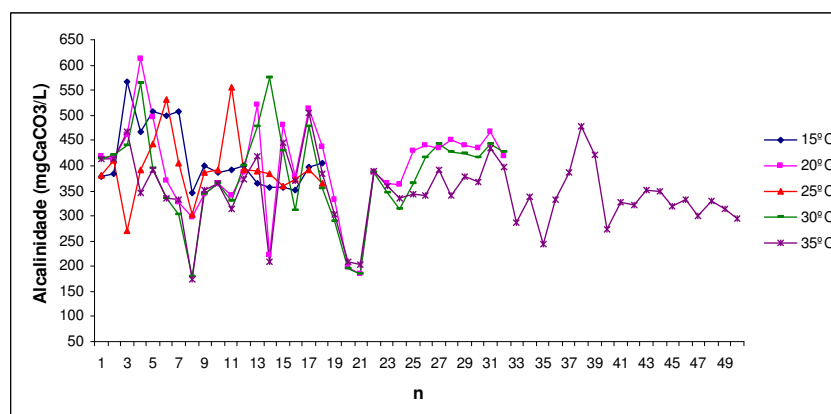


Figura 29: Concentrações de alcalinidade medidas nos reatores de laboratório

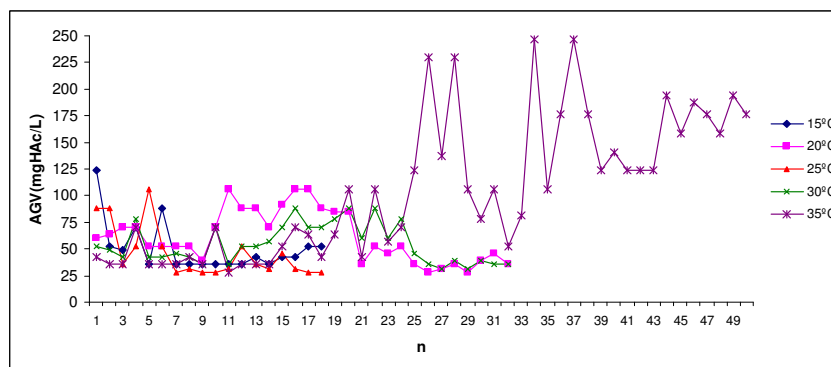


Figura 30: Comportamento dos AGVs nos reatores de laboratório

Embora o pH tenha se mantido dentro da faixa ótima para o tratamento anaeróbio, a análise estatística mostrou que existiram diferenças significativas entre o pH efluente dos reatores para as temperaturas de 15 e 30°C, 15 e 35°C e 20 e 35°C, ou seja, quando existia uma diferença de pelo menos 15°C, a temperatura começava a influenciar no pH efluente. Para as demais combinações, não existiram diferenças significativas entre o pH efluente dos reatores.

Da mesma forma, a alcalinidade apresentou variações limitadas nas diversas temperaturas de operação. A presença de alcalinidade neutralizou os ácidos graxos

voláteis formados na acidogênese e acetogênese, evitando queda de pH. As análises estatísticas mostraram que não houve diferença significativa entre a alcalinidade efluente, entre os Grupos: GII-GIII (20 e 25°C), GII-GIV(20 e 30°C), GIII-GIV (25 e 30°C), e GIV-GV (30 e 35°C). Para as demais combinações, existiram diferenças significativas.

Observa-se, pela Figura (28) que as concentrações de AGV, para as temperaturas de 15, 20, 25, e 30°C, foram baixas, (<100mgHAc/L). Segundo Aquino & Chernicharo (2005), a não acumulação significativa de AGVs no efluente se dá devido a ausência de fatores de estresse, assim as etapas acidogênica, acetogênica e metanogênica ocorrem de modo a haver uma equalização nas taxas de produção e consumo dos compostos intermediários.

A partir da sétima semana de operação, para temperatura de 35 °C (n=25), observou-se uma elevação acentuada na produção de AGVs no interior do reator. Isso coincidiu com um choque de temperatura sofrido pelo mesmo. Um maior detalhamento do ocorrido é dado na seção (5.3).

Para a realização do teste estatístico, foi desconsiderado o período a partir do choque de temperatura sofrido pelo reator 3. Para esta condição, foi constatado que a temperatura não influenciou a concentração de AGV's efluentes do reator.

5.2.2 Influência da temperatura na remoção de DQO total e solúvel

As Figuras (31) e (32) apresentam, respectivamente, as concentrações de DQO total no efluente e os respectivos percentuais de remoção, para todos os intervalos de temperatura estudados.

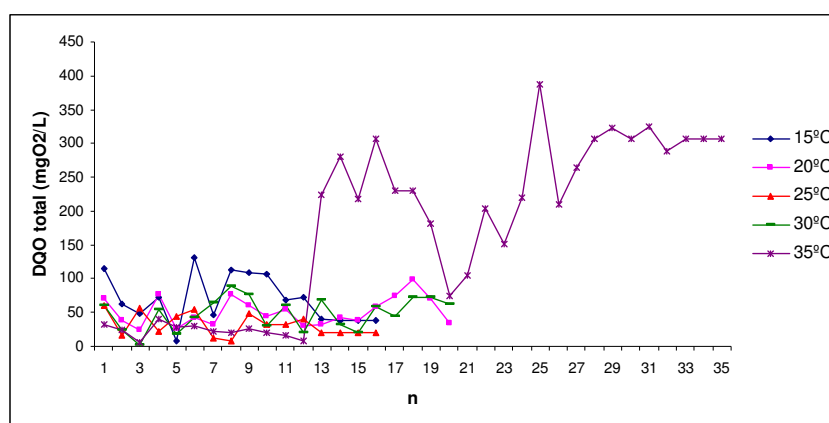


Figura 31: Concentrações de DQO total no efluente dos reatores de laboratório

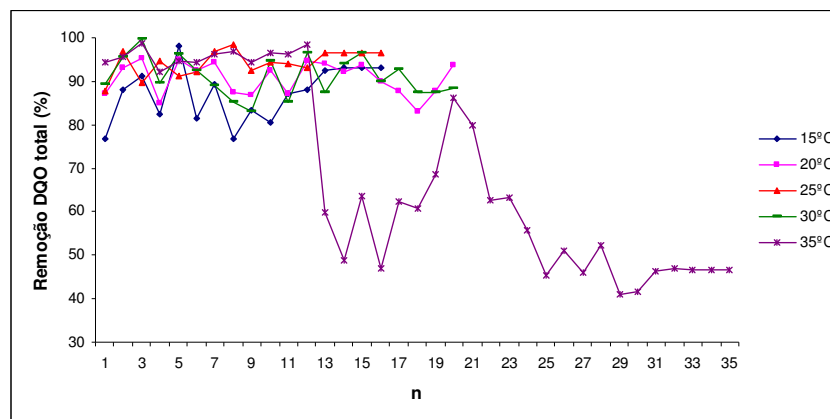


Figura 32: Remoção de DQO total (%)

Por essas figuras, pode-se notar que a temperatura tem um efeito sobre a eficiência dos reatores UASB. À medida que diminui a temperatura, reduz também a eficiência de remoção da DQO total. A literatura reporta essa mesma tendência (Chernicharo, 2007; Akila e Chandra, 2006; Luostarinem e Rintala, 2005; Lettinga et al, 2006). O aumento da DQO pode estar relacionada com o aumento na concentrações de SSV no efluente. Gehling (1994) demonstrou que a temperatura influencia a sedimentação de sólidos suspensos pelo aumento da densidade e viscosidade da água.

Segundo Luostarinem et al (2007), a baixa hidrólise e acumulação de sólidos suspensos presentes no esgoto doméstico podem diminuir a atividade metanogênica do lodo a temperaturas mais baixas, deteriorando, assim, o processo. Uemura e Harada, (2000) observaram que a remoção de DQO total foi levemente afetada pela redução da temperatura, o que foi encontrado no presente estudo.

A análise estatística indicou que houve diferenças significativas na remoção de DQO total nas temperaturas dos grupos: GI-GIII (15 e 25°C), GI-GV (15 e 35°C), GII-GV (20-35°C) e GIV-GV (30 e 35°C). Esta análise considerou os dados de 35°C até o início da degradação do efluente após o choque de temperatura.

Em relação a DQO solúvel, obteve-se excelentes remoções, sempre superiores a 80 %, para todos os intervalos de temperatura analisados, exceto a temperatura de 35°C no período após o choque sofrido devido a falta de energia. Esses resultados estão de acordo com a literatura. Pelas Figuras (33) e (34), pode-se observar que a eficiência de remoção de DQO solúvel foi independente da temperatura, o que também foi concluído por Uemura e Harada, (2000). Esses resultados são suportados pela análise estatística, que mostrou não haver diferenças significativas na remoção de DQO solúvel em todos os intervalos de temperatura analisados.

Houveram excelentes índices de remoção de matéria orgânica, tanto em termos de DQO total quanto de DQO solúvel. Isso se deu, provavelmente, pelas

características do afluente, que era composto de substratos solúveis e pelas excelentes condições da biomassa em quantidade e qualidade e, devido à completa formação das populações acidogênicas, acetogênicas e metanogênicas, adequadas para a realização de todos os processos de bioconversão da matéria orgânica em metano (van Haandel e Lettinga, 1994). Esses percentuais de remoção de DQO estão de acordo com os parâmetros operacionais de alcalinidade, pH e AGVs, exceto para temperatura de 35°C, após o choque.

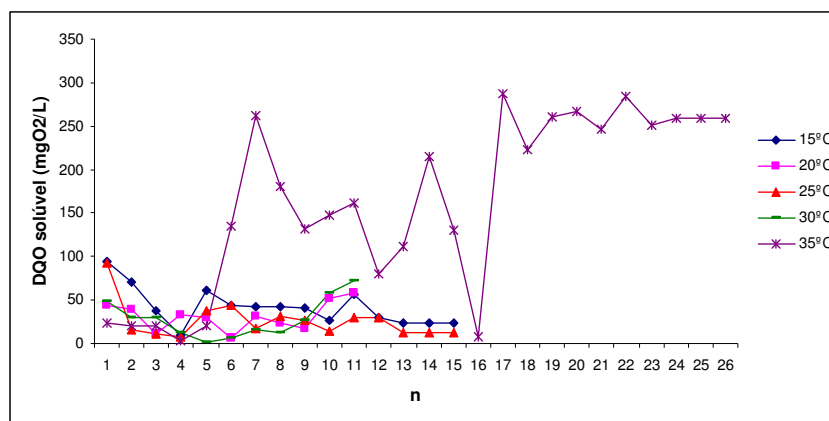


Figura 33: Concentrações de DQO solúvel no efluente dos reatores de laboratório

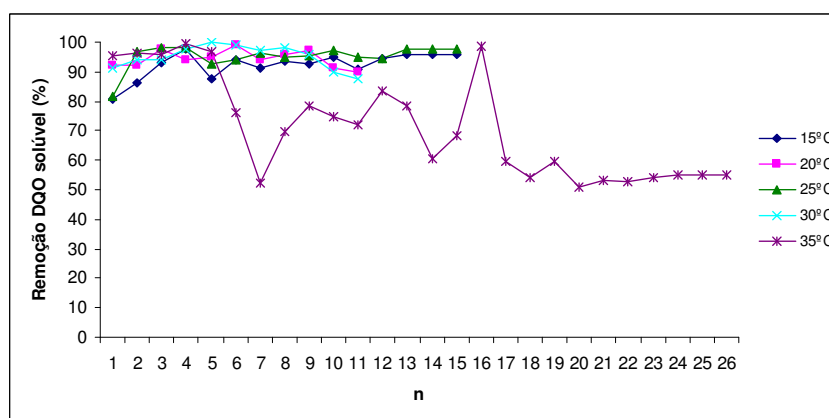


Figura 34: Remoção de DQO solúvel (%) nos reatores de laboratório

Collares (2004), estudou o efeito da temperatura no tratamento de efluente da ETE Esmeralda, município de Porto Alegre, a qual opera com reatores UASB. O pesquisador encontrou resultados semelhantes ao desta pesquisa, verificando a ocorrência de remoção mais alta de DQO total nos meses de temperaturas mais elevadas (72%) em relação aos meses mais frios (65%).

5.2.3 Influência da temperatura na produção e no percentual de metano

A produção de biogás está diretamente relacionada ao consumo de DQO. As Figuras (35) e (36) mostram, respectivamente, o volume de biogás produzido e a sua composição de metano. Valores semelhantes de composição foram encontrados por outros pesquisadores (Singh, 1999; Agrawal et al., 1997). Por estas figuras, pode-se constatar que a produção de biogás, na média, diminui com a diminuição da temperatura, o que também havia sido constatado na DQO. No entanto, ocorreu o contrário em relação à fração de metano, uma vez que o percentual de metano medido foi maior a temperaturas mais baixas.

Pelas avaliações estatísticas realizadas, constatou-se que houve diferenças no volume de biogás formado somente entre as temperaturas GI-GIII (15 e 25°C), GI-GIV (15-30°C).

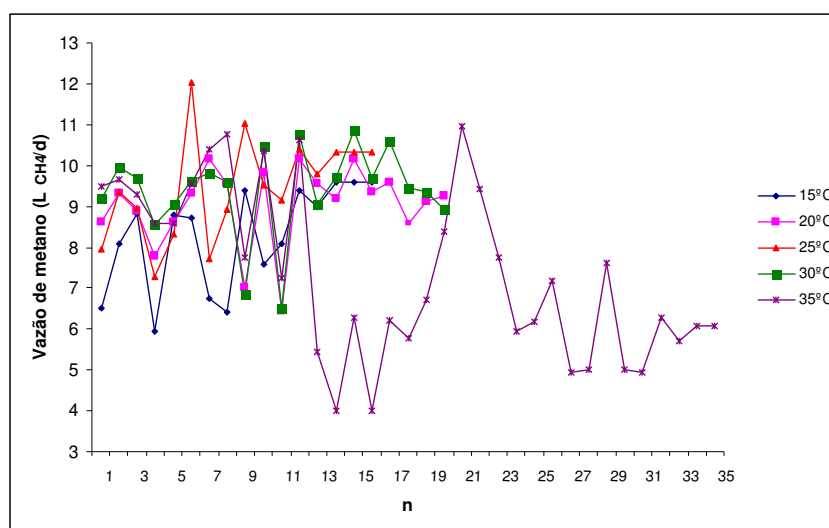


Figura 35: Volume de metano estimado nos reatores de laboratório

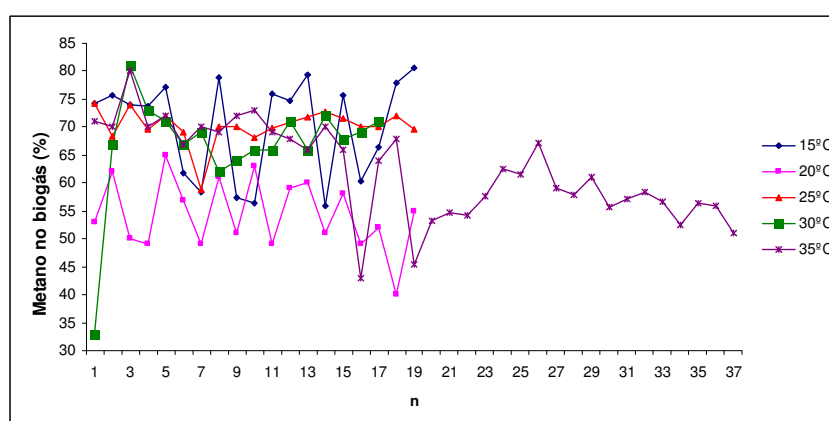


Figura 36: Percentual de metano no biogás nos reatores de laboratório

5.2.4 Influência da temperatura na concentração de SS no efluente

As Figuras (37) e (38) apresentam as concentrações efluentes de sólidos suspensos totais e sólidos suspensos voláteis, respectivamente, para todas as

temperaturas avaliadas. Os gráficos são apresentados em termos de médias móveis, uma vez que as concentrações de sólidos suspensos apresentaram grande variabilidade. As concentrações efluentes nos testes com temperaturas mais baixas, 15 e 20°C, em geral, apresentaram concentrações mais elevadas de SST e SSV, possivelmente devido a maior densidade e viscosidade das águas residuárias a baixas temperaturas (Gehling, 1995)

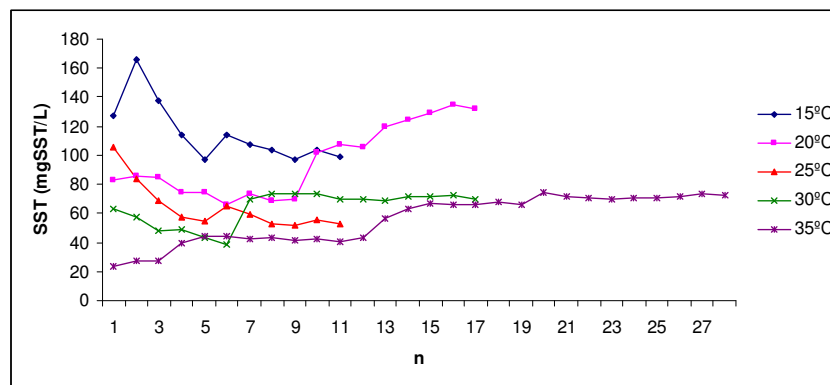


Figura 37: Concentração efluente de sólidos suspensos totais

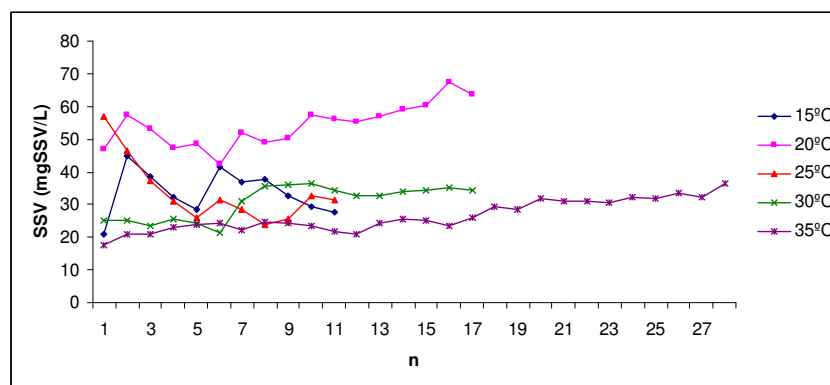


Figura 38: Concentração efluente de sólidos suspensos voláteis

5.2.5 Influência da temperatura na atividade metanogênica específica

A Tabela (5) e a Figura (39) mostram, respectivamente, os valores de AME a diferentes temperaturas e a produção acumulada de metano durante a realização do teste. As AMEs foram medidas ao final do experimento. A AME, medida a temperatura de 15°C, foi inferior a AME da temperatura de 25°C. O menor valor de AME foi obtido a temperatura de 35°C, demonstrando uma deterioração na qualidade do lodo que se observou após o choque de temperatura de 10°C. A deterioração do lodo refletiu-se em uma instabilidade e redução da eficiência de conversão de DQO a metano. A baixa AME confirma esta ocorrência.

Tabela 5: Valores de AME a diferentes temperaturas

T(°C)	AME (gDQOCH ₄ /gSVT.d)
Inoculo*	0,69
15	0,12
25	0,18
35	0,03

* Medido por Peláez (2007)

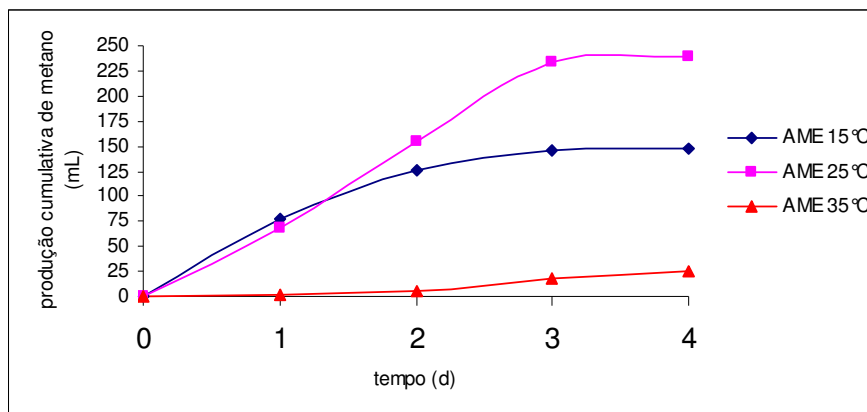


Figura 39: Produção cumulativa de metano

A AME do inóculo foi bastante superior às medidas neste estudo. O inóculo era um lodo proveniente de uma estação de tratamento de efluentes de uma indústria de gelatinas, tendo sido medida por Peláez (2007) através de metodologia diferente da usada nesta pesquisa. Segundo Chernicharo (2007), diferentes metodologias e condições experimentais podem conduzir a resultados da AME também diferentes, uma vez que não existe, ainda, uma padronização internacionalmente aceita para o mesmo. Os valores de AME medidos a 15°C e 25°C são compatíveis com os resultados medidos de DQO e produção de metano, uma vez que os menores valores de atividade metanogênica corresponderam a menores índices de remoção da matéria orgânica e, conseqüentemente, na estimativa da produção de metano (ver figuras 31 e 35).

5.3 Choque de temperatura

No período entre 06/01/2008 e 19/01/2008, o Instituto de Pesquisas Hidráulicas sofreu períodos intermitentes de falta de luz e água devido a roubos de fios e equipamentos hidráulicos, como bombas e registros. Optou-se por desligar o sistema de abastecimento dos reatores até que a situação se normalizasse. Os reatores R1, R2 e R3 estavam operando a temperaturas de 20, 30 e 35°C, respectivamente. Com a interrupção do sistema de aquecimento devido as interrupções de energia, as

temperaturas nos reatores R1, R2 e R3, foram para 25°C. Portanto, os reatores R1 e R2 tiveram variações de 5°C, enquanto que o reator R3, de 10°C, em poucas horas. Chernicharo (2007) ressalta que o limite usual para mudanças de temperatura é de cerca de 2°C por dia, enquanto Metcalf e Eddy (2003) mencionam que mudanças de temperatura maiores que 1°C por dia afetam a estabilidade do processo anaeróbio.

Os reatores UASB apresentavam uma DQO total de 48, 45 e 23 mgO₂L⁻¹ e um percentual de remoção de 91, 92 e 96 %, para as temperaturas de 20, 30 e 35°C, respectivamente. Neste ponto, os reatores receberam o choque de temperatura e, após o restabelecimento das condições anteriores, começaram a apresentar DQO total de 55 mgO₂L⁻¹ (reatores 1 e 2) e 217 mgO₂L⁻¹ (reator 3), correspondentes a percentuais de remoção de 90, 90 e 62 %. Como se observa, o reator que sofreu maior variação de temperatura teve problemas, mesmo após o restabelecimento das condições iniciais. Por outro lado, os reatores absorveram bem a variação de temperatura de 5°C, diminuindo muito pouco os percentuais de remoção que apresentavam antes do choque. Da mesma forma, a queda na remoção de DQO do reator R3 refletiu-se na diminuição da produção de metano, que passou de 9,35 L_{CH₄}d⁻¹ para 5,85 L_{CH₄}d⁻¹ após o choque de temperatura. Ao contrário, nos reatores R1 e R2, a produção de metano passou de 8,80 a 9,35 L_{CH₄}d⁻¹ e 9,17 para 9,71 L_{CH₄}d⁻¹.

Essa queda na eficiência da remoção de DQO e na produção diária de biogás no reator R3 (35°C) foi acompanhada de um aumento nas concentrações de AGV no efluente do reator. Antes do choque, as concentrações de AGV eram de 70,3, 60,4 e 51,9 mgHAcL⁻¹ e após o choque, as concentrações foram de 34,8, 36,6 e 132,8 mgHAcL⁻¹. Portanto, houve um aumento significativo na produção de AGV no reator 3 a temperatura de 35°C, permanecendo assim até o final do experimento. Contudo, esse aumento na concentração de AGV não se refletiu em decréscimo de pH. O choque de temperatura pode ter afetado o equilíbrio entre as populações acidogênicas e metanogênicas e a cinética do processo. A presença de AGVs no efluente de reatores reflete uma condição de instabilidade do reator (Aquino e Chernicharo, 2005).

As Figuras (40) a (43) mostram os efeitos negativos da variação brusca de temperatura na qualidade do efluente do reator de 35°C. Nota-se que, logo após o restabelecimento das temperaturas, os reatores que operavam a 20 e 30 °C continuaram com o mesmo desempenho anterior, sem perdas nas eficiências de remoção de matéria orgânica. O mesmo não aconteceu com o terceiro reator, que operava a 35°C. Este, mesmo após o restabelecimento da temperatura, a qual foi feito gradualmente, não mais atingiu os níveis de remoção de matéria orgânica anteriores

ao choque. Assim, pode-se dizer que o reator alcançou outro estado estacionário, porém, abaixo do que apresentava anteriormente.

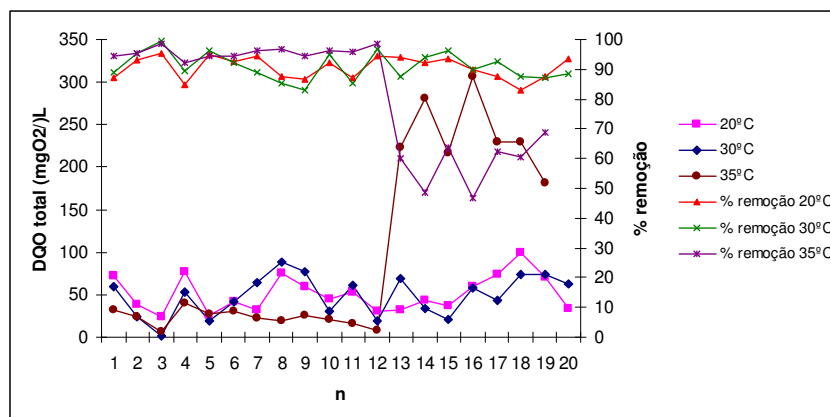


Figura 40: Concentração de DQO total e remoção de DQO total (%) antes e após o choque de temperatura

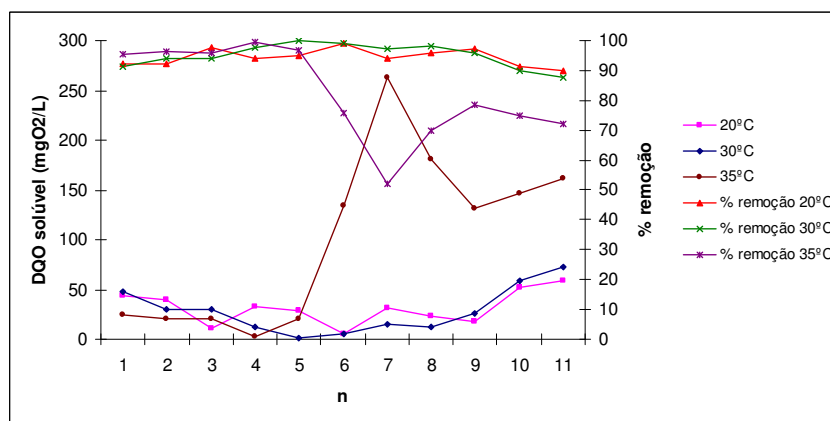


Figura 41: Concentração de DQO solúvel e remoção de DQO solúvel (%) antes e após o choque de temperatura

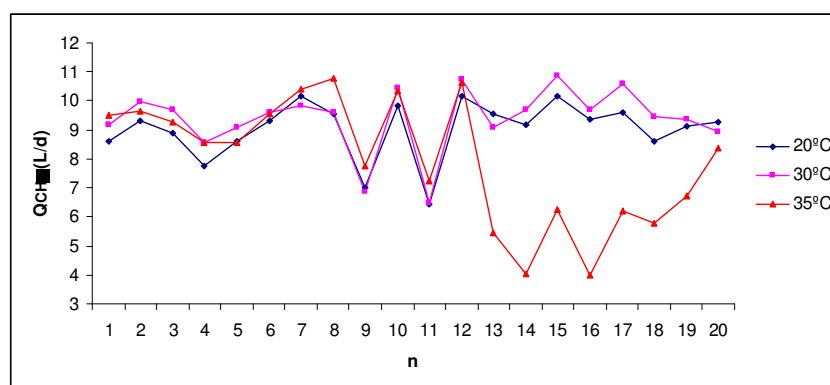


Figura 42: Volume diário de metano formado antes e após o choque de temperatura

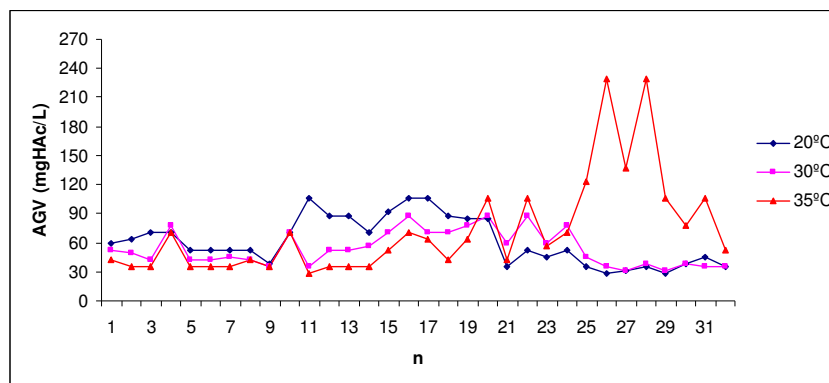


Figura 43: Concentração de ácidos graxos voláteis antes e após o choque de temperatura

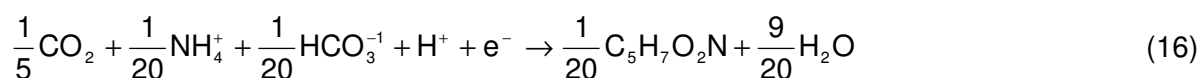
A Tabela (6) mostra um resumo dos valores dos parâmetros analisados, para cada temperatura. As Figuras (44) a (52) mostram os gráficos estatísticos (box-plot) para todos os parâmetros. Na elaboração dos gráficos foi desconsiderado o período após o choque de temperatura, a 35°C.

5.4 Estequiometria da digestão anaeróbia

A variação da energia livre da reação de fermentação, ΔG_r , foi calculada considerando-se as energias livres das meias reações de oxidação do acetato e da glicose e da equação de meia reação de redução do gás carbônico.

Será mostrado o desenvolvimento para a estimativa dos coeficientes de produção celular (Y) utilizando acetato e glicose, os substratos utilizados nos experimentos.

Todas as reações bacterianas consistem de dois componentes, a síntese de novas células e a produção de energia. A reação de síntese, tendo amônia como fonte de nitrogênio, é representada pela Equação (16).



Com relação à energia, depende do tipo de doador e receptor de elétrons.

5.4.1 Estequiometria do substrato acetato

As meias reações de oxidação do acetato e redução do dióxido de carbono são dadas pelas Equações (17) e (18).

Tabela 6: Resumo dos parâmetros para cada temperatura analisada

15°C											
Estatística	pH	Alcalinidade (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	AGV (mgHAc.L ⁻¹)	DQO _T (mgO ₂ .L ⁻¹)	Remoção DQO _T (%)	DQO _{Sol} (mgO ₂ .L ⁻¹)	Remoção DQO _{Sol} (%)	CH ₄ (L.d ⁻¹)	%CH ₄	SST (mg.L ⁻¹)	SSV (mg.L ⁻¹)
n	18	18	18	16	16	15	15	16	19	11	11
média	7,5	415	50	69	87	42	92	8,3	70	115	34
DP	0,2	66	23	36	6,4	22	4,4	1,3	8,9	21	7
V _{mínimo}	7,1	346	35	8,8	77	10	81	6	56	97	21
V _{máximo}	7,7	567	123	131	98	94	98	9,6	81	166	45
20°C											
n	32	32	32	20	20	11	11	20	19	17	17
média	7,3	398	61	51	91	31	94	9	54	96	54
DP	0,2	91	24	21	3,8	16	2,9	1	6,4	25	6,5
V _{mínimo}	7	185	28	24	83	5,6	90	6	40	66	42
V _{máximo}	7,9	611	106	99	95	59	99	10	65	134	67
25°C											
n	18	18	18	16	16	15	15	16	19	11	11
média	7,5	395	46	32	94	26	95	9,5	70	64	34
DP	0,3	66	24	17	3	21	4,2	1,3	3,2	17	10
V _{mínimo}	7	270	28	8,4	88	8	81	7,3	59	52	24
V _{máximo}	8,1	557	106	60	98	92	98	12	74	105	57
30°C											
n	32	32	32	20	20	11	11	20	17	17	17
média	7,2	381	54	49	91	28	95	9,4	67	64	31
DP	0,2	92	18	22	4,6	23	4	1,1	10	12	5
V _{mínimo}	6,8	178	32	2	83	1,3	88	6	33	37	21
V _{máximo}	7,9	575	88	89	99	72	99	11	81	74	36

Tabela 6 (cont.)

35°C (antes do choque de temperatura)											
Estatística	pH	Alcalinidade (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	AGV (mgHAc.L ⁻¹)	DQO _T (mgO ₂ .L ⁻¹)	Remoção DQO _T (%)	DQO _{Sol} (mgO ₂ .L ⁻¹)	Remoção DQO _{Sol} (%)	CH ₄ (L.d ⁻¹)	%CH ₄	SST (mgL ⁻¹)	SSV (mgL ⁻¹)
n	18	18	18	12	12	5	5	12,0	15	13	15
média	7,1	367	45	23	96	17	97	9,4	70	40	22
DP	0,2	81	14	9	2	8	2	1,1	3	9	2
V _{mínimo}	6,7	174	28	7	92	3	96	7,3	66	24	18
V _{máximo}	7,8	504	71	40	99	24	99	10,8	80	57	25
35°C (após o choque de temperatura)											
n	32	32	32	23	23	21	21	23	22	15	15
média	7,2	337	138	250	55	198	65	6,3	57	70	30
DP	0,2	59	57	75	12	78	13	1,6	6	3	4
V _{mínimo}	6,7	204	42	75	41	7	51	4,0	43	63	24
V _{máximo}	7,7	477	247	387	99	287	99	10,9	68	75	37

(Legenda: n= número de repetições; DP= desvio padrão; V_{mínimo}= valor mínimo; V_{máximo}=valor máximo)

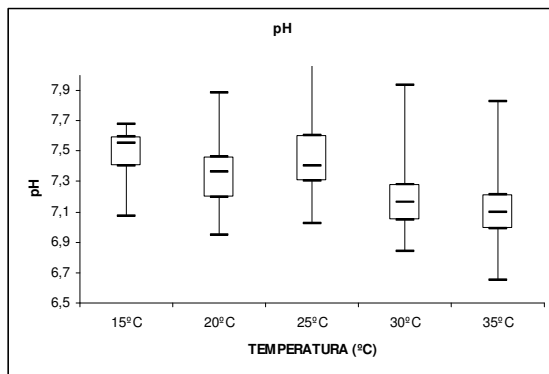


Figura 44: Gráfico box-plot dos valores de pH

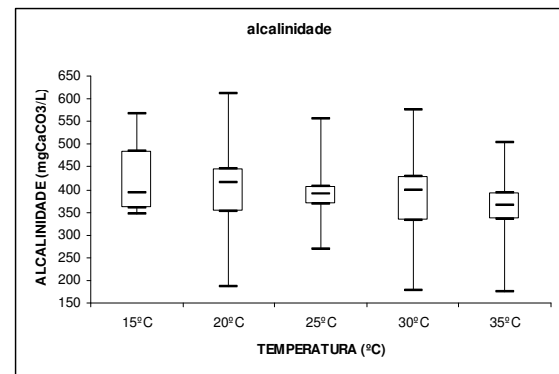


Figura 45: Gráfico box-plot das concentrações de alcalinidade

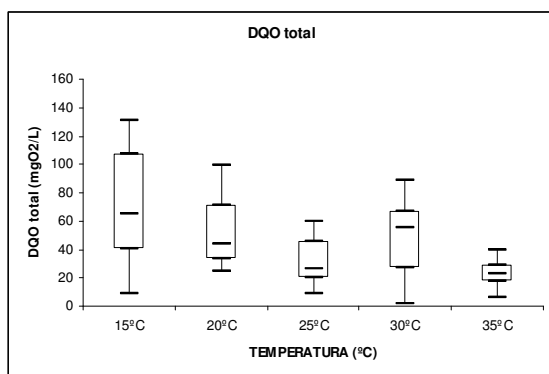


Figura 46: Gráfico box-plot para concentrações de DQO total

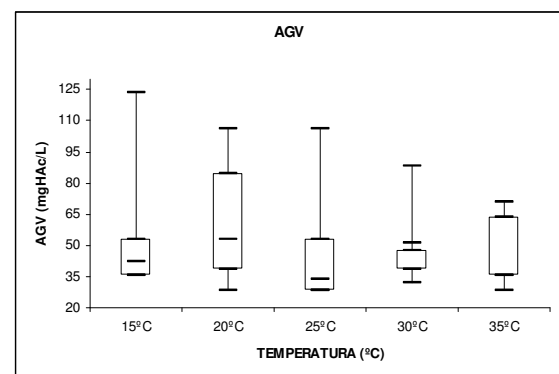


Figura 48: Gráfico box-plot das concentrações de AGV

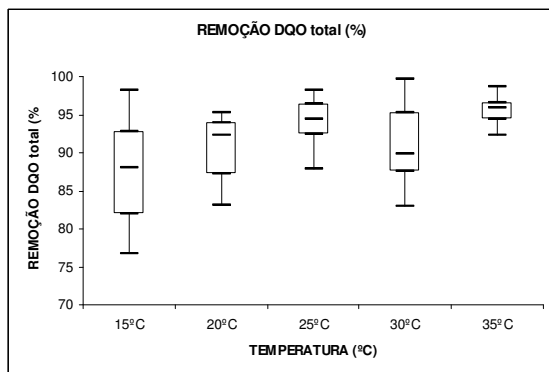


Figura 47: Gráfico box-plot da remoção DQO total (%)

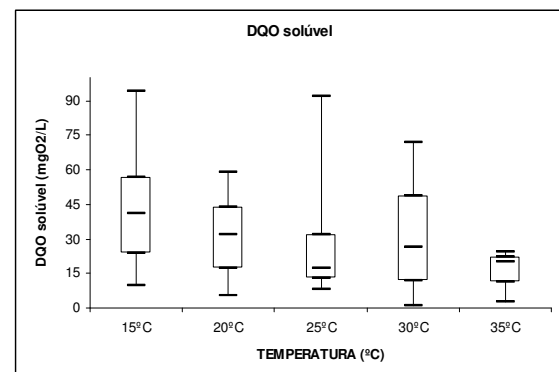


Figura 49: Gráfico box-plot das concentrações de DQO solúvel

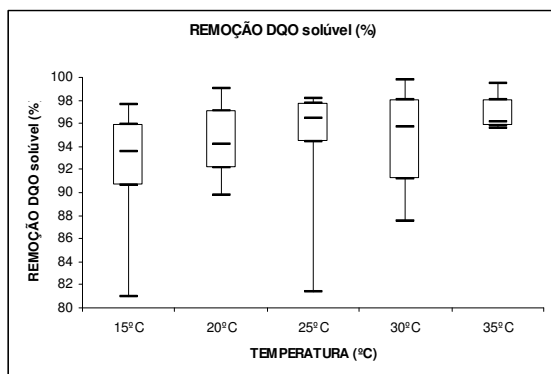


Figura 50: Gráfico box-plot da remoção DQO solúvel (%)

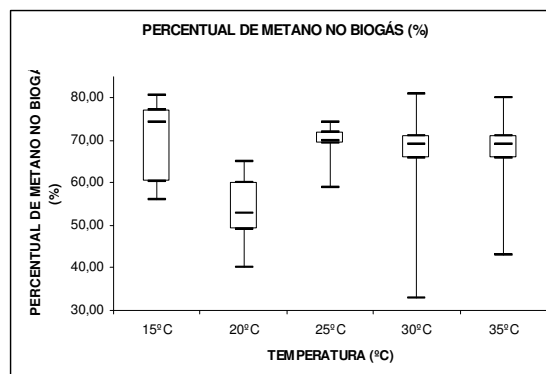


Figura 51: Gráfico box-plot para o percentual de metano no biogás (%)

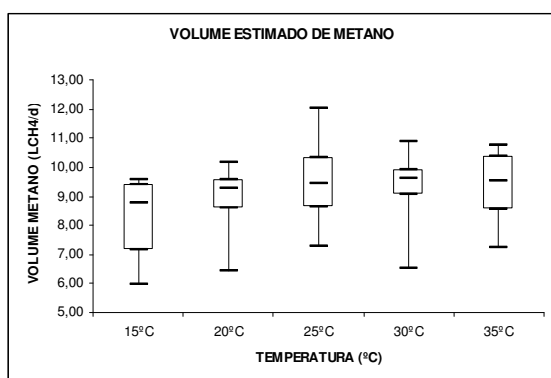
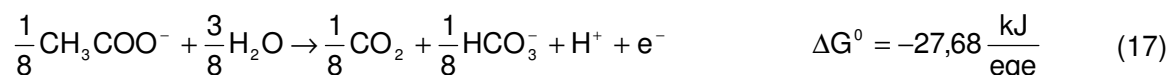


Figura 52: Gráfico box-plot das vazões estimadas de metano

Meia reação de oxidação do acetato.



Meia reação de redução de CO_2 .

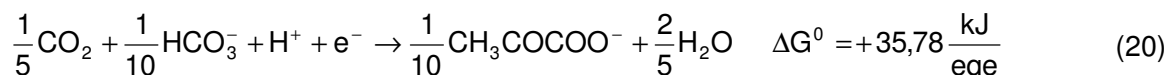


Assim, a reação global é representada pela Equação (19).

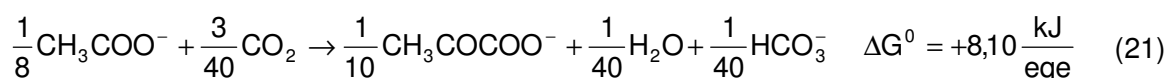


O valor de ΔG_r é calculado considerando-se as energias livres das meias reações de oxidação do acetato e redução do gás carbônico. Assim, $\Delta G_r = -3,57 \frac{\text{kJ}}{\text{eqe}}$.

O valor da energia livre para a formação do composto intermediário, ΔG_p , pode ser determinado a partir das meias reações de oxidação do acetato e de redução do piruvato. A meia reação de oxidação do acetato é representada pela Equação (17) e a meia reação de redução do piruvato é representada pela Equação (20).



Assim, a reação global de fermentação do acetato é representada pela Equação (21).



ΔG_c , a energia livre requerida para converter a fonte de carbono intermediária (piruvato) em um equivalente de elétrons de material celular, é igual a 31,41 kJ/eqe (McCarty, 1971). ΔG_n , a energia requerida por equivalente de elétrons para reduzir uma fonte de nitrogênio oxidada em amônia antes da síntese celular, é zero neste caso, uma vez que amônia foi utilizada como fonte de nitrogênio, ($\Delta G_n=0$).

Substituindo-se os respectivos valores na Equação (12), $\Delta G_s = \frac{\Delta G_p}{k^m} + \Delta G_c + \frac{\Delta G_n}{k}$, encontra-se: $\Delta G_s = (+8,10/0,6) + 31,41 + 0 = +44,91$ kJ/eqe.

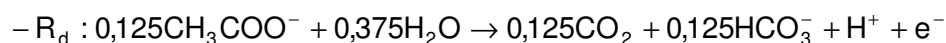
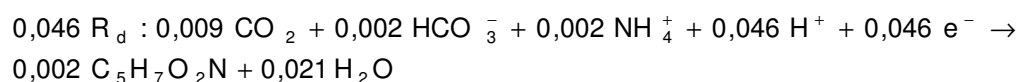
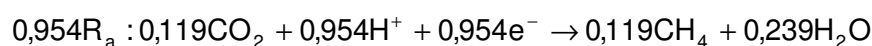
Substituindo-se os valores de ΔG_c , ΔG_p , ΔG_n na Equação (13), encontra-se: $f_e/f_s = 21$. Combinando esta relação com a Equação 14, calcula-se $f_e = 0,954$ e $f_s = 0,046$. Assim, a fração de acetato direcionada para síntese é $0,046 \frac{\text{gDQO celular}}{\text{gDQO utilizada}}$. Como os sólidos suspensos voláteis têm uma DQO unitária de $1,42 \frac{\text{gDQO}}{\text{gSSV}}$, o coeficiente de produção celular será:

$$Y = 0,046 \cdot \frac{\text{gDQO}_{\text{celular}}}{\text{gDQO}_{\text{utilizada}}} \cdot \frac{1\text{gSSV}}{1,42\text{gDQO}_{\text{celular}}} = 0,032 \frac{\text{gSSV}}{\text{gDQO usada}}$$

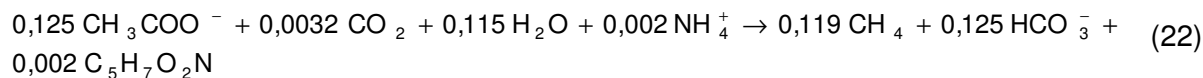
Além do coeficiente de produção celular, pode-se também determinar a estequiometria da reação de fermentação. Introduzindo-se os valores de f_e e f_s calculados, a Equação (15) fica:

$$R = 0,954.R_a + 0,046.R_s - R_d$$

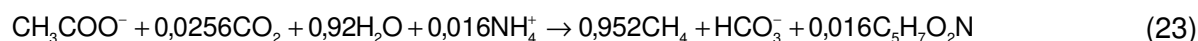
Sendo: R_a = equação (18); R_s = equação (16) e R_d = equação (17)



Somando essas 3 reações, encontra-se a reação global.

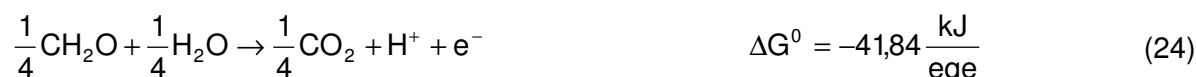


Dividindo-se a Equação (22) por 0,125, obtém-se a reação para um mol de acetato (Equação 23).



5.4.2 Estequiometria do substrato glicose

A Equação (24) apresenta a meia-reação de oxidação da glicose.



A meia reação de redução do dióxido de carbono é representada pela Equação (18)

Desta forma, a reação global utilizando como substrato a glicose, é representada pela Equação (25).



Assim, a reação global apresenta uma variação de energia livre de -17,73 kJ/eqe.

ΔG_p pode ser determinado a partir das meias reações de oxidação da glicose (24) e de redução do piruvato (20).

Assim, a reação global é representada pela Equação (26).



Substituindo-se os respectivos valores na Equação (12) acha-se $\Delta G_s = +27,774$ kJ/eqe.

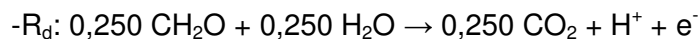
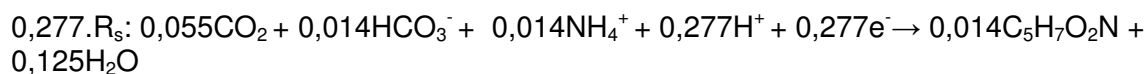
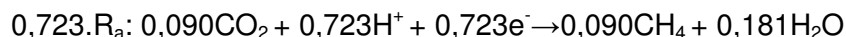
Através da Equação (13), calcula-se $f_e/f_s = 2,61$. Combinando esta relação com a Equação (14), encontra-se $f_e = 0,723$ e $f_s = 0,277$. Assim a fração de glicose que vai para a síntese é 0,277 g DQO celular/g DQO utilizada. Como os sólidos suspensos voláteis têm uma DQO unitária de 1,42 g DQO/gSSV, o coeficiente de produção celular será:

$$Y = 0,195 \frac{\text{g SSV}}{\text{g DQO usada}}$$

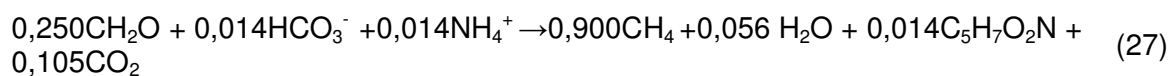
Portanto, a produção estimada de biomassa pelo uso da glicose é aproximadamente 6,1 vezes a do acetato.

Substituindo-se os valores de f_e e f_s calculados, a reação global (Equação 15) fica:

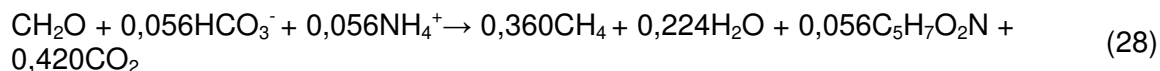
$$R = 0,723.R_a + 0,277R_s - R_d$$



Somando essas 3 reações obtêm-se a estequiometria da reação de oxidação-redução do substrato glicose (Equação 27).



Dividindo-se a Equação (27) por 0,25, obtêm-se a reação para um mol de glicose (Equação 28).



O coeficiente de produção celular para o substrato misto é calculado através da média ponderada das contribuições de cada substrato. Neste caso, as contribuições de glicose e acetato representam, cada uma, 50 por cento da DQO. Assim, o coeficiente de produção celular será:

$$Y = 0,50 \cdot Y_{\text{acet}} + 0,50 \cdot Y_{\text{glicose}} = 0,50 \cdot 0,032 + 0,50 \cdot 0,195 = 0,114 \text{ gSSV/gDQO}_{\text{usada}}$$

5.4.3 Formação de gás metano pelo método de bioenergética

O reator UASB foi alimentado com aproximadamente 500 mgL^{-1} de DQO, com contribuições iguais de acetato e glicose. Isto significa que $3,906 \cdot 10^{-3}$ e $7,812 \cdot 10^{-3}$ mols por litro de acetato e glicose eram usadas para alimentar o reator. Isto corresponde a $234,37 \text{ mgL}^{-1}$ de glicose e acetato. De acordo com as reações (23) e (28), pode-se constatar que 0,952 e 0,360 mols de CH_4 são produzidos por mol de acetato e glicose utilizadas, respectivamente. Assim, o número teórico de mols de metano formados por dia será de 0,376.

Contribuição do acetato:

$$\frac{3,906 \cdot 10^{-3} \text{ mols acetato}}{\text{L}} \cdot \frac{0,952 \text{ mols CH}_4}{\text{mol acetato}} \cdot 2,4 \frac{\text{L}}{\text{h}} \cdot 24 \frac{\text{h}}{\text{d}} = 0,214 \frac{\text{mols CH}_4}{\text{d}}$$

Contribuição da glicose:

$$\frac{7,812 \cdot 10^{-3} \text{ mols glicose}}{\text{L}} \cdot \frac{0,360 \text{ mols CH}_4}{\text{mol glicose}} \cdot 2,4 \frac{\text{L}}{\text{h}} \cdot 24 \frac{\text{h}}{\text{d}} = 0,162 \frac{\text{mols CH}_4}{\text{d}}$$

A partir da Equação Geral dos Gases, pode-se calcular o volume de metano formado. Para a temperatura de 25°C , o volume de metano calculado é de $9,2 \text{ Ld}^{-1}$. Já pelo balanço de DQO, o volume de metano produzido foi de $9,5 \text{ Ld}^{-1}$ (ver Tabela 6). Pode-se constatar que o volume produzido no processo foi bastante próximo ao volume teórico.

A composição do biogás formado, de acordo com as estequiometrias das reações (Equações 23 e 28), seria:

$$\text{Fração de CH}_4 = \frac{(0,952 + 0,360) \text{ mols CH}_4}{(0,952 + 0,360) \text{ mols CH}_4 + 0,420 \text{ mols CO}_2} = 0,78$$

5.5 Monitoramento de uma estação de tratamento de efluentes domésticos em escala real

Em paralelo a operação do protótipo de reator UASB, acompanhou-se outro, em escala real, operando na cidade de Caxias do Sul. O objetivo foi observar se existem diferenças significativas entre as eficiências de remoção de matéria orgânica e sólidos em suspensão com as variações de temperaturas observadas ao longo do ano. As análises referentes ao monitoramento do reator UASB foram disponibilizadas pelo Serviço Municipal de Água e Esgotos (SAMAE) de Caxias, abrangendo o período de janeiro 2004 a fevereiro de 2008. A Figura (52) mostra a variação da média mensal das temperaturas do ar, do esgoto afluente e efluente, no período especificado.

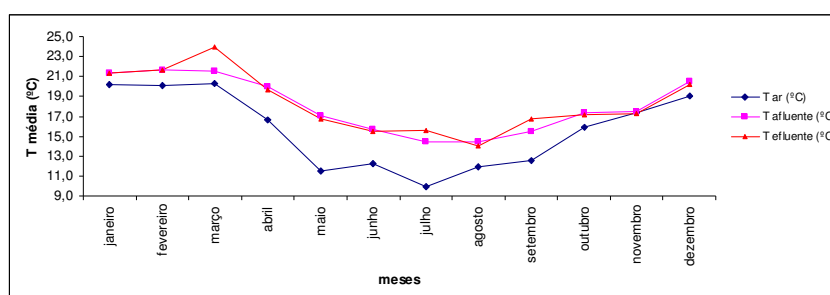


Figura 52: Variação temporal da temperatura do ar, afluente e efluente, nos reatores em escala real (°C)

A Tabela (7) apresenta as temperaturas médias medidas para as diferentes estações do ano no período monitorado. Os testes ANOVA e Tukey demonstraram que as temperaturas são estatisticamente diferentes, ao nível de 5%.

Tabela 7: Média das temperaturas do efluente de acordo com as estações do ano

Estação do ano	Temperatura média (°C)
Primavera	18
Verão	21
Outono	19
Inverno	14

A Figura (53) mostra as concentrações de alcalinidade e AGV no afluente e efluente do reator UASB ao longo do período. Pode-se perceber que o reator está consumindo alcalinidade ao invés de produzir, o que pode representar um sinal de instabilidade. No entanto, vê-se que a concentração de AGVs encontra-se abaixo de 200 mgHAcL^{-1} , que é o

valor máximo aceitável segundo Chernicharo (2007). Os valores de pH ficaram sempre na faixa ótima para as bactérias metanogênicas (Figura 54).

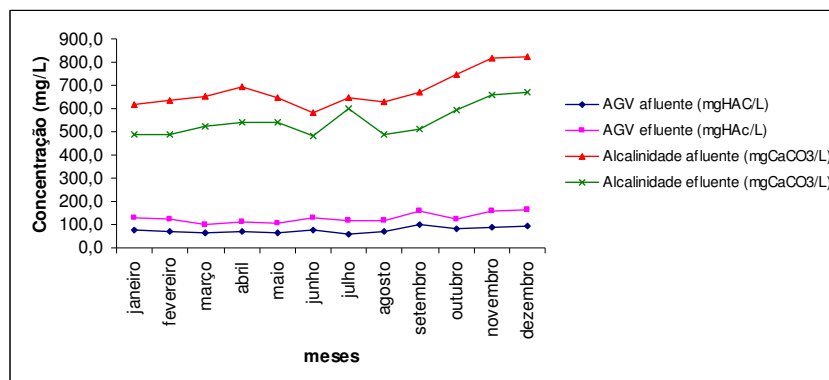


Figura 53: Concentrações de alcalinidade e AGV, afluente e efluente ao reator UASB em escala real

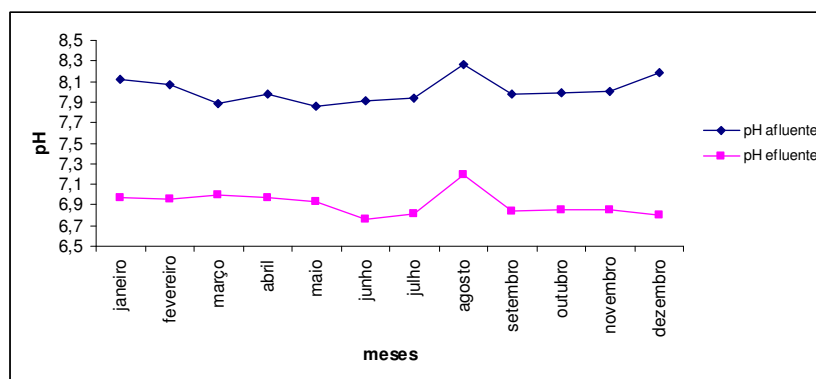


Figura 54: Comportamento do pH ao longo da operação nos reatores em escala real

Outra maneira de se determinar a estabilidade de um reator é através da relação entre AGV e a alcalinidade (AGV/Alcalinidade) em seu efluente. A razão pode ser considerada crítica para manter o pH do sistema em torno da faixa neutra, uma vez que o pH é governado pela interação entre o sistema de carbonato e as cadeias curtas de ácidos graxos. Segundo Singh (1999), existem 3 valores críticos para a relação AGV/alcalinidade. Estes valores críticos são: a) menor que 0,4: o digestor pode apresentar pequenas flutuações de pH, não muito significativas; b) entre 0,4 e 0,8: alguma instabilidade de pH pode ser esperada; c) maior que 0,8: o digestor experimentará significativas flutuações de pH. Para o caso de Caxias, a razão AGV/alcalinidade ficou entre 0,19 e 0,31. Por esta relação e o exposto por Singh (1999), as variações de pH experimentadas pelo reator não foram significativas uma vez que a razão ficou sempre inferior ao valor crítico. Neste aspecto, o reator apresentou estabilidade.

Os testes estatísticos indicam que só não existiu diferença significativa entre as concentrações efluentes de ácidos graxos voláteis entre a primavera e o outono; nas demais estações, ocorreram diferenças significativas. Com relação a alcalinidade, os testes indicaram que não existiram diferenças entre as estações outono-inverno e verão-primavera. O teste ANOVA indicou que não existem diferenças significativas para pH em função das estações do ano.

As Figuras (55) a (58) apresentam dados referentes ao monitoramento de sólidos suspensos e DQO do reator. Conforme as Figuras (55) e (56), as concentrações de sólidos suspensos no efluente, estiveram abaixo de 100 mgL^{-1} , exceto no meses de março e setembro que teve um acréscimo. Este período de instabilidade, com concentrações altas de SS coincidiu com aquele ocorrido com os AGVs. Os meses de setembro e outubro são meses de transição entre as temperaturas de inverno e verão.

A ANOVA indicou que não existem diferenças significativas entre as concentrações de SST e SSV no efluente do reator considerando as estações do ano. Este resultado contradiz o que foi medido por Collares (2004). Ressalte-se, porém, que este autor utilizou uma série de dados muito maior do que os disponíveis em Caxias.

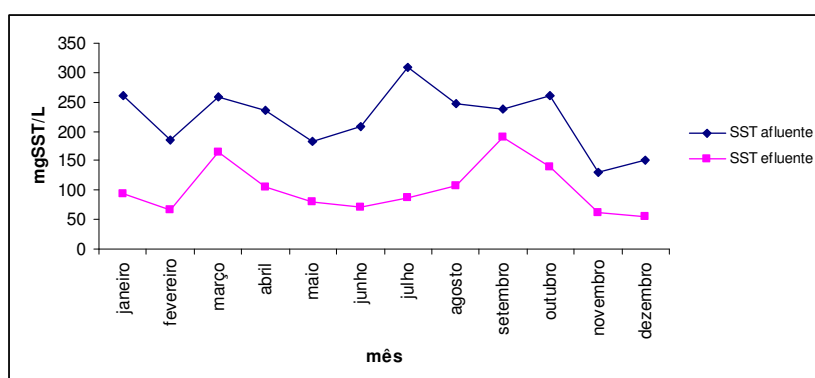


Figura 55: Variação temporal dos SST no reator UASB em escala real

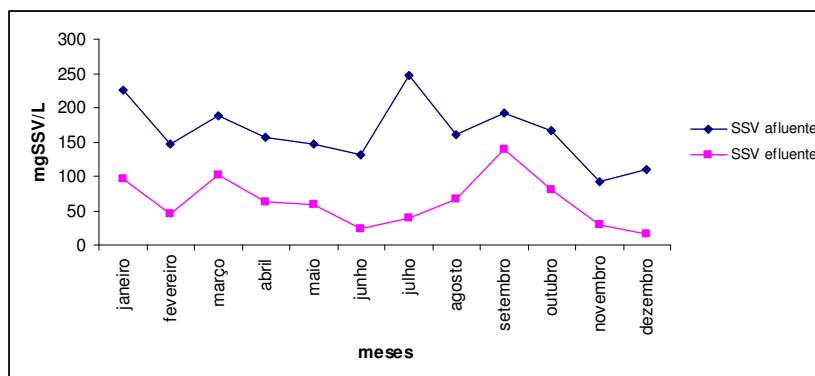


Figura 56: Variação temporal dos SSV no reator UASB em escala real

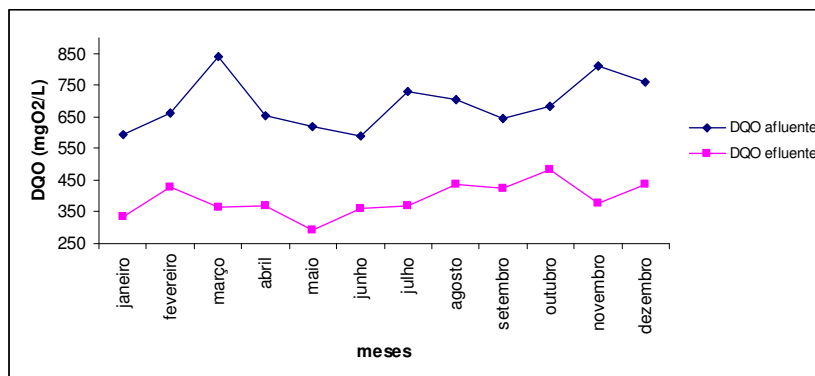


Figura 57: Variação temporal da DQO total no reator UASB

As remoções média e máxima de DQO total do reator de Caxias foram, respectivamente, 59% e 81%. Estes valores encontram-se abaixo dos medidos nos protótipos de laboratório, para toda a faixa de temperatura testada. No entanto, os testes estatísticos mostram que não existe diferença na remoção de DQO no reator UASB, nas quatro estações do ano.

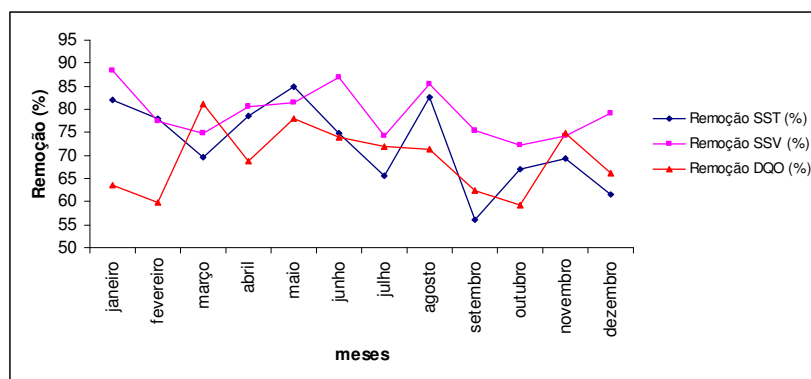


Figura 58: Variação temporal da remoção de DQO total, SST e SSV

As Tabelas 8 e 9 apresentam um resumo dos valores encontrados, para os principais parâmetros analisados na ETE Dal-bó, de acordo com as estações do ano.

5.6 Escala real versus escala laboratorial

Comparando os resultados obtidos experimentalmente e em escala real, pode-se perceber claramente que os estudos realizados em laboratório, sob condições controladas, apresentaram percentuais de remoção de DQO total, para todos os intervalos de temperatura estudados, superiores aqueles medidos em escala real. Deve-se considerar que os experimentos de laboratório não estavam sujeitos a variações climáticas, de vazão e de concentrações de matérias orgânica e inorgânica, como normalmente ocorre com os

reatores de escala real. Além disto, os substratos usados eram solúveis e de fácil degradação.

Tabela 8: Resumo dos parâmetros analisados na ETE Dal-Bó

		pH		AGV (mg HAC/L)		Alcalinidade Total (mg CaCO ₃ /L)	
		Afluyente	Efluente	Afluyente	Efluente	Afluyente	Efluente
Primavera	n	230	230	230	230	230	230
	média	8,0	6,8	90	145	745	587
	DP	0,3	0,1	51	46	198	115,1
	mínimo	3,6	5,2	13	18	230	98
	máximo	8,7	7,2	1152	481	2283	1421
Verão	n	263	263	263	26	263	263
	média	5,5	4,6	63	104	513	407
	DP	0,2	0,1	23	30	115	68
	mínimo	6,7	6,2	10	16	197	198
	máximo	8,7	7,5	179	418	1625	1168
Outono	n	242	242	242	242	242	242
	média	7,9	7,0	67	105	665	534
	DP	0,3	0,1	20	21	110	78
	mínimo	6,0	6,6	20	31	119	232
	máximo	9,4	7,9	203	287	1410	954
Inverno	n	264	264	264	264	264	264
	média	8,0	6,9	70	121	620	522
	DP	0,9	0,8	26	38	225	142
	mínimo	4,7	4,3	70	17	55	27
	máximo	10,2	7,3	179	389	1575	1336

Conforme a Figura (58), nota-se que as remoções de DQO no reator em escala real não seguiram um padrão compatível com a temperatura. Por exemplo, as remoções dos meses de verão (dezembro, janeiro e fevereiro) foram inferiores as dos meses de inverno (junho, julho e agosto), contrariando o que foi observado em laboratório e também referido na literatura. As variações observadas no efluente da ETE Dal-Bó devem-se a outras variáveis que desempenharam um papel mais importante que a temperatura. Indicações de instabilidade no reator são demonstrados pelo consumo de alcalinidade e pelos aumentos de concentrações de AGV em determinados períodos do monitoramento. Em um dado instante de operação dos reatores protótipos, foi observada um consumo de alcalinidade que se traduziu em quedas nos valores de pH e aumento nas concentrações de AGV no efluente. Neste caso, o problema foi solucionado adicionando-se bicarbonato de sódio ao afluyente. No caso de Caxias não houve queda de pH a níveis que pudessem inibir a metanogênese, contudo, de alguma maneira houve esta inibição pois as concentrações de AGV aumentaram.

Tabela 9: Resumo dos parâmetros com amostragem mensal, da ETE Dal-Bó

		SST (mgSST/L)			SSV (mgSSV/L)			DQO(mgO2/L)		
		Af	Ef	% remoção	Af	Ef	% remoção	Af	Ef	% remoção
primavera	n	18	18	18	18	18	18	18	18	18
	média	209	130	46	150	83	52	714	428	44
	desvpad	102	93	26	90	68	28	154	167	15
	mínimo	54	12	2	28	0	16	433	220	19
	máximo	388	298	78	306	213	100	958	768	65
verão	n	22	22	22	22	22	22	22	22	22
	média	202	73	60	164	55	77	666	398	38
	desvpad	86	31	19	79	58	13	189	110	17
	mínimo	87	32	22	60	0	58	354	254	12
	máximo	381	134	86	308	230	100	1012	582	67
outono	n	21	21	21	21	21	21	21	21	21
	média	226	117	56	164	75	59	705	341	49
	desvpad	79	84	28	67	60	24	278	109	12
	mínimo	98	0	0	62	0	22	313	202	29
	máximo	342	258	100	281	181	100	1146	513	66
inverno	n	19	0	0	0	0	1	0	0	0
	média	254	89	62	180	43	67	676	388	46
	desvpad	122	34	20	104	29	28	254	136	11
	mínimo	92	26	35	55	0	7	236	126	29
	máximo	560	147	91	426	82	100	982	566	61

Uma limitação séria na análise dos dados da ETE Dal Bó foi a prática de amostras pontuais e com frequência mensal. Esta prática não permite a detecção de cargas de choque que pudessem impactar o processo anaeróbio do reator UASB. Desta forma, a presente análise teve que assumir que as variações de concentrações no afluente ao UASB foram limitadas aquelas características de esgotos sanitários.

Para o caso particular desta pesquisa, não foi possível correlacionar os dados medidos no reator UASB da ETE Dal-Bó com aqueles monitorados nos protótipos de reatores UASB estudados no laboratório.

6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Esta pesquisa avaliou a influência da temperatura na eficiência de reatores UASB operando com efluente sintético formado com substrato solúvel. As experiências foram feitas em reatores protótipos operando com temperatura controlada, variando entre 15°C e 35°C. Também, foram analisados dados de operação de um reator UASB em escala real, construído na cidade de Caxias do Sul. Esta região apresenta clima com variações de temperaturas significativas ao longo do ano. As principais conclusões desta pesquisa foram as seguintes:

1^o) Os resultados dos experimentos de laboratório mostraram que houve uma pequena diminuição na eficiência de remoção de matéria orgânica com o decréscimo de temperatura. Essa diminuição na eficiência pode ter se dado pelo aumento na concentração de SSV no efluente de reatores, a baixas temperaturas, devido ao efeito que esta causa à viscosidade e massa específica da água. Contudo, as remoções, mesmo para temperaturas mais baixas, chegaram a atingir mais de 80%, indicando que é possível a utilização de reatores UASB para tratamento de efluentes domésticos em regiões de clima temperado.

2^o) Os testes de ANOVA e Tukey indicaram que houve diferenças estatísticas significativas com relação a remoção de DQO total entre as temperaturas de 15°C e 25°C, 15°C e 35°C, 20°C e 35°C e 30°C e 35°C. Nos casos de pH e alcalinidade, as diferenças ocorreram entre as temperaturas 15°C e 30°C, 15°C e 35°C e 20°C e 35°C. Contudo, o pH manteve-se no nível adequado para as bactérias metanogênicas. Com relação a DQO solúvel e AGVs, os testes indicaram não haver diferenças significativas entre as temperaturas.

3^o) Os resultados do monitoramento de um reator UASB em escala real, na cidade de Caxias do Sul, mostraram que outras variáveis, que não a temperatura, exerceram um efeito maior sobre a qualidade do efluente. Isto foi constatado pela observação de que as maiores eficiências de remoção de matéria orgânica ocorreram nos meses mais frios. Ressalte-se que a faixa de temperaturas medidas nos esgotos de Caxias (14°C a 24°C) foram menores do que as realizadas nos experimentos de laboratório (15°C a 35°C).

4^o) As eficiências atingidas pelo reator UASB da cidade de Caxias foram significativamente menores daquelas atingidas em condições de laboratório, com temperaturas controladas e substratos solúveis de fácil degradação.

5^o) Os reatores UASB absorveram bem choques de temperatura de 5 °C, observando-se a sua pronta recuperação com o retorno as condições iniciais. No entanto, um choque de queda de temperatura de 10°C, em curto espaço de tempo, não foi bem absorvido pelo reator. Este, ao retornar as condições anteriores, não manteve o mesmo grau de eficiência.

Aparentemente, houve um comprometimento do lodo biológico, o que foi indicado pela baixa atividade metanogênica específica medida.

6º) A alcalinidade é uma variável de operação muito importante, tendo sido usada nos experimentos de laboratório para a correção de um momentâneo desequilíbrio do reator, o qual resultou no aumento das concentrações de AGVs e DQO no efluente, e redução do pH a valores abaixo daqueles adequados para metanogênese. A adição de alcalinidade possibilitou o restabelecimento dos processos, com o aumento da remoção de DQO.

7º) A produção de biogás seguiu a remoção de DQO, tendo sido estimada através de balanços de massa e pelas estequiometrias das reações biológicas calculadas de acordo com os conceitos de bioenergética. Este conceito também foi usado para se fazer uma estimativa do coeficiente de produção celular.

8º) A pesquisa apresenta limitações no sentido de que foram utilizadas condições controladas que são diferentes daquelas encontradas em esgotos domésticos ou águas residuárias industriais. Por exemplo, os substratos usados, glicose e acetato, são de fácil biodegradação, além de estarem presentes na forma solúvel. Os esgotos, por sua vez, apresentam composição complexa, além de terem uma grande fração da matéria orgânica presente na forma sólida. Também, reatores UASB em escala real estão sujeitos a receberem variações de carga devidos a efeitos de diluição de água de chuva ou descargas concentradas de contaminantes.

9º) Outra limitação refere-se ao monitoramento do reator UASB da cidade de Caxias. Algumas análises (p. ex., DQO e sólidos) eram feitas somente uma vez por mês. Desta forma, variações diárias nas concentrações destes contaminantes não puderam ser detectadas. A análise de reatores UASB requer um monitoramento mais detalhado do que aquele realizado em Caxias. Isto permite a detecção de problemas de funcionamento do reator, possibilitando a adoção de medidas para a solução dos problemas. Exemplos incluem a adição de alcalinidade e a correção de curtos circuitos hidráulicos. O monitoramento deste reator deve ser otimizado com o objetivo de permitir uma melhor operação da ETE.

10º) O efeito da temperatura em reatores UASB operando em escala real, foi mascarado por outras variáveis. Desta forma, recomenda-se que a pesquisa com reatores UASB, em escala protótipo e temperaturas controladas, seja feita com um esgoto doméstico real, sujeitos a variações de cargas orgânicas, de sólidos e de vazões.

7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION (APHA); AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION (AWWA); WATER ENVIRONMENT FEDERATION (WEF). **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 21th ed. Washington, D.C., 2005.

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.

AIYUK, S.; FORREZ, I.; LIEVEN, D. K.; van HAANDEL, A.; VERSTRAETE, W. Anaerobic and complementary treatment of domestic sewage in regions with hot climates – A review. **Bioresource Technology**, v. 97, p. 2235 – 2241, 2005.

AKILA, G.; CHANDRA, T.S. Performance of an UASB reactor treating synthetic wastewater at low-temperature using cold-adapted seed slurry. **Process Biochemistry**, v. 42, n. 3, p. 466-471, 2007.

AQUINO, S. F; CHERNICHARO, C. A. L. Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGV's) em reatores anaeróbios sob stress: causas e estratégias de controle. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 10, n. 2, p. 152 – 161, 2005.

BORGES, R. M; MUNARO, C. J; GONÇALVEZ, R. F. Desenvolvimento de modelos para diagnósticos operacionais em reatores UASB. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 23., 2005, Campo Grande, MT. **Anais...** Campo Grande: ABES, 2005. 1 CD.

BUCHAUER, K. A comparison of two simple titration procedures to determine volatile fatty acids in influents to wastewater and sludge treatment processes. **Water SA**, v. 24, n. 1, p. 49 – 56, 1998.

CHERNICHARO, C. A. de L. ; VAN HAANDEL, A. ; AISSE, M. M. ; CAVALCANTI, P. F. F. Reatores anaeróbios de manto de lodos. In: CAMPOS, R. C. (Coord.). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de

Janeiro: ABES, 1999. cap. 7, p. 155-198. (Programa de Pesquisa em Saneamento Básico – Esgoto)

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

COLARES, E. R. C. **Avaliação do desempenho de reatores de manto de lodo: Estudo de caso da ETE Esmeralda – Porto Alegre – RS**. 2004. 64 f. Monografia (Especialização em Sistemas de Tratamento de Esgotos Sanitários) – Instituto de Pesquisas Hidráulicas, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre.

DEVORE, J. L. **Probability and statistics for engineering and the sciences**. 3rd. ed. Pacific Grove, CA:Brooks Cole, 1991.

FORESTI, E.; FLORÊNCIO, L.; van HAANDEL.; ZAIAT, M.; CAVALCANTI, P. F. F. (1999) Fundamentos de tratamento anaeróbio. In: CAMPOS, R. C. (Coord.). **Tratamento de esgotos sanitários por processos de disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro. Cap. 2, p 29-52.

GEHLING, G. R. **Desarrollo y aplicaciones de modelos empíricos para la operacion de clarificacion primária de las edar**. 1994. Tese (Doutorado em Engenharia) – Universidade Politecnica de Catalunya – Instituto de Tecnologia y Modelizacion Ambiental, Barcelona.

ISOLDI, L. A.; KOETZ, P.R.; FARIA, O. L. V.; ISOLDI, L.A (2001). Parâmetros de operação do reator UASB em um sistema combinado reator UASB – reator aeróbio. **Revista eletrônica Mestrado Educação Ambiental**, Rio Grande: FURG. v. 6, 2001.

LETTINGA, G.; MAN, A.; VAN DER LAST, A. R. M. WIEGANT; VAN KNIPPENBERG, K; FRIJINS, J; VAN BUUREN, J. C. L; Anaerobic treatment of domestic sewage and wastewater. **Water Science and Technology**, v. 27 ,n. 9, p. 67 – 73, 1993.

LETTINGA, G.; REBAC, S; NOZHEVNIKOVA, A; VAN LIER, J. B.; STAMS, A. J. M (1999). High – rate anaerobic treatment of wastewater at low temperature. **Applied and Environmental Microbiology**, v. 65, n. 4, p. 1696 – 1702, 1999.

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

LUOSTARINEN, S, A.; RINTALA, J.A. Anaerobic on-site treatment of black water and dairy parlour wastewater in UASB-septic tanks at low temperatures. **Water Research**, v.39, p. 436-448, 2005.

LUOSTARINEN, S; SANDERS, W; KUJAWA – ROELEVELD, K; ZEEMAN, G. Effect of temperature on anaerobic treatment of black water in UASB – septic tank systems. **Bioresource Technology**, v. 98, p.980 – 986, 2007.

McCARTY, L. P. Anaerobic waste treatment fundamentals. **Public Works**, v. 95, n^{os} 9, 10, 11, 12, 1964.

McCARTY, P. L. Energetics and bacterial growth. In: FAUST, S. D.; HUNTER, J. V (eds.). **Organic compounds in aquatic environments**. New York: Marcel Dekker, 1971. cap. 2, p 117-155.

McCARTY, P. L. Stoichiometry of biological reactions. **Progress in Water Technology**, v. 7, p. 157-172, 1975.

METCALF & EDDY. **Wastewater engineering: treatment and reuse**. 4th ed. New York. McGraw Hill. 2003. (McGraw-hill series in water resources and environmental engineering).

MIRANDA, L. A. S. **Estudo dos efeitos dos óleos e graxas em reatores de alta taxa, utilizando técnicas clássicas de hibridização in situ com sondas fluorescentes**. Tese (Doutorado em Ciências) – Centro de Biotecnologia, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre. 2004.

MONTEGGIA, L. O. **The use of specific methanogenic activity for controlling anaerobic reactors**. 1991. 307 f. Tese (Doutorado em Engenharia) – Department of Civil Engineering, University of Newcastle Upon Tyne, Newcastle.

NARNOLI, S. K; MEHROTRA, I. (1997). Sewage blanket of UASB reactor: mathematical simulation. **Water Research**, v. 31, n.4, p. 715 – 726.

PELÁEZ, M. L. S. **Avaliação do desempenho de reatores UASB expostos a choques de carga orgânica e hidráulica devidos a eventos de chuva.** 2007. 75 f. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre.

RITTMANN, B. E.; McCARTY, P. L. **Biología del medio ambiente: principios y aplicaciones.** Madrid: McGraw-Hill, 2001.

SAWYER, C.N.; McCARTY, P.L.; PARLKIN, G.F. **Chemistry for environmental engineering.** 4th ed. New York: McGraw-Hill, 2003.

SEGHEZZO, L.; ZEEMAN, G.; van LIER, J. B.; H.; AMELERS, H.V.M.; LETTINGA, G. A review: the anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors. **Bioresource Technology**, v.65, p.175-190, 1998.

SINGH, K.S.; VIRARAGHAVAN, T . Effect of temperature on bio-kinetic coefficients in Uasb treatment of municipal wastewater. **Water, Air, and Soil Pollution**, v.136, p. 243–254, 2002.

SINGH, R P. **Municipal wastewater treatment by upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor.** 1999. 297 f. Tese (Doutorado em Engenharia) – Faculty of Graduate Studies Research, University of Virginia, Canada.

SMITH, J.M.; VAN NESS, H. C.; ABBOT, M. M. **Introdução à termodinâmica da engenharia química.** 5th ed. Rio de Janeiro. Ed. LTC – Livros Técnicos e Científicos Editora S.A, 2000.

VAN HAANDEL, A. C; LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos: um manual para regiões de clima quente.** Campina Grande: Epgraf, 1994.

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

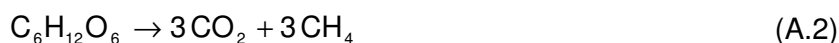
8 ANEXOS

Anexo 1: Cálculo da produção de metano

A quantidade de metano produzida foi calculada a partir de um balanço de massas de DQO, segundo procedimento sugerido por Chernicharo (2007). De acordo com a Equação (A.1), pode-se estimar a DQO que corresponde a oxidação de um mol de metano.



Assim, para a oxidação de 1 mol de metano são necessários 2 mols de oxigênio. Nas CNTP, isso corresponde a 350 mL de CH₄ para cada grama de DQO degradada. Pode-se chegar nesse valor de 0,35 L_{CH₄}/gDQO_{uzad} através da estequiometria das reações. Supondo que a matéria orgânica esteja na forma de glicose (C₆H₁₂O₆), a conversão de glicose em metano pode ser representada pela Equação (A.2).



Pela Equação (A.2) tem-se que 180 g de glicose produzem 48 g de metano. Assim, a relação entre as massas de metano produzido e glicose consumida é dada por:

$$\frac{48\text{ gCH}_4}{180\text{ gC}_6\text{H}_{12}\text{O}_6} = 0,267 \frac{\text{gCH}_4}{\text{gC}_6\text{H}_{12}\text{O}_6}$$

A DQO consumida pode ser determinada pela oxidação completa da glicose, de acordo com a Equação (A.3). Assim, o volume de metano produzido por grama de DQO consumida pode ser calculado.



Pela Equação (A.3), tem-se que são necessários 6 moles de oxigênio (192 g) para oxidar um mol de glicose (180 g), ou seja,

$$\frac{192\text{ gO}_2}{180\text{ gC}_6\text{H}_{12}\text{O}_6} = 1,067 \frac{\text{gDQO}}{\text{gC}_6\text{H}_{12}\text{O}_6}$$

A equivalência de metano para a DQO pode ser calculada utilizando-se das relações acima descritas.

$$0,267 \frac{\text{gCH}_4}{\text{gC}_6\text{H}_{12}\text{O}_6} \cdot \frac{1\text{gC}_6\text{H}_{12}\text{O}_6}{1,067\text{gDQO}} = 0,25 \frac{\text{gCH}_4}{\text{gDQO}}$$

Para converter em volume de gás produzido por unidade de DQO, utiliza-se a seguinte relação:

$$V_{\text{CH}_4} = 0,25 \frac{\text{gCH}_4}{\text{gDQO}} \cdot \frac{1\text{molCH}_4}{16\text{g}} \cdot \frac{22,4\text{L}}{1\text{mol}} = 0,35 \frac{\text{L}_{\text{CH}_4}}{\text{gDQO}}$$

Esta é uma relação teórica uma vez que uma pequena parcela de DQO é utilizada para síntese celular.

A Equação (A.4) mostra uma expressão geral para a determinação da produção teórica de metano por grama de DQO removida do despejo (Chernicharo, 2007).

$$V_{\text{CH}_4} = \frac{\text{DQO}_{\text{CH}_4}}{K(t)} \quad (\text{A.4})$$

Sendo V_{CH_4} = volume de metano produzido (L); DQO_{CH_4} = a carga de DQO removida no reator e convertida em metano (gDQO) e $K(t)$ = o fator de correção para a temperatura operacional no reator (gDQO.L⁻¹).

O fator de correção pode ser calculado a partir da Equação (A.5).

$$K(t) = \frac{P.K}{R.(273 + t)} \quad (\text{A.5})$$

Onde P = pressão atmosférica (1 atm); K = DQO correspondente a um mol de CH₄ (64 gDQO.mol⁻¹); R= constante universal dos gases (0,08206 atm.L.(mol.K)⁻¹) e t= a temperatura operacional do reator (°C).

ANEXO 2: Análises estatísticas

Foram realizados testes estatísticos para avaliar se existiram diferenças significativas nos parâmetros operacionais dos reatores protótipos e ETE Dal-Bó com relação a variações de temperaturas. Para tanto, foram aplicados dois testes: Análise de variância (ANOVA) e o Teste de Tukey (Devore, 1991).

ANEXO 2.1 Análise de variância (ANOVA)

É um teste que visa fundamentalmente verificar se existe diferença significativas entre as médias de mais de duas populações. A principal aplicação da ANOVA (Análise of Variance) é a comparação de médias oriundas de grupos diferentes, também chamados “tratamentos”. Calcula-se dois componentes para variância: variância das médias amostrais (devida ao tratamento) e a variância dentro das amostras ou grupos (variação devido ao erro).

Para a realização do teste, deve-se formular duas hipóteses:

$$H_0 : \mu_1 = \mu_2 = \dots = \mu_k$$

H_a = pelo menos uma média populacional é diferente

Para a aceitação ou rejeição da hipótese nula, se deve seguir os seguintes passos.

a) Graus de liberdade:

- De tratamento: $v_{Tr} = k - 1$ (A.6)

- Do total : $v_T = n - 1$ onde $n = k \cdot r$ (A.7)

- Do resíduo: $v_R = (n - 1) - (k - 1) = (n - k)$ (A.8)

b) A correção:

$$C = \frac{(\sum y)^2}{n} \quad (A.9)$$

c) Soma de quadrados total:

$$SQT = \sum y^2 - C \quad (A.10)$$

d) Soma de quadrados de tratamentos:

$$SQT_r = \frac{\sum T^2}{n} - C \quad (A.11)$$

e) Soma de quadrados do resíduo:

$$SQR = SQT - SQT_r \quad (\text{A.12})$$

f) Quadrado médio de tratamento:

$$QMT_r = \frac{SQT_r}{k-1} \quad (\text{A.13})$$

g) Quadrado médio dos resíduos:

$$QMR = \frac{SQR}{n-k} \quad (\text{A.14})$$

h) Cálculo do F_{teste}

$$F_{\text{teste}} = \frac{QMT_r}{QMR} \quad (\text{A.15})$$

A Tabela (A.1) mostra os alguns dos elementos necessários para a realização da ANOVA.

Tabela A.1: Dados para realização de ANOVA

Tratamentos	1	2	3	...	k
Valores	Y_{11}	Y_{21}	Y_{31}	...	T_{k1}
	Y_{12}	Y_{22}	Y_{32}	...	Y_{k2}
	Y_{13}	Y_{23}	Y_{33}	...	Y_{k3}
	·	·	·	·	·
	·	·	·	·	·
	Y_{1r}	Y_{2r}	Y_{3r}	...	Y_{kr}
TOTAL	T_1	T_2	T_3	...	T_k
N° repetições	r	r	r	...	r
Média	\bar{Y}_1	\bar{Y}_2	\bar{Y}_3	...	\bar{Y}_k

Para a realização do teste, deve-se escolher um nível de significância (α). Juntamente com os graus de liberdade do resíduo e do tratamento, e com o auxílio de tabelas de distribuição F de Fischer, determina-se o valor de $F_{\text{crítico}}$. Se o valor do F_{teste} for menor que o valor do $F_{\text{crítico}}$, a hipótese nula é aceita. Caso contrário, ela é rejeitada.

ANEXO 2.2 Teste de Tukey

Se a análise de variância indicar que existem diferenças significativas entre as médias, aplica-se um teste de comparação múltipla para determinar quais médias diferem entre si. Existem vários testes que podem ser efetuados para esse fim; neste trabalho foi escolhido o Teste de Tukey.

Para a elaboração do teste observa-se as seguintes etapas:

- a) Ordenar as médias de forma decrescente, anotando o grupo (tratamento) e o tamanho amostral correspondente;
- b) Calcular as diferenças das médias entre os grupos amostrais;
- c) Estimar o erro padrão (EP) de cada diferença entre médias:

$$EP = \sqrt{\frac{QM_{\text{resíduo}}}{2} \cdot \left(\frac{1}{n_A} + \frac{1}{n_B} \right)} \quad (\text{A.16})$$

Onde $QM_{\text{resíduo}}$ = o quadrado médio do resíduo calculado no teste de ANOVA.

- d) Para cada diferença de médias, calcular a estatística de teste q.

$$q_{\text{calculado}} = \frac{\bar{X}_A - \bar{X}_B}{EP} \quad (\text{A.17})$$

e) Verificar o valor de $q_{\text{crítico}}$, utilizando o nível de significância (α), k e os graus de liberdade do resíduo.

- f) Aplicar a regra de decisão. Se $q_{\text{calculado}} > q_{\text{crítico}}$, então os grupos diferem entre si.

Anexo 3. Dados experimentais

Anexo 3.1 Escala de laboratório

Anexo 3.1.1 Partida do sistema – Período de aclimação dos reatores

Tabela A.2: Concentrações de ácidos graxos voláteis no período de aclimação dos reatores protótipos

AGV (mgL ⁻¹)							
Data	R1	R2	R3	Data	R1	R2	R3
17/ago	18	74	35	02/out	28	205	28
18/ago	25	99	67	03/out	42	176	35
20/ago	25	81	88	04/out	35	212	46
21/ago	21	102	49	05/out	32	212	32
22/ago	46	109	81	06/out	28	212	42
23/ago	53	113	78	07/out	35	353	35
24/ago	18	39	81	08/out	32	247	35
27/ago	226	282	335	09/out	28	339	35
28/ago	28	56	42	10/out	141	205	35
29/ago	92	88	81	11/out	42	318	53
30/ago	25	71	46	15/out	35	176	35
31/ago	95	124	74	16/out	39	194	35
01/set	152	109	71	17/out	169	212	35
02/set	28	42	46	18/out	35	282	35
03/set	32	71	71	19/out	53	282	88
04/set	25	67	53	20/out	64	176	32
05/set	25	49	56	23/out	18	64	35
06/set	28	67	46	24/out	106	106	35
07/set	28	42	49	27/out	35	35	35
08/set	53	71	71	29/out	141	176	71
09/set	88	113	53	30/out	141	247	159
13/set	42	53	35	06/nov	35	71	35
17/set	28	49	28	07/nov	35	159	35
18/set	28	81	67	08/nov	71	141	35
19/set	169	116	46	09/nov	106	212	106
21/set	46	78	71	12/nov	53	124	53
22/set	35	141	106	14/nov	60	71	71
24/set	28	106	42	15/nov	35	35	35
25/set	28	99	46	16/nov	106	282	35
26/set	25	176	42	18/nov	46	42	35
30/set	141	106	35	19/nov	35	88	35
01/out	21	141	28				

(Legenda: R1: reator 1; R2: reator 2; R3: reator 3).

Tabela A3: Concentrações de alcalinidade no período de aclimação dos reatores protótipos

Alcalinidade (mgL ⁻¹)									
Data	R1	R2	A	R3	Data	R1	R2	R3	A
14/ago	281	265	291		01/out	226	95	168	112
15/ago	312	262	296		02/out	232	104	163	110
16/ago	296	239	270		03/out	232	99	163	92
17/ago	272	209	251		04/out	232	125	189	112
18/ago	357	273	392	139	05/out	241	96	189	122
20/ago	271	242	211	110	06/out	241	96	191	119
21/ago	344	227	272	93	07/out	276	131	239	152
22/ago	374	257	298	106	08/out	262	94	193	152
23/ago	350	233	266	91	09/out	271	113	230	152
24/ago	346	209	293	80	10/out	345	306	359	310
27/ago	335	200	296	101	11/out	432	391	469	382
28/ago	347	182	251	80	15/out	442	351	469	322
29/ago	274	156	217	74	16/out	423	350	442	335
30/ago	289	160	224	74	17/out	430	363	426	326
31/ago	294	182	220	92	18/out	479	367	456	369
01/set	293	166	190	91	19/out	437	388	437	339
02/set	319	199	223	80	20/out	456	420	474	368
03/set	351	207	231	84	23/out	372	372	391	274
04/set	332	183	206	80	24/out	432	405	431	353
05/set	340	197	223	91	25/out	419	395	419	319
06/set	349	210	213	106	27/out	265	298	298	202
07/set	307	168	178	101	29/out	455	428	451	357
08/set	487	269	270	151	30/out	451	429	460	354
09/set	312	201	180	104	06/nov	430	387	451	274
13/set	287	176	148	66	07/nov	255	192	220	151
17/set	282	172	172	70	08/nov	414	409	414	340
18/set	303	148	154	95	09/nov	405	392	409	
19/set	283	152	144	103	12/nov	528	528	546	418
21/set	271	148	145	100	13/nov	302	260	256	
22/set	287	148	170	115	14/nov	323	315	323	233
24/set	292	155	178	125	15/nov	239	172	202	84
25/set	310	157	185	133	16/nov	332	329	353	214
26/set	301	143	196		18/nov	437	420	462	
30/set	202	139	163	108	19/nov	454	454	470	399

Tabela A.4: Valores de pH no afluente e efluentes dos reatores protótipos

pH									
Data	R1	R2	A	R3	Data	R1	R2	R3	A
14/ago	7,5	7,0	7,0	-	01/out	7,0	6,6	6,7	6,7
15/ago	7,3	7,1	6,9		02/out	7,1	6,0	6,4	6,6
16/ago	7,3	6,9	7,1		03/out	6,8	6,0	6,4	6,5
17/ago	7,0	7,0	7,0		04/out	6,7	6,2	6,5	6,4
18/ago	7,5	7,4	7,8	7,6	05/out	6,8	5,6	6,6	6,4
20/ago	7,2	7,0	6,8	6,9	06/out	7,0	5,5	6,5	6,5
21/ago	7,2	7,2	7,2	6,9	07/out	7,1	5,5	6,7	6,4
22/ago	7,1	6,8	6,9	6,9	08/out	7,0	5,4	6,7	6,5
23/ago	7,3	6,7	7,3	6,9	09/out	7,0	5,3	6,7	6,5
24/ago	7,0	6,8	6,9	6,7	10/out	7,0	6,8	7,0	7,2
27/ago	7,1	6,8	7,1	6,2	11/out	7,0	7,1	7,1	7,4
28/ago	7,2	6,7	6,8	6,5	15/out	7,3	7,1	7,3	7,0
29/ago	7,0	6,8	6,8	6,4	16/out	7,2	6,9	7,1	7,0
30/ago	6,8	6,5	6,7	6,4	17/out	7,2	6,7	6,9	6,9
31/ago	7,0	6,4	6,6	6,7	18/out	7,7	6,8	7,1	6,9
01/set	7,0	6,6	6,7	6,7	19/out	7,2	6,9	7,2	6,8
02/set	7,1	6,6	6,7	6,5	20/out	7,1	7,1	7,1	7,1
03/set	7,0	6,5	6,6	6,0	23/out	7,2	7,1	7,2	6,9
04/set	7,3	6,7	6,8	5,9	24/out	7,2	7,1	7,2	7,1
05/set	7,3	6,6	6,7	6,2	25/out	7,2	7,1	7,1	7,1
06/set	7,5	6,7	6,7	6,9	27/out	7,1	7,1	6,9	7,1
07/set	7,1	6,6	6,6	6,7	29/out	6,9	7,2	7,0	7,3
08/set	7,1	6,9	6,7	6,4	30/out	7,1	7,0	7,0	7,3
09/set	7,1	6,6	6,5	5,9	06/nov	7,6	7,7	7,8	7,2
13/set	7,2	6,5	6,3	5,2	07/nov	6,7	6,6	6,7	6,7
17/set	6,9	6,4	6,5	5,2	08/nov	7,0	7,1	7,0	7,2
18/set	7,0	6,5	6,4	6,6	09/nov	7,6	7,2	7,2	
19/set	7,4	6,4	6,4	6,4	12/nov	7,5	7,5	7,4	7,3
21/set	7,2	6,4	6,4	6,7	13/nov	7,0	6,7	6,7	
22/set	7,0	6,3	6,5	6,6	14/nov	6,8	6,9	6,9	6,8
24/set	7,2	6,5	6,6	6,8	15/nov	6,5	6,3	6,3	6,1
25/set	7,0	6,4	6,6	6,8	16/nov	6,5	6,5	6,5	6,9
26/set	7,1	6,1	6,5	6,7	18/nov	7,2	7,1	7,1	
30/set	7,1	6,6	6,7	6,7	19/nov	7,2	7,1	7,0	7,1

Tabela A.5: Concentração e percentual de remoção de DQO total no período de aclimação dos reatores protótipos

Data	DQO total (mgO ₂ .L ⁻¹)				Remoção (%)		
	R1	R2	R3	A	R1	R2	R3
14/ago	9	107	186	431	98	75	57
16/ago	115	220	207	443	74	50	53
21/ago	80	182	224	539	85	66	58
23/ago	33	223	161	614	96	64	74
27/ago	43	252	254	685	94	63	63
29/ago	68	182	61	384	82	56	84
01/set	30	68	279	510	94	87	45
03/set	23	141	141	537	96	74	74
06/set	42	86	271	477	90	82	43
13/set	111	104	349	666	83	44	48
17/set	26	91	153	442	94	79	65
21/set	27	203	110	494	95	59	78
24/set	69	255	126	589	88	57	79
03/out	31	252	70	581	95	57	88
05/out	16	401	35	630	97	36	94
11/out	9	198	38	630	99	69	94
17/out	62	57	36	612	90	91	94
19/out	62	139	78	535	88	74	85
23/out	61	112	61	552	89	80	89
29/out	36	137	107	500	93	73	79
06/nov	50	125	61	446	89	72	86
07/nov	29	106	34	495	94	78	93
12/nov	52	78	97	492	89	84	80
14/nov	17	23	17	760	98	97	98
19/nov	6	35	81	472	99	93	83

Tabela A.6: Concentração e percentual de remoção de DQO solúvel no período de aclimação dos reatores protótipos

Data	DQO solúvel (mgO ₂ .L ⁻¹)				Remoção (%)		
	R1	R2	R3	A	R1	R2	R3
14/ago	28	110	48	431	94	75	89
16/ago	39	118	133	443	91	73	70
21/ago	38	116	93	539	93	79	83
23/ago	52	220	146	614	92	64	76
27/ago	86	259	254	685	87	62	63
29/ago	64	104	39	384	83	73	90
01/set	29	56	50	510	94	89	90
03/set	64	74	76	537	88	86	86
06/set	51	113	89	477	89	76	81
17/set	11	132	75	666	98	70	83
03/out	22	215	28	442	96	63	95
11/out	5	238	34	494	99	62	95
17/out	31	120	16	589	95	80	97
19/out	25	145	39	581	95	73	93
23/out	28	71	45	630	95	87	92
29/out	10	56	56	630	98	89	89
06/nov	29	125	49	612	94	72	89
07/nov	34	81	19	535	93	84	96
12/nov	12	23	23	552	98	97	97
14/nov	3	63	12	500	99	87	98

Tabela A.7 Volume de metano produzido no período de aclimação dos reatores protótipos

Volume de CH ₄ (L.d ⁻¹)			
Data	R1	R2	R3
14/ago	8	7	6
16/ago	6	5	5
21/ago	9	8	7
23/ago	11	9	10
27/ago	12	10	10
29/ago	6	5	7
01/set	9	10	5
03/set	10	9	9
06/set	8	9	5
13/set	10	13	7
17/set	8	8	7
21/set	9	7	9
24/set	10	8	11
03/out	11	7	12
05/out	12	5	14
11/out	12	10	13
17/out	10	13	13
19/out	9	9	10
23/out	9	10	11
29/out	9	8	9
06/nov	7	7	9
07/nov	9	9	10
12/nov	8	9	9
14/nov	14	17	17
19/nov	9	10	9

Anexo 3.1.2 Resultados analíticos dos protótipos com variação de temperatura

Tabela A.8: Resultados dos parâmetros analisados à temperatura de 15°C, no período de 8 de fevereiro de 2008 a 20 de março de 2008

15°C											
n	pH	Alcalinidade (mgL ⁻¹)	AGV (mgL ⁻¹)	DQO _T (mgO ₂ L ⁻¹)	Remoção(%)	DQO _S (mgO ₂ L ⁻¹)	Remoção(%)	V _{CH₄} (Ld ⁻¹)	CH ₄ (%)	SST (mgL ⁻¹)	SSV (mgL ⁻¹)
1	7,27	379	124	115	77	94	81	7	74	128	21
2	7,07	383	53	62	88	71	86	8	76	166	45
3	7,55	567	49	48	91	37	93	9	74	138	39
4	7,61	468	71	73	83	10	98	6	74	114	32
5	7,55	509	35	9	98	62	88	9	77	97	28
6	7,47	500	88	131	81	44	94	9	62	114	41
7	7,54	509	35	46	89	42	91	7	58	108	37
8	7,53	346	35	112	77	42	94	6	79	104	38
9	7,13	398	35	108	83	41	93	9	57	97	33
10	7,34	387	35	107	80	27	95	8	56	104	29
11	7,58	392	35	68	87	57	91	8	76	99	28
12	7,59	400	35	72	88	30	94	9	75		
13	7,55	365	42	41	93	24	96	9	79		
14	7,55	356	35	39	93	24	96	10	56		
15	7,68	356	42	39	93	24	96	10	76		
16	7,53	352	42	39	93			10	60		
17	7,6	396	53						66		
18	7,6	405	53						78		

Tabela A.10: Resultados dos parâmetros analisados à temperatura de 25 °C, no período de 8 de fevereiro de 2008 a 20 de março de 2008

25°C											
n	pH	Alcalinidade (mgL ⁻¹)	AGV (mgL ⁻¹)	DQO _T (mgO ₂ L ⁻¹)	Remoção(%)	DQO _S (mgO ₂ L ⁻¹)	Remoção(%)	V _{CH₄} (Ld ⁻¹)	CH ₄ (%)	SST (mgL ⁻¹)	SSV (mgL ⁻¹)
1	7,02	380	88	60	88	92	81	8	74	106	57
2	7,31	409	88	17	97	16	97	9	68	84	46
3	7,75	270	35	57	90	10	98	9	74	69	37
4	7,40	391	53	22	95	8	98	7	69	58	31
5	7,30	444	106	44	91	37	93	8	72	55	26
6	7,35	531	53	55	92	44	94	12	69	65	31
7	7,30	405	28	13	97	17	96	8	59	59	28
8	7,33	302	32	8	98	32	95	9	70	53	24
9	7,20	385	28	48	93	26	95	11	70	52	26
10	7,20	392	28	31	94	14	97	10	68	56	33
11	8,07	557	32	31	94	30	95	9	70	53	31
12	7,47	392	53	41	93	30	94	10	71		
13	7,56	390	35	19	96	13	98	10	72		
14	7,50	383	32	20	96	13	98	10	73		
15	7,76	360	46	20	96	13	98	10	72		
16	7,40	374	32	20	96			10	70		
17	7,64	392	28						70		
18	7,50	365	28						72		
19									70		

Tabela A.11: Resultados dos parâmetros analisados à temperatura de 30 °C, no período de 19 de novembro de 2007 a 7 de fevereiro de 2008

30°C											
n	pH	Alcalinidade (mgL ⁻¹)	AGV (mgL ⁻¹)	DQO _T (mgO ₂ L ⁻¹)	Remoção(%)	DQO _S (mgO ₂ L ⁻¹)	Remoção(%)	V _{CH₄} (Ld ⁻¹)	CH ₄ (%)	SST (mgL ⁻¹)	SSV (mgL ⁻¹)
1	7,20	414	53	31	89	48	91	9	33	64	25
2	7,20	414	49	24	96	30	94	10	67	57	25
3	7,19	466	42	7	100	30	94	10	81	49	24
4	7,93	345	78	40	90	12	98	9	73	49	26
5	7,62	391	42	27	96	1	100	9	71	44	24
6	7,33	336	42	31	92	6	99	10	67	39	21
7	7,10	332	46	22	89	15	97	10	69	70	31
8	6,91	174	42	20	85	12	98	10	62	74	36
9	6,95	351	35	26	83	26	96	7	64	73	36
10	7,04	366	71	20	95	59	90	10	66	73	36
11	7,50	313	35	16	85	72	88	7	66	70	34
12	7,60	374	53	9	97			11	71	70	33
13	7,16	418	53	224	88			9	66	69	33
14	7,16	209	56	281	94			10	72	71	34
15	7,05	445	71	217	97			11	68	72	35
16	7,00	370	88	307	90			10	69	72	35
17	6,98	504	71	229	93			11	71	70	34
18	7,17	383	71	229	87			9			
19	7,55	302	78	181	87			9			
20	7,20	210	88	75	88			9			
21	7,03	204	60	105							
22	7,10	389	88	203							
23	7,06	360	60	152							
24	7,14	336	78	219							
25	7,20	344	46	387							
26	7,05	341	35	210							
27	7,00	392	32	263							
28	6,84	341	39	307							
29	7,10	378	32	322							
30	7,38	368	39	307							
31	7,25	435	35	324							
32	7,30	396	35	290							

Tabela A.12 (cont.)											
n	pH	Alcalinidade (mgL ⁻¹)	AGV (mgL ⁻¹)	DQO _T (mgO ₂ L ⁻¹)	Remoção(%)	DQO _S (mgO ₂ L ⁻¹)	Remoção(%)	V _{CH₄} (Ld ⁻¹)	CH ₄ (%)	SST (mgL ⁻¹)	SSV (mgL ⁻¹)
40	7,15	274	141								
41	7,1	326	124								
42	7,2	322	124								
43	7,3	352	124								
44	7,15	348	194								
45	7,22	320	159								
46	7,34	334	187								
47	7,73	300	176								
48	7,12	329	159								
49	7,2	313	194								
50	7,35	294	176								

OBS.: O período de instabilidade devido ao choque de temperatura iniciou, a partir de n= 13

Anexo 3.1.3 Resultados analíticos dos parâmetros para ETE Dal-Bó

Tabela A. 13: Resumo dos parâmetros de SST, SSV e DQO para a ETE em escala real

Parâmetro									
Data	SST (mgL ⁻¹)			SSV (mgL ⁻¹)			DQO (mgO ₂ L ⁻¹)		
	Af	Ef	Remoção (%)	Af	Ef	Remoção (%)	Af	Ef	Remoção (%)
jan-04	381	114	85	282	86	85	354	254	80
fev-04	147	42	66	84	30	65	393	264	66
mar-04	342	197	51	281	116	60	646	351	84
abr-04	304	55	92	150	27	93	413	294	71
mai-04	213	72	97	163	29	96	313	202	77
jun-04	124	70	56	80	42	53	236	126	80
jul-04	240	63	67	204	29	66	288	192	72
ago-04	324	77	91	168	51	93	615	241	78
set-04	163	95	83	130	82	82	564	296	85
out-04	215	58	83	162	42	87	778	596	91
nov-04	127	37	92	85	12	88	672	360	87
dez-04	87	38	51	60	22	42	536	442	48
jan-05	181	134	88	155	230	96	757	394	89
fev-05	163	84	90	149	47	93	774	486	77
mar-05	253	95	97	91	25	100	865	484	88
abr-05	205	258	78	164	116	69	595	405	70
mai-05	98	58	81	62	28	69	566	255	85
jun-05	300	26	99	134	0	100	726	519	87
jul-05	92	119	4	55	37	33	832	430	77
ago-05	248	147	89	173	74	90	849	509	77
set-05	239	298	89	168	213	100	533	280	50
out-05	185	182	94	41	35	100	433	220	59
nov-05	265	137	62	220	77	91	926	326	92
dez-05	136	64	49	114	27	74	952	505	88
jan/06	245	109	90	231	96	95	604	311	66
fev/06	125	98	74	73	79	63	657	546	78
mar/06	237	238	94	213	166	97	1146	384	88
abr/06	281	46	85	170	50	100	1134	513	89
mai/06	316	186	62	270	181	60	1024	475	90
jun/06	191	106	83	123	52	94	596	411	75
jul/06	346	116	100	306	82	100	824	380	86

Tabela A. 13 (cont)

Parâmetro									
Data	SST (mgL ⁻¹)			SSV (mgL ⁻¹)			DQO (mgO ₂ L ⁻¹)		
	Af	Ef	Remoção (%)	Af	Ef	Remoção (%)	Af	Ef	Remoção (%)
ago/06	176	114	91	82	76	88	394	566	75
set/06	180	85	29	162	80	79	682	462	96
out/06	388	118	69	254	94	76	780	356	89
nov/06	54	12	100	28	0	100	958	342	90
dez/06	252	64	92	180	10	100	1012	452	92
jan/07	336	58	83	308	44	86	598	435	27
fev/07	268	70	74	250	46	82	658	582	12
mar/07	206	132	36	172	100	42	704	246	65
abr/07	154	62	60	144	58	60	474	258	46
mai/07	104	0	100	90	0	100	581	230	60
jun/07	214	80	63	188	0	100	810	380	53
jul/07	560	50	91	426	10	98	982	466	53
ago/07	236	96	59	224	64	71	966	434	55
set/07	368	284	23	306	180	41	801	652	19
out/07	254	200	21	206	154	25	748	768	-3
nov/07	76	58	24	34	28	18	692	476	31
dez/07	126	58	54	84	0	100	536	342	36
jan/08	156	56	64	150	28	81	660	288	56
fev/08	224	32	86	180	28	84	831	274	67

Tabela A. 14 : Resumo dos parâmetros com análise diária referentes ao reator UASB da ETE Dal-Bó

		Parâmetros								
		T _{ar} (°C)	T _{esgoto} (°C)		pH		Alcalinidade (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)		AGV (mgH _{Ac} .L ⁻¹)	
			Af	Ef	Af	Ef	Af	Ef	Af	Ef
janeiro-04	n	26	19	19	19	19	19	19	19	19
	Média	21	22	22	8,3	7	909	689	75	107
	DP	3,4	0,9	0,9	0,2	0,1	201,7	98,3	22,5	18,4
	V _{mínimo}	16	20,5	20	8,0	6,9	464	518	27	70
	V _{máximo}	34	23,7	23,5	8,8	7,2	1262	881	117	130
fevereiro-04	n	24	16	16	16	16	16	16	16	16
	Média	20	22	22	8,3	7,0	894	613	68	108
	DP	1,3	0,9	0,7	0,2	0,2	143,6	93,0	15,9	27,1
	V _{mínimo}	18	21	21	7,9	6,4	588	388	34	65
	V _{máximo}	22	24	23	8,6	7,1	1061	708	90	158
março-04	n	27	21	21	21	21	21	21	21	21
	Média	20	22	32	8,4	7,0	888	639	69	120
	DP	2,5	0,8	43,7	0,2	0,1	91,3	81,1	10,1	22,8
	V _{mínimo}	18	21	20	7,8	6,7	696	511	46	72
	V _{máximo}	26	24	222	8,5	7,1	1078	769	86	188
abril-04	n	23	17	17	17	17	17	17	17	17
	Média	20	21	21	8,39	7,01	929	719	81	118
	DP	3,3	1,0	1,0	0,2	0,1	301,7	145,1	27,7	16,8
	V _{mínimo}	12	19	18	7,75	6,84	119	517	36	91
	V _{máximo}	25	23	22	8,65	7,17	1410	948	131	148
maio-04	n	23	23	23	23	23	23	23	23	23
	Média	12	16	16	7,9	6,98	794	600	60	102
	DP	2,2	1,4	1,5	1,8	0,2	256,5	143,3	39,9	26,8
	V _{mínimo}	8	14	14	0,58	6,58	374	310	29	59
	V _{máximo}	15	19	19	9,36	7,9	1279	813	203	139
junho-04	n	26	21	21	21	21	21	21	21	21
	Média	14	15	15	8,6	7	757	610	57	121
	DP	3,4	1	1	0	0	264	94	29	29
	V _{mínimo}	6	13	12	7,73	6	342	444	0	78
	V _{máximo}	19	17	16	10,23	7	1526	738	108	186

Legenda: Af= afluente e Ef= efluente

Tabela A.14 (cont)

Parâmetros										
		T _{ar} (°C)	T _{esgoto} (°C)		pH		Alcalinidade (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)		AGV (mgH _{Ac} .L ⁻¹)	
			Af	Ef	Af	Ef	Af	Ef	Af	Ef
julho-04	n	23	23	23	23	23	23	23	23	23
	Média	13	15	15	7,5	6,9	60	60	347	341
	DP	3,6	1,0	1,0	0,2	0,1	10,3	8,8	15,5	17,2
	V _{mínimo}	5	14	14	7,1	6,7	36	44	317	310
	V _{máximo}	19	17	17	8,0	7,2	83	77	376	374
agosto-04	n	26	26	26	26	26	26	26	26	26
	Média	15	15	15	7,6	7,0	56	56	366	365
	DP	4,5	1,0	1,0	0,2	0,1	8,8	5,0	11,8	13,9
	V _{mínimo}	9	14	13	7,3	6,9	42	47	346	334
	V _{máximo}	26	17	17	8,0	7,4	69	66	393	386
setembro-04	n	22	22	22	25	25	25	25	25	25
	Média	15	16	16	7,5	7,0	53	56	397	389
	DP	3,5	1,1	1,2	0,1	0,1	5,5	5,4	23,7	19,2
	V _{mínimo}	8	14	14	7,2	6,8	44	48	355	353
	V _{máximo}	24	19	18	7,9	7,2	65	69	464	440
outubro-04	n	22	22	22	26	26	26	26	26	26
	Média	16	16	16	7,5	7,0	48	50	390	383
	DP	2,3	0,9	1,0	0,1	0,1	8,1	5,7	24,2	23,2
	V _{mínimo}	10	14	14	7,3	6,9	33	38	346	335
	V _{máximo}	20	18	18	7,7	7,1	61	59	435	417
novembro-04	n	19	19	19	19	19	19	19	19	19
	Média	19	19	19	7,4	7,0	69	76	427	421
	DP	3,8	2,1	2,1	0,2	0,1	18,2	32,2	84,8	91,0
	V _{mínimo}	12	16	16	6,9	6,7	49	44	348	342
	V _{máximo}	26	22	22	7,7	7,1	115	185	658	744
dezembro-04	n	22	22	22	22	22	22	22	22	22
	Média	21	21	20	7,9	6,8	99	112	538	511
	DP	3,0	1,0	3,9	0,3	0,1	15,3	32,9	83,6	68,1
	V _{mínimo}	15	19	3	6,7	6,6	64	43	426	422
	V _{máximo}	28	23	22	8,1	7,2	122	227	763	660

Tabela A.14 (cont)

		Parâmetros								
		T _{ar} (°C)	T _{esgoto} (°C)		pH		Alcalinidade (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)		AGV (mgH _{Ac} .L ⁻¹)	
			Af	Ef	Af	Ef	Af	Ef	Af	Ef
janeiro-05	n	20	20	20	20	20	20	20	20	20
	Média	24	22	21	7,8	7,0	80	89	431	418
	DP	4,5	1,6	1,4	0,2	0,1	17,4	20,9	47,9	52,4
	V _{mínimo}	14	18	18	7,3	6,8	40	36	296	276
	V _{máximo}	31	24	24	8,1	7,2	110	122	500	493
fevereiro-05	n	9	9	9	10	10	10	10	10	10
	Média	23	22	22	7,6	6,9	82	99	459	436
	DP	2,4	1,0	1,0	0,2	0,1	13,3	41,9	131,8	64,2
	V _{mínimo}	20	21	21	7,3	6,9	58	64	392	379
	V _{máximo}	27	24	24	8,1	7,2	101	209	830	606
março-05	n	8	8	8	8	8	8	8	8	8
	Média	21	22	22	7,6	6,9	87	101	433	418
	DP	1,0	0,5	0,5	0,2	0,1	18,5	21,4	42,7	39,1
	V _{mínimo}	19	22	22	7,2	6,8	64	69	379	367
	V _{máximo}	22	23	23	7,9	7,2	112	131	509	468
abril-05	n	20	20	20	20	20	20	20	20	20
	Média	17	20	20	7,8	6,9	89	147	499	458
	DP	4,0	1,9	1,9	0,2	0,1	22,1	37,5	34,8	32,4
	V _{mínimo}	8	16	16	7,3	6,8	44	100	396	382
	V _{máximo}	21	23	22	8,2	7,0	121	254	541	544
maio-05	n	18	18	18	18	18	18	18	18	18
	Média	15	20	19	7,7	6,8	71	116	527	465
	DP	3,4	2,1	2,0	0,1	0,0	8,6	10,8	19,7	15,6
	V _{mínimo}	5	13	13	7,4	6,7	57	100	487	424
	V _{máximo}	20	22	22	8,0	7,0	89	134	556	485
junho-05	n	18	18	18	18	18	18	18	18	18
	Média	15	18	18	7,4	6,3	71	111	336	296
	DP	4,1	2,7	2,8	0,9	0,8	16,0	33,1	162,5	164,7
	V _{mínimo}	7	14	14	4,7	4,3	45	52	55	27
	V _{máximo}	21	22	22	8,3	7,0	112	167	545	585

Tabela A.14 (cont)

		Parâmetros								
		T _{ar} (°C)	T _{esgoto} (°C)		pH		Alcalinidade (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)		AGV (mgH _{Ac} .L ⁻¹)	
			Af	Ef	Af	Ef	Af	Ef	Af	Ef
julho-05	n	20	20	20	20	20	20	20	20	20
	Média	8	14	19	8,1	6,6	44	75	410	315
	DP	3,9	1,3	26,6	0,5	0,4	12,5	26,6	175,9	117,2
	V _{mínimo}	0	12	9	6,6	5,2	27	39	195	144
	V _{máximo}	14	17	132	8,5	6,8	77	123	740	535
agosto-05	n	22	22	22	22	22	22	22	22	22
	Média	11	15	14	8,1	6,7	108	192	795	564
	DP	4,2	1,3	1,3	0,3	0,1	35,6	60,8	264,8	128,1
	V _{mínimo}	3	12	12	7,2	6,6	53	81	186	246
	V _{máximo}	20	17	16	8,4	6,9	166	283	1098	721
setembro-05	n	20	20	20	20	20	20	20	20	20
	Média	8	14	19	8,1	6,6	44	75	410	315
	DP	3,9	1,3	26,6	0,5	0,4	12,5	26,6	175,9	117,2
	V _{mínimo}	0	12	9	6,6	5,2	27	39	195	144
	V _{máximo}	14	17	132	8,5	6,8	77	123	740	535
outubro-05	n	16	16	16	16	16	16	16	16	16
	Média	15	17	17	7,8	6,7	127	176	536	383
	DP	3,3	0,9	0,9	0,3	0,1	33,3	82,9	216,2	126,4
	V _{mínimo}	7	15	15	7,3	6,5	87	66	223	145
	V _{máximo}	20	19	19	8,3	6,9	210	408	920	543
novembro-05	n	19	19	19	19	19	19	19	19	19
	Média	17	19	19	8,3	6,7	157	320	923	665
	DP	4,3	1,7	1,7	0,1	0,1	56,9	59,3	140,6	45,1
	V _{mínimo}	9	16	16	8,0	6,7	74	247	520	596
	V _{máximo}	25	22	21	8,4	6,9	274	452	1070	742
dezembro-05	n	21	21	21	21	21	21	21	21	21
	Média	18	21	20	8,4	6,9	94	213	953	730
	DP	2,3	0,8	0,7	0,1	0,1	41,8	64,4	107,3	43,2
	V _{mínimo}	14	20	20	7,9	6,7	11	163	718	681
	V _{máximo}	23	23	23	8,7	7,0	179	418	1108	829

Tabela A.14 (cont)

Parâmetros										
		T _{ar} (°C)	T _{esgoto} (°C)		pH		Alcalinidade (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)		AGV (mgH _{Ac} .L ⁻¹)	
			Af	Ef	Af	Ef	Af	Ef	Af	Ef
janeiro-06	n	22	22	22	22	22	22	22	22	22
	Média	19	22	22	8,2	6,8	88	181	859	638
	DP	1,9	0,8	0,9	0,2	0,2	27,8	20,0	113,5	72,3
	V _{mínimo}	15	20	20	7,6	6,5	42	129	708	444
	V _{máximo}	23	23	23	8,5	7,1	139	212	1093	712
fevereiro-06	n	18	18	18	18	18	18	18	18	18
	Média	18	22	22	8,3	6,9	86	170	889	639
	DP	2,4	0,5	0,5	0,2	0,1	29,0	36,2	74,6	56,8
	V _{mínimo}	12	21	22	7,7	6,8	46	106	730	517
	V _{máximo}	23	23	24	8,4	7,0	161	234	1008	737
março-06	n	23	23	23	23	23	23	23	23	23
	Média	19	22	22	8,3	6,9	65	128	841	582
	DP	4,0	1,3	1,2	0,1	0,1	21,0	27,2	146,5	107,1
	V _{mínimo}	9	19	19	7,9	6,7	38	78	472	373
	V _{máximo}	28	25	25	8,6	7,0	116	167	1063	731
abril-06	n	18	18	18	18	18	18	18	18	18
	Média	14	19	18	8,4	6,9	69	138	994	638
	DP	5,5	2,2	2,2	0,1	0,1	27,4	18,0	91,3	135,5
	V _{mínimo}	5	13	12	8,2	6,7	20	102	823	275
	V _{máximo}	26	23	22	8,6	7,0	127	177	1124	772
maio-06	n	21	21	21	21	21	21	21	21	21
	Média	9	16	16	8,4	6,9	71	153	928	761
	DP	3,7	0,7	0,6	0,2	0,1	29,6	38,4	185,0	97,2
	V _{mínimo}	0	14	14	7,9	6,8	22	115	455	594
	V _{máximo}	16	17	17	8,8	7,1	144	288	1231	954
junho-06	n	21	21	21	21	21	21	21	21	21
	Média	9	15	15	8,2	6,7	109	224	875	668
	DP	3,9	0,8	0,7	0,3	0,1	30,3	55,6	223,2	148,1
	V _{mínimo}	1	14	14	7,6	6,4	48	136	442	392
	V _{máximo}	16	17	16	8,5	6,9	168	329	1179	963

Tabela A.14 (cont)

Parâmetros										
		T _{ar} (°C)	T _{esgoto} (°C)		pH		Alcalinidade (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)		AGV (mgH _{Ac} .L ⁻¹)	
			Af	Ef	Af	Ef	Af	Ef	Af	Ef
julho-06	n	21	21	21	21	21	21	21	21	21
	Média	12	15	14	8,1	6,8	98	262	924	837
	DP	5,2	3,5	3,5	0,6	0,2	49,6	75,3	375,6	165,6
	V _{mínimo}	0	0	0	6,6	6,4	0	58	104	338
	V _{máximo}	21	18	18	9,1	7,3	179	389	1401	975
agosto-06	n	10	10	10	20	20	20	20	20	20
	Média	11	14	14	9,0	8,1	66	134	595	454
	DP	8,2	7,8	7,7	6,4	6,6	54,8	110,8	480,5	354,0
	V _{mínimo}	0	0	0	0,1	0,1	0	18	18	18
	V _{máximo}	26	25	25	21,0	21,0	179	389	1401	975
setembro-06	n	17	17	17	17	17	17	17	17	17
	Média	13	15	15	8,5	6,8	170	396	1336	959
	DP	5,5	1,4	1,4	0,2	0,1	60,2	57,4	283,6	142,7
	V _{mínimo}	1	13	12	8,1	6,7	36	319	1053	731
	V _{máximo}	24	18	18	8,7	7,0	305	481	2283	1179
outubro-06	n	19	19	19	19	19	19	19	19	19
	Média	17	18	19	8,2	6,8	71	153	1448	1189
	DP	3,0	0,9	1,2	0,3	0,2	52,8	110,5	312,9	210,5
	V _{mínimo}	13	17	17	7,8	6,0	27	81	791	460
	V _{máximo}	23	21	22	8,7	7,1	227	401	1957	1421
novembro-06	n	13	13	13	13	13	13	13	13	13
	Média	16	13	13	8,1	6,9	49	87	1227	1034
	DP	5,9	9,1	9,0	0,5	0,2	23,1	22,6	421,1	272,6
	V _{mínimo}	8	0	0	6,8	6,7	13	48	244	543
	V _{máximo}	30	21	21	8,5	7,2	94	117	1667	1298
dezembro-06	n	16	16	16	16	16	16	16	16	16
	Média	20	21	20	8,1	6,8	56	105	1174	979
	DP	3,2	5,6	5,5	0,2	0,1	19,4	18,4	233,4	133,3
	V _{mínimo}	17	0	0	7,4	6,6	40	79	810	802
	V _{máximo}	27	24	24	8,4	7,0	112	148	1626	1168

Tabela A.14 (cont)

Parâmetros										
		T _{ar} (°C)	T _{esgoto} (°C)		pH		Alcalinidade (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)		AGV (mgH _{Ac} .L ⁻¹)	
			Af	Ef	Af	Ef	Af	Ef	Af	Ef
janeiro-07	n	19	19	19	19	19	19	19	19	19
	Média	19	22	22	8,3	7	909	689	75	107
	DP	3,4	0,9	0,9	0,2	0,1	201,7	98,3	22,5	18,4
	V _{mínimo}	10	20,5	20	8,0	6,9	464	518	27	70
	V _{máximo}	25	23,7	23,5	8,8	7,2	1262	881	117	130
fevereiro-07	n	16	16	16	16	16	16	16	16	16
	Média	20	22	22	8,3	7,0	894	613	68	108
	DP	3,5	0,9	0,7	0,2	0,2	143,6	93,0	15,9	27,1
	V _{mínimo}	13	21	21	7,9	6,4	588	388	34	65
	V _{máximo}	27	24	23	8,6	7,1	1061	708	90	158
março-07	n	21	21	21	21	21	21	21	21	21
	Média	21	22	32	8,4	7,0	888	639	69	120
	DP	2,7	0,8	43,7	0,2	0,1	91,3	81,1	10,1	22,8
	V _{mínimo}	15	21	20	7,8	6,7	696	511	46	72
	V _{máximo}	27	24	222	8,5	7,1	1078	769	86	188
abril-07	n	17	17	17	17	17	17	17	17	17
	Média	15	21	21	8,39	7,01	929	719	81	118
	DP	4,1	1,0	1,0	0,2	0,1	301,7	145,1	27,7	16,8
	V _{mínimo}	7	19	18	7,75	6,84	119	517	36	91
	V _{máximo}	20	23	22	8,65	7,17	1410	948	131	148
maio-07	n	23	23	23	23	23	23	23	23	23
	Média	10	16	16	7,9	6,98	794	600	60	102
	DP	4,6	1,4	1,5	1,8	0,2	256,5	143,3	39,9	26,8
	V _{mínimo}	-2	14	14	0,58	6,58	374	310	29	59
	V _{máximo}	17	19	19	9,36	7,9	1279	813	203	139
junho-07	n	21	21	21	21	21	21	21	21	21
	Média	11	15	15	8,6	7	757	610	57	121
	DP	7	1	1	0	0	264	94	29	29
	V _{mínimo}	-1	13	12	7,73	6	342	444	0	78
	V _{máximo}	24	17	16	10,23	7	1526	738	108	186

Tabela A.14 (cont)

Parâmetros										
		T _{ar} (°C)	T _{esgoto} (°C)		pH		Alcalinidade (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)		AGV (mgH _{Ac} .L ⁻¹)	
			Af	Ef	Af	Ef	Af	Ef	Af	Ef
julho-07	n	22	22	22	22	22	22	22	22	22
	Média	7	14	13	8,08	6,98	903	897	44	63
	DP	5,8	1,0	1,1	0,5	0,1	395,7	330,7	19,2	27,7
	V _{mínimo}	-2	12	11	7,09	6,76	185	383	12	17
	V _{máximo}	19	16	15	8,61	7,15	1575	1336	70	104
agosto-07	n	24	24	24	24	24	24	24	24	24
	Média	10	14	14	8,3	6,9	773	563	62	87
	DP	4,6	1,3	0,9	0,7	0,3	295,3	145,7	35,0	23,6
	V _{mínimo}	1	11	12	6,2	5,6	152	192	0	56
	V _{máximo}	18	17	15	10,0	7,2	1456	818	148	171
setembro-07	n	18	18	18	18	18	18	18	18	18
	Média	15	17	16	7,9	7,0	541	381	142	101
	DP	3,4	1,0	1,0	1,2	0,1	312,8	132,2	257,3	48,7
	V _{mínimo}	5	15	15	3,6	6,8	0	99	22	18
	V _{máximo}	21	18	18	8,6	7,2	1121	523	1152	202
outubro-07	n	23	23	23	23	23	23	23	23	23
	Média	16	18	18	8,4	6,9	615	424	73	113
	DP	2,7	0,8	0,8	0,2	0,1	96,1	84,6	44,9	25,7
	V _{mínimo}	11	17	17	7,7	6,7	465	292	47	58
	V _{máximo}	21	20	19	8,5	7,0	790	582	247	151
novembro-07	n	15	15	15	15	15	15	15	15	15
	Média	17	19	19	8,2	6,8	691	507	72	141
	DP	4,5	1,3	1,2	0,4	0,2	287,3	116,3	43,5	71,4
	V _{mínimo}	8	17	16	7,2	6,5	231	218	20	52
	V _{máximo}	26	22	22	8,7	7,1	1102	700	150	285
dezembro-07	n	11	11	11	11	11	11	11	11	11
	Média	17	21	20	8,3	6,7	623	467	126	230
	DP	1,4	0,6	0,7	0,2	0,2	111,9	57,9	32,6	22,7
	V _{mínimo}	16	20	19	8,0	6,2	441	405	80	174
	V _{máximo}	21	22	22	8,6	6,9	844	618	177	257

Tabela A.14 (cont)

Parâmetros										
		T _{ar} (°C)	T _{esgoto} (°C)		pH		Alcalinidade (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)		AGV (mgH _{Ac} .L ⁻¹)	
			Af	Ef	Af	Ef	Af	Ef	Af	Ef
janeiro-08	n	18	18	19	19	19	19	19	19	19
	Média	18	22	21	8,3	6,8	611	446	107	221
	DP	2,7	0,7	0,7	0,2	0,1	78,1	49,8	28,6	38,3
	V _{mínimo}	11	20	20	7,8	6,7	406	347	57	140
	V _{máximo}	21	23	22	8,5	6,9	765	518	170	302
fevereiro-08	n	19	19	19	19	19	19	19	19	19
	Média	19	22	21	8,3	6,8	588	430	99	213
	DP	3,3	0,9	1,0	0,4	0,1	118,7	54,3	33,4	41,3
	V _{mínimo}	14	20	19	7,0	6,6	307	317	44	129
	V _{máximo}	27	24	23	8,9	7,0	750	506	174	288