

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL

INSTITUTO DE PESQUISAS HIDRÁULICAS

**DESEMPENHO DE REATORES UASB EXPOSTOS A CHOQUES DE CARGA  
HIDRÁULICA E DILUIÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA DEVIDOS A  
EVENTOS DE CHUVA**

**MÓNICA LILIANA SALAZAR PELÁEZ**

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. Antônio Domingues Benetti, Ph.D.**

Banca Examinadora

Prof. Gino Roberto Gehling	Instituto de Pesquisas Hidráulicas (UFRGS)
Prof. Luis Alcides Schiavo Miranda	Instituto de Pesquisas Hidráulicas (UFRGS)
Prof. Renato Carrhá Leitão	Embrapa Agroindústria Tropical (CE)

Porto Alegre, fevereiro de 2007

## 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 Prof. Antônio Domingues Benetti da Universidade Federal do Rio Grande do Sul.

Agradezco a mis padres Rodrigo y María Eugenia por el apoyo, el cariño y la fuerza que me dieron para poder hacer realidad el sueño de estudiar fuera de Colombia, a mi hermana Lina María por todos los consejos y las asesorías en microbiología y a mis tíos Jorge y María Victoria por el afecto. A todos ustedes gracias por no dejar que me sintiera lejos de casa a pesar de la distancia y por sacar un tiempo para venir a visitarme.

A mi novio José Manuel, por el amor, apoyo, consuelo y compañía que me ofreció en las horas más difíciles y también en las más alegres de mi estadía en el Brasil, por toda la ayuda con el montaje y mantenimiento de los reactores UASB... simplemente Gracias.

A todos los amigos de la “Comunidad de la Integración Latinoamericana” muchas gracias por las reuniones, los platos típicos, la música y el afecto. Gracias a ustedes conocí muchos países de nuestra América Latina sin salir de Porto Alegre.

A mis amigos colombianos Alex y Esmeralda por la amistad sincera y el cariño con que me rodearon.

Ao meu orientador o Prof. Antônio Benetti, muito obrigada por dar-me toda a liberdade para desenvolver esta pesquisa do jeito que eu quis, mas sem nunca deixar-me sozinha e sempre me ajudando quando estava afastada do caminho certo. Acho que essa foi a sua maior contribuição à minha formação como pesquisadora. Espero que você goste deste trabalho e que seja o primeiro de muitos trabalhos de pesquisa juntos.

Ao CNPq, organismo que concedeu minha bolsa de estudos.

A FAPERGS - Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado do Rio Grande do Sul pelo suporte financeiro ao projeto.

Aos meus colegas de turma Diego, Carol, Lorena, Aninha e Duda, por todo seu carinho e amizade, além da ajuda com o português e os palpites com meu trabalho.

À Profa. Ana Luíza de Oliveira Borges por permitir-me usar o equipamento CILAS para as análises de distribuição de tamanho de partículas e ao Fábio por tirar um pouco do seu tempo e ajudar-me com estas análises.

Ao Prof. Luis Miranda pela ajuda com a montagem dos reatores e pelas discussões e esclarecimentos sobre a metodologia para realizar as análises físico-químicas do lodo.

A minha bolsista Daiane pela dedicação, responsabilidade e entusiasmo com que trabalhou no meu projeto.

A Nadir e Márcia por toda a ajuda para facilitar minha vinda desde Colômbia e por estarem sempre prontas para ajudar com toda a “burocracia” da pós-graduação.

A todas as pessoas, tanto na Colômbia quanto no Brasil, que de uma ou outra forma fizeram possível que este sonho virasse realidade.

## RESUMO

Os sistemas de esgotos urbanos são classificados em separador absoluto, separador parcial e unitário, conforme o grau de separação que existe no recolhimento dos esgotos sanitários e das águas de drenagem pluviais. Embora a diretriz das cidades brasileiras seja a adoção do sistema separador, na prática ocorre uma importante contribuição das águas de chuvas nas vazões afluentes às estações de tratamento de esgotos como produto das interconexões existentes, clandestinas ou não, entre as redes de esgotos sanitários e pluviais. Esta pesquisa investigou os impactos causados pelos choques de carga orgânica e hidráulica provocados pela contribuição das águas pluviais no desempenho de reatores UASB e seu tempo de recuperação depois de sofrer estes choques.

Três reatores de acrílico de 17 litros foram construídos no Laboratório de Saneamento Ambiental do IPH. Os reatores trataram esgoto sintético simulando a concentração de DQO de esgotos domésticos a uma temperatura de  $30 \pm 2$  °C. Um dos reatores serviu de controle enquanto os outros dois receberam choques de carga hidráulica (aumento de vazão) e diluição de matéria orgânica, simultaneamente. A operação dos reatores foi dividida em três fases: 1º) aclimatação, 2º) choques individuais de carga hidráulica e diluição de matéria orgânica 3º) simulação de uma temporada de chuva.

Os choques tiveram um efeito deletério na qualidade do efluente, ocasionando quedas na eficiência de remoção de DQO total de até quase 600% e de 200% na eficiência de remoção de DQO dissolvida nos choques mais severos. Também constatou-se perda de parte da biomassa presente nos reatores devido ao aumento excessivo na velocidade ascensional do fluxo. Esta perda tornou-se menor com o tempo devido à pressão de seleção exercida pelos sucessivos choques. O pH dentro dos reatores manteve-se sempre perto da faixa neutra, porém apresentou-se um consumo de alcalinidade que se prolongou por até três vezes o tempo de detenção hidráulica após o início dos choques, devido provavelmente ao aumento na concentração de ácidos graxos voláteis no efluente. A produção de biogás também diminuiu como consequência da diluição da carga orgânica afluente. Os efeitos e o tempo de recuperação após os choques dependeram da sua duração e magnitude, sendo que os choques mais severos (menor concentração de matéria orgânica afluente e TDH) causaram maior deterioração na qualidade do efluente e requereram maior tempo de recuperação.

Já no que diz respeito às características físico-químicas e biológicas do lodo, verificou-se que os choques causaram diminuição no tamanho médio dos grânulos do lodo e na sua velocidade de sedimentação, provavelmente devido ao aumento das forças abrasivas

provocado pelo incremento na velocidade ascensional do fluxo. De igual modo, a atividade metanogênica específica também apresentou quedas devidas, provavelmente, à diluição da carga orgânica afluyente e à diminuição do tamanho das partículas do lodo.

**Palavras Chave:** *Interconexões de esgotos sanitários e pluviais, reatores UASB, choques de carga hidráulica, diluição de esgotos, lodo anaeróbio, velocidade de sedimentação, distribuição de tamanho de partículas, atividade metanogênica específica.*

## ABSTRACT

Sewerage systems are classified as separate, partially separated, or combined, according to the degree of separation that exists in the collection of municipal wastewater and stormwater runoff. Although the official policy of Brazilian cities is for adoption of the separate system, the actual scenario shows that there are significant contributions of stormwater to the flows that are transported to the wastewater treatment plants, partly because of the inappropriate interconnections that exist between the systems. This research investigated the impacts that organic and hydraulic shock loads brought by stormwater contributions have on the efficiency of UASB reactors, as well as the recovery time after the ending of the shocks.

Three 17-liters acrylic reactors were built in the Environmental Technology Laboratory at IPH. The reactors were fed with synthetic wastewater prepared to resemble the organic content of wastewater. All reactors were operated at a temperature of  $30 \pm 2^\circ\text{C}$ . One of the reactors was used as control while the other two received hydraulic shocks with organic matter dilution, simultaneously. Reactor's operation was divided in three phases: 1°) star-up, 2°) single organic and hydraulic shocks, and 3°) rain season simulation, with multiple shocks.

Shocks have a deleterious effect on the reactor effluent quality. In the most severe cases, drops in removal efficiencies reached up to 200% and 600% for dissolved and total DQO, respectively. Reactor biomass washout occurred due to the increasing upflow velocity. This loss was dampened by the selective pressure exerted by successive shocks. pH in the reactors remained in the neutral range, although alkalinity was consumed for as long as three detention times, probably due to an increase in the concentration of volatile fatty acids in the liquid. Dilution also caused a decrease in biogas production. Recovery time depended on the duration and intensity of the shock, with more severe shocks demanding more time for recovery.

The impacts of the shocks on the treatment efficiency depended on duration, organic dilution rate and flowrate increase. Longer shocks, with higher flowrates and dilution rate resulted in the worst conditions for the reactor.

Shocks loads caused a decrease in the mean size of the sludge granule, as well as in their sedimentation velocities, probably because of an increase in the abrasive forces acting on the granules brought by the upflow velocity. The specific methanogenic activity also decreased with higher dilution and smaller sized sludge granules.

**Key-words:** *Sanitary and stormwater interconnections, UASB reactor, hydraulic shocks, wastewater dilution, anaerobic sludge, settling velocity, granule size distribution, specific methanogenic activity*

## SUMÁRIO

<b>1 INTRODUÇÃO</b> .....	<b>1</b>
<b>2 OBJETIVOS</b> .....	<b>3</b>
2.1 OBJETIVO PRINCIPAL.....	3
2.2 OBJETIVOS SECUNDÁRIOS .....	3
<b>3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b> .....	<b>4</b>
3.1 METABOLISMO BACTERIANO .....	4
3.1.1 Catabolismo.....	4
3.1.2 Anabolismo.....	5
3.2 PROCESSOS DE CONVERSÃO EM SISTEMAS ANAERÓBIOS .....	5
3.2.1 Hidrólise.....	5
3.2.2 Acidogênese .....	6
3.2.3 Acetogênese.....	6
3.2.4 Metanogênese.....	6
3.3 O REATOR UASB.....	7
3.3.1 Breve história .....	7
3.3.2 Aspectos do funcionamento .....	8
3.3.3 O fenômeno da granulação .....	11
3.3.4 Características dos grânulos .....	12
3.4 INTERAÇÕES MICROBIANAS EM UM REATOR UASB.....	16
3.5 FATORES AMBIENTAIS QUE INFLUENCIAM A DIGESTÃO ANAERÓBIA .....	19
3.5.1 Temperatura.....	20
3.5.2 pH.....	22
3.5.3 Nutrientes.....	23
3.5.5 Substâncias tóxicas .....	24
3.6 CARGA HIDRÁULICA VOLUMÉTRICA, TEMPO DE DETENÇÃO HIDRÁULICA E CARGA ORGÂNICA .....	26
3.7 CAUSAS E EFEITOS DAS VARIAÇÕES NAS CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO EM SISTEMAS DE TRATAMENTO DE ESGOTO.....	27
3.7.1 Causas das variações nas condições de operação nos sistemas de tratamento de esgoto .....	27
3.7.2 Efeito das variações de carga orgânica e hidráulica.....	29
<b>4 METODOLOGIA</b> .....	<b>32</b>
4.1 REATORES UASB.....	32
4.2 INÓCULO.....	32
4.3 CARACTERIZAÇÃO DO AFLUENTE.....	33

4.4 OPERAÇÃO DOS REATORES .....	33
4.4.1 Fase 1: início e aclimatação dos reatores .....	34
4.4.2 Fase 2: choques individuais de carga orgânica e hidráulica .....	34
4.4.3 Fase 3: simulação de uma temporada de chuva.....	35
4.5 ANÁLISES .....	36
4.5.1 Análises da qualidade do afluente e o efluente.....	36
4.5.2 Análises das características físico-químicas do lodo .....	37
<b>5 RESULTADOS E DISCUSSÃO.....</b>	<b>40</b>
5.1 FASE 1. INÍCIO E ACLIMATAÇÃO DOS REATORES .....	40
5.2 FASE 2. CHOQUES INDIVIDUAIS DE CARGA HIDRÁULICA E DILUIÇÃO .....	43
5.2.1 Estabilidade do pH e alcalinidade .....	43
5.2.2 Lavagem da biomassa .....	45
5.2.3 Eficiência na remoção de DQO .....	46
5.2.4 Tempo de recuperação .....	49
5.2.5 Variabilidade do efluente e da eficiência do tratamento .....	49
5.3 FASE 3. SIMULAÇÃO DE UMA TEMPORADA DE CHUVA .....	50
5.3.1 Estabilidade do pH e alcalinidade .....	50
5.3.2 Lavagem da biomassa do reator.....	51
5.3.3 Eficiência na remoção de DQO .....	52
5.3.4 Variabilidade do efluente e da eficiência no tratamento .....	54
5.3.5 Produção de biogás.....	54
5.3.6 Operação dos reatores após o final da Fase 3 .....	55
5.4 CARACTERÍSTICAS DO LODO .....	57
5.4.1 Perfil de lodos .....	58
5.4.2 Velocidade de sedimentação e distribuição de tamanho das partículas .....	59
5.4.3 AME .....	65
<b>6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES .....</b>	<b>67</b>
6.1 CONCLUSÕES.....	67
6.2 RECOMENDAÇÕES .....	67
<b>REFERÊNCIAS .....</b>	<b>68</b>



## LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 Substratos selecionados e reações que produzem metano.....	18
Tabela 4.1 Composição do esgoto sintético para alimentação do reator UASB .....	33
Tabela 4.2 Vazões e concentrações de matéria orgânica afluyente médias dos choques na fase 2.....	34
Tabela 4.3 Data, duração, vazão, TDH, $v_{as}$ , DQO e alcalinidade afluyente dos choques nos reatores 1 e 2 na fase 3.....	35
Tabela 4.4 Métodos de análise dos parâmetros do afluyente e o efluyente.....	36
Tabela 5.1 Coeficiente de variação da concentração de DQO total afluyente e efluyente e do percentual de remoção nos reatores 1 e 2 durante os choques da fase 2 .....	49
Tabela 5.2 Coeficiente de variação da concentração de DQO total afluyente e efluyente e da percentagem de remoção nos reatores 1 e 2 durante os choques da fase 3 .....	54
Tabela 5.3 Caracterização do inóculo.....	57
Tabela 5.4 Velocidade média de sedimentação do inóculo.....	57
Tabela 5.5 Massa de lodo dentro de cada reator ao longo do experimento.....	599
Tabela 5.6 Velocidade de sedimentação e tamanho das partículas do lodo presente em cada reator ao longo do experimento .....	60
Tabela 5.7 Velocidade média de sedimentação do lodo presente em cada reator ao longo do experimento .....	622
Tabela 5.8 AME do lodo presente em cada reator ao longo do experimento.....	655

## LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1	Seqüência de processos na digestão anaeróbia de macromoléculas complexas .....	7
Figura 3.2	Diagrama esquemático de um reator UASB .....	9
Figura 3.3	A. Grânulos anaeróbios. B. Microfotografia usando microscopia eletrônica de varredura dos grânulos anaeróbios .....	11
Figura 4.1	Configuração dos reatores UASB usados no experimento .....	32
Figura 4.2	Esquema do respirômetro anaeróbio usado para o teste de AME.....	37
Figura 4.3	Tubo Griffith .....	38
Figura 4.4	Princípio de operação do analisador de partículas CILAS 1140 .....	39
Figura 5.1	pH afluente e efluente no reator 1 durante a fase 1 .....	40
Figura 5.2	Remoção de DQO total e dissolvida no reator 1 durante a fase 1.....	40
Figura 5.3	Concentração de SS e SSV efluentes no reator 1 durante a fase 1 .....	40
Figura 5.4	Concentração afluente e efluente de alcalinidade total no reator 1 durante a fase 1.....	40
Figura 5.5	pH afluente e efluente no reator 2 durante a fase 1 .....	41
Figura 5.6	Remoção de DQO total e dissolvida no reator 2 durante a fase 1.....	41
Figura 5.7	Concentração de SS e SSV efluentes no reator 2 durante a fase 1 .....	41
Figura 5.8	Concentração afluente e efluente de alcalinidade total no reator 2 durante a fase 1.....	41
Figura 5.9	pH afluente e efluente no reator 3 durante a fase 1 .....	42
Figura 5.10	Remoção de DQO total e dissolvida no reator 3 durante a fase 1.....	42
Figura 5.11	Concentração de SS e SSV efluentes no reator 3 durante a fase 1 .....	42
Figura 5.12	Concentração afluente e efluente de alcalinidade total no reator 3 durante a fase 1 ..	42
Figura 5.13	pH afluente e efluente no reator 1 durante o primeiro choque da fase 2 .....	443
Figura 5.14	pH afluente e efluente no reator 2 durante o primeiro choque da fase 2 .....	423
Figura 5.15	pH afluente e efluente no reator 1 durante o segundo choque da fase 2.....	423
Figura 5.16	pH afluente e efluente no reator 2 durante o segundo choque da fase 2.....	423
Figura 5.17	pH afluente e efluente no reator 1 durante o terceiro choque da fase 2.....	423
Figura 5.18	pH afluente e efluente no reator 2 durante o terceiro choque da fase 2.....	423
Figura 5.19	Concentração de alcalinidade total no afluente e no efluente do reator 1 no primeiro choque durante a fase 2 .....	44

Figura 5.20 Concentração de alcalinidade total no afluente e no efluente do reator 2 no primeiro choque durante a fase 2 .....	44
Figura 5.21 Concentração de alcalinidade total no afluente e no efluente do reator 1 no segundo choque durante a fase 2 .....	45
Figura 5.22 Concentração de alcalinidade total no afluente e no efluente do reator 2 no segundo choque durante a fase 2 .....	45
Figura 5.23 Concentração de alcalinidade total no afluente e no efluente do reator 1 no terceiro choque durante a fase 2 .....	45
Figura 5.24 Concentração de alcalinidade total no afluente e no efluente do reator 2 no terceiro choque durante a fase 2 .....	45
Figura 5.25 Concentração de SS e SSV no efluente do reator 1 durante o segundo choque da fase 2.....	46
Figura 5.26 Concentração de SS e SSV no efluente do reator 1 durante o terceiro choque da fase 2.....	46
Figura 5.27 Concentração de SS e SSV no efluente do reator 2 durante o segundo choque da fase 2.....	46
Figura 5.28 Concentração de SS e SSV no efluente do reator 2 durante o terceiro choque da fase 2.....	46
Figura 5.29 Concentração de DQO total efluente no reator 1 durante os três choques da fase 2 ..	46
Figura 5.30 Concentração de DQO total efluente no reator 2 durante os três choques da fase 2 ..	46
Figura 5.31 Remoção de DQO total no reator 1 durante os três choques da fase 2 .....	47
Figura 5.32 Remoção de DQO total no reator 2 durante os três choques da fase 2 .....	47
Figura 5.33 Concentração de DQO dissolvida efluente no reator 1 durante os três choques da fase 2.....	48
Figura 5.34 Concentração de DQO dissolvida efluente no reator 2 durante os três choques da fase 2.....	48
Figura 5.35 Remoção de DQO dissolvida no reator 1 durante os três choques da fase 2.....	48
Figura 5.36 Remoção de DQO dissolvida no reator 2 durante os três choques da fase 2.....	48
Figura 5.37 pH afluente e efluente nos reatores 1 e 2 durante o choque 10 da fase 3.....	50
Figura 5.38 pH afluente e efluente nos reatores 1 e 2 durante o choque 8 da fase 3.....	50
Figura 5.39 Concentração de alcalinidade total no afluente e no efluente dos reatores 1 e 2 durante o choque 10 da fase 3 .....	51
Figura 5.40 Concentração de alcalinidade total no afluente e no efluente dos reatores 1 e 2 durante o choque 8 da fase 3 .....	51
Figura 5.41 Concentração efluente de SS nos reatores 1 e 2 durante o choque 10 da fase 3.....	51

Figura 5.42	Concentração efluente de SSV nos reatores 1 e 2 durante o choque 10 da fase 3.....	51
Figura 5.43	Concentração efluente de SS nos reatores 1 e 2 durante o choque 8 da fase 3.....	52
Figura 5.44	Concentração efluente de SSV nos reatores 1 e 2 durante o choque 8 da fase 3.....	52
Figura 5.45	Concentração de DQO total efluente nos reatores 1 e 2 durante o choque 10 da fase 3.....	52
Figura 5.46	Concentração de DQO total efluente nos reatores 1 e 2 durante o choque 8 da fase 3.....	52
Figura 5.47	Remoção de DQO total nos reatores 1 e 2 durante o choque 10 da fase 3.....	53
Figura 5.48	Remoção de DQO total nos reatores 1 e 2 durante o choque 8 da fase 3.....	53
Figura 5.49	Remoção de DQO dissolvida nos reatores 1 e 2 durante o choque 10 da fase 3.....	53
Figura 5.50	Remoção de DQO dissolvida nos reatores 1 e 2 durante o choque 8 da fase 3.....	53
Figura 5.51	Produção de biogás nos reatores 1 e 2 durante o choque 8 da fase 3.....	55
Figura 5.52	Produção de biogás nos reatores 1 e 2 durante o choque 10 da fase 3.....	55
Figura 5.53	pH afluente e efluente dos reatores 1 e 2 na semana seguinte à fase 3.....	56
Figura 5.54	Concentração de alcalinidade total no afluente e no efluente dos reatores 1 e 2 na semana seguinte à fase 3.....	56
Figura 5.55	Remoção de DQO total dos reatores 1 e 2 na semana seguinte à fase 3.....	56
Figura 5.56	Remoção de DQO dissolvida dos reatores 1 e 2 na semana seguinte à fase 3.....	56
Figura 5.57	Concentração de SS e SSV no efluente do reator 1 na semana seguinte à fase 3.....	56
Figura 5.58	Concentração de SS e SSV no efluente do reator 2 na semana seguinte à fase 3.....	56
Figura 5.59	Produção de biogás nos reatores 1 e 2 na semana seguinte à fase 3.....	567
Figura 5.60	Perfil de sedimentação do inóculo.....	588
Figura 5.61	Diâmetro médio vs. velocidade de sedimentação no inóculo.....	588
Figura 5.62	Amostra após ter terminado o período de sedimentação dentro do tubo Griffith.....	60
Figura 5.63	Perfil de velocidade de sedimentação do lodo de três reatores ao longo do experimento.....	61
Figura 5.64	Diâmetro médio vs. velocidade de sedimentação no lodo do reator 1 durante todo o experimento.....	611
Figura 5.65	Diâmetro médio vs. velocidade de sedimentação no lodo do reator 2 durante todo o experimento.....	611
Figura 5.66	Diâmetro médio vs. velocidade de sedimentação no lodo do reator 3 durante todo o experimento.....	622

**LISTA DE ABREVIATURAS**

AGV	Ácidos graxos voláteis
AME	Atividade metanogênica específica
APOH	Acetogênicas produtoras obrigatórias de H <sub>2</sub>
BRN	Bactérias redutoras de nitratos
BRS	Bactérias redutoras de sulfatos
CHV	Carga hidráulica volumétrica
COV	Carga orgânica volumétrica
CV	Coefficiente de variabilidade
DBO	Demanda bioquímica de oxigênio
DQO	Demanda química de oxigênio
ETE	Estação de tratamento de esgotos
PCB	Programa de controle de biodigestores
PCP	Pentaclorofenol
SD	Sólidos dissolvidos
SS	Sólidos suspensos totais
SSV	Sólidos suspensos voláteis
ST	Sólidos totais
SVT	Sólidos voláteis totais
TDC	Tempo de detenção celular
TDH	Tempo de detenção hidráulica
UASB	Upflow anaerobic sludge blanket (reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo)
V <sub>AS</sub>	Velocidade ascensional

# 1 INTRODUÇÃO

Os sistemas de esgotos urbanos podem ser classificados em três tipos, segundo o grau de separação que existe entre os esgotos que transportam. No Sistema Unitário as águas pluviais e os esgotos sanitários veiculam por um único sistema. No Sistema Separador Absoluto, as águas pluviais são transportadas em um sistema independente do sistema que transporta as águas residuais domésticas e industriais. Já no Sistema Separador Parcial, por causa de conexões erradas ou clandestinas, uma parcela das águas pluviais veicula pelo sistema junto com as águas residuais.

No Brasil, desde o começo do século XX, o sistema preconizado para o transporte de esgotos é o Sistema Separador Absoluto. As vazões a serem transportadas são aquelas provenientes dos esgotos domésticos coletados, acrescidas com águas de infiltração e, eventualmente, esgotos industriais. Diante disso, a vazão coletada e posteriormente encaminhada para a Estação de Tratamento de Esgotos (ETE) é resultante de variações do consumo de água e de variações sazonais do nível de água no subsolo (Pereira et al., 2003).

Porém, na prática observa-se que o sistema de esgotos urbanos de grande parte das cidades brasileiras é de fato, sistema separador parcial, pois se tem verificado em inúmeros sistemas a existência de diversos tipos de conexões erradas de águas pluviais na rede coletora, que deveria funcionar como sistema separador absoluto. Esse fato resulta em variações nas vazões e concentrações de carga orgânica coletadas e afluentes às ETEs muito maiores do que as esperadas nos projetos dos sistemas. Embora este tipo de conexões deva ser evitado, a realidade é que as entidades responsáveis pelos sistemas e serviços de esgotamento sanitário das cidades não conseguem contornar o problema, tendo que enfrentar essas variações não previstas nos projetos, com conseqüências prejudiciais para a operação dos sistemas de esgotos sanitários (Pereira et al., 2003).

As interconexões ocasionam variações de carga orgânica e de vazões afluentes que implicam em mudanças de parâmetros cinéticos e operacionais, com conseqüências para o desempenho dos sistemas de tratamento. O aumento de vazão pode comprometer os sistemas de tratamento provocando arraste de sólidos, ou o esgoto bruto pode ser extravasado e enviado aos corpos receptores sem tratamento nenhum, gerando problemas ambientais. Além disso, amplas variações das vazões e concentrações afluentes podem perturbar o balanço entre a acidogênese e a metanogênese em processos anaeróbios (Metcalf e Eddy, 2003). Segundo Itonaga et al. (1994), o aporte de águas pluviais à rede coletora de esgotos sanitários provoca os seguintes problemas no sistema de tratamento:

- ❖ Sobrecarga hidráulica nas unidades de tratamento preliminar e primário e possibilidade de lavagem da biomassa na etapa biológica do processo de tratamento;
- ❖ Arraste de material sólido, em função da sobrecarga dos desarenadores, para as etapas seguintes do processo de tratamento, o que pode ocasionar a abrasão e o desgaste das tubulações e bombas;
- ❖ Sedimentação do material sólido nos decantadores primários e obstruções nas placas dos difusores dos sistemas de aeração dos reatores biológicos;
- ❖ Despesas adicionais ligadas diretamente ao aumento da vazão afluyente, como por exemplo, um consumo maior de produtos químicos.

Apesar da grande quantidade de pesquisas acerca do comportamento dos reatores UASB, a literatura especializada reporta poucos estudos sobre o comportamento dos reatores UASB submetidos a variações extremas das condições ambientais e de operação, tais como as que ocorrem durante as temporadas de chuvas que se apresentam nos países tropicais e que, como já foi exposto, provocam grandes variações nas concentrações e vazões afluentes. Isto provoca dúvidas no que diz respeito à confiabilidade destes sistemas e limita sua aplicação no tratamento de esgotos domésticos (Leitão, 2006a).

Desta forma, a pesquisa proposta visou quantificar os efeitos reais no desempenho dos UASB devidos à diluição da carga orgânica e ao aumento da vazão do esgoto afluyente que ocorre nas ETEs que recebem esgotos provenientes de redes sujeitas ao aporte significativo de águas pluviais. Estes efeitos foram quantificados avaliando-se a qualidade do efluente e as características físico-químicas e biológicas do lodo dos reatores.

## **2 OBJETIVOS**

### **2.1 OBJETIVO PRINCIPAL**

Este trabalho teve como objetivo principal analisar os efeitos da diluição da concentração de matéria orgânica associada ao aumento da vazão do esgoto afluente no desempenho e na recuperação do reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB).

### **2.2 OBJETIVOS SECUNDÁRIOS**

A pesquisa teve adicionalmente, os seguintes objetivos secundários:

- a) Determinar o efeito conjunto da diluição da concentração de matéria orgânica afluente e do aumento da vazão na qualidade do efluente e eficiência do tratamento em reatores UASB.
- b) Determinar o efeito conjunto da diluição da concentração de matéria orgânica afluente e do aumento da vazão nas características físico-químicas e biológicas do lodo em reatores UASB.
- c) Estabelecer o tempo de recuperação de um reator UASB após um choque devido à diluição da concentração de matéria orgânica afluente e ao aumento da vazão.



## **3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

### **3.1 METABOLISMO BACTERIANO**

Por meio do metabolismo, os microorganismos usam a matéria orgânica afluyente como fonte de energia (catabolismo) ou como fonte para síntese de novas células (anabolismo). O anabolismo é um processo que consome energia e somente é possível e viável se o catabolismo estiver ocorrendo simultaneamente e fornecendo energia necessária para a síntese do material celular. Por outro lado o catabolismo somente é possível se estiver presente uma população de bactérias vivas (van Haandel e Lettinga, 1994).

#### **3.1.1 Catabolismo**

A parte catabólica do metabolismo bacteriano se divide em dois processos diferentes: o catabolismo oxidativo (também chamado de respiração) e o catabolismo fermentativo.

O catabolismo oxidativo é uma reação redox na qual o material orgânico é o redutor que é oxidado por um oxidante também presente na fase aquática. Na prática esse oxidante pode ser oxigênio molecular, nitrato ou sulfato. Os organismos aeróbios obrigatórios podem usar como oxidante somente o oxigênio. Organismos facultativos podem usar como oxidante tanto o oxigênio como o nitrato, sendo que usam nitrato somente quando não há disponibilidade de oxigênio dissolvido. As bactérias redutoras de sulfato somente se desenvolvem na ausência de oxigênio.

O catabolismo fermentativo pode ser interpretado como um processo que resulta na transferência intramolecular de tal maneira que o composto catabolizado se decompõe em pelo menos duas partes. Se os produtos catabólicos são diferentes, um será mais oxidado e outro mais reduzido do que o composto original.

A digestão anaeróbia se caracteriza pela produção de metano, que é o composto orgânico mais reduzido, e de dióxido de carbono. Neste sentido a digestão anaeróbia pode ser considerada como a última fermentação: os produtos da digestão anaeróbia são estáveis no sentido que não são susceptíveis de outras fermentações. À temperatura ambiente, os produtos da digestão anaeróbia são gases e tenderão a se desprender da fase líquida formando uma fase gasosa: o biogás. A digestão anaeróbia é um processo de transformação e não de destruição de material orgânico: como não há participação de um oxidante no processo, a capacidade de transferência de elétrons do material orgânico presente permanece intacta no metano produzido (van Haandel e Lettinga, 1994).

### **3.1.2 Anabolismo**

Segundo van Haandel e Lettinga (1994), o anabolismo corresponde à síntese de massa bacteriana a partir de material orgânico do afluente. A energia necessária deste processo vem da atividade catabólica simultânea das bactérias. Tanto o catabolismo quanto o anabolismo resultam em processos que são mensuráveis: o anabolismo produz aumento de massa bacteriana que se manifesta num aumento da concentração dos sólidos voláteis em suspensão. A atividade catabólica pode ser avaliada pelo consumo de oxidante no caso de processos oxidativos e na produção de metano no caso da digestão anaeróbia. Ao mesmo tempo, avalia-se o efeito combinado (o metabolismo) a partir da diminuição da concentração do material orgânico.

No caso da digestão anaeróbia a proporção entre as massas catabolizada e anabolizada é muito pequena. Como o coeficiente de rendimento é pequeno, a fração do material orgânico incorporada na massa celular é pequena. Isto significa que uma fração muito grande do material digerido (aproximadamente 97%) se transforma em biogás pelo processo catabólico (van Haandel e Lettinga, 1994).

## **3.2 PROCESSOS DE CONVERSÃO EM SISTEMAS ANAERÓBIOS**

Os processos anaeróbios são usados principalmente para tratar lodos e esgotos com alta concentração de matéria orgânica, entretanto aplicações para esgotos diluídos são cada dia mais comuns. Os processos anaeróbios são vantajosos devido ao baixo rendimento da biomassa e a energia na forma de metano que pode ser recuperada da conversão biológica dos substratos (Metcalf e Eddy, 2003). Segundo van Haandel e Lettinga (1994), para a digestão anaeróbia distinguem-se quatro etapas diferentes no processo global de conversão:

### **3.2.1 Hidrólise**

Neste processo o material orgânico particulado é convertido em compostos dissolvidos de menor peso molecular. O processo requer a interferência das chamadas exo-enzimas que são excretadas pelas bactérias fermentativas. As proteínas se degradam para formarem aminoácidos; os carboidratos se transformam em açúcares solúveis (mono e dissacarídeos) e os lipídios são convertidos em ácidos graxos de longa cadeia de carbono (C15 e C17) e glicerina. Em muitos casos, a velocidade de hidrólise pode ser a limitante para todo o processo de digestão anaeróbia (van Haandel e Lettinga, 1994).

### 3.2.2 Acidogênese

Nesta etapa os compostos gerados no processo de hidrólise são absorvidos nas células fermentativas e excretados como substâncias orgânicas simples tais como ácidos graxos voláteis (AGV), álcoois, ácido lático e compostos minerais como CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>S, etc. Entretanto, algumas espécies bacterianas são facultativas e podem metabolizar o material orgânico pela via oxidativa. Isto é importante nos sistemas anaeróbios de tratamento de esgoto, porque o oxigênio dissolvido eventualmente presente poderia se tornar numa substância tóxica, se não for removido na fase facultativa (van Haandel e Lettinga, 1994).

### 3.2.3 Acetogênese

É a conversão dos produtos da acidogênese em compostos que formam os substratos para a produção de metano: acetato, hidrogênio e dióxido de carbono. Uma fração de aproximadamente 70% da Demanda Química de Oxigênio (DQO) original se converte em ácido acético, enquanto o restante da capacidade da doação de elétrons é concentrado no hidrogênio formado. Dependendo do estado de oxidação do material orgânico a ser digerido, a formação de ácido acético pode ser acompanhada pelo surgimento de dióxido de carbono. Numa mistura de poluentes orgânicos como o esgoto doméstico, é possível que a geração de H<sub>2</sub> e CO<sub>2</sub> ocorram simultaneamente, mas sempre haverá mais tendência de se formar mais hidrogênio do que dióxido de carbono. Por outro lado, a liberação de hidrogênio do material orgânico original somente é possível quando há produção simultânea de produtos oxidados como dióxido de carbono e/ou parcialmente oxidados como ácido acético (van Haandel e Lettinga, 1994).

### 3.2.4 Metanogênese

A metanogênese em geral é o processo que limita a velocidade do processo de digestão anaeróbia como um todo. O metano é produzido pelas bactérias acetotróficas a partir da redução de ácido acético ou pelas bactérias hidrogenofílicas a partir da redução de dióxido de carbono. Ocorrem as seguintes reações catabólicas (van Haandel e Lettinga, 1994):



As bactérias que produzem metano a partir de hidrogênio crescem mais rapidamente que aquelas que usam ácido acético, de modo que as metanogênicas acetotróficas geralmente

limitam a taxa de transformação de material orgânico complexo presente no esgoto para biogás.

Por conveniência muitas vezes os três primeiros processos juntos são chamados de fermentação ácida que deve ser completada com a fermentação metanogênica.

A figura (3.1) ilustra os processos de conversão de matéria orgânica complexa em biogás.

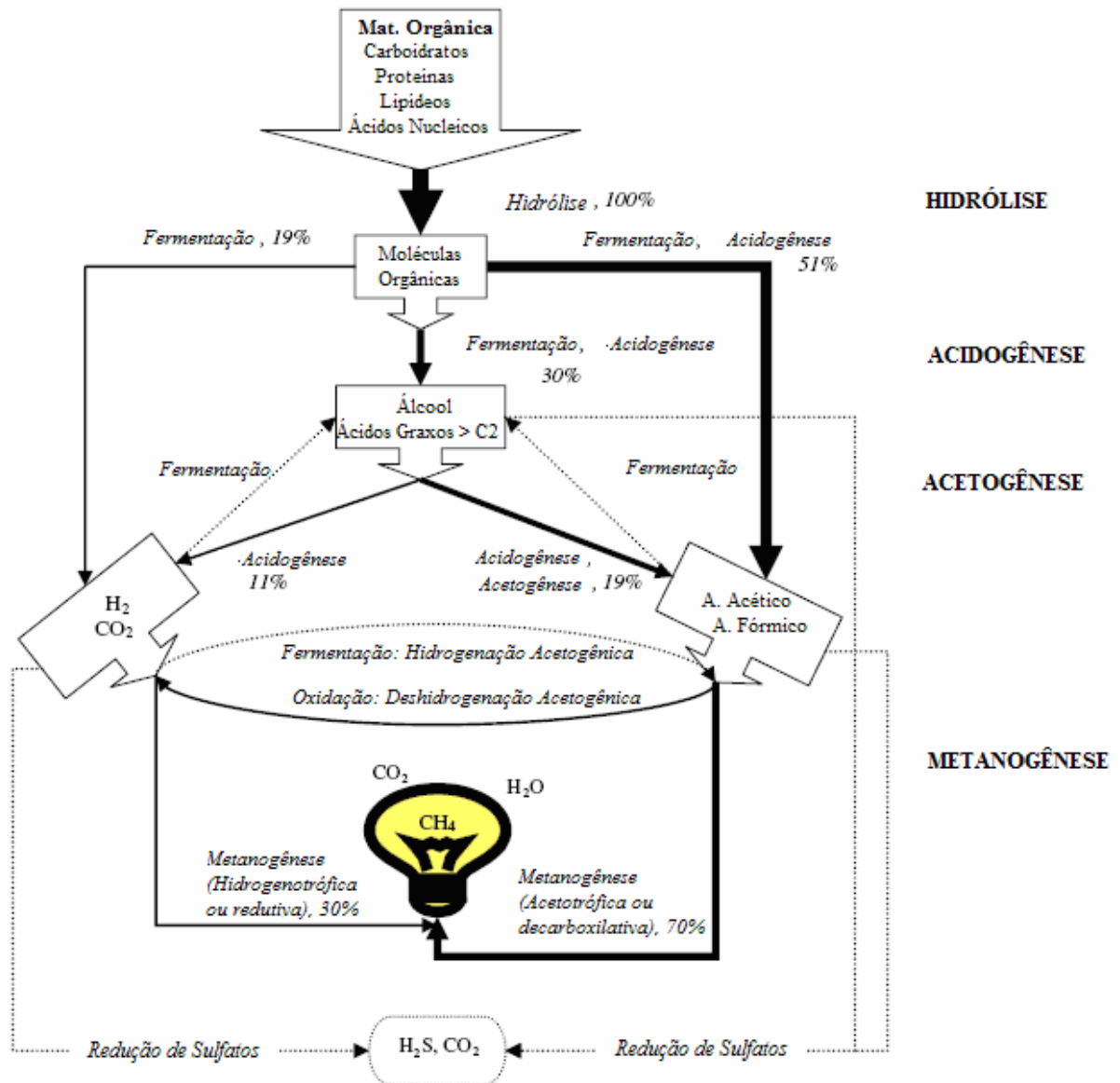


FIGURA 3.1 Sequência de processos na digestão anaeróbia de macromoléculas complexas  
(Fonte: Aiyuk et al., 2006)

### 3.3 O REATOR UASB

#### 3.3.1 Breve história

Um dos mais notáveis desenvolvimentos nas tecnologias de processos de tratamento anaeróbio foi o reator UASB, concebido na década de setenta, na Holanda, por Lettinga e seus

colaboradores (Lettinga et al., 1980; Metcalf e Eddy, 2003). Os reatores anaeróbios de alta taxa têm sido reconhecidos como um método destacado para a proteção ambiental e como fonte de preservação, e representam, combinados com outros métodos, um sistema de tratamento sustentável e apropriado para países em desenvolvimento (van Buuren, 1996; Lettinga et al., 1987, 1993, 1997).

O reator UASB foi introduzido para aperfeiçoar o tratamento anaeróbio de águas residuais da agroindústria, onde foi provada a sua confiabilidade (Pette e Versprille 1981). Atualmente, o reator UASB é amplamente usado para o tratamento de vários tipos de esgotos tais como efluentes provenientes de indústrias químicas, petroquímicas, farmacêuticas, alimentícias, matadouros, de produção de bebidas e alimentos, de açúcar, de polpa e papel e destilarias (Hulshoff Pol e Lettinga, 1986; Lettinga e Hulshoff Pol, 1991; Kato et al., 1994a; Hulshoff Pol et al., 1997). Os bons resultados obtidos para os esgotos agroindustriais, os baixos custos de investimento, operação e manutenção, a pouca produção de lodos e os baixos requerimentos de nutrientes e espaço, além da produção de energia, motivaram aos engenheiros sanitaristas a aplicar os reatores UASB para o tratamento de esgotos domésticos com resultados alentadores (Kalogo e Verstraete, 1999).

### **3.3.2 Aspectos do funcionamento**

O reator UASB consiste principalmente em três seções: o leito de lodo, a manta de lodo e o separador trifásico. A zona do leito de lodo está localizada na parte mais baixa do reator e consiste em um leito microbiano no qual ocorrem os processos de conversão da matéria orgânica afluyente. O  $\text{CH}_4$  e  $\text{CO}_2$  são normalmente os gases dominantes no biogás produzido. Depois, o biogás passa através da manta de lodos, menos densa do que o leito de lodo, porém altamente ativa. Esta manta está localizada na parte média do reator, se desenvolve depois de um certo período e é retida por sua própria massa e levantada pelas bolhas de biogás. O biogás produzido e o lodo flutuante são separados do efluente líquido por um separador trifásico instalado no topo do reator (Singh et al., 1998). Um esquema do reator UASB é mostrado na figura 3.2. Elementos críticos no projeto do reator UASB incluem o sistema de distribuição do afluyente, o separador gás-sólido e o projeto do sistema de coleta do efluente (Metcalf e Eddy, 2003).

O sucesso do conceito do UASB está baseado no estabelecimento de uma manta densa de lodo no fundo do reator, no qual todos os processos biológicos têm lugar. Esta manta de lodos está basicamente formada pela acumulação dos sólidos suspensos afluyentes e o crescimento bacteriano. Em sistemas anaeróbios de fluxo ascendente, sob certas condições, é possível também observar que as bactérias podem agregar-se naturalmente em flocos e

grânulos (Hulshoff Pol, 1989). Estes agregados densos têm boas propriedades de sedimentação e não são susceptíveis à lavagem do sistema em condições de operação normais. A retenção do lodo ativo, granular ou floculento, dentro do reator UASB permite o bom desempenho do tratamento com taxas orgânicas altas; conseqüentemente um menor volume de reator e espaço são requeridos, enquanto uma grande parte de energia é produzida como biogás. A turbulência natural causada pelo fluxo do afluente e a produção de biogás provê um bom contacto entre o esgoto e a biomassa dentro do reator (Heertjes e van der Meer, 1978).

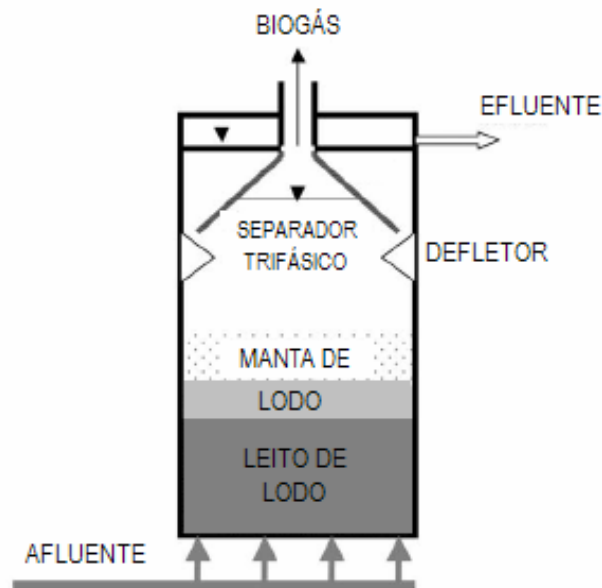


FIGURA 3.2 Diagrama esquemático de um reator UASB

(Fonte: Aiyuk S, et al., 2006)

Os problemas relacionados com o tratamento de esgotos domésticos em reatores UASB são: a pobre formação de lodo granular, a acumulação e a lenta hidrólise dos sólidos suspensos, a diminuição na atividade metanogênica e a baixa produção de biogás (Kalogo e Verstraete, 1999). Jewell (1987) cita que a grande sensibilidade bacteriana a algumas condições ambientais, principalmente pH, temperatura e compostos tóxicos, início prolongado e produção de odores, são comumente as principais desvantagens do tratamento anaeróbio.

O controle do pH pode ser necessário para alguns efluentes industriais, mas para outros tipos de esgotos, incluindo esgotos domésticos, a composição usualmente é tal que o pH pode ser mantido em uma faixa ótima sem a necessidade de adição de reagentes químicos. As bactérias anaeróbias podem adaptar-se rapidamente às baixas temperaturas, e altas taxas no tratamento têm sido atingidas sob condições psicrófilicas (Kato et al., 1994b; Rebac et al., 1995).

As bactérias anaeróbias podem tolerar uma ampla variedade de compostos tóxicos (Speece, 1983). De fato, as bactérias heterotróficas e metanogênicas apresentam sensibilidades similares a tóxicos, com exceção de hidrocarbonetos alifáticos clorados e álcoois clorados (Blum e Speece, 1991). O lodo anaeróbio é capaz de degradar pentaclorofenol (PCP), um dos biocidas usados nos Estados Unidos para preservar produtos derivados da madeira (Wu et al., 1993). Reatores UASB também têm sido aplicados para destoxificar e, sob certas circunstâncias, degradar compostos aromáticos nitrogenados (Donlon et al., 1996). A degradação de aromáticos N-sustituídos, alcalifenois, e corantes *azo* sob condições anaeróbias também tem sido demonstrada (Donlon et al., 1997; Razo-Flores, 1997; Razo-Flores et al., 1996, 1997).

A partida dos reatores anaeróbios pode ser satisfatoriamente atingida em um tempo relativamente curto se um inóculo adequado estiver disponível (de Zeeuw, 1984) e a disponibilidade do inóculo será progressivamente maior, na medida em que as ETEs construídas possuírem um lodo anaeróbio granular ativo e este esteja disponível para novas ETEs. Entretanto, a inoculação com biomassa ativa não é um pré-requisito para o início de reatores anaeróbios para tratamento de esgoto doméstico (Louwe Kooijmans e van Velsen, 1986; Barbosa e Sant'Anna Jr, 1989). A baixas temperaturas, o início pode ser mais demorado mas pode ser acelerado inoculando o reator com lodo digerido (Singh et al., 1997, 1998). Finalmente, uma construção adequada do reator e uma operação apropriada podem eliminar o problema de odores nos reatores anaeróbios (Conil, 1996). Como resultado, melhorias substanciais têm sido feitas para remediar os problemas acima citados, embora alguns deles ainda persistam. No entanto, todas as principais vantagens do tratamento anaeróbio sobre o aeróbio ainda são aplicáveis (Seghezze et al., 1998).

Muitas vezes questiona-se por que o tratamento aeróbio não é substituído mais rapidamente pelos tratamentos anaeróbios os quais são economicamente mais atrativos e conceitualmente mais holísticos (Mergaert et al., 1992). Algumas características do esgoto, tais como a baixa demanda química de oxigênio (DQO), a alta fração de DQO presente como sólidos suspensos (SS), a relativamente baixa temperatura e as flutuações de carga, são particularmente relevantes no tratamento anaeróbio e podem causar impactos negativos no desempenho do mesmo ou nos custos, exagerando a dificuldade do tratamento pelo processo anaeróbio (Jewell, 1987). Uma seleção cuidadosa da tecnologia, um projeto apropriado e uma operação adequada do reator podem resolver a maioria destas dificuldades.

### 3.3.3 O fenômeno da granulação

Uma das características mais importantes dos reatores UASB é que os microorganismos podem se agregar e formar grânulos. Esta característica permite tratar efluentes com alta carga orgânica em um tempo de detenção hidráulica (TDH) curto mantendo um tempo de detenção celular (TDC) prolongado.

Certamente os reatores UASB podem ser operados sem a presença de lodo granular, porém este sempre tende a ser preferível (Quarmby e Forster, 1995) devido a suas excelentes características de sedimentação, sua grande quantidade de biomassa e biodiversidade de microorganismos que podem ser mantidos dentro do reator. Estes fatores geralmente melhoram a capacidade e eficiência do tratamento (Zhou et al., 2007).

A granulação não significa somente melhora na sedimentação da biomassa, permitindo uma efetiva retenção celular dentro do reator, senão que também melhora as condições fisiológicas, fazendo-as favoráveis para as bactérias e as suas interações, especialmente as sintróficas, no ambiente anaeróbio (Show et al., 2004). Cada grânulo é uma unidade funcional que compromete todos os organismos necessários para a degradação anaeróbica da matéria orgânica. Um grânulo típico inclui milhões de organismos por grama de biomassa, formando um ecossistema microbiano único de alguns milímetros de tamanho dentro de um agregado (McHugh et al., 2003). A figura 3.3 ilustra a composição dos grânulos anaeróbios.

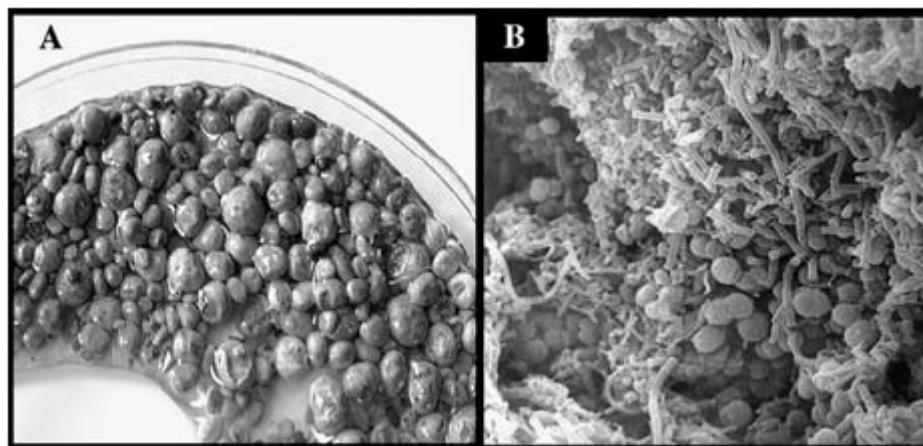


FIGURA 3.3 A. Grânulos anaeróbios. B. Microfotografia usando microscopia eletrônica de varredura dos grânulos anaeróbios (Fonte: McHugh et al., 2003)

O fenômeno da granulação tem sido relacionado com a pressão de seleção aplicada aos reatores (Lettinga, 1995). Tanto a velocidade ascensional aplicada quanto a carga de biogás contribuem com a lavagem seletiva da biomassa mais leve, não granular ou floculenta, retraindo assim os agregados mais pesados e com melhores características de sedimentação dentro do reator. Além da formação de agregados, a sua estabilidade também determina a



confiabilidade do tratamento. Grânulos ou flóculos podem desintegrar-se sob a ação abrasiva das forças de corte dentro do reator ou ser lavados do reator por flotação (de Beer et al., 1996).

Tem sido reportado que as características do esgoto têm maior influência nas características do lodo do que as cargas orgânicas aplicadas e o projeto dos reatores (Batstone e Keller, 2001). No entanto, Liu e Tay (2002) encontraram que as condições hidrodinâmicas dentro do reator têm um papel crucial na formação dos grânulos. As cargas orgânicas aplicadas são responsáveis pelas condições hidrodinâmicas dentro do reator. Baseados nestes estudos pode dizer-se que as características do lodo dentro do reator dependem das características operacionais durante o início dos reatores, além das características do esgoto (composição e concentração) e do inóculo usado. Para um mesmo efluente, as características do lodo podem diferir com as cargas orgânicas aplicadas. A carga orgânica (expressa como  $\text{kg DQO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ ) e a carga biológica (expressa como  $\text{kg DQO}/\text{kg SSV} \cdot \text{d}$ ) aplicadas durante o início dos reatores e o período de formação dos grânulos, são conjuntamente os mais importantes parâmetros que governam as características do lodo. Estes dois parâmetros definem respectivamente a capacidade do reator por unidade de volume e a capacidade de microorganismos por unidade de massa presentes no reator para converter o substrato orgânico (Ghangrekar et al., 2005).

Numerosos modelos têm sido desenvolvidos durante os últimos vinte anos para explicar os mecanismos que intervêm no processo de granulação, no entanto os mecanismos responsáveis pela granulação e as estratégias de como acelerar o processo ainda não são bem entendidos (Liu et al., 2002). Estes modelos podem ser classificados em três grupos baseados nos aspectos físicos, microbiológicos e termodinâmicos (Hulshoff Pol et al., 2004). Alguns destes modelos são o modelo do núcleo inerte, o modelo da ponte de cátions divalente, o modelo de traslocação-desidratação de prótons, o modelo do polímero extracelular, o modelo “Spaghetti”, o modelo da colônia microsintótica e modelos termodinâmicos (Liu e Tay, 2004; Liu et al., 2003).

### **3.3.4 Características dos grânulos**

#### Microestrutura

A microestrutura depende da cinética de degradação do substrato. Isto quer dizer que diferentes vias metabólicas podem conduzir a diferentes tipos de grânulos (Daffonchio et al., 1995; Schmidt e Ahring, 1996). A presença de uma microestrutura em camadas está relacionada com carboidratos como substrato, enquanto uma microestrutura disposta de outra

forma está relacionada com proteínas como substrato (Fang et al., 1995). Este fenômeno origina-se nos diferentes passos iniciais envolvidos na degradação de carboidratos e proteínas.

No modelo de camadas proposto por MacLeod et al. (1990) e Guiot et al. (1992), a composição microbiana de cada camada é diferente. Nas camadas do centro estão presentes organismos metanogênicos, os quais podem agir como centros de formação do núcleo. Nas camadas intermediárias as espécies dominantes são aquelas que produzem e consomem  $H_2$  e na camada externa existe uma mistura de espécies que inclui bactérias filamentosas, cocos e bacilos. Nos grânulos que têm uma estrutura homogênea não arranjada em camadas, os organismos predominantes são as bactérias filamentosas (Fang et al, 1995).

#### Atividade Metanogênica Específica (AME)

As bactérias produtoras de metano são uma das mais importantes espécies presentes dentro dos grânulos e a sua atividade é usada como uma maneira de quantificar a atividade metabólica dos mesmos (Liu e Tay, 2004). De maneira geral, a AME pode ser definida como a produção de metano por unidade de biomassa e por unidade de tempo.

Segundo Lettinga (1995), a AME depende de vários parâmetros operacionais que incluem o TDH, a velocidade ascensional, a carga orgânica volumétrica, a concentração e características da DQO afluente, o TDC, a presença de fatores inibidores ou compostos xenobióticos e a configuração do reator. Para Leitão (2004) a influência destes parâmetros na AME não foi totalmente entendida, pois na literatura existem estudos conflitantes sobre o efeito do TDH, DQO afluente e  $V_{as}$  na AME, permanecendo ainda a necessidade de mais pesquisas sobre o tema. No entanto, o conhecimento dos efeitos destes parâmetros sobre a AME pode trazer esclarecimentos acerca da capacidade dos reatores UASB para lidar com choques de carga orgânica e hidráulica.

Segundo Leitão (2004), o TDH parece ter maior efeito na AME do que a concentração de DQO no afluente. Assim, para TDH curtos apresentam-se AME maiores, produto da seleção do melhor lodo a velocidades ascensionais maiores e à alta concentração de biomassa que pode crescer a altas cargas de AGV. Por outro lado, parece ser que a concentração de DQO afluente de 200 a 800mg/L não tem efeitos importantes sobre a AME.

O teste da AME pode ser utilizado como análise de rotina, para quantificar a atividade metanogênica de lodos anaeróbios, 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 um efluente com base na atividade, já determinada de um lodo, 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, e avaliar parâmetros cinéticos (Chernicharo, 1997).

Existem diversos métodos que permitem avaliar a AME de um lodo anaeróbio, sendo que os resultados podem variar de acordo com as condições nas quais é feito o teste (substrato usado, temperatura, técnica de mistura, entre outros) e o método usado para medir o biogás. A metodologia usada para avaliar a AME é descrita na seção 4.5.2.

#### Propriedades físico-químicas

A hidrofobicidade dos grânulos cumpre um papel importante na formação e estabilidade dos grânulos ao facilitar a interação entre células e diminuir o excesso de energia de Gibbs. As propriedades da superfície das células estão intimamente relacionadas com o processo de granulação (Liu e Tay, 2004). Alguns fatores ambientais, como a pressão de seleção e as condições de falta de substrato, influenciam a hidrofobicidade da superfície celular.

Parece ser que na presença de alguma pressão de seleção os microorganismos têm maior hidrofobicidade nas suas superfícies e podem ser auto-imobilizados para formar grânulos mais densos que permanecem no reator. Os grânulos tendem a ser mais frágeis com o incremento da carga negativa da superfície (Liu e Tay, 2004).

O tamanho dos grânulos têm um efeito aparentemente contraditório na eficiência do tratamento em Reatores UASB. Por um lado grânulos muito pequenos tendem a ser lavados facilmente do reator permitindo instabilidade operacional. Por outro lado, grandes grânulos estão associados com bactérias leves, sendo facilmente perdidos no efluente devido à sua pouca densidade (Liu e Tay, 2004). O tamanho médio dos grânulos depende de vários fatores que incluem as condições hidrodinâmicas, as cargas orgânicas aplicadas, as espécies microbianas envolvidas, o fornecimento e tipo de nutrientes, a taxa de crescimento dos grânulos, a limitação de substrato dentro dos grânulos e as forças cortantes. Na prática os grânulos preferidos são aqueles com um tamanho médio e um diâmetro entre 1 a 2 mm. O tamanho das partículas pode ser considerado um parâmetro característico da biomassa granulada (Grothenius et al., 1991).

A densidade dos grânulos indica o seu grau de compactação e está fortemente influenciada pela presença de precipitados inorgânicos e a inclusão de gás. Em reatores UASB os grânulos podem crescer até 2 a 5 mm e a gravidade específica variar de 1.033 a 1.065 (Pereboom e Vereijken, 1994; Tay e Yan, 1996). Uma gravidade específica

relativamente alta permite que os grânulos sedimentem rapidamente o que leva a uma boa separação entre os sólidos e o efluente.

A força ou resistência dos grânulos influencia fortemente a sua estabilidade. Uma alta resistência significa uma estrutura dos grânulos mais compacta e estável. Esta depende de muitos fatores incluindo a diversidade microbiana, as cargas orgânicas aplicadas, o alimento, a produção de exopolissacarídeos e as forças hidrodinâmicas (Quarmby e Forster, 1995). Em geral, a superfície das células é negativamente carregada aos valores fisiológicos de pH. A máxima força de imobilização foi observada no ponto isoelétrico das células (Liu e Tay, 2004).

Em adição à formação de grânulos e estabilidade, uma boa sedimentação é requerida para um desempenho satisfatório dos reatores UASB. A sedimentabilidade depende do tamanho e densidade das partículas (Grothenius et al., 1991).

Uma velocidade de sedimentação alta é desejável no lodo para reduzir a lavagem de biomassa ativa do reator (Ghangrekar et al., 2005). A faixa geral de velocidade de sedimentação reportada na literatura é de 2-90 m/h (Lettinga et al, 1983) e para um lodo granular bom é de 18-100 m/h (Dolfing e Mulder, 1985; Maaskant e Zeevalkink, 1983; Thaveersri et al., 1994; Park et al., 1997; Lens et al., 1998).

As condições operacionais dentro do reator tais como velocidade ascensional, TDH, COV, temperatura e pH durante as etapas iniciais e a operação dos reatores, junto com as características e concentração do substrato e do inoculo, ecologia microbiana, produção de polímeros extracelulares e adição de polímeros e cátions controlam as características do lodo desenvolvido, sendo estas responsáveis pela resistência dos grânulos, a velocidade de sedimentação, a relação entre SSV/SS e o índice volumétrico do lodo (Ghangrekar et al., 2005; Liu et al., 2002).

Velocidades ascensionais relativamente altas combinadas com TDH curtos parecem ser favoráveis à rápida formação e produção do lodo anaeróbico granular (Liu et al., 2002). Da mesma forma, TDH curtos e concentrações altas de DQO afluente favorecem a formação de um lodo com alta sedimentabilidade e baixa expansão (Leitão et al., 2005b)

Em reatores UASB a sedimentabilidade e expansibilidade do lodo estão relacionados com a capacidade do reator em reter seu lodo, seja em condições de operação normal ou de sobrecarga orgânica e/ou hidráulica (Leitão et al., 2005b).

A velocidade ascensional tem um papel importante na granulação, pois é reconhecido que em condições de velocidades ascensionais relativamente altas o processo ocorre, enquanto há ausência do mesmo quando prevalecem condições de forças hidrodinâmicas fracas (Alphenaar et al., 1993). Esta afirmação é correta até certo limite, pois segundo vários

estudos (Kosaric et al., 1990a; Versiani et al., 2005) velocidades ascensionais maiores do que 1m/h podem causar a desintegração dos grânulos devido ao aumento excessivo nas forças de corte e conseqüentemente, levar à lavagem da biomassa do sistema.

Arcand et al. (1994) também reportaram que a velocidade ascensional tem um efeito positivo significativo no tamanho médio das partículas, mas este efeito é pequeno na lavagem de partículas menores.

Segundo Mahmoud et al. (2003), a velocidade ascensional tem um efeito aparentemente contraditório no desempenho de reatores UASB. De um lado, um incremento na velocidade ascensional aumenta as possibilidades de colisão entre as partículas do substrato e o lodo. Por outro lado, o aumento na velocidade ascensional pode incrementar as forças cortantes e causar a desagregação dos grânulos e sua lavagem para fora do reator. Da mesma forma o aumento na velocidade ascensional também pode aumentar a lavagem das partículas do lodo ao exceder sua velocidade de sedimentação.

### 3.4 INTERAÇÕES MICROBIANAS EM UM REATOR UASB

Os reatores anaeróbios apresentam um ecossistema único no qual um diverso grupo de bactérias catalisa a conversão dos compostos orgânicos complexos até metano e dióxido de carbono em um ambiente altamente controlado e coordenado. Inicialmente achava-se que a metanogênese era um processo de duas etapas, no qual os AGV e outros produtos de fermentação das bactérias hidrolíticas/fermentativas eram diretamente convertidos em CH<sub>4</sub> e CO<sub>2</sub> por espécies metanogênicas. A natureza multifase do processo foi subseqüentemente revelada pelo descobrimento das bactérias acetogênicas produtoras de H<sub>2</sub> e uma melhor apreciação das capacidades limitadas dos organismos metanogênicos (Malina e Pohland, 1992).

O grupo de organismos não metanogênicos responsáveis pela hidrólise e a acidogênese consistem em bactérias facultativas e anaeróbias obrigatórias. Organismos isolados de digestores anaeróbios incluem *Clostridium* spp., *Peptococcus anaerobus*, *Bifidobacterium* spp., *Desulfivibrio* spp., *Corynebacterium* spp., *Lactobacillus*, *Actinomyces*, *Staphylococcus* e *Escherichia coli* (Metcalf e Eddy, 2003).

Os microorganismos responsáveis pela produção de metano, classificados como *archaea*, são anaeróbios estritos. Os principais gêneros destes microorganismos têm sido identificados em condições mesofílicas e incluem *Methanobacterium*, *Methanobacillus*, *Methanococcus*, *Methanosaeta* e *Methanosarcina*, estes dois últimos são os únicos gêneros capazes de usar acetato para produzir metano e dióxido de carbono. Os outros gêneros

oxidam o hidrogênio com o dióxido de carbono como aceptor de elétrons para produzir metano (Metcalf e Eddy, 2003).

A maioria de interações bioquímicas para a conversão acetogênica e metanogênica são apresentadas na Tabela 3.1. Quando uma via metabólica particular domina uma seqüência particular de conversão de substrato, esta é freqüentemente regulada pela intensidade de produção de hidrogênio (ou formiato) e seu potencial de acumulação em níveis inibidores. A carência de sintrofia entre as espécies acetogênicas produtoras obrigatórias de H<sub>2</sub> (APOH) e as espécies consumidoras de H<sub>2</sub>, as bactérias redutoras de sulfatos (BRS) ou as bactérias redutoras de nitratos (BRN) pode resultar numa grande acumulação de hidrogênio ou de produtos intermediários a menos que outros aceptores estejam presentes. Certamente, o rendimento de energia obtido da oxidação de compostos orgânicos, unida à redução de vários aceptores de elétrons decresce na ordem O<sub>2</sub> > NO<sub>3</sub> > MnO<sub>2</sub> > FeOOH > SO<sub>4</sub> > CO<sub>2</sub>. Teoricamente, uma maior quantidade de energia está disponível e, portanto, um maior rendimento no crescimento de microorganismos que podem usar os mais favoráveis aceptores de elétrons (Malina e Pohland, 1992).

Segundo Wilkie e Colleran (1988) os sistemas de conversão microbiológica são mais eficientes quando operam em ausência de inibidores. No caso da inibição potencial do hidrogênio, este usualmente requer a clivagem de acetato e a redução do dióxido de carbono. A conversão de ácidos graxos orgânicos de cadeia longa a acetato e hidrogênio é feita por organismos que crescem somente quando o hidrogênio é usado pelas espécies hidrogenotróficas num processo chamado “transferência interespecies de H<sub>2</sub>”.

Avanços no conhecimento da microbiologia da metanogênese têm explicado o papel da transferência interespecies de H<sub>2</sub> na digestão anaeróbia. As espécies APOH oxidam os AGV tais como o propionato e butirato a acetato, CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>. Sua importância na metanogênese é evidenciada pelo fato de que o propionato e o butirato serem precursores primários do acetato e do H<sub>2</sub> em digestores de lodos. A desidrogenação acetogênica dos AGV é termodinamicamente desfavorável quando a pressão parcial de H<sub>2</sub> excede a faixa 10<sup>-3</sup> atm a 10<sup>-4</sup> atm. A conversão em digestores é factível através da remoção simultânea de H<sub>2</sub> pelas espécies que utilizam H<sub>2</sub>, tais como as metanogênicas hidrogenotróficas. No caso da transferência interespecies de hidrogênio, a sintrofia entre a produção de hidrogênio a partir dos ácidos e sua utilização pelos organismos metanogênicos é requerida para permitir as reações que produzem energia para o crescimento das duas espécies (Wilkie e Colleran, 1988).

TABELA 3.1 Substratos selecionados e reações que produzem metano

<b>REAÇÕES</b>
Hidrogenotróficas
$4\text{H}_2 + \text{CO}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$
4 Formiato $\rightarrow \text{CH}_4 + 3 \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$
4 (2-propanol) $\rightarrow \text{CH}_4 + 4 \text{acetona} + 2\text{H}_2\text{O}$
Acetoclásticas
Acetato $\rightarrow \text{CH}_4 + \text{CO}_2$
Reações desproporcionadas
4 Metanol $\rightarrow 3\text{CH}_4 + \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$
4 Metilamina + $3\text{H}_2\text{O} \rightarrow 3\text{CH}_4 + \text{CO}_2 + 4\text{NH}_4^+$
<u>2 Dimetilsulfeto + <math>2\text{H}_2 \rightarrow 3\text{CH}_4 + \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{S}</math></u>

(Fonte: Malina e Pohland, 1992)

Somente umas poucas espécies de APOH têm sido isoladas. Estas incluem espécies mesofílicas, *Syntrophomonas wolfei* e *Syntrophobacter wolini*, as quais oxidam butirato e propionato, respectivamente. Os tempos de geração destes microorganismos são extremamente longos em presença de organismos metanogênicos, com tempos de duplicação de 84 e 161 horas respectivamente. As espécies de APOH são também conhecidas por estar envolvidas na  $\beta$ -oxidação de ácidos graxos de cadeia longa através da hidrólise de lipídios e a degradação anaeróbia de compostos aromáticos (Mountfort et al., 1984). A transferência interespecífica de  $\text{H}_2$  está também envolvida na oxidação de acetato a  $\text{CH}_4$  e  $\text{CO}_2$  por cultivos sintrofos termofílicos (Zinder e Koch, 1984).

A atividade das bactérias que metabolizam ácidos graxos é crucial para completar a fermentação metanogênica, devido a que os ácidos de baixo peso molecular tais como propionato e butirato são produtos intermediários e não podem ser metabolizados pelos organismos metanogênicos. O catabolismo do butirato feito por *Syntrophomonas wolfei* procede da  $\beta$ -oxidação com a produção de acetato e hidrogênio (Mountfort et al., 1984). O catabolismo do propionato não é tão bem entendido, porém é feito por *Syntrophobacter wolini* com a produção de acetato e dióxido de carbono, novamente com a produção concomitante de hidrogênio e formiato. Estas oxidações são termodinamicamente possíveis somente quando o produto reduzido (hidrogênio ou formiato) é mantido em baixas concentrações pela atividade dos organismos metanogênicos (Wilkie e Collieran, 1988).

A manutenção dos valores de pH nos reatores depende principalmente da atividade das bactérias metanogênicas que usam  $\text{H}_2$ . Quase todas as bactérias metanogênicas conhecidas convertem  $\text{H}_2/\text{CO}_2$  a  $\text{CH}_4$ . As espécies metanogênicas podem utilizar como substratos os

compostos C-2 (acetato) e compostos C-1 tais como formiato, metanol e monóxido de carbono (Balch e Wolfe, 1979). Destes, somente o acetato é reconhecido como um importante precursor de  $\text{CH}_4$  em reatores anaeróbios, sendo a fonte de dois terços ou mais do  $\text{CH}_4$  produzido. A produção restante de  $\text{CH}_4$  provém, em sua maioria, da redução de  $\text{CO}_2$ . A metanogênese acetoclástica tem sido documentada somente para dois gêneros de metanogênicas: *Methanosarcina sp.* e *Methanosaeta sp.* *M. concilii* é reportada como a mais abundante em reatores operados com tempos de retenção hidráulicos longos, enquanto *Methanosarcina* tende a predominar em tempos de retenção mais curtos. Também têm sido reportadas espécies de *Methanosaeta spp.* e *Methanosarcina spp.* (Zinder et al., 1984).

Devem ser enfatizados dois pontos importantes com respeito aos processos que ocorrem durante a digestão anaeróbia (Malina e Pohland, 1992):

1º) A remoção de material orgânico (energia associada a este) durante a fermentação ácida se limita à liberação de hidrogênio, mas a formação de hidrogênio é limitada: somente cerca de 30% do material orgânico afluyente é convertido em metano pela via hidrogenoflica. Desse modo, uma condição necessária para uma remoção eficiente de material orgânico em um sistema de tratamento anaeróbio é que a metanogênese acetotrófica se desenvolva eficientemente.

2º) A fermentação ácida tende a causar um abaixamento do pH, devido à produção de AGV e outros produtos intermediários. Entretanto, a metanogênese somente se desenvolverá quando o pH tiver um valor próximo ao pH neutro. Portanto, se por alguma razão a taxa de remoção de AGV através da metanogênese não acompanhar a taxa de produção dos mesmos, pode surgir uma situação de instabilidade: a produção líquida de ácido resulta uma tendência de diminuição do valor do pH e na inibição da atividade metanogênica, com o subsequente aumento na produção líquida de ácido. Na prática este problema é a causa mais comum de falha operacional dos sistemas anaeróbios.

### **3.5 FATORES AMBIENTAIS QUE INFLUENCIAM A DIGESTÃO ANAERÓBIA**

A temperatura é um dos fatores mais importantes na digestão anaeróbia do esgoto. Outros fatores importantes são o pH, a presença de nutrientes e a ausência de substâncias tóxicas. No caso do esgoto doméstico, um valor adequado e estável de pH é obtido devido à predominância do sistema carbônico em sistemas anaeróbios, que dispensa a necessidade de adição de substâncias alcalinas para corrigir o pH. Tanto os macronutrientes como os micronutrientes estão abundantemente presentes no esgoto. Os compostos que podem exercer uma influência tóxica sobre as bactérias metanogênicas geralmente não se encontram no



esgoto. Somente a presença de oxigênio dissolvido pode constituir um problema se o projeto do digestor for inadequado, permitindo a intensa aeração do esgoto antes de entrar no sistema de tratamento (Rittmann e McCarty, 2001).

### 3.5.1 Temperatura

Dentre os fatores ambientais a temperatura é um dos mais importantes, uma vez que afeta os processos biológicos de diferentes maneiras. Dentre os principais efeitos da temperatura incluem-se as alterações na velocidade do metabolismo das bactérias, no equilíbrio iônico e na solubilidade dos substratos, principalmente de lipídios (Rittmann e McCarty, 2001).

Como outros processos biológicos, a digestão anaeróbia depende fortemente da temperatura. Quanto à taxa de digestão anaeróbia, há um máximo relativo a 35°C e um máximo absoluto a 55 °C aproximadamente. Por esta razão distingue-se uma região mesofílica abaixo dos 45 °C e uma região termofílica acima desta temperatura. Para o tratamento de esgoto, somente a digestão mesofílica tem importância. Na faixa de 30°C a 40°C obtém-se a taxa máxima de digestão anaeróbia. Para temperaturas abaixo de 30°C a taxa máxima de digestão anaeróbia decresce a uma taxa de 11% por cada °C, de modo que se pode expressar a taxa relativa de digestão com auxílio da equação de Arrhenius (van Haandel e Lettinga, 1994):

$$r_t = r_{30} * \phi^{t-30} \quad (3.1)$$

onde:

r = Taxa de digestão à temperatura t

$\Phi$  = Coeficiente de temperatura

t = Temperatura em graus Celsius

A influência da temperatura não se limita à taxa de digestão. Ela também afeta a fração dos sólidos orgânicos que pode ser metabolizada no processo de digestão anaeróbia, sendo que a fração de material orgânico digerida diminui marcadamente com a diminuição da temperatura. A redução da fração de material orgânico provavelmente pode ser atribuída a uma baixa taxa de hidrólise, fazendo com que uma grande parte das macromoléculas e partículas sólidas permaneça intacta. Em termos práticos isto não significa que o material orgânico não possa ser removido do esgoto a temperaturas baixas: é possível que o material orgânico particulado seja incorporado no lodo do tratamento através da adsorção, floculação ou decantação ou outro processo não biológico. Quando o material orgânico passa a fazer

parte do lodo, ele é removido da fase líquida e pode ser descarregado como excesso de lodo. Este pode ser tratado em um reator separado, eventualmente a uma temperatura mais elevada. As observações acima mostram que a digestão anaeróbia é possível a temperatura baixa (10°C), mas a eficiência e a taxa de digestão diminuem muito com a diminuição da temperatura (van Haandel e Lettinga, 1994).

Os microorganismos são classificados em “faixas de temperatura” baseados no ótimo de temperatura e a faixa de temperatura na qual as espécies são capazes de crescer e fazer seu metabolismo. Os três grupos de classificação são: psicrófilos, mesófilos e termófilos. A taxa de crescimento dos organismos termófilos e mesófilos tem sido bem estabelecida. Entretanto, até hoje, somente foram isoladas uma bactéria psicrófila metanogênica de um ambiente permanentemente gelado, duas bactérias psicrófilas metanogênicas marinhas e umas poucas bactérias acetogênicas psicrófilas. A temperatura também afeta consideravelmente à taxa de crescimento. No tratamento anaeróbio, a lenta velocidade de crescimento dos microorganismos, que resulta tão crítica no processo, faz que a temperatura adquira muita importância no projeto do reator. Em geral, as taxas de crescimento se duplicam por cada aumento de 10°C da temperatura, dentro do intervalo usual de funcionamento mesófilico de 10°C a 35°C (Rittmann e McCarty, 2001).

As taxas de crescimento não mudam geralmente, entre 35°C e 40°C, porém a desnaturalização de proteínas a temperaturas mais altas reduz a taxa de crescimento de organismos mesófilos. Entretanto, diversas misturas de culturas que têm se adaptado a temperaturas de termófilos têm ótimos de temperaturas entre 55 e 65°C. Os termófilos não atuam tão bem a temperaturas intermediárias de 40 a 45°C como os mesófilos. Por isto, há necessidade de decisão quanto o intervalo de temperatura em que o reator será operado. Com esgotos diluídos a temperatura ambiente, o metano produzido pode ser insuficiente para elevar a temperatura do reator até a faixa desejável, pelo que o funcionamento à temperatura ambiente pode ser a opção econômica. Com esgotos mais concentrados que produzem maior volume de metano por unidade de volume do reator ou com esgotos a altas temperaturas é possível trabalhar na temperatura ótima dos mesófilos ou a temperaturas dos termófilos, uma vez que o biogás produzido será suficiente para aquecer o reator (Rittmann e McCarty, 2001).

Com os organismos termófilos, as taxas são correntemente de 50% a 100% mais altas que à temperatura ótima dos mesófilos. Por isso, a vantagem da maior temperatura é que as reações são mais rápidas e se requerem menores volumes nos tanques. Os inconvenientes da digestão a alta temperatura são um maior custo de energia para manter a maior temperatura

e o risco de perda rápida na capacidade de tratamento devido a uma falha no sistema de aquecimento do reator (Metcalf e Eddy, 2003).

Segundo Rittmann e McCarty (1994), os coeficientes afetados pela temperatura são a taxa máxima de utilização de substrato, a taxa de respiração endógena, a constante de meia velocidade e a taxa de crescimento máximo. A mudança da temperatura na taxa de crescimento dos organismos que intervêm na produção de metano a partir dos AGV poderia aproximar-se por uma única equação que inclui separadamente os termos de crescimento e respiração endógena:

$$\hat{\mu}_{net}(T_2) = \hat{\mu}_{T_2} e^{\phi\mu(T_2-T_1)} - b_{T_2} e^{\phi b(T_2-T_1)} \quad (3.2)$$

onde:

$\hat{\mu}$  = Taxa líquida específica de crescimento de biomassa ativa

$\Phi$  = Coeficiente de temperatura

T = Temperatura em graus Celsius

b = Coeficiente de decaimento endógeno

As propriedades físicas e químicas da água também são afetadas pelas mudanças da temperatura, o que pode influir no projeto e operação do sistema de tratamento. Por exemplo, a solubilidade dos componentes gasosos aumenta quando a temperatura decresce abaixo de 20 °C. Isto implica que as concentrações em solução de metano, sulfeto de hidrogênio e hidrogênio serão maiores no efluente dos reatores operados a baixas temperaturas do que aqueles que são operados a altas temperaturas. O grande incremento na solubilidade do CO<sub>2</sub> indica que um pH levemente baixo prevalece em um reator operado em condições psicofílicas. A baixas temperaturas, a viscosidade dos líquidos também aumenta. Conseqüentemente, mais energia é requerida para a mistura e as camadas de lodo são mais difíceis de misturar, particularmente para taxas baixas de produção de biogás. Em reatores psicofílicos, as partículas sedimentam mais lentamente devido ao decréscimo da separação líquido-sólido a baixas temperaturas. Além disso, uma maior viscosidade do líquido afetará a difusão dos compostos solúveis (van Haandel e Lettinga, 1994).

### 3.5.2 pH

O valor e a estabilidade do pH no reator anaeróbio são extremamente importantes. Uma taxa elevada na metanogênese só pode se desenvolver quando o pH se mantém numa faixa estreita, perto do valor neutro: se o pH tiver um valor menor que 6,3 ou maior que 7,8 a

taxa de metanogênese diminui rapidamente. As populações para a fermentação ácida são muito menos sensíveis para valores baixos ou altos do pH. Desse modo, a um pH baixo a fermentação ácida pode prevalecer sobre a fermentação metanogênica, tendo como resultado o azedamento do conteúdo do reator. Nesse caso, o reator somente começará a funcionar de novo após a adição de alcalinidade externa. Deve considerar-se que a ação microbiana pode alterar o pH do meio, o que torna provavelmente inúteis as tentativas de neutralização de esgoto a priori. Compostos como CO<sub>2</sub> e AGV de cadeia curta tendem a abaixar o pH, enquanto alguns cátions, como os íons de nitrogênio amoniacal provenientes da degradação de proteínas, o sódio originado da degradação de sabão e o bicarbonato, aumentam a alcalinidade e o pH (van Haandel e Lettinga, 1994).

O valor do pH também afeta a solubilidade e as reações de outras substâncias importantes, incluindo espécies orgânicas e inorgânicas. Este se estabelece no reator após o equilíbrio iônico dos diferentes sistemas ácido/base presentes no sistema de tratamento. Os sistemas de ácidos fracos, (em especial o sistema carbônico) são os mais importantes para estabelecer o pH (van Haandel e Lettinga, 1994).

O efeito do pH aparentemente se manifesta de maneira diferente para os consórcios anaeróbios presentes, isto deve-se a que *Methanosarcina barkeri* e *Methanosarcina vacuolata*, duas espécies degradantes de acetato, crescem bem a pH baixos com um pH ótimo de 5 quando cultivadas em hidrogênio e metanol como substratos catabólicos (Maestrojuan e Boone, 1991). Similarmente, as bactérias metanogênicas oxidantes de H<sub>2</sub> têm sido encontradas em valores muito alcalinos de pH, porém bactérias metanogênicas acetoclásticas não têm sido encontradas (Malina e Pohland, 1992).

Além disso, parece que algumas interações bioquímicas e as vias de degradação podem ser influenciadas pelo pH, incluindo a possível inibição da produção de hidrogênio, o qual pode explicar a pouca importância do hidrogênio na metanogênese a baixo pH (Conrad et al., 1987). Estes achados coletivamente sugerem que os reatores anaeróbios operem próximos à faixa neutra de pH.

### 3.5.3 Nutrientes

O nitrogênio (N) e o fósforo (P) são nutrientes essenciais para todos os processos biológicos. A quantidade de N e P, em relação com a matéria orgânica presente, depende da eficiência de microrganismos em obter energia para síntese, a partir das relações bioquímicas de oxidação do substrato orgânico. A baixa velocidade de crescimento dos microrganismos anaeróbios, comparados aos aeróbios, resulta num menor requerimento nutricional. Em geral, admite-se que a relação DQO : N : P de 500 : 5 : 1 é suficiente para atender as necessidades

de macronutrientes dos microorganismos anaeróbios (Rittmann e McCarty, 2001). Além de N e P, o enxofre (S) é também considerado um dos nutrientes essenciais para a metanogênese. Em geral, a concentração de S deve ser da mesma ordem de grandeza ou levemente superior à de P. As bactérias assimilam enxofre na forma de sulfetos, que é um constituinte comum em muitos esgotos. Algumas proteínas são também fonte de enxofre. O sulfeto exerce um controle significativo na viabilidade da metanogênese em presença de certos substratos, principalmente devido à concorrência entre bactérias redutoras de sulfato e bactérias metanogênicas (Malina e Pohland, 1992).

Dentro dos micronutrientes considerados essenciais, destacam-se o ferro, o cobalto, o níquel e o zinco (Gray, 2004). A presença destes elementos em traços estimula os tratamentos anaeróbios. Estes elementos estão implicados nos sistemas enzimáticos das bactérias metanogênicas e acetogênicas. Por exemplo, a formação de enzimas tais como: desidrogenase e hidrogenase em *Methanococcus vanniellii*, desidrogenase em *Clostridium thermoaceticum* e hidrogenase em *Desulforibrio desulfuricans* requer a presença de selênio, tungstênio e níquel respectivamente (Malina e Pohland, 1992).

É pouco provável que os esgotos sanitários típicos apresentem deficiências nutricionais, pois tanto os macronutrientes como os micronutrientes estão abundantemente presentes no esgoto sanitário (van Haandel e Lettinga, 1994).

### 3.5.4 Substâncias tóxicas

A toxicidade é talvez um problema maior nos sistemas anaeróbios do que nos aeróbios por duas razões: a primeira é que as concentrações de matéria orgânica tratada são geralmente maiores, sendo provável que as concentrações de outras matérias, incluindo as que provocam inibição, sejam maiores; a segunda é que as taxas de crescimento dos microorganismos são mais baixas, o que quer dizer que o fator de seguridade biológico que é aceitável é mais baixo, situando o tratamento anaeróbio num maior risco; além disso, os tempos de recuperação são longos por causa das baixas taxas de crescimento (Rittmann e McCarty, 2001).

Segundo Malina e Polland (1992), existem muitas substâncias químicas que podem causar toxicidade na digestão anaeróbia. Grupos de substâncias químicas como metais pesados e substâncias organocloradas têm uma influência tóxica, mesmo em concentrações muito baixas, mas a presença destas substâncias no esgoto em níveis inibidores é pouco provável. Compostos tóxicos que podem estar presentes no esgoto são sulfeto e oxigênio dissolvido. A geração de produtos intermediários tais como ácidos graxos voláteis podem causar toxicidade ao provocar um pH adverso (van Haandel e Lettinga, 1994). Infelizmente, muita da informação concernente à toxicidade não é conclusiva em termos de causa e efeito, e

diferenças em culturas ou configurações e operação dos sistemas têm conduzido a contradições e possíveis interpretações equivocadas dos resultados obtidos por alguns pesquisadores.

É importante salientar que os microrganismos têm certa capacidade de adaptar-se a substâncias que produzem inibição em determinado tempo. Alguns microrganismos são menos susceptíveis que outros a certos compostos que produzem inibição, e este problema pode ser abordado às vezes escolhendo-se uma cultura melhor. Devido a que as comunidades microbianas são diferentes, tirar conclusões sobre as concentrações tóxicas de certas substâncias é muito difícil (Malina e Pohland, 1992):

A seguir, apresentam-se os principais compostos que causam toxicidade em reatores UASB que tratam esgotos domésticos (Malina e Pohland, 1992; van Haandel e Lettinga, 1994):

#### Ácidos Graxos Voláteis

Os efeitos manifestados estão muitas vezes relacionados com outras condições ambientais, particularmente com o pH e com a capacidade de tamponamento. O efeito inibidor global dos ácidos graxos voláteis está relacionado com o pH estabelecido pelo sistema de tampão prevalecente e pode envolver o aumento da concentração das espécies não ionizadas ou não dissociadas, com efeitos celulares internos maiores. Os AGV podem exercer um efeito inibidor no pH no qual o consórcio microbiano está presente. Embora os efeitos da depressão do pH tenham sido observados nas populações de bactérias acetogênicas, os efeitos mais prejudiciais se manifestaram nas populações de bactérias metanogênicas (Malina e Pohland, 1992; Inanc et al., 1999).

#### Sulfetos e amônia

As concentrações de sulfetos e amônia presentes dependem do pH, e também podem ser insolúveis pela associação com outros cátions. O sulfato e sulfeto de ferro e outros precipitados podem ser formados, sendo assim eliminados os potenciais efeitos tóxicos tanto do metal quanto do sulfeto. A toxicidade do sulfeto tem sido observada em concentrações que vão desde 200mg/L até 1500mg/L (Rajeshwari et al., 2000). O gás H<sub>2</sub>S não é tóxico somente para os microrganismos, mas também para os humanos, o que implica um perigo para os trabalhadores e os vizinhos das ETEs. O H<sub>2</sub>S não só causa odores, também é corrosivo e muito prejudicial para o funcionamento dos motores de combustão que se utilizam na recuperação da energia. Além disso, o H<sub>2</sub>S se oxida durante a combustão a dióxido de enxofre, criando um problema de contaminação de ar (Rittmann e McCarty, 2001).

No caso da amônia, a inibição é causada principalmente pelo  $\text{NH}_3$  mais que pelo  $\text{NH}_4^+$ . A aclimação microbiana é particularmente importante e, muitas vezes, está relacionada com a presença de AGV e o efeito de capacidade de neutralização da amônia. Por isto, a concentração inibidora pode variar dependendo de outros fatores ambientais e o tipo de exposição expressada na maior sensibilidade das populações metanogênicas (Malina e Pohland, 1992).

### Oxigênio

O oxigênio pode estar presente no esgoto doméstico ou ser introduzido nos reatores UASB em bolhas de ar arrastadas pelo afluente, causando inibição nas bactérias anaeróbias (van Haandel e Lettinga, 1994). No entanto, a presença das bactérias facultativas pode oferecer certa proteção às bactérias metanogênicas ao metabolizar o oxigênio presente no sistema. Assim, a inibição ocorrerá só se for excedida a capacidade das bactérias facultativas (Leitão et al., 2006a).

## **3.6 CARGA HIDRÁULICA VOLUMÉTRICA, TEMPO DE DETENÇÃO HIDRÁULICA E CARGA ORGÂNICA**

A carga hidráulica volumétrica (CHV) é o volume de esgotos aplicados diariamente no reator, por unidade de volume do reator. O tempo de detenção hidráulica (TDH) é o tempo médio que o esgoto permanece no reator. O TDH é o inverso da carga hidráulica volumétrica.

Estudos experimentais demonstraram que a carga hidráulica volumétrica não deve ultrapassar o valor de  $5,0 \text{ m}^3/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ , o que equivale a um TDH mínimo de 4,8 horas, para esgotos domésticos (Chernicharo, 1997; Chernicharo et al., 1999). Estes estudos citam que valores superiores de carga hidráulica (ou inferiores de TDH) podem prejudicar o funcionamento do reator, da seguinte maneira:

- Perda excessiva de biomassa do sistema devido ao arraste do lodo com o efluente.
- Redução do tempo de residência celular (idade do lodo) e conseqüentemente produzindo uma diminuição do grau de estabilização de sólidos.
- Aumento das probabilidades de falha no sistema, uma vez que o tempo de permanência da biomassa no sistema pode ser menor do que seu tempo de crescimento.

Pelo exposto anteriormente o TDH é um parâmetro fundamental no projeto e operação de reatores UASB. O TDH é influenciado diretamente pela vazão afluente ao reator, sendo recomendado um TDH de 8 a 10 horas para vazão média para esgotos na faixa de temperatura

em torno de 20 °C; e tempos não inferiores de 4 horas para os picos de vazão que não deverão ser prolongados por mais de 4 a 6 horas (Chernicharo et al., 1999). Para climas tropicais com temperaturas superiores a 25°C, é recomendável usar TDH de 6 horas (Leitão, 2005).

A carga orgânica volumétrica (COV) é a quantidade de matéria orgânica aplicada diariamente ao reator por unidade de volume. A COV é diretamente influenciada pela concentração da matéria orgânica (expressa como DQO ou DBO) e a vazão afluyente ao reator. Segundo Chernicharo et al. (1999), tratando-se de esgotos domésticos, os quais são considerados águas residuárias de baixa concentração (não excede 1000 mg/L DQO), a COV aplicada se situa na faixa de 2,5 a 3,5 kg DQO/m<sup>3</sup>.d. Valores superiores resultam em uma maior carga hidráulica e, conseqüentemente, em uma velocidade ascendente excessiva que pode provocar a lavagem do lodo.

### **3.7 CAUSAS E EFEITOS DAS VARIAÇÕES NAS CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO EM SISTEMAS DE TRATAMENTO DE ESGOTO**

#### **3.7.1 Causas das variações nas condições de operação nos sistemas de tratamento de esgoto**

Os esgotos afluentes as ETEs estão submetidos a variações nas suas características devido às condições ambientais e ao estado das redes de esgoto, o que finalmente provoca alterações nas unidades de tratamento que podem ir em detrimento da qualidade do efluente final. Algumas das características que podem sofrer maior alteração são: a vazão afluyente, o tempo de retenção celular, a concentração de matéria orgânica, o pH, a temperatura e a presença de compostos inibidores da atividade das bactérias (Pereira et al., 2003)

Segundo Leitão et al. (2006a) existe uma ampla variedade de eventos que provocam variações nas características do afluyente as ETEs, que vão desde variações pelas atividades da população, até variações causadas pela operação e manutenção das mesmas unidades de tratamento.

O esgoto afluyente as ETEs sofre alterações diárias na sua composição devido ao ciclo de vida da população (por exemplo, durante as noites a vazão é muito menor do que durante o dia), às condições climáticas e às características do sistema coletor de esgotos (tipo, material, comprimento, manutenção, presença de estações de bombeamento), chegando a ter variações importantes a cada hora do dia e a cada dia da semana tanto na sua composição quanto na sua vazão (Leitão et al., 2006b).

Outra fonte de variação são as interconexões das águas pluviais nas redes coletoras de esgoto, que provocam sobrecargas nos sistemas de tratamento durante as temporadas de



chuva. Esse fato resulta em grandes variações nas vazões e concentrações de matéria orgânica do afluente às ETEs, trazendo conseqüências prejudiciais aos reatores (Itonanga et al., 1994).

As ETEs que recebem contribuições de redes de esgoto combinadas estão expostas ao fenômeno do “First Flush” e geralmente não estão projetadas para amortecê-lo, causando problemas nas subseqüentes unidades de tratamento pela chance de apresentar-se um grande aumento de carga em um curto período de tempo (Deletic, 1998). Existem várias definições para este fenômeno, as quais geralmente relacionam altas concentrações de vários contaminantes com a primeira parte do evento de chuva ou fluxo de esgoto combinado (Gupta e Saul, 1996). No entanto, as expressões “altas concentrações” e “primeira parte” não têm sido claramente definidas, e isto, somado a diferentes métodos de coleta de dados, fazem com que seja difícil fazer comparações e tirar conclusões entre diferentes pesquisas acerca do fenômeno (Deletic, 1998).

Geralmente os pesquisadores usam curvas de fração acumulada de massa total de contaminante vs. fração do volume acumulado total para avaliar o fenômeno. Geiger (1987) estabeleceu que o fenômeno ocorria quando as curvas tinham uma tangente inicial maior de 45° e usou o ponto de máxima divergência da linha de 45° para quantificar o fenômeno. Saget et al. (1995) sugeriram que o fenômeno ocorria só quando pelo menos 80% da carga contaminante era transportada nos primeiros 30% do volume de escoamento. Não obstante, outros pares de números têm sido escolhidos (Deletic, 1998; Sansalone e Buchberger, 1997; Wanielista e Yousef, 1993). Sansalone e Buchberger (1997) indicaram que o fenômeno só era percebido se a curva de massa acumulada estava acima da curva de volume acumulado. Bertrand-Krajewski et al. (1998), avaliaram o fenômeno calculando coeficientes entre a massa acumulada de contaminante e a curva de volume acumulado de escoamento.

O fenômeno do “First Flush” depende das características climáticas, das características da chuva e das características quantitativas e qualitativas do escoamento (Deletic, 1998), assim como das características das redes de esgoto, das quais dependem a deposição e transporte de sedimentos e a erosão dentro das mesmas. Isto explicaria o achado de Bertrand-Krajewski et al. (1995); que encontraram um incremento dos sólidos sedimentáveis e fixos procedentes da lavagem da superfície das redes durante os eventos de chuva, porém permanecendo igual a DQO afluente no período seco e no período chuvoso.

A presença de áreas turísticas também afeta a quantidade de esgoto e concentração de matéria orgânica no afluente das ETEs, devido ao aumento da população durante os dias feriados e temporada de férias, produzindo aumentos drásticos nas vazões coletadas e nas características do esgoto (Castillo et al., 1997).

### **3.7.2 Efeito das variações de carga hidráulica e diluição de matéria orgânica nos sistemas de tratamento de esgoto**

Grandes variações na vazão e na concentração de matéria orgânica afluentes podem afetar adversamente a eficiência do reator UASB (van Lier et al., 2001). O efeito das variações de carga hidráulica e diluição depende das características e parâmetros de operação do reator (TDH, TDC, projeto e configuração), da intensidade e duração das variações e das propriedades do lodo. No entanto, não existe uma relação clara entre os parâmetros antes mencionados e o comportamento do reator UASB operando sob variações ambientais (Leitão et al., 2006b).

As variações das cargas hidráulica e diluição de matéria orgânica provocam flotação dos grânulos, geração de odores e alta concentração de sólidos suspensos no efluente, levando a uma queda na eficiência do reator UASB e acarretando o lançamento de efluentes com níveis inapropriados de contaminantes aos corpos receptores (Carvalho et al., 2005).

Acumulação de AGV, inibição da metanogênese, queda no pH e consumo de alcalinidade, mudança da taxa de produção e composição do biogás e lavagem da biomassa podem ser respostas típicas do reator durante uma sobrecarga e frente a variações repentinas da carga hidráulica e diluição. A eficiência do tratamento também diminui dado que existe menos contacto entre o leito de lodo e o substrato e uma maior concentração de SS no efluente (Leitão et al., 2006b).

Outro efeito dos choques de carga hidráulica e diluição é a rápida diminuição no número e tamanho dos organismos filamentosos em condições de aumento de carga, sugerindo a lavagem ou desagregação, devida às forças de cisalhamento, destas bactérias durante os choques de carga (Alves et al., 2000).

Van Lier et al. (2001) sugerem que, sob condições de stress, ocorre acumulação de  $H_2$  no reator uma vez que o metabolismo é deslocado a uma via metabólica menos favorável. Nesta situação as bactérias metanogênicas não conseguem acompanhar a taxa de produção de  $H_2$ , resultando na inibição da degradação do propionato, butirato e lactato.

O grau de deterioração do efluente depende da duração e magnitude da perturbação e da adaptabilidade dos microorganismos. Consequentemente, a função de maiores concentrações de biomassa nos reatores anaeróbios é usualmente melhorar a estabilidade antes que melhorar a remoção de DQO (Nachaiyasit e Stuckey, 1997).

Para absorver as flutuações instantâneas que ocorrem durante os choques, o sistema precisa ter capacidade de tamponamento suficiente, com o fim de evitar uma drástica redução na qualidade do efluente ou, em casos extremos, a lavagem total da biomassa e o colapso total do sistema (Leitão et al., 2006b).

Em termos gerais pode ser dito que as variações de carga orgânica podem trazer dois tipos diferentes de prejuízo aos reatores UASB: o primeiro, relacionado com o aumento de SS, é a diminuição do tempo de retenção celular; o segundo, relacionado com o aumento dos sólidos dissolvidos (SD), é o acúmulo de AGV dentro do reator, com a subsequente queda do pH e a possível inibição da produção de metano (Leitão et al, 2006b).

As variações na vazão afluyente ao reator UASB afetam a hidrodinâmica do leito de lodo, causando expansão do mesmo. Dependendo da magnitude da variação, pode haver lavagem da biomassa dentro do reator e uma mudança na morfologia da população microbiana, com o posterior aumento na concentração de SS no efluente do reator. Este fenômeno associado a um menor tempo de contato entre a biomassa e o substrato, podem produzir uma piora pronunciada na eficiência do tratamento. O incremento na velocidade ascensional também pode causar um aumento do transporte de massa e uma sobrecarga ao sistema de tratamento devido à diminuição da resistência externa de transferência de massa (Leitão et al., 2005b).

Entretanto, Aiyuk et al. (2006) citam que os reatores UASB apresentam alta estabilidade frente às flutuações normais na composição e concentração do afluyente. Oliva (1997) realizou experimentos num reator UASB de 18 m<sup>3</sup>, tratando esgotos domésticos provenientes da cidade de São Carlos (SP), expondo-o a choques de carga hidráulica com vazões um e meia e duas vezes maiores do que a vazão média. A partir destes resultados, Leitão et al. (2006a) deduziram que o reator tinha a tendência a uma melhor adaptação após cada choque, devido provavelmente à lavagem das partículas mais leves do lodo nos primeiros choques. Com os choques duas vezes maiores que a vazão média observou-se um aumento na DQO efluente que continuou até que o pulso foi interrompido. No caso dos choques de 1,5 vezes a vazão média, não se observou nenhum efeito negativo significativo no desempenho do reator.

Nascimento et al. (2000) avaliaram o comportamento de um sistema UASB – filtro biológico quando submetido a variações hidráulicas (vazões 50% acima e 50% abaixo da vazão média) num período de 72 horas. Neste estudo comprovou-se que o sistema foi capaz de suportar as variações hidráulicas, mantendo concentrações baixas de DQO total e SST no efluente.

Leitão et al. (2006a) usaram seis reatores UASB (120L) tratando esgoto doméstico, proveniente da cidade de Campina Grande a uma temperatura de 27 °C, para avaliar a resposta destes quando expostos a choques de carga orgânica (concentração de DQO cinco vezes maior que a concentração média) e hidráulica (vazão três vezes maior do que a vazão média) que duravam seis horas. Os resultados mostraram que os reatores UASB são sistemas

robustos no que diz respeito à eficiência na remoção de DQO e estabilidade do pH quando expostos a choques de carga. Entretanto, os reatores não puderam atenuar as flutuações impostas na DQO afluente.

Operando um reator UASB em escala piloto (160L) que recebia esgoto sanitário proveniente da Universidade de São Paulo em São Carlos, Carvalho et al. (2005) demonstraram que as variações cíclicas diárias 40% acima e abaixo em relação à vazão média afluente não influenciaram a capacidade de tamponamento do reator nem as características do efluente.

## 4 METODOLOGIA

### 4.1 REATORES UASB

Foram utilizados três reatores UASB (Figura 4.1) cada um com um volume efetivo de 17 L, feitos em acrílico, designados como UASB 1, 2 e 3. A temperatura de operação dos reatores foi  $30 \pm 2^\circ\text{C}$ . A temperatura dos reatores foi mantida mediante um sistema de aquecimento que recirculava água a  $50^\circ\text{C}$  desde um pequeno reservatório através de três mangueiras enroladas em torno de cada um dos três reatores. Uma quantidade equivalente de lodo foi disposta nos três reatores para obter uma carga biológica de  $0,11 \text{ kg DQO/kg SVT. d.}$  O reator 3 foi utilizado como controle e os reatores 1 e 2 receberam choques de carga orgânica e hidráulica. Os reatores foram situados no Laboratório de Saneamento Ambiental do IPH.

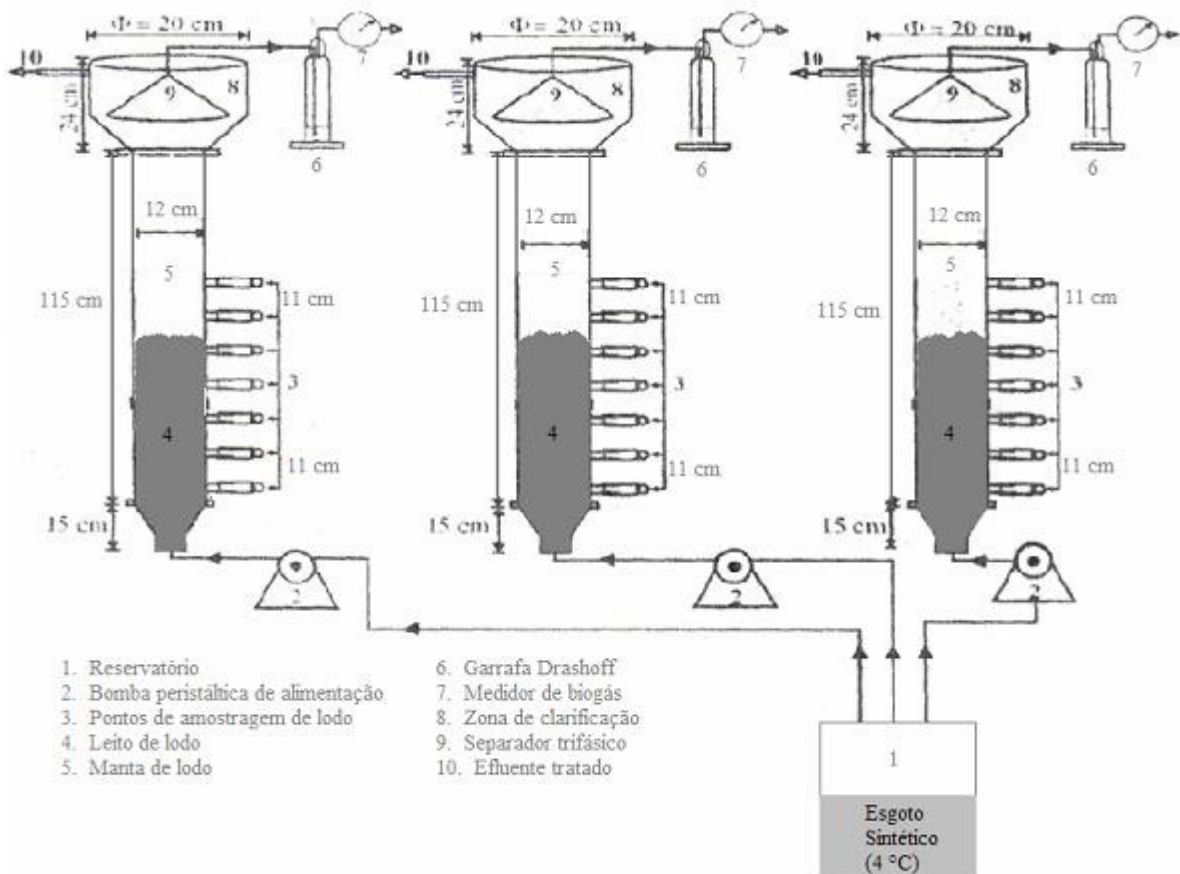


FIGURA 4.1 Configuração dos reatores UASB que usados no experimento (Fonte: Miranda, 2004)

### 4.2 INÓCULO

Os reatores UASB foram inoculados com lodo anaeróbico proveniente de uma ETE com reator anaeróbico que trata o efluente de uma fábrica de gelatina. No inóculo foram feitas

determinações analíticas de ST e SVT (Standard, 1998), perfil de lodos (Chernicharo et al., 1999), velocidade de sedimentação (Miranda, 2004), granulometria das partículas (Miranda, 2004) e AME (Monteggia, 1997). Os resultados dos testes são apresentados na seção 5.4.1.

### 4.3 CARACTERIZAÇÃO DO AFLUENTE

Foi preparado um esgoto sintético com concentração de DQO similar à do esgoto doméstico, com uma DQO em torno de 600 mg/L e que continha os macro e micronutrientes essenciais para sustentar o crescimento bacteriano, além de capacidade de tamponamento, necessária para o correto funcionamento do reator UASB. A fonte de carbono foi composta por acetato de sódio (50 %) e glicose (50 %). A água empregada para preparar o esgoto sintético foi água da torneira. O esgoto foi mantido a 4 °C num refrigerador e diretamente alimentado aos reatores mediante bombas peristálticas. A tabela 4.1 mostra a composição do esgoto doméstico sintético empregado.

TABELA 4.1 Composição do esgoto sintético para alimentação do reator UASB

CLASSIFICAÇÃO	ELEMENTO	CONCENTRAÇÃO DO ELEMENTO (mg/L)	COMPOSTO	CONCENTRAÇÃO DO COMPOSTO (mg/L)
Macronutriente	Nitrogênio	35,0	NH <sub>4</sub> Cl	133,75
	Fósforo	7,1	KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	31,32
	Enxofre	6,0	Na <sub>2</sub> SO <sub>3</sub>	15,72
	Potássio	9,0	KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	31,32
	Cálcio	9,0	CaCl <sub>2</sub> .2H <sub>2</sub> O	33,01
	Magnésio	6,0	MgCl <sub>2</sub> .6H <sub>2</sub> O	50,02
	Ferro	1,1	FeCl <sub>3</sub> .6H <sub>2</sub> O	5,32
Micronutriente	Manganês	0,3	MnCl <sub>2</sub> .4H <sub>2</sub> O	1,08
	Zinco	0,05	ZnCl <sub>2</sub>	0,10
	Cobalto	0,026	CoCl <sub>2</sub> .6H <sub>2</sub> O	0,11
	Molibdênio	0,030	Na <sub>2</sub> MoO <sub>4</sub> .2H <sub>2</sub> O	0,076
	Cobre	0,0025	CuCl <sub>2</sub> .2H <sub>2</sub> O	0,007
	Níquel	0,007	NiCl <sub>2</sub> .6H <sub>2</sub> O	0,028
Alcalinidade		2.250	NaHCO <sub>3</sub>	1.250
Fonte de Carbono	DQO	600	CH <sub>3</sub> COONa.3H <sub>2</sub> O	647,00
			C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	300,00

### 4.4 OPERAÇÃO DOS REATORES

A operação dos reatores foi dividida em três fases:

- Início e aclimação dos reatores
- Choques individuais de carga hidráulica e diluição de matéria orgânica
- Simulação de uma temporada de chuva

Estas fases são descritas a seguir.

#### 4.4.1 Fase 1: início e aclimação dos reatores

Esta fase teve uma duração de dois meses, durante os quais os reatores foram operados com uma carga orgânica volumétrica de 2,0 kg DQO/m<sup>3</sup>.d, vazão de 2,4 L/h, TDH de 7 horas e DQO afluente de 600 mg/L. Amostras do afluente e do efluente de cada reator foram compostas 3 vezes por semana num período compreendido entre as 8:00h às 17:00h. Determinações analíticas de DQO total e dissolvida, sólidos totais (ST), sólidos voláteis totais (SVT), sólidos suspensos totais (SS), sólidos suspensos voláteis (SSV) e alcalinidade total foram realizadas nestas amostras conforme o Standard Methods (1998). Uma amostra semanal de cada reator foi filtrada e conservada com ácido fórmico concentrado para determinar AGV. O pH e a temperatura foram medidos diariamente. No final desta fase, foram tomadas amostras de lodo nos pontos de coleta de cada reator para realizar as mesmas determinações analíticas feitas no lodo do inóculo.

#### 4.4.2 Fase 2: choques individuais de carga orgânica e hidráulica

Esta fase teve uma duração de três semanas, durante as quais foi feito semanalmente um choque diminuindo a concentração de matéria orgânica afluente e aumentando a vazão nos reatores 1 e 2. Todos os choques tiveram uma duração de 6 horas (Leitão et al., 2006b). As vazões, TDH e concentrações de carga orgânica médias às quais foram submetidos os reatores são mostradas na Tabela 4.2.

TABELA 4.2 Vazões e concentrações de matéria orgânica afluente médias dos choques na fase 2

Hora	REATOR 1			REATOR 2			REATOR 3		
	Vazão (L/h)	TDH (h)	DQO (mg/L)	Vazão (L/h)	TDH (h)	DQO (mg/L)	Vazão (L/h)	TDH (h)	DQO (mg/L)
0	2,4	7	600	2,4	7	600	2,4	7	600
1	3,3	5	450	5,5	3	300	2,4	7	600
2	4,2	4	300	8,4	2	150	2,4	7	600
3	4,2	4	300	8,4	2	150	2,4	7	600
4	4,2	4	300	8,4	2	150	2,4	7	600
5	4,2	4	300	8,4	2	150	2,4	7	600
6	3,3	5	450	5,5	3	300	2,4	7	600
7	2,4	7	600	2,4	7	600	2,4	7	600

Por problemas operacionais o Reator 3 saiu de funcionamento após o segundo choque e não foi usado mais no restante do experimento.

Para acompanhar as mudanças na qualidade do efluente foi feito um monitoramento de hora em hora, no qual foram recolhidas amostras para determinar DQO total e filtrada, ST,

SVT, SS, SSV e alcalinidade total. O pH foi medido a cada hora. Também foi coletada uma amostra de cada reator e logo filtrada e conservada com ácido fórmico concentrado para determinar AGV. O monitoramento começou uma hora antes do início dos choques e terminou 24 horas após o início dos mesmos. Adicionalmente foram compostas amostras do efluente dos reatores o dia anterior ao começo dos choques e o dia posterior ao fim dos mesmos. Uma amostra do efluente do Reator 3 foi composta de hora em hora enquanto eram coletadas as amostras dos outros dois reatores.

No final das três semanas foram coletadas amostras compostas do lodo de cada reator nos diferentes pontos de coleta para realizar as mesmas determinações analíticas feitas no lodo do inóculo.

#### 4.4.3 Fase 3: simulação de uma temporada de chuva

Nesta fase os reatores 1 e 2 foram submetidos a uma situação compatível com uma temporada de chuva com duração de um mês (compreendido entre os dias 06/09/2006 e 06/10/2006), com choques de diluição de concentração de matéria orgânica (variando entre 128 mg/L e 446 mg/L) e aumento da vazão (variando entre 3,5 L/h e 16,8 L/h), similares aos que ocorrem em uma temporada de chuvas. A data, duração, vazão, TDH, velocidade ascensional ( $V_{As}$ ), concentração de matéria orgânica e alcalinidade de cada um dos choques foram escolhidas aleatoriamente e são mostradas na Tabela 4.3.

TABELA 4.3 Data, duração, vazão, TDH,  $V_{As}$ , DQO e alcalinidade afluente dos choques nos reatores 1 e 2 na fase 3

CHOQUE	DATA	DURAÇÃO (Horas)	VAZÃO (L/h)	TDH (h)	$V_{As}$ (m/h)	DQO (mg/L)	ALCALINIDADE (mg/L de $CaCO_3$ )
1	06-Set	1,5	16,8	1,0	1,49	128	306,0
2	08-Set	1,0	13,2	1,3	1,17	240	326,0
3	12-Set	2,0	6,0	2,8	0,53	384	856,8
4	13-Set	2,5	4,0	4,3	0,35	384	856,8
5	14-Set	4,0	4,2	4,0	0,38	352	591,6
6	15-Set	1,5	6,0	2,8	0,53	341	652,8
7	18-Set	2,0	4,3	4,0	0,38	248	550,8
8	19-Set	4,0	4,8	3,5	0,42	403	652,8
9	22-Set	1,0	16,8	1,0	1,49	192	326,4
10	25-Set	1,0	16,8	1,0	1,49	124	326,4
11	26-Set	2,0	6,0	2,8	0,53	300	673,2
12	27-Set	2,0	5,0	3,4	0,44	240	510,0
13	28-Set	3,0	7,5	2,3	0,66	217	346,8
14	29-Set	3,0	3,5	4,9	0,31	330	714,0
15	03-Out	3,0	12,0	1,4	1,06	446	774,0
16	04-Out	3,0	10,0	1,7	0,88	352	734,0
17	05-Out	1,5	14,0	1,2	1,24	199	550,0
18	06-Out	2,0	9,0	1,9	0,80	265	550,0



O monitoramento dos reatores foi feito antes de começar cada choque, durante o choque e cinco minutos depois de terminar o choque, com coleta de amostras de hora em hora. Também a cada hora foi medida a produção de biogás pelo princípio de deslocamento de líquido por gás usando uma proveta invertida (100 ml) dentro de um recipiente. Antes de chegar na proveta, o biogás produzido passou por uma garrafa Drashoff que continha NaOH 2,5 % (p/p) para garantir que o biogás medido fosse metano. Foram avaliados os mesmos parâmetros de qualidade do efluente e características do lodo que na fase 2.

#### 4.4.4 Variabilidade do efluente e da eficiência do tratamento

Para avaliar a variabilidade da concentração de DQO Total efluente e da eficiência do tratamento nos reatores durante os choques foi empregado o Coeficiente de Variabilidade (CV), o qual é o desvio padrão expressado como porcentagem da média (Devore, 1991).

$$CV = [100 * s / X] \quad (4.1)$$

Onde:

CV = Coeficiente de variabilidade (%)

s = Desvio Padrão

X = Média

## 4.5 ANÁLISES

### 4.5.1 Análises da qualidade do afluente e o efluente

Na Tabela 4.4 explicam-se os métodos de análise dos parâmetros de qualidade do efluente.

TABELA 4.4 Métodos de análise dos parâmetros do afluente e o efluente

PARÂMETRO	MÉTODO DE ANÁLISE
DQO total e dissolvida*	Titulométrico com refluxo fechado. Método 5220C (STANDARD, 1998) Secagem a 103 – 105° C.
ST	Método 2540B (STANDARD, 1998) Ignição a 550 ° C.
SVT	Método 2540E (STANDARD, 1998) Secagem a 103 – 105° C.
SST	Método 2540D (STANDARD, 1998) Ignição a 550 ° C.
SSV	Método 2540E (STANDARD, 1998) Titulométrico
Alcalinidade total	Método 2320B (STANDARD, 1998) Eletrométrico
pH	Método 4500 – H <sup>+</sup> (STANDARD, 1998)

\* Para determinar a DQO dissolvida, cada amostra foi filtrada através de filtro de acetato de celulose (Schleicher & Schuell, GF 50, Alemanha) com um tamanho de poro de 0,45µm e um diâmetro de 4,7cm.

Embora tenham sido coletadas e preservadas as amostras para realizar as análises de AGVs, não foi possível fazê-las pela falta de operacionalidade do cromatógrafo gasoso disponível no laboratório. Por essa razão, não são apresentadas neste trabalho.

#### 4.5.2 Análises das características físico-químicas do lodo

Foram coletadas amostras compostas do lodo presente em cada reator usando os pontos de coleta situados a diferentes alturas ao longo dos reatores e preservadas em geladeira a uma temperatura de 4° C, até que os ensaios a seguir descritos fossem realizados.

##### Perfil de lodos

Foram coletadas amostras de lodo em diferentes alturas do reator usando os pontos de coleta situados ao longo do mesmo. Nestas amostras foi determinado o teor de SVT, segundo o método 2540E do Standard (1998). Para conhecer a quantidade total de biomassa presente no reator, essas medidas de concentração foram multiplicadas pelos volumes correspondentes a cada zona amostrada. O somatório das quantidades de lodo em cada zona correspondeu à biomassa total presente no reator (Chernicharo et al., 1999).

##### AME

A determinação da AME foi realizada segundo o método sugerido por Monteggia (1997) usando um respirômetro anaeróbio, incorporado com sensores elétricos para o monitoramento contínuo da produção de biogás, com 6 reatores com volume de 500 mL, operando em batelada a uma temperatura de 35° C (Figura 4.2).

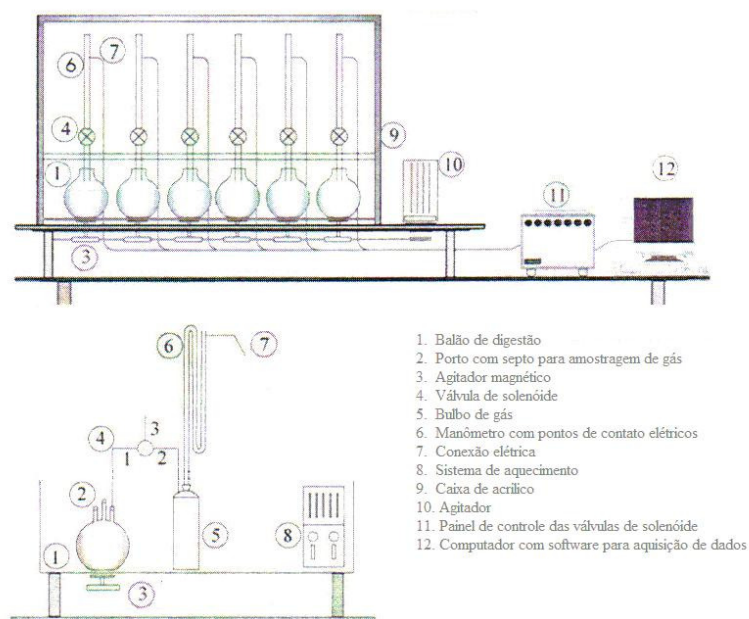


FIGURA 4.2 Esquema do respirômetro anaeróbio usado para o teste de AME (Adaptado de: Monteggia, 1997)

### Velocidade de sedimentação

O tubo Griffith, mostrado na figura 4.3, foi utilizado para esta determinação. O equipamento é uma adaptação do siltômetro desenvolvido por Puri em 1934 para estudar a distribuição de tamanho de partículas de limos e areias e consiste em três partes (Hairsine e Mc Tainsh, 1986):

- A parte superior composta por uma caixa de acrílico dentro da qual há um copo, onde é colocada a amostra e que está preso a um eixo que, sendo acionado por uma manivela externa, deixa cair a amostra dentro do tubo.
- A parte intermediária, encontra-se o tubo de decantação de acrílico de 2m de comprimento e 60mm de diâmetro interno.
- A parte inferior composta por uma bandeja giratória de 70cm de diâmetro externo e 10cm de altura. Dentro da bandeja estão dispostos 19 recipientes de coleta, que recebem o material decantado no tubo.

O teste inicia com a colocação de uma amostra de lodo no copo situado na parte superior. A coluna de água dentro do tubo de decantação é mantida com ajuda de uma bomba de vácuo. A seguir, a amostra é lançada dentro do tubo e o lodo inicia seu processo de queda.

A primeira parte do material que saiu do tubo foi então recolhida no primeiro recipiente de coleta, e logo, a intervalos predeterminados de tempo (um minuto para o inóculo e dois para as demais amostras), a parte inferior do tubo foi posicionada no seguinte recipiente, até completar os 19. No último recipiente, além do tempo predeterminado, se recolheu material por 10 minutos adicionais.



FIGURA 4.3 Tubo Griffith

Para calcular a velocidade média de sedimentação foi empregada a equação 4.2 proposta por Ghangrekar et al. (2005):

$$\text{Vel. Méd. Sed.} = \Sigma [\% \text{ em peso da fração sedimentada} * \text{Velocidade de sedimentação da fração}] \quad (4.2)$$

#### Distribuição granulométrica das partículas do lodo

Esta análise foi feita usando um Analisador Laser de Tamanho de Partículas “CILAS 1180” fabricado pela Company Industrielle des Lasers (CILAS) na França, que cobre uma faixa de tamanho de 0,04 - 2500 $\mu\text{m}$ .

O equipamento mede através de uma tecnologia patenteada (difração laser e câmera CCD) a distribuição granulométrica de uma amostra carregada e dispersada em um meio aquoso. As partículas finas são medidas pelo seu padrão de difração, usando a teoria de Fraunhofer ou Mie. As partículas mais grossas são medidas usando uma Transformação Rápida de Fourier em tempo real da imagem obtida da câmera CCD equipada com uma unidade de processamento digital. Esta combinação de tecnologias permite obter uma curva de distribuição na faixa de 0,04 - 2500 $\mu\text{m}$  sem ajuste mecânico ou realinhamento ótico.

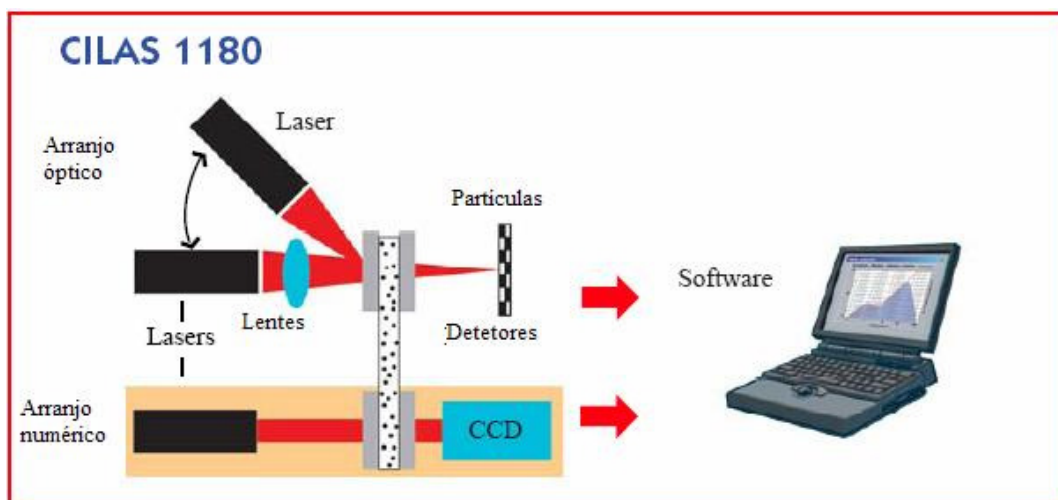


FIGURA 4.4 Princípio de Operação do Analisador de Partículas CILAS 1140 (Company Industrielle des Lasers, 2006)

## 5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

A seguir são apresentados os resultados obtidos referentes à qualidade do efluente dos reatores durante as diferentes fases do experimento. Seguem-se os resultados das análises das características físico-químicas do lodo dos reatores.

### 5.1 FASE 1: INÍCIO E ACLIMATAÇÃO DOS REATORES

As figuras 5.1 a 5.4, apresentam o pH, percentual de remoção de DQO total e dissolvida, SS, SSV e alcalinidade do reator 1 durante a fase de aclimação.

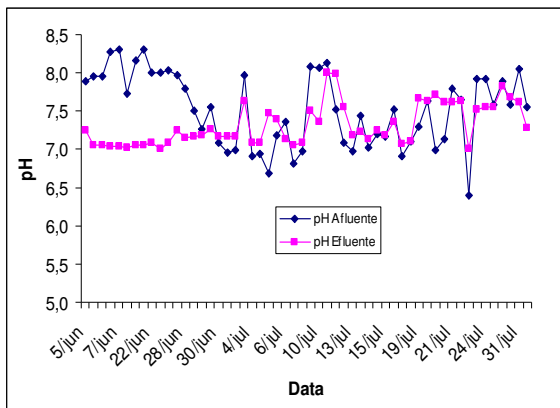


FIGURA 5.1 pH afluente e efluente no Reator 1 durante a fase 1

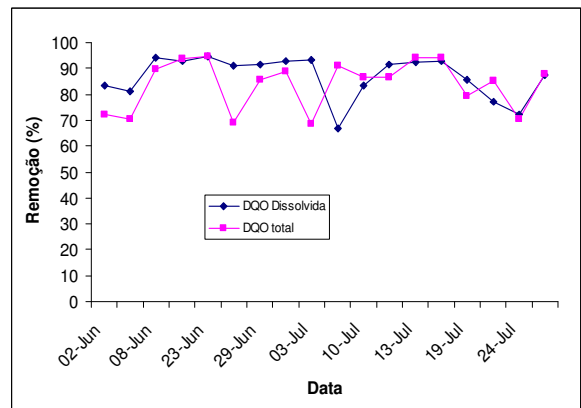


FIGURA 5.2 Remoção de DQO Total e Dissolvida no Reator 1 durante a fase 1

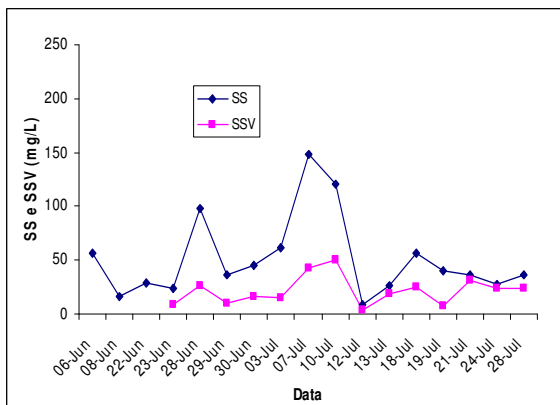


FIGURA 5.3 Concentração de SS e SSV efluentes no Reator 1 durante a fase 1

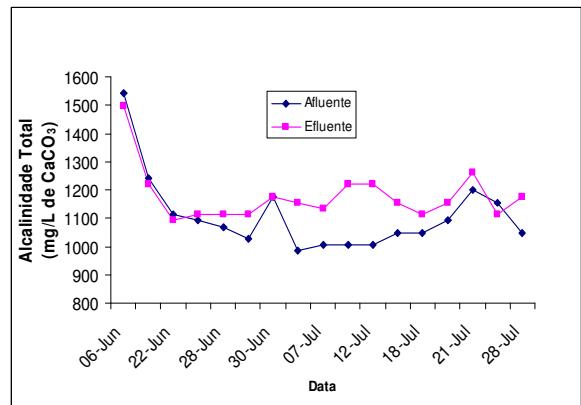


FIGURA 5.4 Concentração afluente e efluente de Alcalinidade Total no Reator 1 durante a fase

Durante o tempo que durou esta fase, o Reator 1 operou com níveis de remoção de DQO total e dissolvida sempre superiores a 70% e concentrações efluentes de SS e SSV menores de 100mg/L. Além disso, manteve sempre o pH estável na faixa neutra, chegando até a produzir alcalinidade a partir da terceira semana de operação, provavelmente como produto da conversão do acetato de sódio em metano:  $1/8 \text{CH}_3\text{COO}^- + 1/8 \text{H}_2\text{O} \rightarrow 1/8 \text{CH}_4 + 1/8 \text{HCO}_3^-$  (Metcalf & Eddy, 2003), fatores que indicaram a estabilidade do mesmo durante esta fase do experimento.

As figuras 5.5 a 5.8 apresentam o pH, percentual de remoção de DQO total e dissolvida, SS, SSV e alcalinidade do reator 2 durante a fase de aclimação.

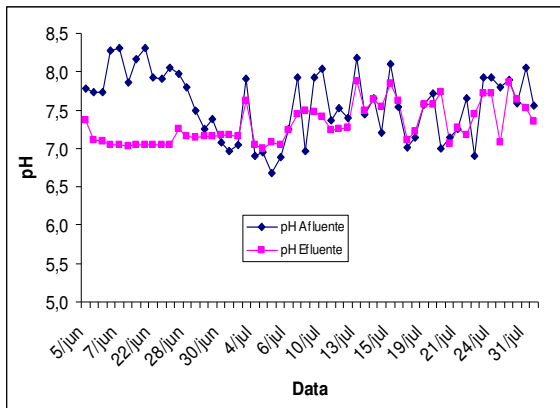


FIGURA 5.5 pH afluente e efluente no Reator 2 durante a fase 1

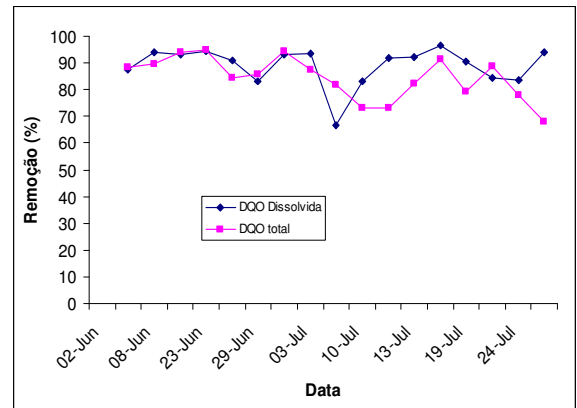


FIGURA 5.6 Remoção de DQO Total e Dissolvida no Reator 2 durante a fase 1

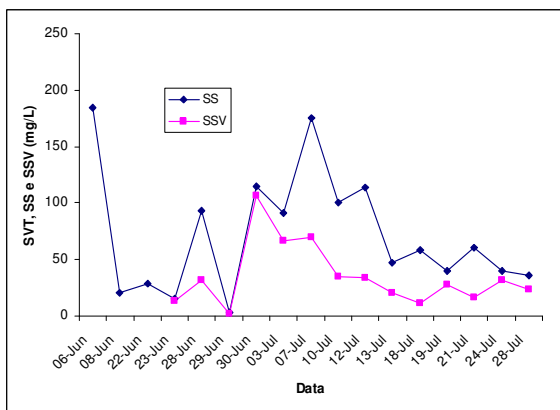


FIGURA 5.7 Concentração de SS e SSV efluentes no Reator 2 durante a fase 1

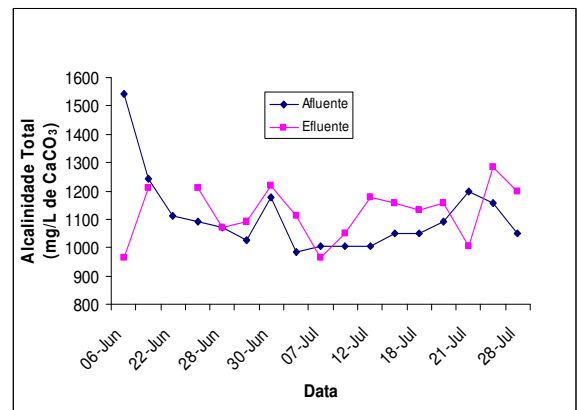


FIGURA 5.8 Concentração afluente e efluente de Alcalinidade Total no Reator 2 durante a fase 1

Da mesma forma que o Reator 1, o Reator 2 também apresentou grande estabilidade durante a fase de aclimação, exibindo níveis de remoção de DQO total e dissolvida sempre superiores ao 70% em ambos os parâmetros. As concentrações de SS e SSV do efluente foram levemente superiores às do Reator 1, porém nunca ultrapassaram de 185mg/L. Da mesma forma que o Reator 1, o Reator 2 também manteve seu pH na faixa neutra e produziu alcalinidade em boa parte da sua operação.

As figuras 5.9 a 5.12, apresentam o pH, percentual de remoção de DQO total e dissolvida, SS, SSV e alcalinidade do reator 3 durante a fase de aclimação.

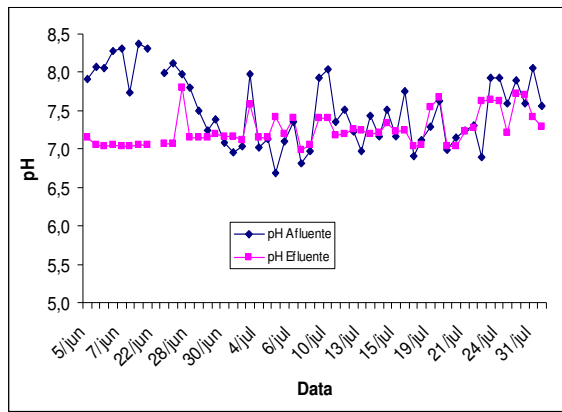


FIGURA 5.9 pH afluente e efluente no Reator 3 durante a fase 1

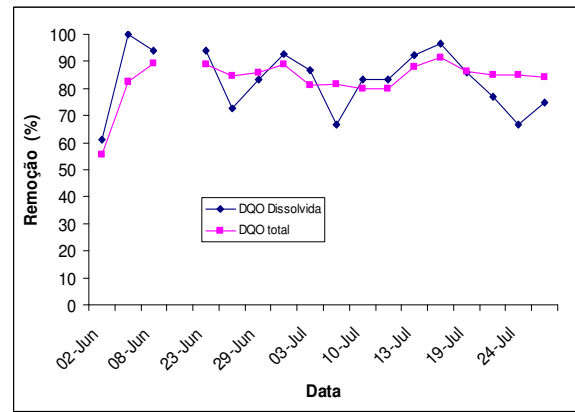


FIGURA 5.10 Remoção de DQO Total e Dissolvida no Reator 3 durante a fase 1

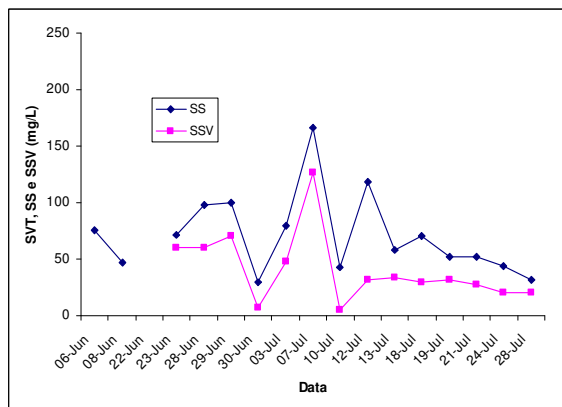


FIGURA 5.11 Concentração de SS e SSV efluentes no Reator 3 durante a fase 1

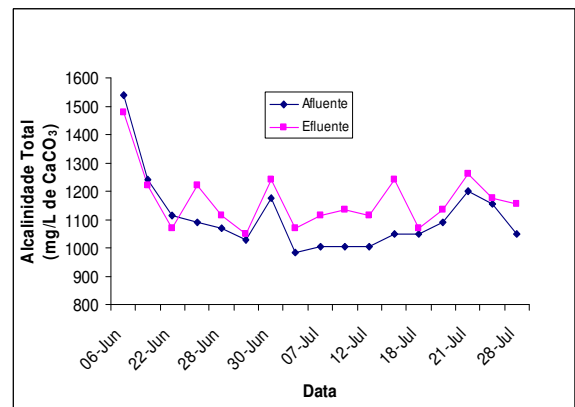


FIGURA 5.12 Concentração afluente e efluente de Alcalinidade Total no Reator 3 durante a fase 1

Inicialmente o Reator 3 apresentou níveis de remoção de 60% para a DQO total e 55% para a DQO dissolvida. Estes níveis de remoção logo aumentaram a 80% após 4 dias de operação. O Reator 3 apresentou concentrações efluentes de SS e SSV inferiores a 166mg/L. O pH também se manteve estável na faixa neutra e depois de três semanas de operação começou a produzir alcalinidade.

Kalyuzhnyi et al (1995), atingiram em duas semanas remoções de DQO total superiores a 98% em reatores UASB em escala de laboratório inoculados com lodo granular e operados com uma COV de 3g DQO/L.d. Os resultados apresentados nesse estudo mostram que o lodo granular pode adaptar-se rapidamente a condições de incremento de COV resultando numa alta eficiência na conversão do substrato. Leitão et al. (2005) encontraram que com valores inferiores a 300 mg/L de DQO afluente e TDH menores de 6 horas, a eficiência dos reatores UASB tende a diminuir e a variabilidade no tratamento a aumentar. Segundo os mesmos autores, só existem evidências de instabilidade dentro dos reatores quando estes são submetidos a condições operacionais extremas (TDH menor de 2 horas e concentração de DQO afluente menor de 200 mg/L). Por estas razões era de esperar-se que o processo de aclimação não causasse perturbações no desempenho dos reatores.

## 5.2 FASE 2: CHOQUES INDIVIDUAIS DE CARGA ORGÂNICA E HIDRÁULICA

### 5.2.1 Estabilidade do pH e alcalinidade

As figuras 5.13 a 5.18 mostram os resultados de pH para os reatores 1 e 2 nos choques da fase 2 os quais tiveram 6 horas de duração.

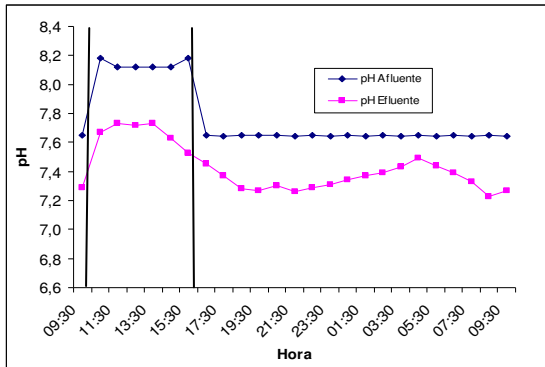


FIGURA 5.13 pH afluente e efluente no Reator 1 durante o primeiro choque da fase 2

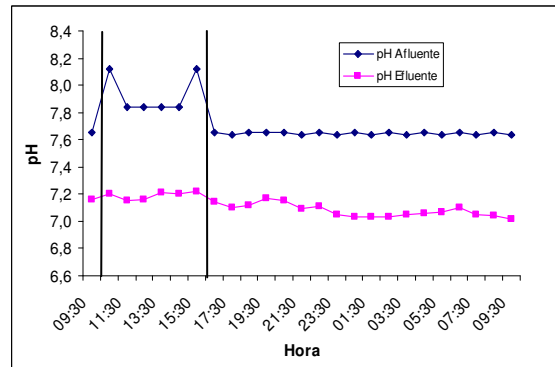


FIGURA 5.14 pH afluente e efluente no Reator 2 durante o primeiro choque da fase 2

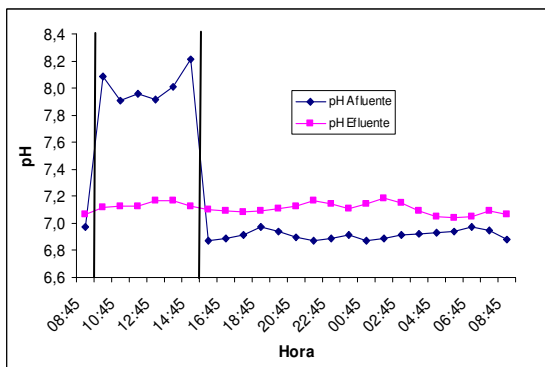


FIGURA 5.15 pH afluente e efluente no Reator 1 durante o segundo choque da fase 2

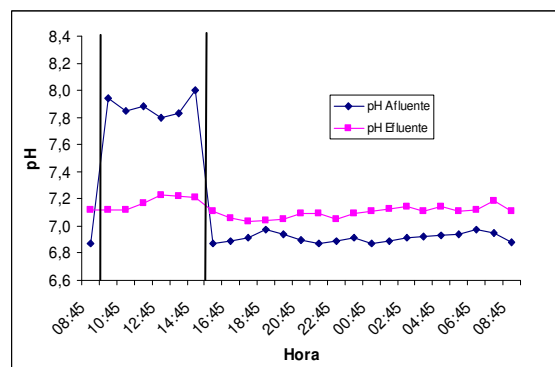


FIGURA 5.16 pH afluente e efluente no Reator 2 durante o segundo choque da fase 2

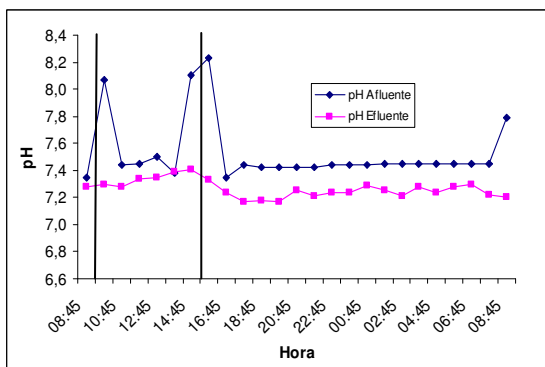


FIGURA 5.17 pH afluente e efluente no Reator 1 durante o terceiro choque da fase 2

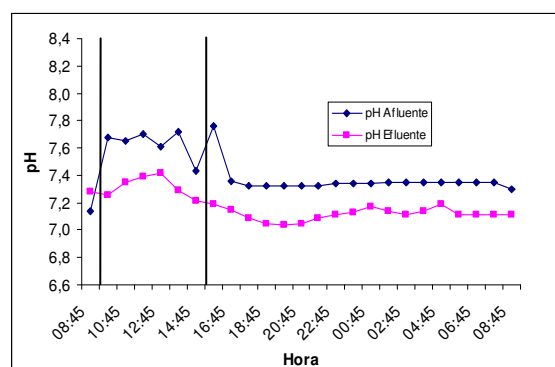


FIGURA 5.18 pH afluente e efluente no Reator 2 durante o terceiro choque da fase 2

Em nenhum dos dois reatores observou-se uma queda drástica do pH, porém observou-se um consumo de alcalinidade que se prolongou até três vezes o TDH, contado depois do começo dos choques. Este consumo de alcalinidade foi provavelmente provocado



por um aumento na concentração de AGV dentro do reator produto da instabilidade causada pelos choques dentro dos reatores. Se efetivamente ocorreu um acúmulo de AGV dentro dos reatores, este pôde estar relacionado à limitação cinética dos microorganismos metanogênicos e ao arraste de biomassa. Também podem ter ocorrido limitações de transferência de biomassa, embora em menor grau. Consequentemente, existiu a possibilidade de apresentar-se um acúmulo de acetato, hidrogênio e dióxido de carbono e outros produtos intermediários como o propionato e o butirato, cuja degradação é facilmente limitada por razões termodinâmicas, contribuindo ao consumo de alcalinidade (Aquino e Chernicharo, 2005).

Os resultados de alcalinidade afluyente e efluente nos reatores 1 e 2 durante os choques da fase 2 são mostrados nas figuras 5.19 a 5.24.

O consumo de alcalinidade nos reatores verificou-se em todos os choques para os dois reatores, sendo que em todos os casos o reator 2 apresentou o consumo antes do que o reator 1. O maior consumo de alcalinidade aconteceu no Reator 2, que foi exposto aos choques mais severos (ver Tabela 4.3), provavelmente devido a uma maior concentração de AGV no sistema. Na maioria dos casos a concentração mínima de alcalinidade aconteceu na transição de um TDH menor (e uma alcalinidade menor) para um TDH maior (e uma alcalinidade maior), sendo este fato um indicador de que os reatores não atingiram o nível mais baixo de alcalinidade que devia acontecer segundo as condições impostas aos mesmos. A diminuição na concentração efluente de alcalinidade também pôde ter sido o reflexo da diluição na alcalinidade afluyente durante os choques.

A recuperação da alcalinidade efluente ocorreu entre duas e três vezes o TDH contados a partir do início dos choques.

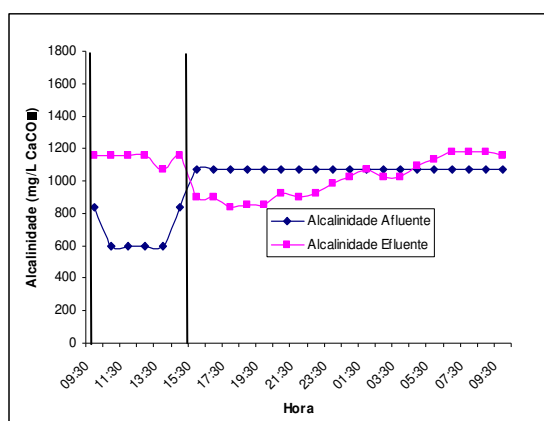


FIGURA 5.19 Concentração de Alcalinidade Total no afluyente e no efluente do Reator 1 no primeiro choque durante a fase 2

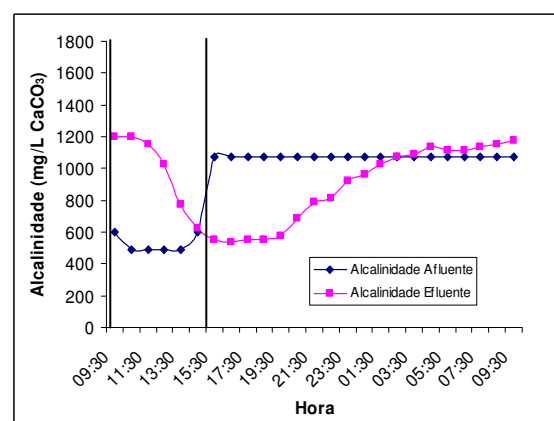


FIGURA 5.20 Concentração de Alcalinidade Total no afluyente e no efluente do Reator 2 no primeiro choque durante a fase 2

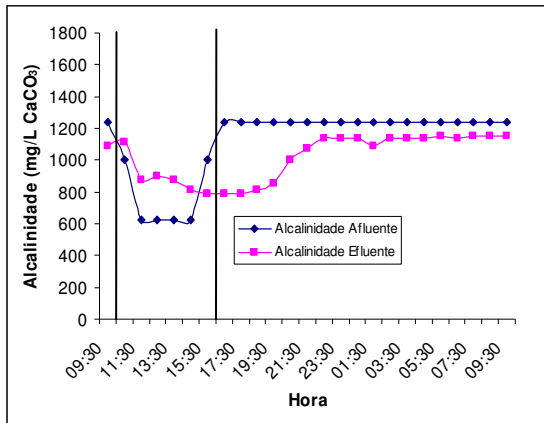


FIGURA 5.21 Concentração de Alcalinidade Total no afluente e no efluente do Reator 1 no segundo choque durante a fase 2

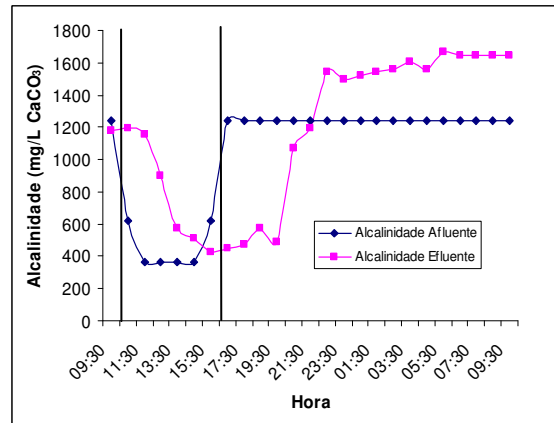


FIGURA 5.22 Concentração de Alcalinidade Total no afluente e no efluente do Reator 2 no segundo choque durante a fase 2

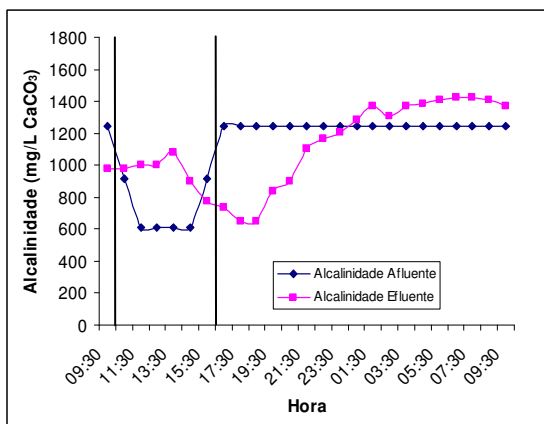


FIGURA 5.23 Concentração de Alcalinidade Total no afluente e no efluente do Reator 1 no terceiro choque durante a fase 2

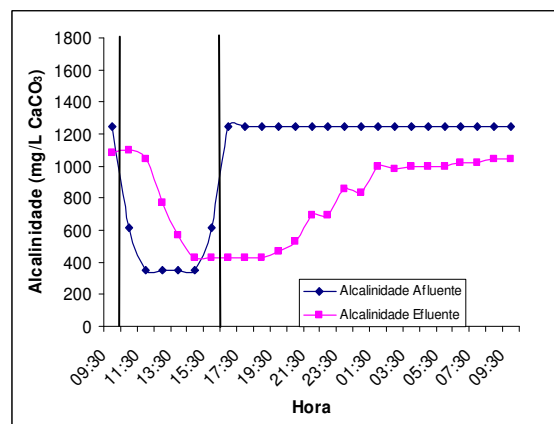


FIGURA 5.24 Concentração de Alcalinidade Total no afluente e no efluente do Reator 2 no terceiro choque durante a fase 2

### 5.2.2 Lavagem da biomassa

As figuras 5.25 a 5.28 apresentam as concentrações de SS e SSV no efluente dos reatores 1 e 2 durante os choques da fase 2.

Em todos os casos, verificou-se que o aumento da vazão provocou um incremento na concentração de SS e SSV efluentes dos dois reatores. Não observou-se tendência nenhuma a redução na concentração de SS e SSV no efluente após o fim dos choques.

Não foi possível realizar as análises de sólidos do primeiro choque, razão pela qual não são apresentadas neste trabalho.

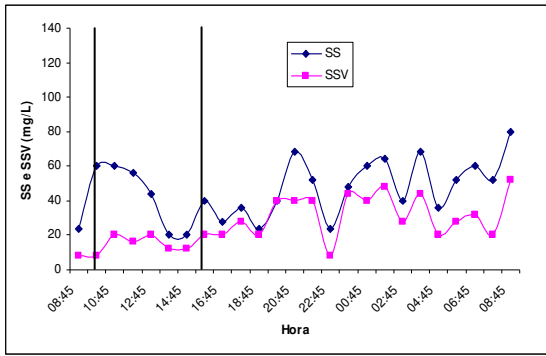


FIGURA 5.25 Concentração de SS e SSV no efluente do Reator 1 durante o segundo choque da fase 2

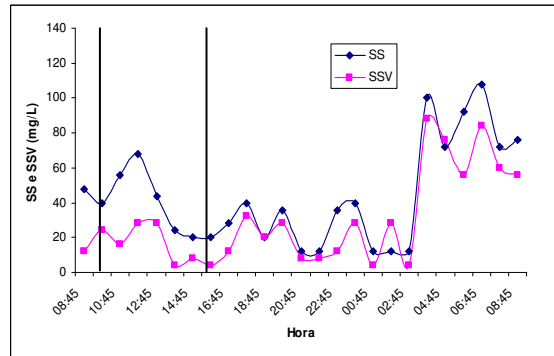


FIGURA 5.26 Concentração de SS e SSV no efluente do Reator 1 durante o terceiro choque da fase 2

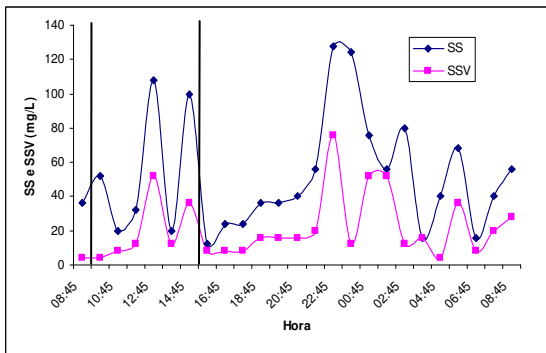


FIGURA 5.27 Concentração de SS e SSV no efluente do Reator 2 durante o segundo choque da fase 2

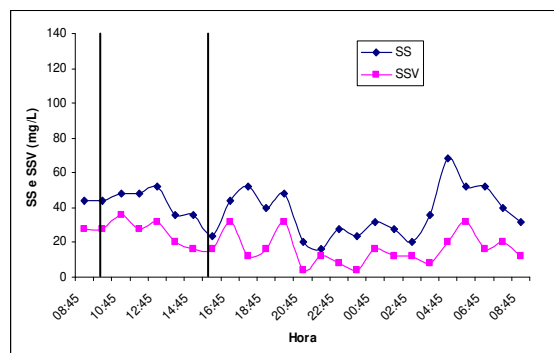


FIGURA 5.28 Concentração de SS e SSV no efluente do Reator 2 durante o terceiro choque da fase 2

### 5.2.3 Eficiência na remoção de DQO

Nas figuras 5.29 e 5.30 são mostradas as concentrações de DQO total efluente dos reatores 1 e 2 respectivamente durante a fase 2.

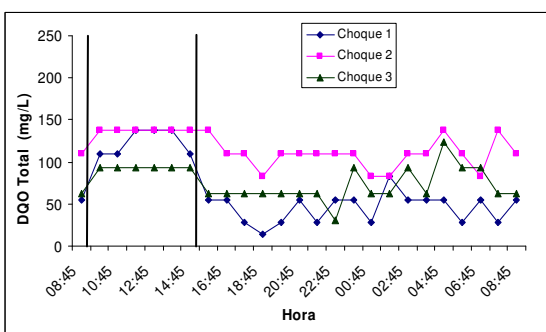


FIGURA 5.29 Concentração de DQO Total efluente no Reator 1 durante os três choques da fase 2

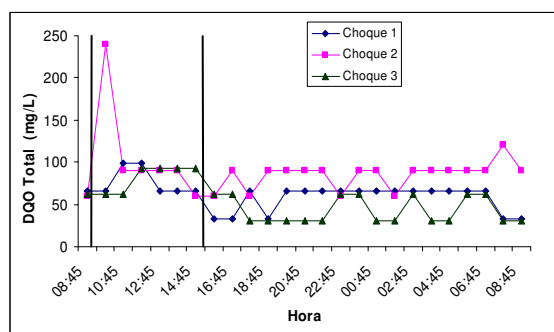


FIGURA 5.30 Concentração de DQO Total efluente no Reator 2 durante os três choques da fase 2

Nas figuras 5.31 e 5.32 são mostrados os percentuais de remoção de DQO total dos reatores 1 e 2 respectivamente durante a fase 2.

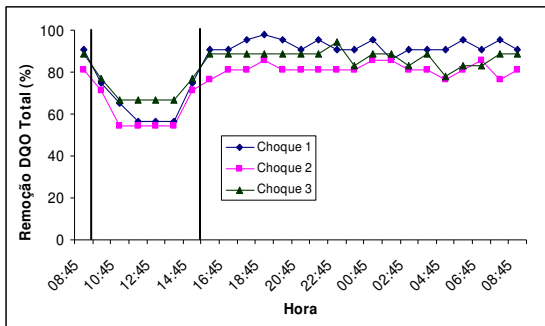


FIGURA 5.31 Remoção de DQO Total no Reator 1 durante os três choques da fase 2

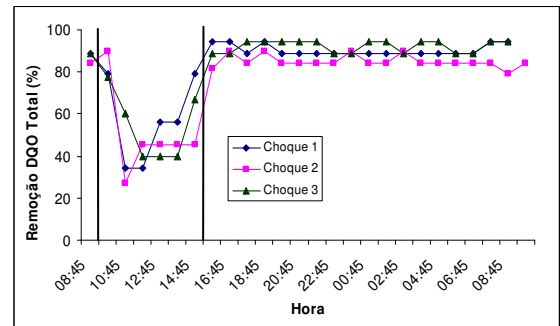


FIGURA 5.32 Remoção de DQO Total no Reator 2 durante os três choques da fase 2

A concentração de DQO total no reator 1 aumentou entre 30mg/L e 60mg/L em todos os choques, retornando as concentrações iniciais ao final dos mesmos. Para o caso do reator 2 observou-se um pico de concentração de 250mg/L no choque 2, e um aumento de 30mg/L nos choques 1 e 3. A concentração de DQO efluente voltou aos níveis apresentados antes dos choques logo após o final dos mesmos. Durante as horas seguintes ao final dos choques constatou-se que a concentração de DQO total oscilou entre 30 e 90mg/L em todos os casos.

Nos dois reatores submetidos aos choques, observou-se uma queda na eficiência da remoção de DQO total durante todo o choque, a qual foi acentuada quando foi aumentada a vazão da primeira para a segunda hora do choque (Tabela 4.3). A perda na eficiência foi maior no Reator 2 do que no Reator 1, isto devido ao menor TDH, o que permitiu maior arraste de SS no efluente pelo aumento da velocidade ascensional.

Em todos os choques, depois do estabelecimento do TDH máximo ao qual foram submetidos os reatores, estes atingiram uma “pseudo” condição permanente, ao estabelecer-se um novo nível estável de remoção de DQO. Este fato pode ser explicado pelo fato do leito de lodo ter atingido um equilíbrio entre a velocidade ascensional, a produção de biogás e a velocidade de sedimentação do lodo (Leitão et al, 2006a). Também observou-se que os reatores sempre atingiram níveis mais baixos de eficiência no primeiro choque do que no terceiro, devido a um nível decrescente de perda de biomassa, pois as partículas mais finas foram arrastadas no primeiro choque. Os dois reatores voltaram a seus níveis de remoção na hora seguinte após o fim da perturbação.

Segundo Cavalcanti (2003), a queda no desempenho dos reatores UASB quando submetidos a TDH curtos deve-se principalmente a duas razões: a incapacidade do separador trifásico em reter o lodo do reator por um período de tempo suficientemente prolongado e o curto tempo de contato existente entre o lodo retido e o substrato. Esta fato faz com que aumente a concentração de DQO no efluente dos reatores.

Nas figuras 5.33 e 5.34 são mostradas as concentrações de DQO dissolvida efluente nos reatores 1 e 2 durante os choques da fase 2.

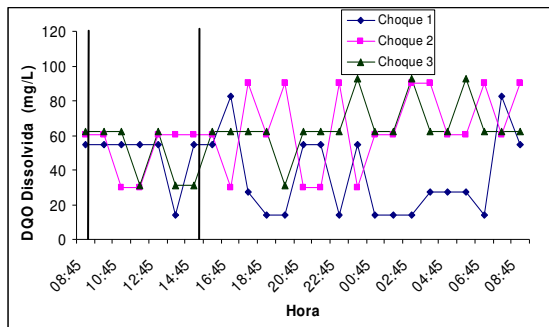


FIGURA 5.33 Concentração de DQO Dissolvida efluente no Reator 1 durante os três choques da fase 2

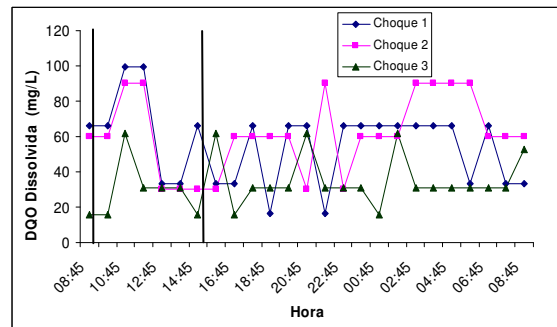


FIGURA 5.34 Concentração de DQO Dissolvida efluente no Reator 2 durante os três choques da fase 2

Nas figuras 5.35 e 5.36 são mostrados os percentuais de remoção de DQO dissolvida.

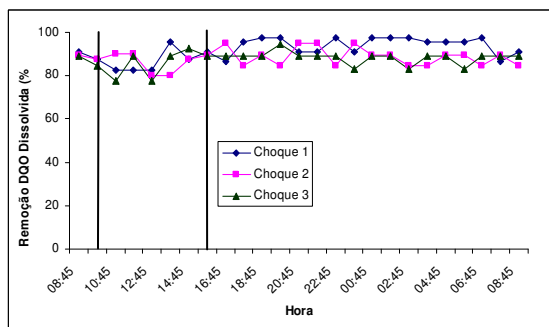


FIGURA 5.35 Remoção de DQO Dissolvida no Reator 1 durante os três choques da fase 2

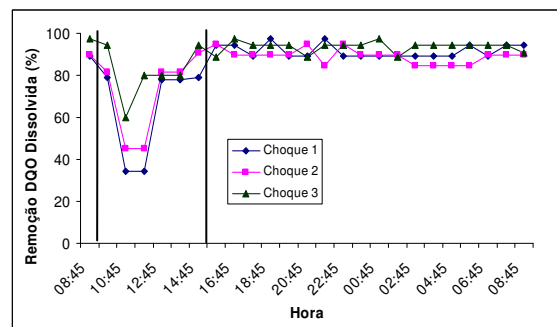


FIGURA 5.36 Remoção de DQO Dissolvida no Reator 2 durante os três choques da fase 2

A concentração de DQO dissolvida no reator 1 diminuiu durante os três choques devido à diluição da matéria orgânica afluente. Após o final dos choques, as concentrações aumentaram novamente, para valores que variaram entre 30mg/L e 90mg/L. Para o reator 2 apresentou-se um pico de concentração após o começo das perturbações nos três choques que durou uma ou duas horas. Depois do final dos choques, observaram-se variações na concentração de DQO dissolvida entre 15mg/L e 105mg/L.

Também verificou-se que os dois reatores comportaram-se de diferentes maneiras na remoção de DQO dissolvida: no Reator 1 não houve uma queda na eficiência de remoção, porém no Reator 2 apresentou-se um pico de queda na eficiência entre as duas e três primeiras horas logo do início do choque, após o qual a eficiência começou a melhorar até atingir os níveis de remoção anteriores ao choque no final dos mesmos. Isto pode ser explicado por ao menos uma das seguintes razões: primeiro, a baixas concentrações de DQO existem limitações na transferência de massa; segundo, a TDH menores, existem poucas

possibilidades de contacto entre as partículas de lodo e o substrato, e terceiro, uma maior concentração de AGV não metabolizados e produtos solúveis do metabolismo bacteriano presentes no efluente.

#### 5.2.4 Tempo de recuperação

O tempo de recuperação foi medido a partir do começo dos choques e definido neste trabalho como o tempo requerido pelos reatores UASB para retornar às condições de remoção de DQO total e dissolvida observadas antes do início dos choques (Leitão et al., 2005).

Das figuras 5.31 e 5.32 pode observar-se que o tempo de recuperação para a remoção de DQO total foi igual à duração dos choques, sendo que, como já foi mencionado, os reatores voltaram a seus níveis de remoção logo após o fim dos choques.

Já para o caso da DQO dissolvida observou-se (figuras 5.35 e 5.36) que o tempo de recuperação dependeu do nível de diluição da matéria orgânica afluenta e do aumento da vazão, já que no reator 1 não se observaram grandes alterações na percentagem de remoção de DQO dissolvida, enquanto no reator 2 observou-se que o tempo de recuperação foi igual a duração dos choques, já que depois do final dos mesmos o reator retornou aos níveis de remoção apresentados antes dos choques.

#### 5.2.5 Variabilidade do efluente e da eficiência do tratamento

Na tabela 5.1 apresentam-se os resultados de CV da concentração de DQO total e dissolvida afluenta e efluente e do percentual de remoção nos reatores 1 e 2 durante os choques da fase 2.

TABELA 5.1 Coeficiente de Variação da concentração de DQO total afluenta e efluente e do percentual de remoção nos Reatores 1 e 2 durante os choques da Fase 2

CHOQUE	REATOR 1			REATOR 2		
	CV DQO	CV DQO	CV %	CV DQO	CV DQO	CV %
	AFLUENTE	EFLUENTE	REMOÇÃO	AFLUENTE	EFLUENTE	REMOÇÃO
1	20	59	15	35	28	21
2	20	17	14	33	38	24
3	21	27	10	34	43	22

Com exceção da DQO efluente do Reator 1 durante o primeiro choque, o Reator 2 (o qual foi submetido a choques com uma concentração de DQO afluenta menor e um TDH maior) sempre apresentou maior variação na concentração de DQO efluente e na eficiência da remoção.

Segundo estes resultados, quanto maior for a perturbação à qual são submetidos os reatores, menor é sua capacidade de atenuação.

Provavelmente a maior variação na DQO efluente e na eficiência na remoção do Reator 2 estejam relacionadas com a maior variação na sua DQO afluente. O efluente dos reatores UASB varia na mesma proporção que o afluente tanto na condição permanente quanto nos choques, sendo que os reatores não são capazes de atenuar flutuações na concentração influente de DQO (Leitão et al, 2006a). Este fato pode ser explicado por ao menos uma das seguintes hipóteses: 1º) Uma variação maior do afluente produz variações maiores no efluente (Leitão et al., 2005). 2º) A maiores TDH, o reator possui uma capacidade maior de equalização que pode suavizar as flutuações do afluente (Metcalf & Eddy, 2003). 3º) Um incremento na variação devido ao erro analítico maior observado a baixas concentrações de DQO (Leitão et al., 2005).

### 5.3 FASE 3: SIMULAÇÃO DE UMA TEMPORADA DE CHUVA

Dezoito choques foram realizados na fase 3 dos experimentos, com características descritas na tabela 4.5. Para ilustrar o comportamento dos reatores durante a simulação da temporada de chuvas, apresentam-se a seguir as figuras dos parâmetros correspondentes aos choques 8 e 10, considerados leve e severo, respectivamente (Tabela 4.3). Os resultados de todos os choques são mostrados no Anexo A.

#### 5.3.1 Estabilidade do pH e alcalinidade

As figuras 5.37 e 5.38 mostram os resultados de pH para os reatores 1 e 2 durante os choques 8 e 10.

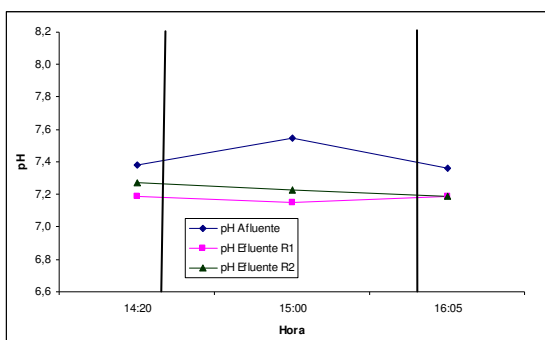


FIGURA 5.37 pH afluente e efluente nos Reatores 1 e 2 durante o choque 10 da fase 3

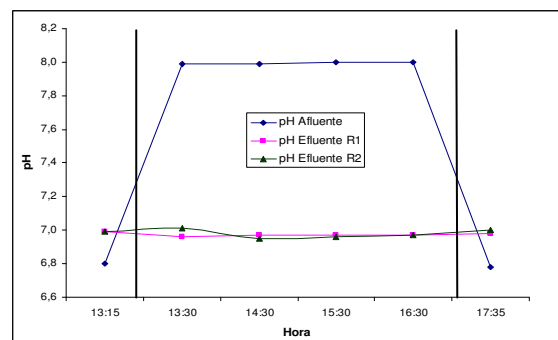


FIGURA 5.38 pH afluente e efluente nos Reatores 1 e 2 durante o choque 8 da fase 3

Novamente, verificou-se que durante os choques da fase 3 não ocorreu uma variação notável no pH, pelo que não houve perigo de instabilidade nos reatores devido à capacidade de tamponamento do afluente.

As figuras 5.39 e 5.40 mostram os resultados de concentração afluente e efluente de alcalinidade para os reatores 1 e 2 durante os choques 8 e 10. A alcalinidade só apresentou quedas importantes durante os choques mais drásticos, isto é, aqueles que tiveram o TDH perto de uma hora e cargas orgânicas menores de 200 mg/L. Este consumo foi causado presumivelmente a um aumento na concentração de AGV no efluente. Segundo Leitão et al. (2006a), quando os reatores são submetidos a choques de carga hidráulica ocorre inibição da metanogênese ocasionada pela entrada de um fluxo maior de oxigênio presente no afluente. A diminuição na concentração de alcalinidade efluente também pôde ter sido causada pela diluição na concentração da alcalinidade afluente.

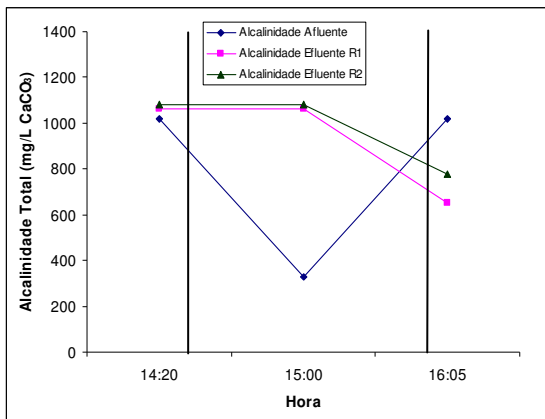


FIGURA 5.39 Concentração de alcalinidade total no afluente e no efluente dos Reatores 1 e 2 durante o choque 10 da fase 3

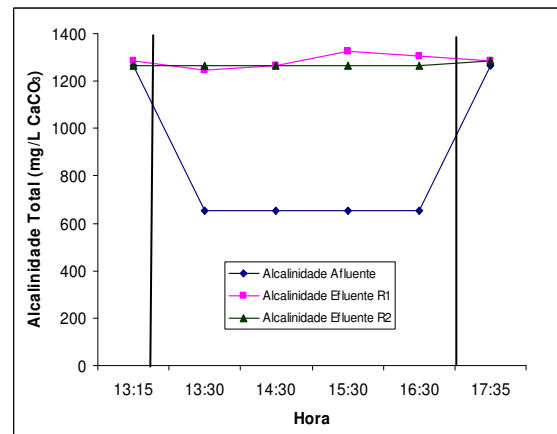


FIGURA 5.40 Concentração de alcalinidade total no afluente e no efluente dos Reatores 1 e 2 durante o choque 8 da fase 3

### 5.3.2 Lavagem da biomassa do reator

As figuras 5.41 a 5.44 mostram os resultados obtidos para SS e SSV nos choques 8 e 10 da fase 3.

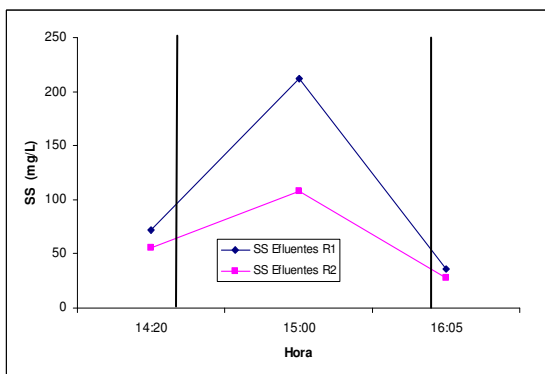


FIGURA 5.41 Concentração de SS nos Reatores 1 e 2 durante o choque 10 da fase 3

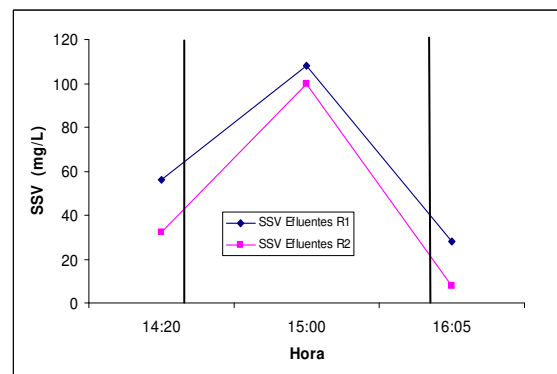


FIGURA 5.42 Concentração de SSV nos Reatores 1 e 2 durante o choque 10 da fase 3



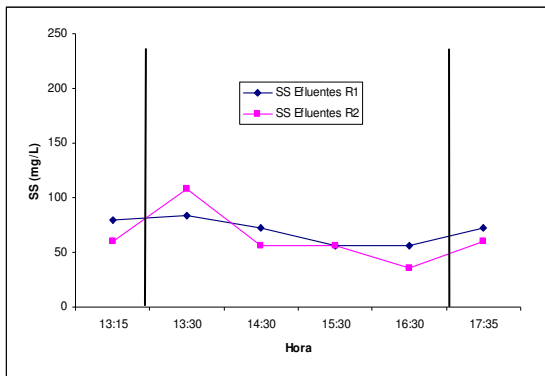


FIGURA 5.43 Concentração de SS nos Reatores 1 e 2 durante o choque 8 da fase 3

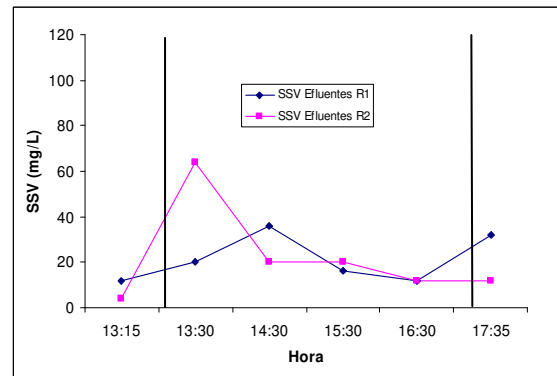


FIGURA 5.44 Concentração de SSV nos Reatores 1 e 2 durante o choque 8 da fase 3

Nos choques encontrou-se que o aumento da vazão provocou um aumento na concentração de SS e SSV, aumento que era mais notável nos choques que correspondiam a TDH menores, isto é, a velocidades ascensionais maiores; porém os reatores sempre se recuperaram antes do final dos choques. No caso do choque 10, ambos reatores atingiram concentrações efluentes menores de sólidos do que as apresentadas antes do choque. Isto pode ser devido à lavagem das partículas mais finas do lodo que podiam ser arrastadas mesmo com o TDH de operação normal do reator.

### 5.3.3 Eficiência na remoção de DQO

As figuras 5.45 e 5.46 mostram as concentrações de DQO total efluente para os reatores 1 e 2 durante os choques 8 e 10.

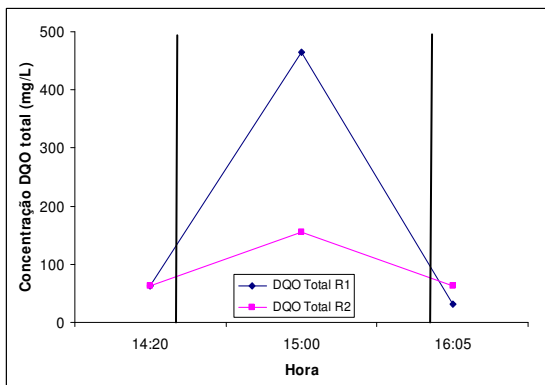


FIGURA 5.45 Concentração de DQO total efluente nos Reatores 1 e 2 durante o choque 10 da fase 3

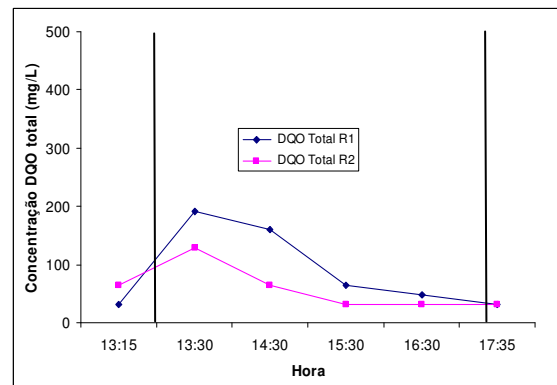


FIGURA 5.46 Concentração de DQO total efluente nos Reatores 1 e 2 durante o choque 8 da fase 3

Nas figuras 5.45 e 5.46 é possível observar que logo após o começo do choque 8 o reator 1 apresentou uma concentração efluente de DQO total de 192mg/L e o reator 2 de 128mg/L. Depois, a concentração de DQO total começou a diminuir até apresentar 32mg/L no final dos choques em ambos reatores. Já para o choque 10, o reator 1 atingiu uma concentração de DQO total de 465mg/L e o reator 2 de 155mg/L. Concentrações que logo diminuiriam até 31 mg/L para o reator 1 e 62mg/L para o reator 2 ao final dos choques. O

incremento na concentração de DQO total logo após o começo dos choques está relacionado com o arraste inicial de sólidos devido ao aumento na velocidade ascensional. O arraste de sólidos foi maior no choque 10 produto do menor TDH ao qual foram submetidos os reatores durante este choque, razão pela qual a concentração de DQO total foi maior no choque 10 do que no choque 8.

No que diz respeito à remoção da DQO total (Figuras 5.47 e 5.48) encontrou-se uma queda instantânea na mesma devida ao aumento na concentração efluente de SS. A queda na eficiência nunca verificou-se além do tempo que durou o choque, sendo que nos choques 8 e 10 os dois reatores só apresentaram um pico logo após do começo do choque e depois voltaram para os níveis de remoção apresentados antes do começo do mesmo.

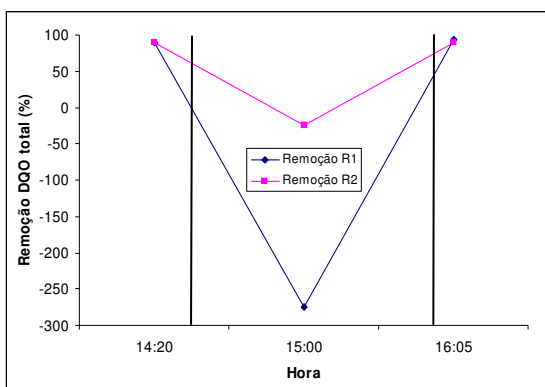


FIGURA 5.47 Remoção de DQO Total nos Reatores 1 e 2 durante o choque 10 da fase 3

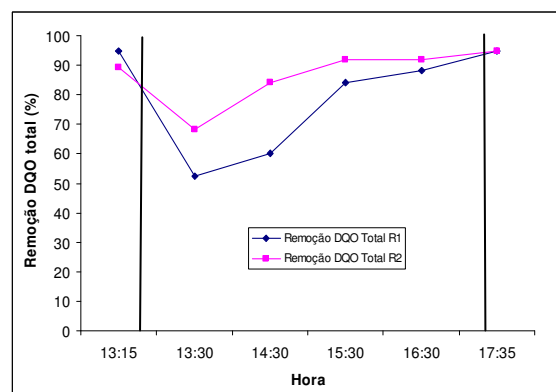


FIGURA 5.48 Remoção de DQO Total nos Reatores 1 e 2 durante o choque 8 da fase 3

No caso da DQO dissolvida, a concentração efluente permaneceu constante nos dois reatores: 31mg/L no choque 1 e 32mg/L no choque 2 (Tabela da página A3 dos anexos). Somente se verificaram quedas na remoção da DQO dissolvida (Figuras 5.49 e 5.50) quando os reatores foram submetidos aos choques mais drásticos (aqueles com TDH  $\approx$  1 hora e DQO afluente  $<$  250mg/L). Devido à curta duração destes choques, os reatores não atingiram níveis mais baixos de remoção de DQO, como aconteceu na segunda fase do experimento quando submetidos a choques mais prolongados (6 horas).

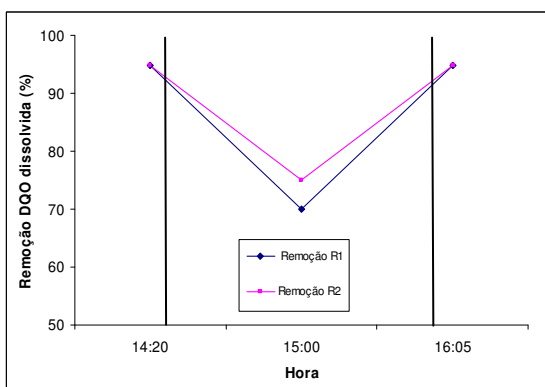


FIGURA 5.49 Remoção de DQO Dissolvida nos Reatores 1 e 2 no choque 10 da fase 3

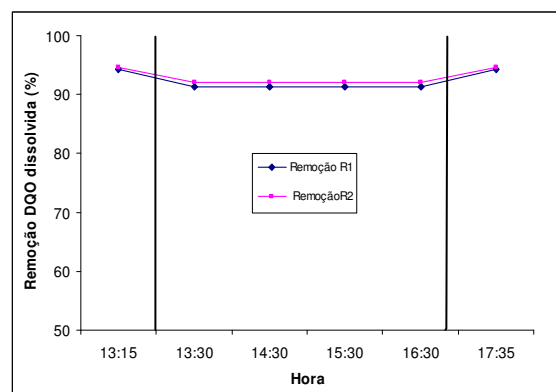


FIGURA 5.50 Remoção de DQO Dissolvida nos Reatores 1 e 2 no choque 8 da fase 3

### 5.3.4 Variabilidade do efluente e da eficiência no tratamento

A tabela 5.2 apresenta o CV da concentração afluente e efluente de DQO total e dissolvida nos reatores 1 e 2 durante todos os choques da fase 3.

Observou-se que a concentração de DQO afluente teve variações de até 58%. Já para a DQO dissolvida efluente, encontraram-se variações de até 35% sendo que em alguns casos não houve variação nenhuma. É possível que parte destas variações estejam relacionadas com o erro analítico presente a baixas concentrações. No caso da remoção de DQO dissolvida, variações de até 45% foram encontradas. No que diz respeito à concentração de DQO total efluente e eficiência do tratamento encontraram-se variações de mais de 100% e até 570%, respectivamente, com os choques mais severos devido à lavagem do lodo. No caso dos choques mais leves, encontrou-se que o CV foi baixo chegando às vezes a ser zero na concentração de DQO efluente. Com estes resultados, constatou-se que os reatores UASB têm pouca capacidade de atenuação quando submetidos a choques severos (TDH < 2h, DQO < 200mg/L), porém conseguem atenuar os choques mais leves. Isto pode ser constatado observando-se que os CV da concentração de DQO total efluente e da eficiência na remoção atingiram os valores mais altos nos choques mais severos.

TABELA 5.2 Coeficiente de variação da concentração de DQO total afluente e efluente e da percentagem de remoção nos Reatores 1 e 2 durante os choques da Fase 3

Choque	Duração (h)	Vazão (L/h)	TDH (h)	DQO (mg/L)	CV Afluente	Reator 1				Reator 2			
						CV DQO Ef. Diss.	CV % Rem. DQO Diss.	CV DQO Ef. Tot.	CV % Rem. DQO Tot.	CV DQO Ef. Diss.	CV % Rem. DQO Diss.	CV DQO Ef. Tot.	CV % Rem. DQO Tot.
1	1,5	16,8	1,0	128	58	19	42	43	155	25	29	0	27
2	1,0	13,2	1,3	240	34	0	8	93	461	28	10	57	45
3	2,0	6,0	2,8	384	25	35	5	40	26	45	14	47	23
4	2,5	4,0	4,3	384	25	0	2	75	38	0	2	66	19
5	4,0	4,3	4,0	352	29	25	7	19	7	0	4	0	4
6	1,5	6,0	2,8	341	31	0	2	35	10	35	6	83	43
7	2,0	4,3	4,0	248	37	0	4	24	23	0	4	35	16
8	4,0	4,8	3,5	403	20	0	1	66	16	0	1	35	4
9	1,0	16,8	1,0	192	37	28	14	71	209	35	5	35	37
10	1,0	16,8	1,0	124	51	0	11	106	572	0	11	47	105
11	2,0	6,0	2,8	300	31	0	3	26	26	35	7	20	12
12	2,0	5,0	3,4	240	41	35	9	96	39	0	4	96	39
13	3,0	7,5	2,3	217	50	0	4	35	18	35	10	19	16
14	3,0	3,5	4,9	330	27	35	2	20	4	0	1	50	10
15	3,0	12,0	1,4	446	12	35	2	20	4	0	1	50	10
16	3,0	10,0	1,7	352	24	0	2	67	29	25	6	97	201
17	1,5	14,0	1,2	199	49	33	17	35	21	25	16	81	119
18	2,0	9,0	1,9	265	37	0	4	19	14	0	4	47	15

### 5.3.5 Produção de biogás

As figuras 5.51 e 5.52 mostram a produção de biogás dos reatores 1 e 2 durante os choques 8 e 10 da fase 3.

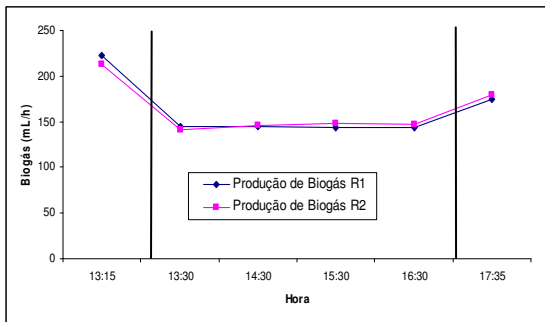


FIGURA 5.51 Produção de Biogás nos Reatores 1 e 2 durante o choque 8 da fase 3

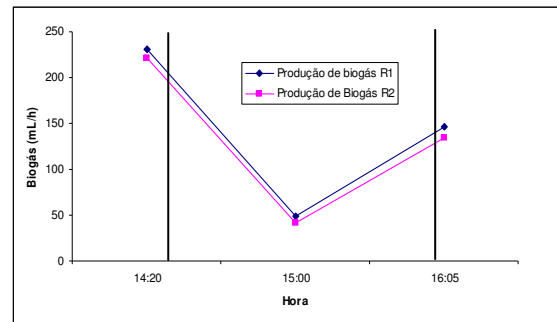


FIGURA 5.52 Produção de Biogás nos Reatores 1 e 2 durante o choque 10 da fase 3

Em todos os choques verificou-se uma queda na produção de metano, fato que coincide com o encontrado por vários pesquisadores (Chua et al., 1997, Nachaiyasit e Stuckey, 1997).

As quedas exibidas sempre foram proporcionais ao grau de diluição da matéria orgânica afluyente. Depois do final dos choques a produção de biogás entrou numa etapa de transição desde os níveis baixos apresentados durante os choques até os níveis normais de produção, que terminaram duas ou três horas depois do fim dos mesmos. Dois fatos podem explicar a queda na produção de biogás: o primeiro é a diluição da concentração de matéria orgânica afluyente e o segundo relacionado com o TDH menor. Houve uma queda na temperatura dos reatores devido à passagem mais rápida do afluyente diluído. Da mesma maneira, a diminuição no TDH pôde ter levado a introdução de uma quantidade maior de oxigênio dentro dos reatores que excedeu a capacidade das bactérias facultativas. Estes dois fatos podem ter causado inibição da metanogênese (Leitão et al., 2005). Finalmente, com o TDH menor e concentrações baixas de substrato existiram limitações de transferência de massa dentro dos reatores. Outro fato que foi notado foi a queda global na produção de biogás em cada reator com o tempo.

### 5.3.6 Operação dos reatores após o final da Fase 3

As figuras 5.53 a 5.59 representam os principais parâmetros operacionais dos reatores após o final dos choques.

Após o final da fase 3 não se verificou alteração nenhuma nos parâmetros de qualidade do efluente dos dois reatores. Os dois reatores mantiveram seu pH sempre perto da faixa neutra e sempre produziram alcalinidade. Isto indica que os reatores não correram perigo de instabilidade após o final da fase 3.

Tanto a remoção de DQO total quanto a de DQO dissolvida foram sempre superiores a 80%, sendo estes níveis de remoção similares aos obtidos antes do início dos choques.

Com relação às concentrações efluentes de SS e SSV, estas diminuíram quando comparadas com as concentrações apresentadas antes do início dos choques. Isto sugere que os choques propiciaram a lavagem das partículas mais finas e mudanças nas características do lodo. A produção de biogás sempre se manteve estável e proporcional à quantidade de matéria orgânica afluente.

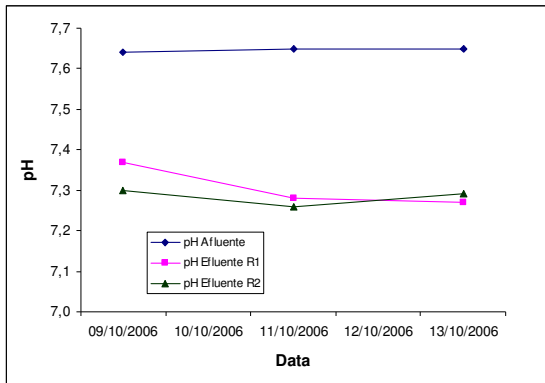


FIGURA 5.53 pH afluente e efluente dos reatores 1 e 2 na semana seguinte à Fase 3

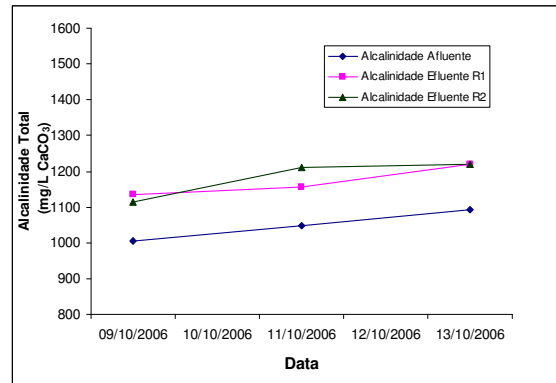


FIGURA 5.54 Concentração de alcalinidade total no afluente e no efluente dos Reatores 1 e 2 na semana seguinte à Fase 3

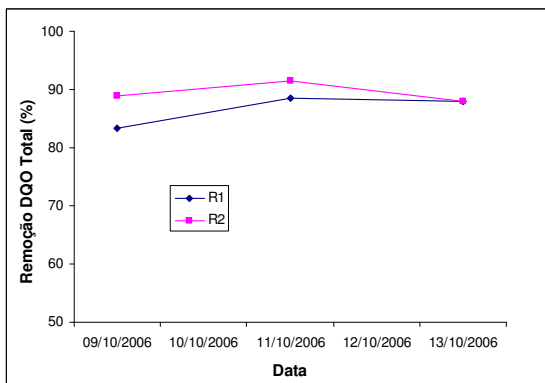


FIGURA 5.55 Remoção de DQO Total dos Reatores 1 e 2 na semana seguinte à Fase 3

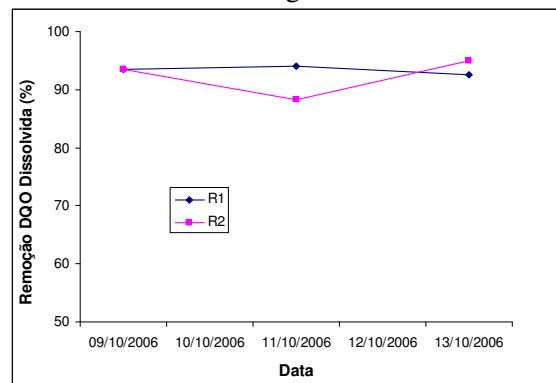


FIGURA 5.56 Remoção de DQO Dissolvida dos Reatores 1 e 2 na semana seguinte à Fase 3

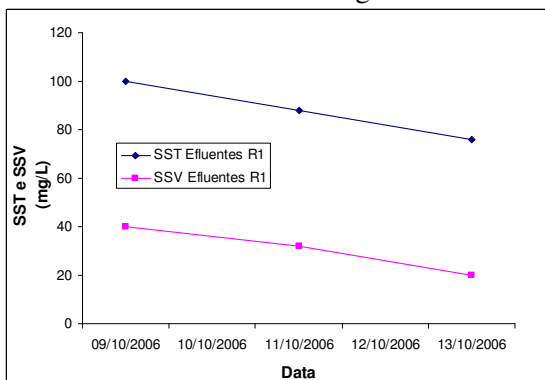


FIGURA 5.57 Concentração de SST e SSV no Reator 1 na semana seguinte à Fase 3

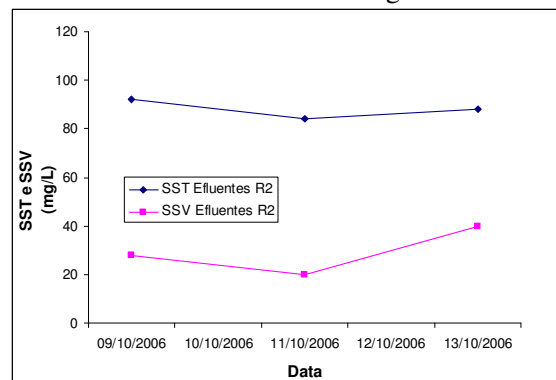


FIGURA 5.58 Concentração de SST e SSV no Reator 2 na semana seguinte à Fase 3

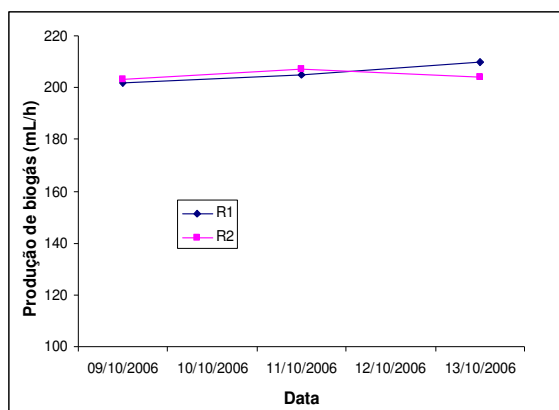


FIGURA 5.59 Produção de biogás dos reatores 1 e 2 na semana seguinte à Fase 3

## 5.4 CARACTERÍSTICAS DO LODO

A seguir são apresentados e discutidos os resultados das análises físico-químicas feitas no inóculo e no lodo dos reatores nas diferentes fases da pesquisa.

### 5.4.1 Análise do inóculo

Nas tabelas 5.3 e 5.4 são apresentados os resultados da caracterização do inóculo dos reatores. Já as figuras 5.60 e 5.61 mostram o perfil de sedimentação e a relação entre o diâmetro de partículas e sua velocidade de sedimentação.

TABELA 5.3 Caracterização do Inóculo

TESTE	RESULTADO
ST (mg/L)	61380
SVT (mg/L)	48620
AME (g DQO CH <sub>4</sub> / g SVT. h)	0,0288
Vel. Média Sedimentação (m/h)	56,5

TABELA 5.4 Velocidade média de sedimentação do inóculo

BANDEJA	MASSA (%)	DIÂMETRO MÉDIO (µm)	VELOCIDADE DE SEDIMENTAÇÃO (m/h)
1	84.24	2043	120
2	11.10	1893	60
3	1.16	1711	40
4 a 19	3.50	543 a 146	30 a 5

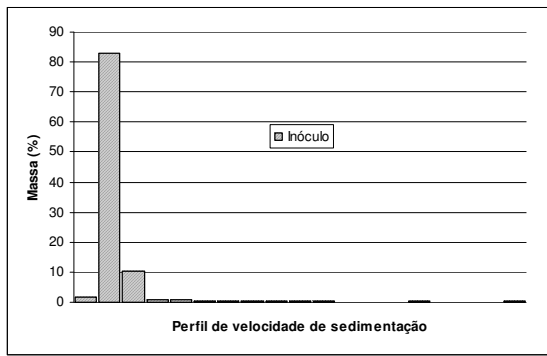


FIGURA 5.60 Perfil de sedimentação do inóculo

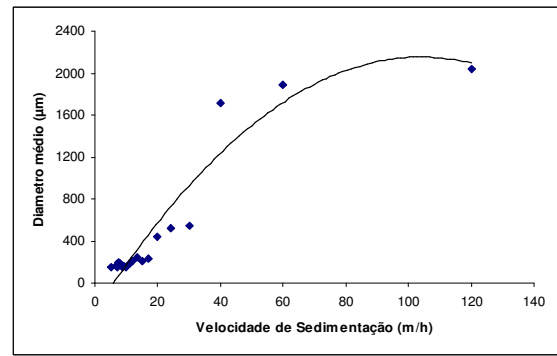


FIGURA 5.61 Diâmetro médio vs. velocidade de sedimentação no inóculo

Da tabela 5.4 é possível calcular a relação entre SVT/ST, igual a 0,8, indicando que no inóculo existia um grande percentual de microorganismos viáveis.

Uma alta velocidade de sedimentação no inóculo é desejável para diminuir a possibilidade de perda de biomassa ativa no efluente do reator. Ao analisar a velocidade média de sedimentação e o perfil de sedimentação do inóculo, é possível observar que este possuía boas características de sedimentação. O perfil de sedimentação pode ser considerado unimodal, sendo que a partir deste, o lodo pode ser classificado como homogêneo (Andras et al., 1989). Da mesma maneira, é possível observar que o maior percentual da massa do lodo caiu nas primeiras bandejas, isto é, naquelas que recebem as partículas com maior velocidade de sedimentação. A velocidade média de sedimentação de 56,5 m/h é considerada por muitos pesquisadores como característica de um lodo granular com boa sedimentação (Dolfing e Mulder, 1985; Maaskant e Zeevalkink, 1983; Thaveersri et al., 1994; Park et al., 1997; Lens et al., 1998). O tamanho das partículas é importante porque deste depende a sua velocidade de sedimentação, como é explicado pela lei de Stokes (Johnson et al., 1996). Na análise de distribuição de tamanho, as partículas do lodo foram consideradas esféricas. Da tabela 5.5 pode ser calculado que o tamanho médio de aproximadamente 96% das partículas foi superior a 1711µm, dentro da faixa de tamanhos considerada ideal para propósitos práticos (Liu e Tay, 2004).

O valor medido da AME para o lodo do inóculo dos reatores foi 0,7 g DQO CH<sub>4</sub>/g SVT.d, situado dentro da faixa de 0,3–1,2 g DQO CH<sub>4</sub>/g SSV.d reportada na literatura para lodo granular (Fang e Chui, 1993).

A caracterização do inóculo permite concluir que o lodo possuía boas características físico-químicas e biológicas. Isto, junto ao fato de que a DQO afluente era composta por substrato de fácil degradação, ajuda a explicar o bom desempenho dos reatores durante sua aclimatação e ainda durante e após os choques a que foram submetidos.

### 5.4.2 Perfil de lodos

Na tabela 5.5 apresentam-se os resultados do perfil de lodos ao longo do experimento.

TABELA 5.5 Massa de lodo dentro de cada reator ao longo do experimento

REATOR	MASSA DE LODO SVT (g)			
	Início Aclimação	Fim Fase 1	Fim Fase 2	Fim Fase 3
1	305,43	302,00	246,50	199,18
2	304,56	309,40	203,18	170,58
3	339,46	334,82	N.R*	N.R*

\* N.R: Não Realizado

Dos resultados da tabela 5.5 pode-se observar que a aclimação não causou mudanças importantes na quantidade de lodo presente dentro dos reatores. Já os choques produziram uma perda importante de biomassa nas duas últimas fases do experimento devido à diminuição no TDH que provocou o arraste de biomassa ativa para fora do reator.

No fim da Fase 2 encontrou-se que a perda de biomassa foi maior no Reator 2 do que no Reator 1, isto devido ao menor TDH ao qual foi submetido este reator, que permitiu o maior arraste de sólidos no efluente.

No fim da Fase 3 observou-se que as perdas foram menores do que as apresentadas na fase 2; principalmente para o Reator 2, o qual diminuiu em aproximadamente um terço as perdas comparadas com as apresentadas na fase 2; o Reator 1 apresentou perdas ligeiramente menores do que as perdas apresentadas na fase 2 (de 55g perdas passou para 47,3g). Isto provavelmente deve-se ao fato que o Reator 2 sofreu na fase 2 um processo de lavagem da biomassa mais forte do que o Reator 1. Este processo de seleção de biomassa permitiu que nos primeiros choques fossem arrastados uma maior quantidade de sólidos finos ou partículas menos densas (Oliva, 1998), atingindo patamares menores do que os apresentados na Fase 2.

### 5.4.3 Velocidade de sedimentação e distribuição de tamanho das partículas

A Figura 5.62 apresenta uma amostra depois de ter terminado o tempo de sedimentação dentro do tubo Griffith.





FIGURA 5.62 Amostra após ter terminado o período de sedimentação dentro do tubo Griffith

Na tabela 5.6 apresentam-se o resumo das características de sedimentação e de tamanho de partícula do lodo dos três reatores ao longo do experimento.

TABELA 5.6 Velocidade de Sedimentação e tamanho das partículas do lodo presente em cada reator ao longo do experimento

Reator	Bandeja	Massa (%)	Diâmetro médio ( $\mu\text{m}$ )	Velocidade de sedimentação (m/h)	Massa (%)	Diâmetro médio ( $\mu\text{m}$ )	Velocidade de sedimentação (m/h)	Massa (%)	Diâmetro médio ( $\mu\text{m}$ )	Velocidade de sedimentação (m/h)
		<b>FIM FASE 1</b>			<b>FIM FASE 2</b>			<b>FIM FASE 3</b>		
1	1	71,69	1768	60	65,64	1536	60	62,53	1419	60
	2	19,07	1201	30	20,96	983	30	30,61	939	30
	3	1,41	489	20	1,44	175	20	1,36	178	20
	4 a 19	7,82	250 a 109	15 a 2,85	11,97	160 a 126	15 a 2,85	5,50	160 a 111	15 a 2,85
		<b>FIM FASE 1</b>			<b>FIM FASE 2</b>			<b>FIM FASE 3</b>		
2	1	73,98	1802	60	67,22	1493	60	66,93	1395	60
	2	19,46	643	30	23,71	598	30	23,77	468	30
	3	1,33	211	20	1,57	179	20	1,14	175	20
	4 a 19	5,23	162 a 142	15 a 2,85	7,50	166 a 134	15 a 2,85	8,16	160 a 126	15 a 2,85
		<b>FIM FASE 1</b>			<b>FIM FASE 2</b>					
3	1	79,45	1776	60	80,00	1736	60			
	2	12,86	1101	30	17,11	1091	30			
	3	1,13	187	20	0,45	179	20			
	4 a 19	6,56	166 a 128	15 a 2,85	2,45	170 a 132	15 a 2,85			

A figura 5.63 mostra o perfil de sedimentação de cada amostra após coletada no tubo Griffith e as figuras 5.64 a 5.66 o diâmetro médio das partículas vs. velocidade de sedimentação.

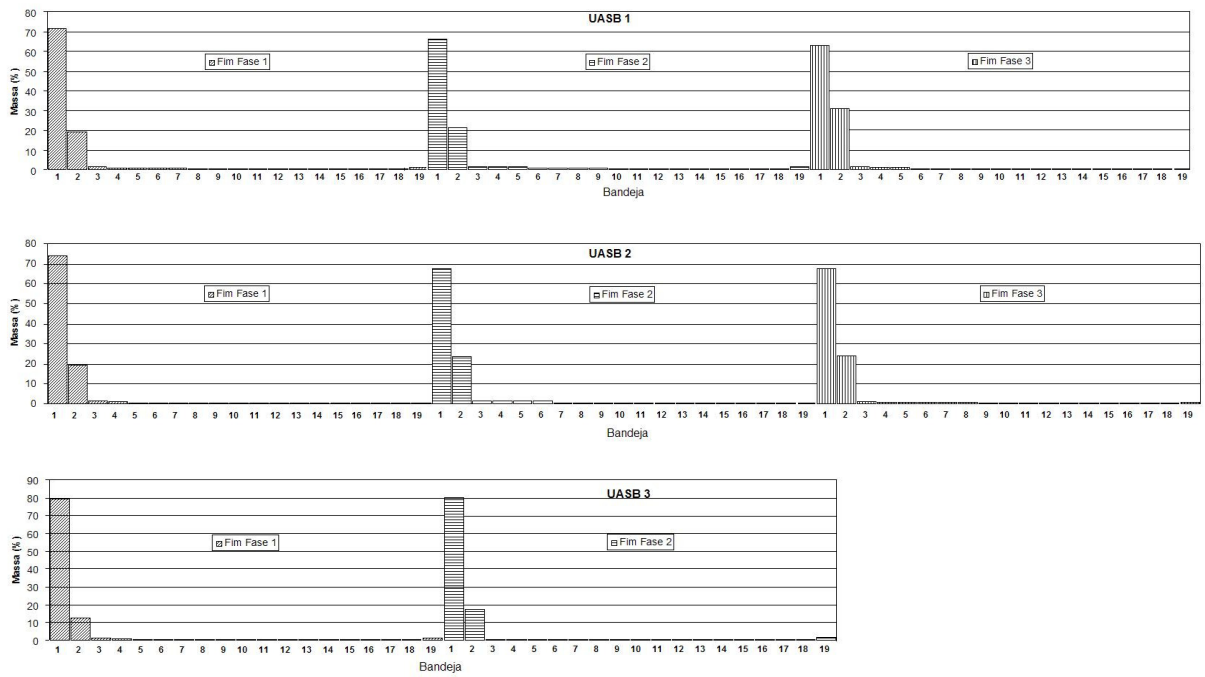


FIGURA 5.63 Perfil de velocidade de sedimentação do lodo de três reatores ao longo do experimento

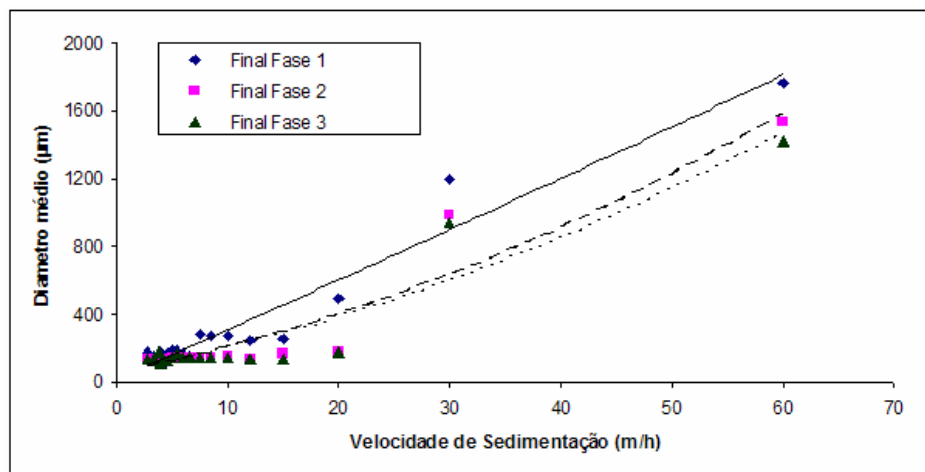


FIGURA 5.64 Diâmetro médio vs. velocidade de sedimentação no lodo do Reator 1 durante todo o experimento

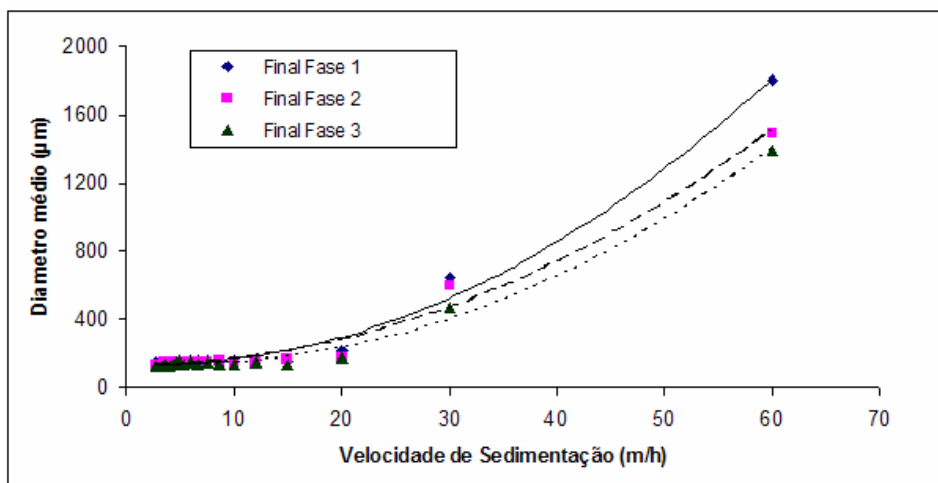


FIGURA 5.65 Diâmetro médio vs. velocidade de sedimentação no lodo do Reator 2 durante todo o experimento

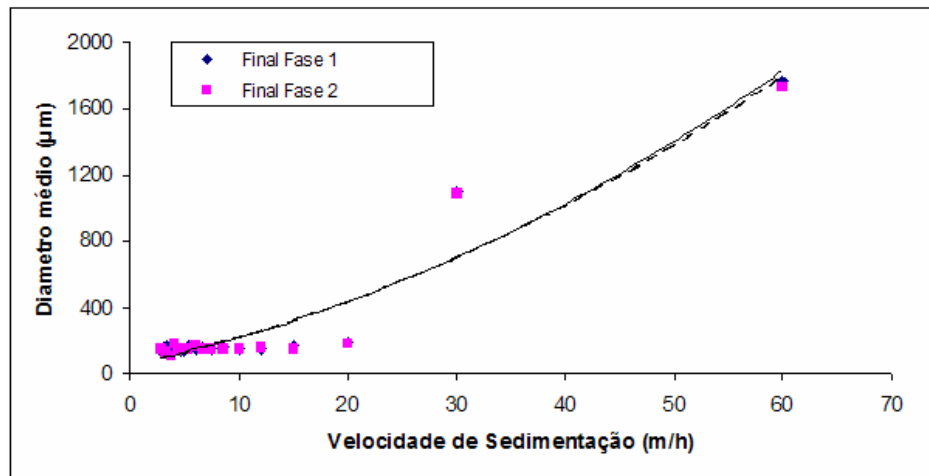


FIGURA 5.66 Diâmetro médio vs. velocidade de sedimentação no lodo do Reator 3 durante todo o experimento

Na tabela 5.7 apresentam-se as velocidades médias de sedimentação do lodo de cada reator ao longo do experimento.

TABELA 5.7 Velocidade Média de Sedimentação do lodo presente em cada reator ao longo do experimento

REATOR	VELOCIDADE MÉDIA DE SEDIMENTAÇÃO (m/h)		
	Fim Fase 1	Fim Fase 2	Fim Fase 3
	1	49,68	46,80
2	51,12	48,60	48,24
3	52,20	53,28	N.R*

\* N.R: Não Realizado

A velocidade de sedimentação e o tamanho de partículas são dois parâmetros que estão intimamente ligados já que do tamanho e densidade das partículas depende sua velocidade de sedimentação, como é explicado pela lei de Stokes (Johnson et al., 1996), a qual relaciona a velocidade de sedimentação com o diâmetro, densidade, porosidade e coeficiente de forma da partícula.

Ao comparar a velocidade média de sedimentação do inóculo (Tabela 5.3) com as velocidades médias de sedimentação dos três reatores após o fim da Fase 1, encontrou-se que em todos os casos estas foram menores. As partículas foram consideradas esféricas e seu diâmetro médio diminuiu em relação ao inóculo. A lei de Stokes prevê uma diminuição na velocidade de sedimentação com a redução do diâmetro, coeficiente de forma e densidade das partículas (Johnson et al., 1996). Também observou-se que as distribuições de tamanho de partícula foram muito mais uniformes no lodo dos reatores ao longo do experimento do que no inóculo, isto é, apresentam tamanhos similares nas diferentes bandejas. Isto

provavelmente é devido ao processo de adaptação da biomassa ao substrato mais diluído (o inóculo proveio de uma ETE que trata esgoto industrial). Com as condições de baixa carga orgânica, o lodo dos reatores ficou mais exposto a condições de falta de substrato, o que no percurso do experimento trouxe mudanças importantes nas características do lodo. As grandes partículas presentes no inoculo foram desintegradas em partículas menores, como uma tentativa de atingir uma relação superfície/volume maior, e assim, superar a limitação de transferência de massa do substrato solúvel (Aiyuk e Verstraete, 2004). A baixa concentração de matéria orgânica também pode ter causado a depleção da produção de polímeros extracelulares (Jia et al., 1996) os quais têm um papel importante na formação e estabilidade dos grânulos (Liu et al., 2004), ocasionando a formação de um lodo mais flocoento (e menos sedimentável).

Como resultado dessa falta de substrato, as partículas provavelmente começaram a decair desde o centro, formando um núcleo oco no interior dos grânulos, visando compensar as limitações de difusão de substrato. Os grânulos tornaram-se menos densos devido à autólise das bactérias no núcleo e ao encapsulamento do gás, e como consequência os grânulos puderam flutuar. (Kosarik et al., 1990a).

Segundo Grotenhuis et al. (1990), com concentrações afluentes altas o substrato penetra até o centro das partículas. O diâmetro das partículas aumenta até que ocorre uma depleção de substrato no seu centro. Nestas áreas deficientes de substrato, ocorre um declínio no crescimento bacteriano e finalmente um decaimento líquido da biomassa. O enfraquecimento da estrutura dos grânulos no seu centro pode ser o resultado, permitindo a redução de tamanho por forças cortantes. Desta maneira um equilíbrio dinâmico pode ser atingido entre crescimento e desintegração. Uma mudança que resulta em concentrações menores de substrato pode causar grandes áreas deficientes de alimento, o que finalmente resulta em um novo equilíbrio em um tamanho médio de partícula menor.

No fim da fase 2 encontrou-se que a velocidade média de sedimentação do lodo decresceu nos Reatores 1 e 2 (os quais foram submetidos a choques de carga hidráulica e diluição) e no Reator 3 não aconteceu uma mudança importante. Já no caso do diâmetro médio das partículas encontrou-se que este decresceu nos três reatores em relação ao tamanho no final da fase 1. Os grânulos debilitados com um núcleo oco, produto do substrato mais diluído, ficaram ainda mais expostos à ação da abrasão das forças de corte e a erosão resultante das condições hidrodinâmicas (aumento da vazão e o subsequente aumento na velocidade ascensional do fluxo) dentro do reator, chegando a serem fragmentados em partículas de frações de mm em diâmetro (Blaszczyk et al., 1991). Isto ocasionou o colapso interno das partículas e a desintegração parcial das mesmas quando submetidas ao estresse

mecânico provocado pelos choques (Kosarik et al., 1990a). Estas partículas menores têm uma maior probabilidade de serem expulsas de dentro do reator e causar instabilidade operacional (Liu et al., 2002). A diminuição na velocidade de sedimentação e no tamanho médio das partículas, a uniformização na distribuição de tamanho das partículas e a perda de biomassa do reator também foram fatos observados por Kosaric et al. (1990b), quando submeteram reatores UASB de 20L a velocidades ascensionais superiores a 1m/h.

A diminuição do diâmetro médio de partícula no reator 3 pode ser devida a que ainda os grânulos não atingiram a nova condição de equilíbrio imposta pela mudança no substrato sintético. A diminuição da velocidade de sedimentação também pode ser devida à presença de lodo floculento, o qual é menos denso e, portanto possui menor velocidade de sedimentação.

No fim da fase 3 não se observaram grandes mudanças na velocidade média de sedimentação do lodo em nenhum dos reatores. Os choques das Fases 2 e 3 propiciaram o desenvolvimento de um lodo ainda com boas características de sedimentação devido à pressão de seleção exercida pelo aumento da velocidade ascensional do fluxo durante os mesmos. Uma velocidade ascensional relativamente alta dentro do reator pode causar a lavagem das bactérias dispersas e permitir que aquelas bactérias aptas para a aglomeração permaneçam dentro do mesmo (Liu e Tay, 2002). Este fato fez com que o lodo não tivesse mudanças drásticas nas suas características de sedimentabilidade. A altas velocidades ascensionais (acima de 1 m/h), os grânulos se podem desintegrar devido à abrasão, e os fragmentos resultantes podem ser lavados para fora do reator (Kosarik et al., 1990). Ao final da fase 3 as partículas do lodo dos reatores 1 e 2 diminuíram seu tamanho em relação ao seu tamanho no final da fase 2, devido às forças de abrasão que, como já foi dito, causaram a desintegração dos grânulos.

Na figura 5.63 observou-se que, embora todas as amostras de lodo dos reatores tenham diminuído sua velocidade de sedimentação no final do experimento em relação as amostras do fim da fase 1, em todos os casos o lodo preservou sua homogeneidade e características satisfatórias de sedimentação. Isto foi observado no teste com o Tubo Griffith, quando a maior parte da amostra sedimentava nas primeiras bandejas. Segundo Andras et al. (1989) este tipo de comportamento corresponde a um lodo com perfil unimodal. Da mesma maneira, na tabela 5.6 podemos observar que a velocidade que corresponde a queda do 50% das partículas ( $V_{50}$ ) em todas amostras foi sempre superior a 45 m/h, indicando que o lodo dos diferentes reatores possui boas características de sedimentação (Andras et al.,1989). Das figuras 5.64 e 5.65 pode observar-se que a relação entre o diâmetro médio e a velocidade de sedimentação diminuiu no lodo dos reatores 1 e 2, indicando que as partículas remanescentes

nos reatores melhoraram suas características de sedimentação, devido à pressão de seleção exercida pelos choques.

A condição de boa sedimentação prevalecente no lodo dos reatores permitiu que a concentração de biomassa não atingisse patamares tão baixos que levassem à lavagem total do lodo dentro dos reatores quando submetidos aos choques mais drásticos.

### 5.4.3 AME

Na tabela 5.9 são apresentados os resultados da AME para o lodo dos três reatores nas diferentes fases do experimento.

TABELA 5.9 AME do lodo presente em cada reator ao longo do experimento

REATOR	AME		
	(g DQO-CH <sub>4</sub> / g SVT. h)		
	Fim Fase 1	Fim Fase 2	Fim Fase 3
1	0,0281	0,0277	0,0254
2	N.R*	0,0288	0,0243
3	N.R*	0,0247	N.R*

\* N.R : Não realizado

Dos resultados apresentados na tabela 5.9 observa-se que não se apresentaram diferenças significativas entre as amostras do inóculo e do lodo dos três reatores nas diferentes fases do experimento, embora tenha existido uma leve tendência à diminuição na AME. Esta tendência pode ser devida por ao menos uma das seguintes razões: estudos desenvolvidos por Jeison e Chamy, (1999) e Kato et al. (1997) concluíram que a condição prevalecente de baixa concentração de substrato é a principal razão para uma AME relativamente baixa. A condição de baixa concentração de substrato leva à limitação na transferência interna de massa e à acumulação de material inerte no centro dos grânulos, o que também pode explicar a baixa AME. Para Bhunia e Grangrekar (2007) existe um incremento da AME com o tamanho das partículas na faixa de 0,27 a 3,00 mm. Neste sentido o decréscimo do tamanho das partículas pode ter provocado um decaimento na atividade dos grânulos.

O decréscimo na atividade foi maior no final da fase 3 do que nas outras fases, sendo isto um indicador de que a simulação da temporada de chuva teve um efeito maior no decaimento da atividade do que a diminuição na concentração de substrato afluente.

Mesmo que os reatores tenham perdido biomassa ativa devido aos choques que sofreram e a coleta de amostras, estas perdas não representaram um perigo de instabilidade para os mesmos, já que o lodo remanescente ainda teve capacidade suficiente de degradar a

carga orgânica afluyente. A capacidade de tratamento para o reator 2, ao final da fase 3, quando ocorreu a menor concentração de lodo e AME foi:

$$0,0243 \text{ gDQO CH}_4/\text{gSVT.h} * 170 \text{ g SVT} = 4,15 \text{ g DQO/h}$$

onde 0,0243 gDQO CH<sub>4</sub>/gSVT.h e 170 g SVT são, respectivamente, a AME e a concentração de SVT do reator 2 ao final da fase 3.

Para que o reator possa alcançar 90% de remoção de DQO, seria necessária a seguinte conversão de DQO por unidade de tempo:

$$600\text{mg/L} * 0,9 * 2,4 \text{ L/h} = 1,44 \text{ g DQO/h}$$

onde 600 mg/L e 2,4 L/h são, respectivamente, a concentração de DQO afluyente e vazão ao reator.

Considerando que 1,44 g DQO/h é inferior a capacidade de tratamento calculada, 4,15 g DQO/h, pode-se concluir que os reatores mantiveram sua capacidade de tratamento mesmo após terem sido submetidos aos choques.

## 6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

### 6.1 CONCLUSÕES

1. O aumento da vazão e a diluição da matéria orgânica afluyente tiveram um efeito deletério no desempenho de reatores UASB, pois provocaram uma deterioração na remoção de DQO total e dissolvida. No entanto, os reatores conseguiram se recuperar após o fim destas perturbações e atingir os níveis de tratamento apresentados antes das mesmas.

2. Os choques não provocaram quedas drásticas de pH devido a suficiente alcalinidade do sistema, a qual manteve sua capacidade de tamponamento.

3. A queda na produção de metano pôde ser devida tanto à diluição da concentração na matéria orgânica afluyente quanto a uma provável inibição da metanogênese provocada pelo aumento na concentração de oxigênio e a diminuição da temperatura dentro do reator.

4. O tempo de recuperação dependeu do grau de diluição da matéria orgânica afluyente, nível de aumento da vazão e duração do choque.

5. Os choques devidos às simulações de eventos de chuva causaram perda de biomassa ativa do reator pela lavagem das partículas mais finas e menos densas. Porém, a longo prazo este processo trouxe um efeito benéfico, pois somente aquelas partículas com melhores características de sedimentação permaneceram no leito do lodo.

6. Os reatores UASB têm pouca capacidade de atenuação quando submetidos a choques severos de carga orgânica e hidráulica ( $TDH \leq 2$  horas e concentração de DQO total  $\leq 200\text{mg/L}$ ).

7. O processo de perda de biomassa não representou perigo de instabilidade para os reatores, pois o lodo remanescente contava com capacidade de conversão de substrato suficiente para lidar com a carga orgânica afluyente.

8. Os choques que simularam eventos de chuva, juntamente com o processo de aclimatação, afetaram as características físico-químicas e biológicas do lodo dos reatores UASB, diminuindo sua velocidade de sedimentação e tamanho de partículas. No entanto, não causaram mudanças significativas na AME.

### 6.2 RECOMENDAÇÕES

Recomenda-se que pesquisa seja estendida a reatores UASB em escala real que recebam esgotos provenientes de redes sujeitas ao aporte significativo de águas pluviais. Também se recomenda realizar análises de ácidos graxos voláteis de modo a permitir o cálculo de balanço de massa do processo, assim como verificar a ocorrência de instabilidade durante os choques.



## REFERÊNCIAS

- AIYUK, S. et al. 2006. Anaerobic and complementary treatment of domestic sewage in regions with hot climates - a review. **Bioresource Technology**, London, v. 97, n. 17, p. 2225-2241.
- AIYUK, S.; VERSTRAETE, W. 2004. Sedimentological evolution in an UASB treating SYNTHES, a new representative synthetic sewage, at low loading rates. **Bioresource Technology**, London, v. 93, n. 3, p. 269-278.
- ALPHENAAR, A. 1994. **Anaerobic granular sludge**: characterization and factors affecting its functioning. 222 f. Tese (Doutorado em Engenharia) – Wageningen Agricultural University, Wageningen.
- ALPHENAAR, P. A.; VISSER, A.; LETTINGA, G. 1993. The effect of liquid upflow velocity and hydraulic retention time on granulation in UASB reactors treating wastewater with a high-sulphate content. **Bioresource Technology**, London, v. 43, n. 3, p. 249–258.
- ALVES, M. et al. 2000. Characterization by image analysis of anaerobic sludge under shock conditions. **Water Science and Technology**, London, v. 41, n. 12, p. 207-214.
- ANDRAS, E.; KENNEDY, K. J.; RICHARDSON, D. A. 1989. Test for characterizing settleability of anaerobic sludge. **Environmental Technology Letters**, London, v. 10, n. 5, p. 463-470.
- AQUINO, S. F.; CHERNICHARO, C. A. L. 2005. Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGVs) em reatores anaeróbios sob estresse: causas e estratégias de controle. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 10, n. 2, p. 152-161.
- ARCAND, Y. et al. 1994. Impact of the reactor hydrodynamics and organic loading on the size and activity of anaerobic granules. **Chemical Engineering Journal and Biochemical Engineering Journal**, Lausanne, v. 56, n. 1, p. 23–35.
- BALCH, W. E.; WOLFE, R. S. 1979. Specificity and biological distribution of coenzyme M (2-mercaptoethanesulfonic acid). **Journal of Bacteriology**, Washington, v. 137, n. 1, p. 256-263.
- BARBOSA, R. A; SANT'ANNA JR, G. L. 1989. Treatment of raw domestic sewage in a UASB reactor. **Water Research**, London, v. 23, n. 12, p. 1483-1490.
- BATSTONE, D. J.; KELLER, J. 2001. Variation of bulk properties of anaerobic granules with wastewater type. **Water Research**, London, v. 35, n. 7, p. 1723–1729.
- BERTRAND-KRAJEWSKI, J.; CHEBBO, G.; SAGET, A. 1998. Distribution of pollutant mass vs volume in stormwater discharges and the first flush phenomenon. **Water Research**, London, v. 32, n. 8, p. 2341-2356.
- BERTRAND-KRAJEWSKI, J. et al. 1995. Flow and pollutant measurements in a combined sewer system to operate a wastewater treatment plant and its storage tank during storm events. **Water Science and Technology**, London, v. 31, n. 2, p. 1-12.

BHUNIA, P.; GHANGREKAR, M. M. 2007. Required minimum granule size in UASB reactor and characteristics variation with size. **Bioresource Technology**, London, v. 98, n. 5, p. 994-999.

BLASZCZYK, R.; GARDNER, D.; KOSAROC, N. 1994. Response and recovery of granules from shock loading. **Water Research**, London, v. 28, n. 3, p. 675-680.

BLUM, D. J. W.; SPEECE, R. E. 1991. A database of chemical toxicity to environmental bacteria and its use in interspecies comparisons and correlations. **Research Journal Water Pollution Control Federation**, Alexandria, v. 63, n. 3, p. 198-207, 1991.

CARVALHO, K. Q.; SALGADO, M. T.; PIRES, E. C. 2005. Influência da variação cíclica de carga hidráulica no comportamento do reator UASB. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 23., 2005, Campo Grande. **Anais...** Campo Grande: ABES. 1 CD.

CASTILLO, A.; CECCHI, F.; MATA-ALVAREZ, J. 1997. A combined anaerobic-aerobic system to treat domestic sewage in coastal areas. **Water Research**, London, v. 31, n. 12, p. 3057-3063.

CAVALCANTI, P. F. F. 2004. **Integrated application of the UASB reactor and ponds for domestic sewage treatment in tropical regions**. 139 f. Tese (Doutorado em Engenharia) – Wageningen Agricultural University, Wageningen.

CHENG, N. S. 1997. Simplified settling velocity formula for sediment particle. **Journal of Hydraulic Engineering**, Reston, v. 123, n. 2, p. 149-152.

CHERNICHARO, C. A. de L. 1997. **Reatores anaeróbios: princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. 2. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental / UFMG.

CHERNICHARO, C. A. de L. et al. 1999. Reatores anaeróbios de manta de lodos. In: CAMPOS, R. C. (Coord.). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: ABES. p. 155-198.

CHUA, H. et al. 1997. Response of an anaerobic fixed-film reactor to hydraulic shock loadings. **Bioresource Technology**, London, v. 61, n. 1, p. 79-83.

COMPANY INDUSTRIELLE DES LASERS. 2006. **Principle**. Designed by Processx Solutions Internet. Disponível em:  
< [http://www.particle-size-analyser.com/cilas\\_1180\\_particle.htm#](http://www.particle-size-analyser.com/cilas_1180_particle.htm#) >. Acesso em: 5 jul. 2006.

CONIL, P. 1996. El control de olores en las plantas anaerobias de tratamiento de aguas residuales: estudios de casos. In: SEMINARIO-TALLER LATINOAMERICANO SOBRE TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES, 4., 1996, Bucaramanga. **Proceedings...** Bucaramanga: Universidad Autónoma de Santander. 1 CD.

CONRAD, R. S.; GOODWIN, S.; ZEIKUS, J. G. 1987. Hydrogen metabolism in mildly acidic lake sediment (Knaack Lake). **FEMS Microbiological Letters**, Delft, v. 47, n. 4, p. 243-249.

DAFFONCHIO, D.; THAVESSRI, J.; VERSTRAETE, W. 1995. Contact angle measurement and cell hydrophobicity of granular sludge from upflow anaerobic sludge bed reactors. **Applied Environmental Microbiology**, Washington, v. 61, n. 10, p. 3676–3680.

DE BEER, D. et al. 1996. Distribution of extracellular polysaccharides and flotation of anaerobic sludge. **Applied Microbiology and Biotechnology**, Berlin, v. 46, n. 2, p. 197–201.

DE ZEEUW, W. 1984. Acclimatization of anaerobic sludge for UASB-reactor start-up. **Netherlands Journal of Agricultural Science**, Wageningen, v. 33, n. 1, p. 81-84.

DELETIC, A. 1998. The first flush load of the urban surface runoff. **Water Research**, London, v. 32, n. 8, p. 2462-2470.

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

DOLFING, J.; MULDER, J.W. 1985. Comparison of methane production rate and coenzyme F<sub>420</sub> content of methanogenic consortia in anaerobic granular sludge. **Applied and Environmental Microbiology**, Washington, v. 49, n. 5, p. 1142–1145.

DONLON, B. A. et al. 1996. Continuous detoxification, transformation, and degradation of nitrophenols in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. **Biotechnology and Bioengineering**, New Jersey, v. 51, n. 4, p. 439-449.

DONLON, B. A. et al. 1997. Detoxification and partial mineralization of the azo-dye mordant orange 1 in a continuous upflow anaerobic sludge-blanket reactor. **Applied Microbiology and Biotechnology**, Berlin, v. 47, n. 1, p. 83-90.

FANG, H. H. P.; CHUI, H. K. 1993. Maximum COD loading capacity in UASB reactors at 37 °C. **Journal of the Environmental Engineering**, NewYork, v. 119, n. 1, p. 103-119, Jan./Feb.

FANG, H. H. P.; CHUI, H. K.; LI, Y. Y. 1995. Effect of degradation kinetics on the microstructure of anaerobic biogranules. **Water Science Technology**, London, v. 32, n. 8, p. 165-72.

GEIGER, W. F. Flushing effects in combined sewer runoff. 1987. In: INTERNATIONAL CONFERENCE OF URBAN STORM DRAINAGE, 3., 1987, Göteborg. **Proceedings...** Göteborg: IAWQ. p. 1244-1252.

GHANGREKAR, M. M.; ASOLEKAR, S. R.; JOSHI S. G. 2005. Characteristics of sludge developed under different loading conditions during UASB reactor start-up and granulation. **Water Research**, London, v. 39, n. 6, p. 1123-1133.

GRAY, N. F. 2004. **Biology of wastewater treatment**. 2nd ed. Dublin: University of Dublin.

GROTENHUIS, J. T. C. et al. 1991. Role of substrate concentration in particle size distribution of methanogenic granular sludge in UASB reactors. **Water Research**, London, v. 25, n. 1, p. 21-27.

- GUIOT, S. R.; PAUSS, A.; COSTERTON, J. W. 1992. A structured model of the anaerobic granules consortium. **Water Science and Technology**, London, v. 25, n. 7, p. 1-10.
- GUPTA, K; SAUL, A. J. 1996. Specific relationships for the first flush load in combined sewer flows. **Water Research**, London, v. 30, n. 5, p. 1244-1252.
- HAIRSINE, P.; MCTAINSH, G. 1986. The Griffith tube: a simple settling tube for measurement of settling velocity aggregates. In: AUSTRALIAN ELECTION SURVEY, 3., 1986, Nathan. **Working papers...** Disponível em:  
< [http://pasture.ecn.purdue.edu/~eql/labmanual2\\_files/Griffith%20Tube.pdf](http://pasture.ecn.purdue.edu/~eql/labmanual2_files/Griffith%20Tube.pdf)>. Acesso em: 4 jul. 2006.
- HEERTJES, P. M.; VAN DER MEER, R. R. 1997. Dynamics of liquid flow in an up-flow reactor used for anaerobic treatment of wastewater. **Biotechnology and Bioengineering**, New York, v. 20, n. 10, p. 1577-1594.
- HULSHOFF POL, L. W. 1989. **The phenomenon of granulation of anaerobic sludge**. Tese (Doutorado em Engenharia) - Wageningen Agricultural University, The Netherlands.
- HULSHOFF POL, L. W. et al. 1997. GTZ sectorial project promotion of anaerobic technology for the treatment of municipal and industrial sewage and wastes. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON ANAEROBIC DIGESTION, 8., 1997, Sendai. **Proceedings...** Sendai: IAWQ. p. 285-292.
- HULSHOFF POL, L. W. et al. 2004. Anaerobic sludge granulation. **Water Research**, London, v. 38, n. 6, p. 1376-1389.
- HULSHOFF POL, L. W.; LETTINGA, G. 1986. New technologies for anaerobic treatment. **Water Science and Technology**, London, v. 18, n. 12, p. 41-53.
- INANC, B.; MATSUI, S.; IDE, S. 1999. Propionic acid accumulation in anaerobic digestion of carbohydrates: an investigation on the role of hydrogen gas. **Water Science and Technology**, London, v. 40, n. 1, p. 93-100.
- ITONAGA, L. C. H.; SILVA, M. A.; PINTO, M. A. T. 1994. Influência das chuvas na operação da Estação de Tratamento de Esgotos Sul de Brasília. In: SIMPÓSIO LUSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 6., 1994, Florianópolis. **Anais...** Florianópolis: ABES/APRH. p. 380-388.
- JEISON, D.; CHAMY, R. 1999. Comparison of the behaviour of expanded granular sludge bed (EGSB) and upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors in dilute and concentrated wastewater treatment. **Water Science and Technology**, London, v. 40, n. 8, p. 91-97.
- JEWELL, W. J. 1987. Anaerobic sewage treatment. **Environmental Science and Technology**, Iowa, v. 21, n. 1, p. 14-21.
- JIA, X. S.; FURUMAI, H.; FANG, H. H. P. 1996. Extracellular polymers of hydrogen-utilizing methanogenic and sulfate-reducing sludges. **Water Research**, London, v. 30, n. 6, p. 1439-1444.
- JOHNSON, C. P.; LI, X. Y.; LOGAN, B. E. 1996. Settling velocities of fractal aggregates. **Environmental Science and Technology**, Iowa, v. 30, n. 6, p. 1911-1918.

KALOGO, Y.; VERSTRAETE, W. 1999. Development of anaerobic sludge bed (ASB) reactor technology for domestic wastewater treatment: motives and perspectives. **World Journal of Microbiology and Biotechnology**, Heidelberg, v. 15, n. 5, p. 523-534.

KALYUZHNYI, S. V. et al. 1996. Organic removal and microbiological features of UASB-reactor under various organic loading rates. **Bioresource Technology**, London, v. 55, n.1, p. 47-54.

KATO, M. T. et al. 1994a. Treatment of low strength soluble wastewater in UASB reactors. **Journal of Fermentation and Bioengineering**, Tokyo, v. 77, n. 6, p. 679-686.

KATO, M. T. et al. 1994b. Feasibility of expanded granular sludge bed reactors for the anaerobic treatment of low strength soluble wastewaters. **Biotechnology and Bioengineering**, New York, v. 44, n. 4, p. 469-479.

KATO, M. T.; FIELD, J. A.; LETTINGA, G. 1997. The anaerobic treatment of low strength wastewater in UASB and EGSB reactors. **Water Science and Technology**, London, v. 36, n. 6/7, p. 375-382.

KOSARIC, N., BLASZCZYK, R.; ORPHAN, L. 1990a. Factors influencing formation and maintenance of granules in anaerobic sludge blanket reactors (UASBR). **Water Science and Technology**, London, v. 22, n. 9, p. 275-282.

KOSARIC, N. et al. 1990b. The characteristics of granules from upflow anaerobic sludge blanket reactors. **Water Research**, London, v. 24, n. 12, p. 1473-1477.

LEITÃO, R. C. 2004. The effect of operational conditions on the hydrodynamic characteristics of the sludge bed in UASB reactors. In: \_\_\_\_ **Robustness of UASB reactors treating sewage under tropical conditions**. 168 f. Tese (Doutorado em Engenharia) – Wageningen Agricultural University, Wageningen.

LEITÃO, R. C. et al. 2005a. The effect of operational conditions on the performance of UASB reactors for domestic wastewater treatment. **Water Science and Technology**, Londres, v. 52, n. 1-2, p. 299-305, 2005a.

LEITÃO, R. C. et al. 2005b. The effect of operational conditions on the sludge specific methanogenic activity and sludge biodegradability. In: SIMPÓSIO NACIONAL DE BIOPROCESSOS, 15., 2005b, Recife: **Anais...** Recife: SINAFERM. 1 CD.

LEITÃO, R. C. et al. 2006a. The effects of hydraulic and organic shock loads on the robustness of upflow anaerobic sludge blanket reactors treating sewage. **Water Science and Technology**, Londres, v. 54, n. 2, p. 49-55.

LEITÃO, R. C. et al. 2006b. The effects of operational and environmental variations on anaerobic wastewater treatment systems: a review. **Bioresource Technology**, Londres, v. 97, n. 9, p. 1105-1118, 2006b.

LENS, P. N. L. et al. 2005. Effect of staging on volatile fatty acid degradation in sulphidogenic granular sludge reactor. **Water Research**, London, v. 32, n. 4, p. 1178-1192.

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

LETTINGA, G. et al. 1980. Use of upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment. **Biotechnology and Bioengineering**, New York, v. 22, n. 4 p. 699-734.

LETTINGA, G. et al. 1983. The use of a floating settling granular sludge bed reactor on anaerobic treatment. In: EUROPEAN SYMPOSIUM ON ANAEROBIC WASTEWATER TREATMENT, 1., 1983, The Hague. **Proceedings...** The Hague: AWWT. p. 411-429.

LETTINGA, G. et al. 1987. Anaerobic waste water treatment as an appropriate technology for developing countries. **Trib Cebedeau**, Liege, v. 40, n. 519, p. 21-32.

LETTINGA, G. et al. 1993. Anaerobic treatment of domestic sewage and wastewater. **Water Science and Technology**, London, v. 27, n. 9, p. 67-73.

LETTINGA, G. et al. 1997. Anaerobic treatment in sustainable environmental production concepts. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON ANAEROBIC DIGESTION, 8., 1997, Sendai. **Proceedings...** Sendai: IAWQ. p. 32-39.

LETTINGA, G.; HULSHFF POL, L. W. 1991. UASB-process design for various types of wastewater. **Water Science and Technology**, London, v. 24, n. 1, p. 87-107.

LIU, Y. et al. 2002. Anaerobic granulation technology for wastewater treatment. **World Journal of Microbiology & Biotechnology**, Heidelberg, v. 18, n. 2, p. 99-113.

LIU, Y. et al. 2003. Mechanisms and models for anaerobic granulation in upflow anaerobic sludge blanket reactor. **Water Research**, London, v.37, n. 3, p. 661-673.

LIU, Y. Q.; LIU, Y.; TAY, J. H. 2004. The effects of extracellular polymeric substances on the formation and stability of biogranules. **Applied Microbiology and Biotechnology**, Berlin, v. 65, n. 2, p. 143-148.

LIU, Y.; TAY, J. H. 2002. The essential role of hydrodynamic shear force in the formation of biofilm and granular sludge. **Water Research**, London, v. 36, n. 7, p. 1653-1665.

LIU, Y.; TAY, J. H. 2004. State of the art of biogranulation technology for wastewater treatment. **Biotechnology Advances**, London, v. 22, n. 7, p. 533-563.

LOUWE KOOIJMANS, J.; VAN VELSEN, E. M. 1986. Application of the UASB process for treatment of domestic sewage under sub-tropical conditions, the Cali case. Anaerobic treatment. A grown-up technology. In: AQUATECH, 1986, Amsterdam. **Conference papers...** Amsterdam: WQA. p. 423-436.

MAASKANT, I. W.; ZEEVALKINK, J. A. 1983. Feasibility of the UASB reactor for the treatment of low strength cannery wastewater at submesophilic temperatures. In: EUROPEAN SYMPOSIUM ON ANAEROBIC WASTEWATER TREATMENT, 1., 1983, The Hague. **Proceedings...** The Hague: AWWT. p. 431-449

MACLEOD, F.A.; GUIOT, S.R.; COSTERTON, J.W. 1990. Layered structure of bacterial aggregates produced in an upflow anaerobic sludge bed and filter reactor. **Applied Environmental Microbiology**, Washington, v. 56, n. 6, p. 1598-1607.

MAESTROJUAN, G. M.; BOONE, D. R. 1991. Characterization of *Methanosarcina barkeri* MS<sup>T</sup>, and *Methanosarcina vacuolata* Z-761<sup>T</sup>. **International Journal of Systematic Bacteriology**, Palo Alto, v. 41, n. 2, p. 267-274.

MALINA, J. F.; POHLAND, F. G. 1992. **Design of anaerobic processes for the treatment of industrial and municipal wastes**. Lancaster: Technomic. (Water Quality Management Library, v. 7).

MCHUGH, S. et al. 2003. Anaerobic granular sludge bioreactor technology. **Reviews in Environmental Science and Biotechnology**, Dordrecht, v. 2, n. 2/4, p. 225-245.

MERGAERT, K.; VANDERHAEGEN, B.; VERSTRAETE, W. 1992. Applicability and trends of anaerobic pre-treatment of municipal wastewater. **Water Research**, London, v. 26, n. 8, p. 1025-1033.

METCALF & EDDY. 2003. **Wastewater engineering: treatment and reuse**. 4th ed. New York: McGraw-Hill. (McGraw-Hill Series in Water Resources and Environmental Engineering).

MIRANDA, L. A. S. et al. 2004. A new protocol to evaluate the sedimentation characteristics of anaerobic sludge based on the Griffith tube. In: MIRANDA, L. A. S. **Estudo dos efeitos dos óleos e graxas em reatores de alta taxa, utilizando técnicas clássicas e hibridação *in situ* com sondas fluorescentes**. Tese (Doutorado em Ciências) – Centro de Biotecnologia, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre.

MONTEGGIA, L. O. 1997. Proposta de metodologia para avaliação do parâmetro “Atividade Metanogênica Específica”. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 19., 1997, Foz do Iguaçu. **Anais...** Foz de Iguaçu: ABES. p. 754 - 765.

NACHAIYASIT, S.; STUCKEY, C. 1990. The effect of shock loads on the performance of anaerobic baffled reactor (ABR). 1. Step changes in feed concentration at constant retention time. **Water Research**, London, v. 31, n. 11, p. 2737-2746.

NASCIMENTO, M. C. P. et al. 2000. Comportamento de um sistema UASB/filtro biológico aeróbio quando exposto a choques de carga hidráulica. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27., 2000, Fortaleza. **Anais...** Fortaleza: ABES. 1 CD.

OLIVA, L. C. H. V. 1998. Tratamento de esgotos sanitários com reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) protótipo: desempenho e respostas dinâmicas às sobrecargas hidráulicas. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE INGENIERÍA SANITARIA Y AMBIENTAL, 26., 1998, Lima. **Memorias...** Lima: AIDIS. p. 1-21.

PARK, J. E. et al. 1997. UASB performance in presence of algae and synthetic media. **Water Science and Technology**, London, v. 36, n. 12, p. 125-133.

PEREBOOM, J. H. F.; VEREIJKEN, T. L. F. M. 1994. Methanogenic granule development in full scale internal circulation reactors. **Water Science and Technology**, London, v. 30, n. 8, p. 9 – 21.

PEREIRA, C. E. B.; SOARES, S. R. A.; SAMPAIO, S. P. 2003. Efeito do aporte de águas pluviais ao sistema de esgotos sanitários: variação da vazão afluyente à estação de tratamento de esgotos. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 22., 2003, Joinville. **Anais...** Joinville: ABES. 1 CD.

PETTE, K. C.; VERSPRILLE, A. I. 1981. Application of the UASB concept for wastewater treatment. In: INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON ANAEROBIC DIGESTION, 2., 1981, Travemunde. **Proceedings...** Travemunde: IWA. p. 121-133.

QUARMBY, J.; FORSTER, C. F. 1995. An examination of the structure of UASB granules. **Water Research**, London, v. 29, n. 11, p. 2449-2454.

RAJESHWARI, K. V. et al. 2000. State-of-the-art of anaerobic digestion technology for industrial wastewater treatment. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, London, v. 4, n. 2, p. 135-156.

RAZO-FLORES, E. 1997. **Biotransformation and biodegradation of N-substituted aromatics in methanogenic granular sludge**. Tese (Doutorado em Engenharia) - Wageningen Agricultural University, Wageningen.

RAZO-FLORES, E. et al. 1996. Biodegradability of N-substituted aromatics and alkylphenols under methanogenic conditions using granular sludge. **Water Science and Technology**, London, v. 33, n. 3, p. 47-57.

RAZO-FLORES, E. et al. 1997. Complete biodegradation of the azo-dye azodisalicylate under anaerobic conditions. **Environmental Science and Technology**, Iowa, v. 31, n. 7, p. 2098-2103.

REBAC, S. et al. 1995. High-rate anaerobic treatment of wastewater under psychrophilic conditions. **Journal of Fermentation and Bioengineering**. Tokyo, v. 80, n. 5, p. 499-506.

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

SAGET, A.; CHEBBO, G.; BERTRAND-KRAJEWSKI, J. 1995. The first flush in sewer system. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON SEWER SOLIDS-CHARACTERISTICS, MOVEMENT, EFFECTS AND CONTROL. 1., 1995, Dundee. **Proceedings...** Dundee: AWWA. p. 58-65.

SANSALONE, J. J.; BUCHBERGER, S. G. 1997. Partitioning and first flush of metals in urban roadway storm water. **Journal of Environmental Engineering**, New York, v. 123, n. 2, p. 134-143

SCHMIDT, J. E.; AHRING, B. K. 1996. Granular sludge formation in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. **Biotechnology and Bioengineering**, New York, v. 49, n. 4, p.229-246.

SEGHEZZO, L. et al. 1998. A review: the anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors. **Bioresource Technology**, London, v. 65, n. 3, p. 175-190.

SHOW, K. Y. et al. 2004. Accelerated start-up and enhanced granulation in upflow anaerobic sludge blanket reactors. **Water Research**, London, v. 38, n. 9, p. 2293-2304.



SINGH, K. S. et al. 1997. Low temperature start-up of UASB reactors for municipal wastewater treatment. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON ANAEROBIC DIGESTION, 8., 1997, Sendai. **Proceedings...** Sendai: IAWQ. p. 192-195.

SINGH, R. P.; SURENDRA K.; OJHA, C. S. P. 1998. A critique on operational strategies for start-up of UASB reactors: effects of sludge loading rate and seed/biomass concentration. **Biochemical Engineering Journal**, Manchester, v. 1, n. 2, p. 107-119.

SPEECE, R. E. 1983. Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment. **Environmental Science and Technology**, Iowa, v. 17, n. 9, p. 416A-427A.

STANDARD methods for the examination of water and wastewater. 1998. 20<sup>th</sup> ed. Washington: American Public Health Association.

TAY, J. H.; YAN, Y. G. 1996. Influence of substrate concentration on microbial selection and granulation during start-up of upflow anaerobic sludge blanket reactors. **Water Environmental Research**, Alexandria, v. 68, n. 7, p. 1140– 1150.

THAVEERSRI, J. et al. 1994. Organic and ammonium nitrogen and oxygen in relation to granular sludge growth in lab-scale UASB reactors. **Water Science and Technology**, London, v. 30, n. 12, p. 43–53.

VAN BUUREN, J. C. L. 1996. Anaerobic wastewater treatment in developing countries. A sustainable core technology. In: WORKSHOP ON SUSTAINABLE MUNICIPAL WASTEWATER TREATMENT SYSTEMS, 1996, Leusden. **Proceedings...** Leusden: ETC-WASTE. 1 CD.

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

VAN LIER, J. B. et al. 1990. Effect of short-term temperature increase on the performance on a mesophilic UASB reactor. **Water Science and Technology**, London, v. 22, n. 9, p.183-190.

VERSIANI, B. M. et al. 2005. Fatores intervenientes no desempenho de um reator UASB submetido a diferentes condições operacionais. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 23., 2005, Campo Grande. **Anais...** Campo Grande: ABES. 1 CD.

WANIELISTA, M.; YOUSEL, Y. 1993. **Stormwater management**. New York: John Wiley.

WILKIE, A.; COLLERAN, E. 1988. Microbiological aspects of anaerobic digestion. In: TORPY, M. F. **Anaerobic treatment of industrial wastewater**. Park Ridge: Noyes Data Corporation. (Pollution Technology Review, n.154.)

WU, W. M.; BHATNAGAR, L.; ZEIKUS, G. 1993. Performance of anaerobic granules for degradation of pentachlorophenol. **Applied and Environmental Microbiology**, Washington, v. 89, n. 2, p. 389-397.

ZHOU, W. et al. 2007. Effect of loading rate on the granulation process and granular activity in a bench scale UASB reactor. **Bioresource Technology**, London, v. 98, n. 7, p. 1386-1392.

ZINDER, S. H. et al. 1984. Methanogenesis in a thermophilic (58°C) anaerobic digester: *Methanotherix* sp. as an important acetoclastic methanogen. **Applied and Environmental Microbiology**, Washington, v. 47, n. 4, p. 796-807.

ZINDER, S. H.; KOCH, M. 1984. Non-acetoclastic methanogenesis from acetate: acetate oxidation by a thermophilic syntrophic coculture. **Archives of Microbiology**, Berlin, v. 138, n. 3, p. 263-272.

## **ANEXO A: Resultados das análises dos Choques da Fase 3**

## pH

CHOQUE 1

Hora	R1		R2	
	pH afluente	pH efluente	pH afluente	pH efluente
09:30	7,31	6,90	7,24	6,97
10:15	7,41	6,90	7,41	6,95
11:15	7,17	7,00	7,20	7,08
11:50	7,18	7,00	7,18	7,01

CHOQUE 2

Hora	R1		R2	
	pH afluente	pH efluente	pH afluente	pH efluente
12:15	7,33	7,38	7,41	7,29
13:00	7,57	7,34	7,57	7,25
14:00	7,38	7,32	7,38	7,25

CHOQUE 3

Hora	R1		R2	
	pH afluente	pH efluente	pH afluente	pH efluente
10:30	7,34	7,22	7,34	7,26
11:00	7,89	7,23	7,89	7,27
12:00	7,91	7,26	7,91	7,13
13:05	7,35	7,16	7,35	7,48

CHOQUE 4

Hora	R1		R2	
	pH afluente	pH efluente	pH afluente	pH efluente
13:00	6,78	6,96	6,91	6,93
13:45	7,88	6,91	7,88	6,90
14:45	7,92	6,96	7,92	6,92
15:45	7,91	6,97	7,91	6,98
16:20	6,70	6,97	6,84	6,91

CHOQUE 5

Hora	R1		R2	
	pH afluente	pH efluente	pH afluente	pH efluente
08:45	6,80	6,97	7,13	7,09
09:15	7,66	6,97	7,66	7,06
10:15	7,71	6,96	7,71	7,01
11:15	7,85	6,97	7,85	7,04
12:15	7,89	6,97	7,89	7,03
13:20	7,64	6,98	7,13	7,05

CHOQUE 6

Hora	R1		R2	
	pH afluente	pH efluente	pH afluente	pH efluente
12:25	7,23	7,22	6,97	7,07
13:10	7,82	7,19	7,82	7,07
14:10	7,96	7,14	7,96	7,06
15:45	7,23	7,14	7,02	7,10

CHOQUE 7

Hora	R1		R2	
	pH afluente	pH efluente	pH afluente	pH efluente
09:00	7,36	7,27	6,84	7,07
09:30	7,70	7,25	7,70	7,01
10:30	7,75	7,22	7,75	6,93
11:35	7,32	7,29	6,82	6,97

CHOQUE 8

Hora	R1		R2	
	pH afluente	pH efluente	pH afluente	pH efluente
13:15	6,80	6,99	6,80	6,99
13:30	7,99	6,96	7,99	7,01
14:30	7,99	6,97	7,99	6,95
15:30	8,00	6,97	8,00	6,96
16:30	8,00	6,97	8,00	6,97
17:35	6,78	6,98	6,78	7,00

CHOQUE 9

Hora	R1		R2	
	pH afluente	pH efluente	pH afluente	pH efluente
08:15	7,15	7,16	7,15	7,19
08:30	7,64	7,07	7,14	7,13
09:35	7,19	7,05	7,19	7,15

CHOQUE 10

Hora	R1		R2	
	pH afluente	pH efluente	pH afluente	pH efluente
14:20	7,38	7,19	7,36	7,27
15:00	7,55	7,15	7,55	7,23
16:05	7,36	7,19	7,38	7,19

CHOQUE 11

Hora	R1		R2	
	pH afluente	pH efluente	pH afluente	pH efluente
09:15	7,21	7,09	7,23	7,10
09:45	7,83	7,07	7,83	7,10
10:45	7,77	7,08	7,77	7,08
11:50	7,05	7,13	7,15	7,07

CHOQUE 12

Hora	R1		R2	
	pH afluente	pH efluente	pH afluente	pH efluente
13:00	6,82	6,96	7,02	7,08
13:30	7,88	6,94	7,88	7,08
14:30	7,93	6,94	7,93	7,08
15:35	7,01	6,94	6,88	7,11

CHOQUE 13

Hora	R1		R2	
	pH afluente	pH efluente	pH afluente	pH efluente
11:25	7,40	7,34	7,44	7,35
12:00	7,62	7,34	7,62	7,34
13:00	7,52	7,34	7,52	7,50
14:00	7,48	7,38	7,48	7,48
15:05	7,41	7,46	7,41	7,47

CHOQUE 14

Hora	R1		R2	
	pH afluente	pH efluente	pH afluente	pH efluente
09:15	7,34	7,18	7,34	7,19
10:00	7,82	7,22	7,82	7,15
11:00	7,77	7,21	7,77	7,17
12:00	7,80	7,28	7,80	7,22
13:05	7,31	7,22	7,31	7,23

CHOQUE 15

Hora	R1		R2	
	pH afluente	pH efluente	pH afluente	pH efluente
09:15	7,08	7,14	6,97	7,10
09:45	7,86	7,18	7,94	7,11
10:45	7,78	7,13	7,86	7,13
11:45	7,92	7,06	7,91	7,00
12:50	7,03	7,00	7,01	6,90

CHOQUE 16

Hora	R1		R2	
	pH afluente	pH efluente	pH afluente	pH efluente
12:30	7,66	7,46	7,66	7,48
13:00	7,81	7,46	7,87	7,48
14:00	7,77	7,46	7,83	7,48
15:00	7,75	7,33	7,80	7,35
16:05	7,70	7,20	7,70	7,24

CHOQUE 17

Hora	R1		R2	
	pH afluente	pH efluente	pH afluente	pH efluente
11:40	7,44	7,36	7,44	7,41
12:10	7,53	7,39	7,63	7,40
12:55	7,53	7,40	7,66	7,44
13:45	7,40	7,45	7,40	7,45

CHOQUE 18

Hora	R1		R2	
	pH afluente	pH efluente	pH afluente	pH efluente
14:45	7,24	7,49	7,24	7,45
15:00	7,65	7,42	7,85	7,43
16:00	7,62	7,27	7,82	7,29
17:05	7,49	7,19	7,49	7,11

**DQO total e dissolvida (mg/L) e percentual de remoção****CHOQUE 1**

Hora	R1					R2				
	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)
09:30	480	64	87	96	80	480	32	93	64	87
10:15	128	96	25	192	-50	128	64	50	64	50
11:15	128	64	50	96	25	128	64	50	64	50
11:50	480	64	87	64	87	480	64	87	64	87

**CHOQUE 2**

Hora	R1					R2				
	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)
12:15	570	60	89	90	84	570	30	95	60	89
13:00	240	60	75	510	-113	240	60	75	180	25
14:00	570	60	89	60	89	570	60	89	60	89

**CHOQUE 3**

Hora	R1					R2				
	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)
10:30	640	32	95	160	75	640	64	90	160	75
11:00	384	64	83	224	42	384	96	75	192	50
12:00	384	32	92	128	67	384	128	67	128	67
13:05	640	32	95	64	90	640	32	95	32	95

**CHOQUE 4**

Hora	R1					R2				
	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)
13:00	640	32	95	96	85	640	32	95	32	95
13:45	384	32	92	224	42	384	32	92	160	58
14:45	384	32	92	224	42	384	32	92	96	75
15:45	384	32	92	32	92	640	32	95	32	95
16:20	640	32	95	32	95	640	32	95	32	95

**CHOQUE 5**

Hora	R1					R2				
	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)
08:45	640	64	90	64	90	640	64	90	96	85
09:15	352	64	82	96	73	352	64	82	256	27
10:15	352	64	82	96	73	352	64	82	64	82
11:15	352	64	82	64	82	352	64	82	64	82
12:15	352	64	82	64	82	352	64	82	64	82
13:20	640	32	95	64	90	640	64	90	64	90

**DQO total e dissolvida (mg/L) e percentual de remoção (Continuação)****CHOQUE 6**

Hora	R1					R2				
	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)
12:25	640	31	95	62	90	640	31	95	93	85
13:10	341	31	91	93	73	341	62	82	279	18
14:10	341	31	91	62	82	341	31	91	62	82
15:45	640	31	95	31	95	640	31	95	31	95

**CHOQUE 7**

Hora	R1					R2				
	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)
09:00	544	32	94	64	88	544	32	94	64	88
09:30	248	32	87	128	48	248	32	87	96	61
10:30	248	32	87	96	61	248	32	87	64	74
11:35	544	32	94	96	82	544	32	94	32	94

**CHOQUE 8**

Hora	R1					R2				
	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)
13:15	608	35	94	32	95	608	32	95	64	89
13:30	403	35	91	192	52	403	32	92	128	68
14:30	403	35	91	160	60	403	32	92	64	84
15:30	403	35	91	64	84	403	32	92	32	92
16:30	403	35	91	48	88	403	32	92	32	92
17:35	608	35	94	32	95	608	32	95	32	95

**CHOQUE 9**

Hora	R1					R2				
	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)
08:15	512	32	94	96	81	512	64	88	64	88
08:30	192	64	67	320	-67	192	32	83	128	33
09:35	512	64	88	64	88	512	32	94	64	88

**CHOQUE 10**

Hora	R1					R2				
	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)
14:20	588	31	95	62	89	588	31	95	62	89
15:00	124	37	70	465	-275	124	31	75	155	-25
16:05	588	31	95	31	95	588	31	95	62	89

**DQO total e dissolvida (mg/L) e percentual de remoção (Continuação)****CHOQUE 11**

Hora	R1					R2				
	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)
09:15	570	30	95	120	79	570	30	95	60	89
09:45	300	30	90	180	40	300	30	90	90	70
10:45	300	30	90	120	60	300	60	80	90	70
11:50	570	30	95	90	84	570	30	95	60	89

**CHOQUE 12**

Hora	R1					R2				
	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)
13:00	570	30	95	30	95	570	30	95	30	95
13:30	240	30	88	180	25	240	30	88	180	25
14:30	240	60	75	30	88	240	30	88	30	88
15:35	570	30	95	30	95	570	30	95	30	95

**CHOQUE 13**

Hora	R1					R2				
	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)
11:25	570	62	89	124	78	570	62	89	62	89
12:00	217	31	86	93	57	217	62	71	93	57
13:00	217	31	86	62	71	217	31	86	62	71
14:00	217	31	86	62	71	217	31	86	62	71
15:05	570	31	95	31	95	570	31	95	62	89

**CHOQUE 14**

Hora	R1					R2				
	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)
09:15	570	60	89	90	84	570	30	95	60	89
10:00	330	30	91	90	73	330	30	91	90	73
11:00	330	60	82	60	82	330	69	79	137	58
12:00	330	60	82	60	82	330	34	90	34	90
13:05	570	30	95	30	95	570	69	88	34	94

**CHOQUE 15**

Hora	R1					R2				
	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)
09:15	583	34	94	69	88	583	34	94	69	88
09:45	446	34	92	69	85	446	34	92	103	77
10:45	446	34	92	69	85	446	34	92	34	92
11:45	446	34	92	103	77	446	34	92	103	77
12:50	583	69	88	103	82	583	34	94	34	94

**DQO total e dissolvida (mg/L) e percentual de remoção (Continuação)****CHOQUE 16**

Hora	R1					R2				
	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)
12:30	576	64	89	96	83	576	32	94	128	78
13:00	352	32	91	224	36	352	64	82	640	-82
14:00	352	32	91	64	82	352	64	82	128	64
15:00	352	32	91	64	82	352	64	82	128	64
16:05	576	32	94	64	89	576	32	94	64	89

**CHOQUE 17**

Hora	R1					R2				
	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)
11:40	576	33	94	66	89	576	66	89	66	89
12:10	199	66	67	99	50	199	66	67	298	-50
12:55	199	66	67	33	83	199	66	67	66	67
13:45	576	33	94	66	89	576	33	94	66	89

**CHOQUE 18**

Hora	R1					R2				
	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)	DQO Afluente	DQO Dissolvida	Remoção (%)	DQO Total	Remoção (%)
14:45	576	33	94	66	89	576	33	94	66	89
15:00	265	33	88	99	63	265	33	88	99	63
16:00	265	33	88	66	75	265	33	88	33	88
17:05	576	33	94	66	89	576	33	94	33	94



Alcalinidade total (mg/L CaCO<sub>3</sub>)

CHOQUE 1

Hora	R1			R2		
	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)
	Afluente	Efluente		Afluente	Efluente	
09:30	1060,8	1040,4	2	1060,8	1203,6	12
10:15	306,0	1060,8	-247	306,0	1142,4	73
11:15	306,0	612,0	-100	306,0	612,0	50
11:50	1060,8	489,6	54	1060,8	489,6	-117

CHOQUE 2

Hora	R1			R2		
	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)
	Afluente	Efluente		Afluente	Efluente	
12:15	1020,0	999,6	2	1020,0	1040,4	-2
13:00	326,4	1040,4	-219	326,4	1060,8	-225
14:00	1020,0	693,6	32	1020,0	632,4	38

CHOQUE 3

Hora	R1			R2		
	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)
	Afluente	Efluente		Afluente	Efluente	
10:30	1081,2	1040,4	4	1081,2	1020,0	6
11:00	856,8	1040,4	-21	856,8	1040,4	-21
12:00	856,8	979,2	-14	856,8	979,2	-14
13:05	1081,2	958,8	11	1081,2	754,8	30

CHOQUE 4

Hora	R1			R2		
	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)
	Afluente	Efluente		Afluente	Efluente	
13:00	1081,2	1264,8	-17	1081,2	1081,2	0
13:45	856,8	1285,2	-50	856,8	1081,2	-26
14:45	856,8	1060,8	-24	856,8	1060,8	-24
15:45	856,8	1101,6	-29	856,8	1020,0	-19
16:20	1081,2	1162,8	-8	1081,2	1020,0	6

CHOQUE 5

Hora	R1			R2		
	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)
	Afluente	Efluente		Afluente	Efluente	
08:45	1081,2	1060,8	2	1081,2	1122,0	-4
09:15	591,6	1060,8	-79	591,6	1122,0	-90
10:15	591,6	1060,8	-79	591,6	1081,2	-83
11:15	591,6	999,6	-69	591,6	1020,0	-72
12:15	591,6	979,2	-66	591,6	958,8	-62
13:20	1081,2	897,6	17	1081,2	897,6	17

CHOQUE 6

Hora	R1			R2		
	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)
	Afluente	Efluente		Afluente	Efluente	
12:25	1081,2	734,4	32	1081,2	1060,8	2
13:10	652,8	754,8	-16	652,8	1040,4	-59
14:10	652,8	754,8	-16	652,8	1081,2	-66
15:45	1081,2	754,8	30	1081,2	999,6	8

CHOQUE 7

Hora	R1			R2		
	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)
	Afluente	Efluente		Afluente	Efluente	
09:00	897,6	979,2	-9	897,6	999,6	-11
09:30	550,8	958,8	-74	550,8	999,6	-81
10:30	550,8	938,4	-70	550,8	958,8	-74
11:35	897,6	897,6	0	897,6	897,6	0

CHOQUE 8

Hora	R1			R2		
	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)
	Afluente	Efluente		Afluente	Efluente	
13:15	1264,8	1285,2	-2	1264,8	1264,8	0
13:30	652,8	1244,4	-91	652,8	1264,8	-94
14:30	652,8	1264,8	-94	652,8	1264,8	-94
15:30	652,8	1326,0	-103	652,8	1264,8	-94
16:30	652,8	1305,6	-100	652,8	1264,8	-94
17:35	1264,8	1285,2	-2	1264,8	1285,2	-2

CHOQUE 9

Hora	R1			R2		
	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)
	Afluente	Efluente		Afluente	Efluente	
08:15	1081,2	1183,2	-9	1081,2	1224,0	-13
08:30	326,4	1203,6	-269	326,4	1183,2	-263
09:35	1081,2	897,6	17	1081,2	693,6	36

CHOQUE 10

Hora	R1			R2		
	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)
	Afluente	Efluente		Afluente	Efluente	
14:20	1020,0	1060,8	-4	1020,0	1081,2	-6
15:00	326,4	1060,8	-225	326,4	1081,2	-231
16:05	1020,0	652,8	36	1020,0	775,2	24

CHOQUE 11

Hora	R1			R2		
	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)
	Afluente	Efluente		Afluente	Efluente	
09:15	1081,2	1285,2	-19	1081,2	1203,6	-11
09:45	673,2	1305,6	-94	673,2	1101,6	-64
10:45	673,2	1305,6	-94	673,2	1101,6	-64
11:50	1081,2	1122,0	-4	1081,2	938,4	13

CHOQUE 12

Hora	R1			R2		
	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)
	Afluente	Efluente		Afluente	Efluente	
13:00	1081,2	1060,8	2	1081,2	918,0	15
13:30	510,0	1081,2	-112	510,0	897,6	-76
14:30	510,0	1081,2	-112	510,0	918,0	-80
15:35	1081,2	1081,2	0	1081,2	918,0	15

### Alcalinidade total (mg/L CaCO<sub>3</sub>) (Continuação)

#### CHOQUE 13

Hora	R1			R2		
	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)
	Afluente	Efluente		Afluente	Efluente	
11:25	1081,2	1060,8	2	1081,2	1040,4	4
12:00	346,8	1081,2	-212	346,8	1060,8	-206
13:00	346,8	1060,8	-206	346,8	1060,8	-206
14:00	346,8	856,8	-147	346,8	877,2	-153
15:05	1081,2	775,2	28	1081,2	795,6	26

#### CHOQUE 14

Hora	R1			R2		
	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)
	Afluente	Efluente		Afluente	Efluente	
09:15	1081,2	1040,4	4	1081,2	1040,4	4
10:00	714,0	1040,4	-46	714,0	1040,4	-46
11:00	714,0	1040,4	-46	714,0	1040,4	-46
12:00	714,0	1020,0	-43	714,0	999,6	-40
13:05	1081,2	958,8	11	1081,2	958,8	11

#### CHOQUE 15

Hora	R1			R2		
	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)
	Afluente	Efluente		Afluente	Efluente	
09:15	877,2	958,8	-9	877,2	1101,6	-26
09:45	775,2	958,8	-24	775,2	1081,2	-39
10:45	775,2	958,8	-24	775,2	1020,0	-32
11:45	775,2	877,2	-13	775,2	918,0	-18
12:50	877,2	856,8	2	877,2	877,2	0

#### CHOQUE 16

Hora	R1			R2		
	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)
	Afluente	Efluente		Afluente	Efluente	
12:30	1081,2	1060,8	2	1081,2	856,8	21
13:00	734,4	1081,2	-47	734,4	836,4	-14
14:00	734,4	1020,0	-39	734,4	856,8	-17
15:00	734,4	918,0	-25	734,4	836,4	-14
16:05	1081,2	877,2	19	1081,2	836,4	23

#### CHOQUE 17

Hora	R1			R2		
	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)
	Afluente	Efluente		Afluente	Efluente	
11:40	1081,2	1040,4	4	1081,2	1040,4	4
12:10	550,8	1020,0	-85	550,8	1060,8	-93
12:55	550,8	979,2	-78	550,8	979,2	-78
13:45	1081,2	877,2	19	1081,2	836,4	23

#### CHOQUE 18

Hora	R1			R2		
	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)	Alc. Total	Alc. Total	Remoção (%)
	Afluente	Efluente		Afluente	Efluente	
14:45	1081,2	877,2	19	1081,2	836,4	23
15:00	550,8	897,6	-63	550,8	856,8	-56
16:00	550,8	754,8	-37	550,8	754,8	-37
17:05	1101,6	571,2	48	1101,6	550,8	50

**Sólidos totais, voláteis totais, suspensos totais e suspensos voláteis (mg/L)****CHOQUE 1**

	R1				R2			
Hora	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
09:30	1356	32	28	4	149	28	36	12
10:15	1432	132	148	104	176	164	48	12
11:15	5228	256	24	4	88	32	28	4
11:50	2960	36	20	12	100	36	56	4

**CHOQUE 2**

	R1				R2			
Hora	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
12:15	1264	40	64	24	1332	140	48	4
13:00	1404	208	96	48	1696	256	168	96
14:00	984	44	40	4	904	20	24	4

**CHOQUE 3**

	R1				R2			
Hora	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
10:30	1300	80	56	24	2100	84	116	76
11:00	2200	248	108	76	2220	220	136	88
12:00	1888	220	60	44	1956	256	84	48
13:05	1996	92	116	80	1132	116	40	32

**CHOQUE 4**

	R1				R2			
Hora	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
13:00	1744	48	92	28	1564	48	80	40
13:45	1656	68	68	40	1424	72	120	48
14:45	1612	44	64	16	1248	44	48	40
15:45	1404	40	60	12	1024	68	68	36
16:20	1456	16	40	12	1208	80	52	40

**CHOQUE 5**

	R1				R2			
Hora	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
08:45	1336	16	36	8	1616	244	60	4
09:15	1404	180	56	20	1476	100	172	92
10:15	1448	136	40	8	1408	76	36	4
11:15	1380	128	60	12	1376	12	40	4
12:15	1308	104	48	12	1224	12	40	4
13:20	1236	84	44	20	1040	8	44	4

**CHOQUE 6**

	R1				R2			
Hora	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
12:25	992	32	40	8	1404	72	44	28
13:10	1100	184	68	20	1532	116	176	116
14:10	1196	92	40	16	1632	372	64	44
15:45	1056	80	44	16	1252	212	36	28

**Sólidos totais, voláteis totais, suspensos totais e suspensos voláteis (mg/L) (Continuação)****CHOQUE 7**

	R1				R2			
Hora	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
09:00	1428	168	60	24	1432	44	60	8
09:30	1376	136	104	52	1436	128	48	16
10:30	1172	100	48	24	1428	180	48	8
11:35	1136	68	44	20	1088	44	44	36

**CHOQUE 8**

	R1				R2			
Hora	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
13:15	1784	312	80	12	1648	96	60	4
13:30	1728	56	84	20	1740	160	108	64
14:30	1728	56	72	36	1640	32	56	20
15:30	1644	112	56	16	1620	64	56	20
16:30	1632	104	56	12	1580	44	36	12
17:35	1624	344	72	32	1496	32	60	12

**CHOQUE 9**

	R1				R2			
Hora	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
08:15	1656	200	36	36	1668	152	32	28
08:30	1624	212	204	168	1656	172	68	48
09:35	896	76	20	16	1068	148	44	36

**CHOQUE 10**

	R1				R2			
Hora	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
14:20	1440	200	72	56	1364	124	64	32
15:00	1728	420	212	108	1568	220	152	100
16:05	980	80	36	28	624	100	28	8

**CHOQUE 11**

	R1				R2			
Hora	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
09:15	1852	264	104	80	1432	128	68	40
09:45	1860	272	120	72	1508	248	72	52
10:45	1752	152	108	84	1452	52	56	40
11:50	1464	76	80	48	1360	120	60	28

**CHOQUE 12**

	R1				R2			
Hora	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
13:00	1428	140	36	12	1004	124	44	8
13:30	1424	160	164	124	1108	116	52	12
14:30	1444	128	60	12	1172	52	36	4
15:35	1440	148	60	8	1088	48	44	8

**Sólidos totais, voláteis totais, suspensos totais e suspensos voláteis (mg/L) (Continuação)****CHOQUE 13**

Hora	R1				R2			
	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
11:25	1396	248	60	36	1280	32	44	36
12:00	1328	92	76	48	1308	132	100	56
13:00	1424	84	56	36	1360	180	40	32
14:00	1320	76	44	36	1468	420	44	20
15:05	1160	76	44	32	1068	20	44	28

**CHOQUE 14**

Hora	R1				R2			
	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
09:15	1508	4	48	4	1152	172	60	16
10:00	1356	96	64	12	1320	64	60	16
11:00	1252	180	52	16	1324	132	52	8
12:00	1348	24	20	4	1276	60	56	32
13:05	1304	116	40	4	1092	100	40	4

**CHOQUE 15**

Hora	R1				R2			
	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
09:15	1316	100	100	40	1596	172	92	28
09:45	1380	96	88	32	1660	268	84	20
10:45	1276	28	76	20	1480	136	88	40
11:45	1428	304	56	16	1196	80	72	44
12:50	1196	116	52	28	1340	188	48	12

**CHOQUE 16**

Hora	R1				R2			
	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
12:30	1308	96	80	56	780	108	80	60
13:00	1456	108	140	96	1144	292	132	100
14:00	1292	16	52	40	900	168	64	40
15:00	1228	20	52	28	1032	144	64	40
16:05	1120	40	44	24	1004	104	56	32

**CHOQUE 17**

Hora	R1				R2			
	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
11:40	1372	312	76	44	1360	268	68	64
12:10	1392	96	68	40	1488	356	156	108
12:55	1396	296	60	12	1352	192	64	32
13:45	1272	184	48	12	1124	100	36	20

**CHOQUE 18**

Hora	R1				R2			
	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
14:45	1272	244	48	8	1124	104	36	4
15:00	1132	104	48	4	1048	132	64	8
16:00	992	188	40	4	924	44	40	20
17:05	720	92	24	4	632	48	60	4

**Produção de biogás (mL/h)****CHOQUE 1**

Hora	Biogás R1	Biogás R2
09:30		236
10:15		55
11:15		57
11:50		146

**CHOQUE 2**

Hora	Biogás R1	Biogás R2
12:15		231
13:00		97
14:00		231

**CHOQUE 3**

Hora	Biogás R1	Biogás R2
10:30		254
11:00		174
12:00		176
13:05		215

**CHOQUE 4**

Hora	Biogás R1	Biogás R2
13:00	241	240
13:45	156	154
14:45	150	155
15:45	160	157
16:20	200	195

**CHOQUE 5**

Hora	Biogás R1	Biogás R2
08:45	245	245
09:15	154	142
10:15	155	144
11:15	150	141
12:15	152	142
13:20	202	205

**CHOQUE 6**

Hora	Biogás R1	Biogás R2
12:25		
13:10		
14:10		
15:45		

**CHOQUE 7**

Hora	Biogás R1	Biogás R2
09:00	212	205
09:30	105	100
10:30	105	101
11:35	213	205

**CHOQUE 8**

Hora	Biogás R1	Biogás R2
13:15	223	213
13:30	145	141
14:30	145	146
15:30	143	148
16:30	144	147
17:35	175	179

**CHOQUE 9**

Hora	Biogás R1	Biogás R2
08:15	200	200
08:30	80	76
09:35	143	136

**CHOQUE 10**

Hora	Biogás R1	Biogás R2
14:20	231	221
15:00	49	42
16:05	146	135

**CHOQUE 11**

Hora	Biogás R1	Biogás R2
09:15	218	220
09:45	125	130
10:45	129	127
11:50	173	173

**CHOQUE 12**

Hora	Biogás R1	Biogás R2
13:00	220	217
13:30	105	104
14:30	102	101
15:35	157	160

**CHOQUE 13**

Hora	Biogás R1	Biogás R2
11:25	230	227
12:00	88	86
13:00	83	86
14:00	86	82
15:05	157	150

**CHOQUE 14**

Hora	Biogás R1	Biogás R2
09:15	225	217
10:00	120	115
11:00	123	113
12:00	117	110
13:05	170	162

**CHOQUE 15**

Hora	Biogás R1	Biogás R2
09:15	214	203
09:45	136	135
10:45	131	125
11:45	128	120
12:50	166	163

**CHOQUE 16**

Hora	Biogás R1	Biogás R2
12:30	210	205
13:00	128	124
14:00	120	119
15:00	124	122
16:05	160	146

**CHOQUE 17**

Hora	Biogás R1	Biogás R2
11:40	205	200
12:10	68	62
12:55	64	62
13:45	130	136

**CHOQUE 18**

Hora	Biogás R1	Biogás R2
14:45	202	205
15:00	84	90
16:00	82	96
17:05	140	144