

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA AMBIENTAL
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL**

GERSINA NOBRE DA ROCHA CARMO JUNIOR

**APLICABILIDADE DO REATOR ANAERÓBIO DE FLUXO
ASCENDENTE COM MANTA DE LODO (UASB) PARA O
TRATAMENTO DE RESÍDUOS LÍQUIDOS DA SUÍNOCULTURA**

Dissertação apresentada ao Curso de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina, como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Ambiental.

ORIENTADOR: Prof. Dr. Paulo Belli Filho

**Florianópolis-SC
1998**

**“APLICABILIDADE DO REATOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE
COM MANTA DE LODO (UASB) PARA O TRATAMENTO DE RESÍDUOS
LÍQUIDOS DE SUINOCULTURA.”**

GERSINA NOBRE DA ROCHA CARMO JUNIOR

Dissertação submetida ao corpo docente do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de

MESTRE EM ENGENHARIA AMBIENTAL

na Área de Tecnologias de Saneamento Ambiental.

Aprovado por:



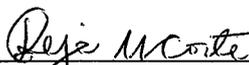
Prof. Dr. Paulo Belli Filho
(Orientador)



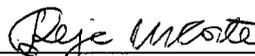
Prof. Dr. Paulo Modesto Filho



Prof. Dr. Hugo Moreira Soares



Prof.^a. Dr.^a. Rejane Helena Ribeiro da Costa
(Coordenadora)



Prof.^a. Dr.^a. Rejane Helena Ribeiro da Costa

FLORIANÓPOLIS, SC - BRASIL
AGOSTO DE 1998

*Aos meus pais, João Alves e Gersina Nobre
por todo amor, compreensão, paciência, dedicação,
ensinamentos e pelo significado que me dão à vida.*

AGRADECIMENTOS

Ao prof. Dr. Paulo Belli Filho, pela orientação precisa, dedicação e incentivo durante todo decorrer deste trabalho.

Ao prof. Dr. Paulo Modesto Filho, por despertar em mim a vontade de pesquisar e procurar cada vez mais aprimorar os meus conhecimentos.

A Edwin Fabiano e João Mortari não só pelo auxílio permanente, mais principalmente pela amizade demonstrada nesse período de convivência.

Ao Engenheiro Sanitarista Edevaldo pela disponibilidade e auxílio com a instalação experimental.

Às sempre amigas, Sandra Buzini e Liane Ramos pela convivência rica de momentos felizes.

A universidade Federal de Santa Catarina (UFSC) e aos professores do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental pelos conhecimento transmitidos.

A banca examinadora, Prof. Dr. Hugo Moreira Soares e a Prof.^a Dr.^a Rejane Helena R. da Costa pelas valiosas contribuições no final da execução deste trabalho.

Ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico-CNPq pela concessão de bolsa de estudos.

Ao CNPSA e EMBRAPA instituições de parceria e apoiadoras.

E o maior agradecimento à Deus pela vida, saúde, amor, felicidade e paz.

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS.....	i
LISTA DE TABELAS.....	iii
LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS.....	iv
RESUMO.....	v
<i>ABSTRACT</i>	vi
I INTRODUÇÃO.....	1
II REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	4
2.1 Fundamentos do Processo da Digestão Anaeróbia.....	4
2.2 Fatores Ambientais.....	7
2.3 Degradação da Matéria Orgânica.....	13
2.3.1 Cálculo do Balanço de massa da DQO.....	13
2.4 Configurações de reatores.....	15
2.5 Reator UASB.....	18
2.5.1 Histórico.....	20
2.5.2 Conceito e características do reator UASB.....	21
2.6 Aplicações do Reator UASB	23
2.7 Granulação do Lodo.....	25
2.8 Produção e Composição dos Dejetos de Suínos.....	27
2.9 Considerações.....	31
III METODOLOGIA.....	32
3.1 Local	32
3.2 Instalação experimental.....	32
3.3 Dejeto Utilizado.....	35
3.4 Características Do Lodo Do Inóculo.....	36

2.5 Partida.....	37
2.6 Fases de Operação.....	37
2.7 Operação do sistema.....	38
2.8 Monitoramento Local.....	39
2.9 Coleta de Amostras.....	39
2.10 Cálculo do Perfil de Lodo no Reator.....	40
2.11 Cálculo do Balanço de Massa da DQO.....	42
2.12 Análises Laboratoriais.....	43
IV RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	44
4.1 Partida do Reator UASB Inoculado com Lodo de Esgoto Doméstico.....	44
4.2 Desempenho do reator UASB operado com temperatura controlada.....	44
4.3 Comportamento do pH, Alcalinidade.....	45
4.4 Potencial Redox.....	47
4.5 Comportamento Geral das Características do Afluente e Efluente em Relação a DQO _{total} e Solúvel.....	48
4.6 Sólidos Totais.....	50
4.7 Sólidos Suspensos.....	51
4.8 Nitrogênio total e Amoniacal.....	53
4.9 Fósforo total.....	56
4.10 Perfil de Lodo no Reator.....	58
4.11 Balanço de Massa da DQO.....	61
V CONCLUSÕES.....	63
VI RECOMENDAÇÕES.....	65
VII REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA.....	66

LISTA DE FIGURAS

Figura 1	Esquema da digestão anaeróbia da matéria orgânica.....	5
Figura 2	Esquema geral do balanço de massa.....	13
Figura 3	Sistemas anaeróbios de alta taxa ou modernos para tratamento de Água residuárias.....	17
Figura 4	Desenho esquemático de um reator anaeróbio de escoamento Ascendente com manta de lodo.....	20
Figura 5	Estrutura de arranjo bacteriano no grânulo.....	27
Figura 6	Esquema completo da instalação experimental.....	32
Figura 7	Unidade experimental instalada no LEEA (Laboratório Experimental em Engenharia Ambiental).....	33
Figura 8	Desenho esquemático do reator UASB com suas principais dimensões.....	35
Figura 9	Variações do pH nas duas fases de operação do reator.....	45
Figura 10	Variações da alcalinidade nas duas fases de operação do reator.....	46
Figura 11	Valores diários do Potencial Redox (Eh) nas duas fases de operação do reator.....	47
Figura 12	DQO _{total} do afluente e efluente das duas fases de operação do reator.....	48
Figura 13	DQO _{solúvel} do afluente e efluente das duas fases de operação do reator.....	48
Figura 14	Valores de sólidos totais nas duas fases de operação do reator.....	50
Figura 15	Valores de sólidos suspensos totais nas duas fases de operação do reator.....	51
Figura 16	Valores de sólidos suspensos voláteis nas duas fases de operação do reator.....	51

	fases de operação do reator.....	51
Figura 17	Valores de nitrogênio total para a segunda fase de operação do reator.....	53
Figura 18	Valores de nitrogênio amoniacal para a segunda fase de operação do reator.....	54
Figura 19	Valores de fósforo total para as duas fases de operação do reator.....	56
Figura 20	Perfil dos sólidos totais (ST) e voláteis (SV) para a primeira fase de operação do reator.....	58
Figura 21	Perfil dos sólidos totais (ST) e voláteis (SV) para a segunda fase de operação do reator.....	59

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 Composição química das bactérias metanogênicas.....	8
Tabela 2 Aplicações do Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo (UASB).....	24
Tabela 3 Produção média diária de dejetos por diferentes categorias.....	29
Tabela 4 Características de dejetos de suínos em crescimento e terminação, manejados em fossas de retenção.....	30
Tabela 5 Análise bioquímica do dejetos.....	30
Tabela 6 Características do lodo de inóculo.....	36
Tabela 7 Programa de monitoramento de rotina do reator.....	40
Tabela 8 Concentrações de ST e SV do perfil do reator para a primeira e Segunda fase de operação.....	58
Tabela 9 Massa de ST e SV do perfil do reator para a primeira e Segunda fase de operação.....	59

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnicas
CHV	Carga Hidráulica Volumétrica
COV	Carga Orgânica Volumétrica
CV	Coeficiente de variação
DQO	Demanda Química de Oxigênio
NH ₄ ⁺	Nitrogênio amoniacal
NTK	Nitrogênio total Kjeldahl
Ptotal	Fósforo total
ST	Sólidos Totais
SV	Sólidos Voláteis
SST	Sólidos Suspensos Totais
SSV	Sólidos Suspensos Voláteis
T	Temperatura
TDH	Tempo de detenção hidráulico
UASB	<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i> - Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de lodo
Y	Coeficiente de produção de sólidos no sistema (Kg SST/ Kg DQO _{aplicada})
Y _{obs}	Coeficiente de produção de sólidos no sistema (Kg DQO _{LODO} / Kg DQO _{aplicada})
θ _c	Tempo de resistência celular

RESUMO

O desenvolvimento da suinocultura no estado de Santa Catarina trouxe como consequência a intensa produção de dejetos, que são altamente poluentes e causadores de degradação ambiental. Constitui-se portanto um grande desafio tecnológico, o desenvolvimento de novos sistemas de tratamento para esse tipo de resíduo. Na pesquisa de sistemas apropriados de manejo para resíduos de suinocultura, tem-se considerado o uso de reatores anaeróbios não convencionais como uma das alternativas para o tratamento de resíduos que possuem altas concentrações de sólidos totais e suspensos.

Neste trabalho são apresentados e discutidos resultados obtidos durante a operação de um reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB), alimentado continuamente com dejetos de suínos. O reator de 136 l foi operado continuamente em uma faixa de temperatura de 25 -30°C, concentrações de sólidos suspensos totais (SST) afluente de 3400 e 3080 mg/l, tempos de detenção hidráulico (TDH) de 72 e 36 horas.

O valor máximo de eficiência média de remoção da DQO_{total} e solúvel foi de 73 e 85% respectivamente para TDH de 32 horas.

Os resultados indicaram que o desempenho do reator foi significativamente afetado pelas variações da concentrações DQO_{afluente}. A temperatura controlada propiciou boa estabilidade e desempenho satisfatório no reator

palavras-chave: Reator UASB, Tratamento anaeróbio, Dejetos de suínos

ABSTRACT

The development of Santa Catarina swineculture brought a large quantity of excrete production, causing environment high environmental pollution of the pork's producers regions. Therefore, was constituted a great technological challenge, the development of new treatment systems for these type of residues. In the search of appropriate systems to swineculture residues, has been considered the use of non conventional anaerobic reactors as one of the alternatives for treatment of the residues having high concentrations of total and suspended solids.

This work shows and discuss the results during the operation of an Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) reactor, fed continually by swineculture excreta. The reactor of 136 l was operated continuously a temperature interval of influent 25-30°C, suspended solids concentration (SST) of 3400 and 3080 mg/l, detention hydraulic times TDH of 72 and 36 hours.

The maximum average values of the whole and soluble DQO removing efficiencies were 73 and 85 % respectively for TDH of 32 hours.

The results indicated that the reactor performance was significantly affected by the variation of the DQO influent. The temperature control promoted good stability and satisfactory performance of the reactor.

Key words: UASB reactor, anaerobic treatment, pig treatment manure

I- INTRODUÇÃO

A atual carência de sistemas de tratamento de resíduos provenientes da agropecuária e agroindústria é marcante e vem trazendo sérias conseqüências à degradação ambiental e a saúde pública, com reflexos diretos sobre a qualidade de vida da população brasileira.

A recente modernização da exploração em alguns setores, como a suinocultura e a bovinocultura de leite, ampliando a utilização de confinamento intensivos e adotando sistemas de higienização das instalações e manejo dos resíduos (fezes, urina restos de ração) com altos consumos de água, tem colocado aos produtores o problema da disposição dos grandes volumes de dejetos gerados.

A suinocultura, no Brasil, pelas características dos animais e do tipo de comercialização do produto, com indústrias e cooperativas localizadas principalmente nas regiões Sul e Sudeste, adotou como necessidade de adequação e competitividade, a importação de raças e conseqüentemente a modernização dos sistemas de criação, confinando seus animais em construções ao longo das diversas fases de seu ciclo produtivo. Aparentemente, os produtores e demais pessoas envolvidas no desenvolvimento e na expansão da suinocultura não se aperceberam das conseqüências advindas, do volume e do potencial de poluição dos dejetos acumulados em pequenas áreas, não tendo previsto o acoplamento, ao processo de exploração, de um sistema eficiente de tratamento dos resíduos gerados. Talvez, tal providência não tenha sido adotada devido a peculiaridades do resíduo, em função dos diversos sistemas de manejo adotados, que dificultam o estabelecimento de um modelo padrão para tratamento. (OLIVEIRA, 1997).

A suinocultura brasileira em especial a da região Sul onde a produção é mais concentrada, vem ressentindo-se da falta de informações sobre o manejo ambiental e a utilização dos dejetos.

O desenvolvimento da suinocultura no Estado de Santa Catarina trouxe a produção de grandes quantidades de dejetos, estimando-se a produção diária de 30.000 m³, a qual, pela falta de tratamento adequado, transformou-se na maior fonte poluidora dos mananciais de água do Estado. Levantamentos realizados mostraram que apenas 10 a 15% dos suinocultores possuem sistemas para o tratamento ou aproveitamento dos dejetos. A poluição do meio ambiente nas regiões produtoras de suínos é alta, pois enquanto a DBO₅ do esgoto doméstico é de cerca de 200-500 mg/l, a DBO₅ dos dejetos de suínos oscila entre 30.000 e 52.000 mg/l, ou seja, em torno de 260 vezes superior. Acrescentando-se que, segundo o serviço Estadual de Extensão Rural, cerca de 85% das fontes de água no meio rural das regiões produtoras estão com a presença de coliformes fecais, oriundos do lançamento de dejetos de suínos em mananciais (OLIVEIRA et al., 1993).

Constitui-se portanto, em grande desafio tecnológico, o desenvolvimento de novos sistemas de tratamento para esses tipos de resíduos, que proporcionem a redução dos custos de investimento, requeiram o mínimo gasto operacional e que permitam a fácil disposição dos subprodutos, garantindo desta forma maior viabilidade econômica.

O aumento do preço da energia nos anos setenta diminuiu a atratividade de sistemas de tratamento aeróbio e intensificou a pesquisa de sistemas sem demanda de energia. Assim, nas últimas décadas, desenvolveram-se vários sistemas que se baseiam na aplicação da digestão anaeróbia para a remoção do material orgânico de águas residuárias. Os sistemas modernos de tratamento anaeróbio não somente exibem um desempenho muito superior aos sistemas anaeróbios clássicos, mas em muitos aspectos, superam os próprios sistemas de tratamento aeróbio, HAANDEL & LETTINGA (1994).

O Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Universidade de Santa Catarina em conjunto com o Centro Nacional de Pesquisas em Suínos e Aves-Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária CNPSA/EMBRAPA, estão desenvolvendo várias pesquisas com o objetivo de buscar alternativas para o manejo ambiental dos dejetos, buscando implantação de gestão ambiental nas propriedades produtoras de suínos.

Dentro de um programa de aumento da oferta de tratamento dos resíduos de suinocultura, os processo anaeróbios de alta taxa poderão representar um método de redução substancial de cargas poluidoras.

Neste sentido o reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB), pela sua simplicidade construtiva e operacional, associado a elevada capacidade de retenção da biomassa ativa, tem se destacado como uma opção promissora para diversos efluentes líquidos especialmente nos países de clima tropical e subtropical, onde as temperaturas ambientes permitem prever maior atividade bacteriana e conseqüentemente melhores perspectivas de aplicação do processo.

Constitui-se, portanto, como objetivo deste trabalho, o estudo da aplicação do reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB), para o tratamento de resíduos proveniente da suinocultura, com separação da fração sólida (pré-tratamento), inoculação preliminar do reator, em condições de temperatura entre 25 a 30 °C e carga orgânica e hidráulica variada.

A apresentação e discussão do experimento realizado em escala piloto constitui a presente dissertação.

II - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 - Fundamentos do Processo da Digestão Anaeróbia

O termo “digestão” é comumente usado para descrever as reações essenciais de degradação e assimilação de alimentos por todos os seres vivos, incluindo as transformações de alimento em substâncias assimiláveis pelo homem. Os alimentos compostos de biopolímeros (proteínas, polissacarídeos, lipídios e ácidos nucleicos), são reduzidos através de reações bioquímicas a unidades menores, sendo então assimilados pelos organismos vivos. O termo “anaeróbio” significa vida na ausência de oxigênio livre, normalmente mediante a exclusão de ar do sistema.

O processo de digestão anaeróbia é considerado como um ecossistema onde diversas comunidades de microrganismos anaeróbios, principalmente bactérias, operam coordenadamente, interagindo para converter a matéria orgânica complexa, poluentes muitas vezes solúveis, em produtos finais inócuos, pouco solúveis, principalmente metano e dióxido de carbono, gases estáveis que podem ser separados do sistema, além de alguma biomassa.

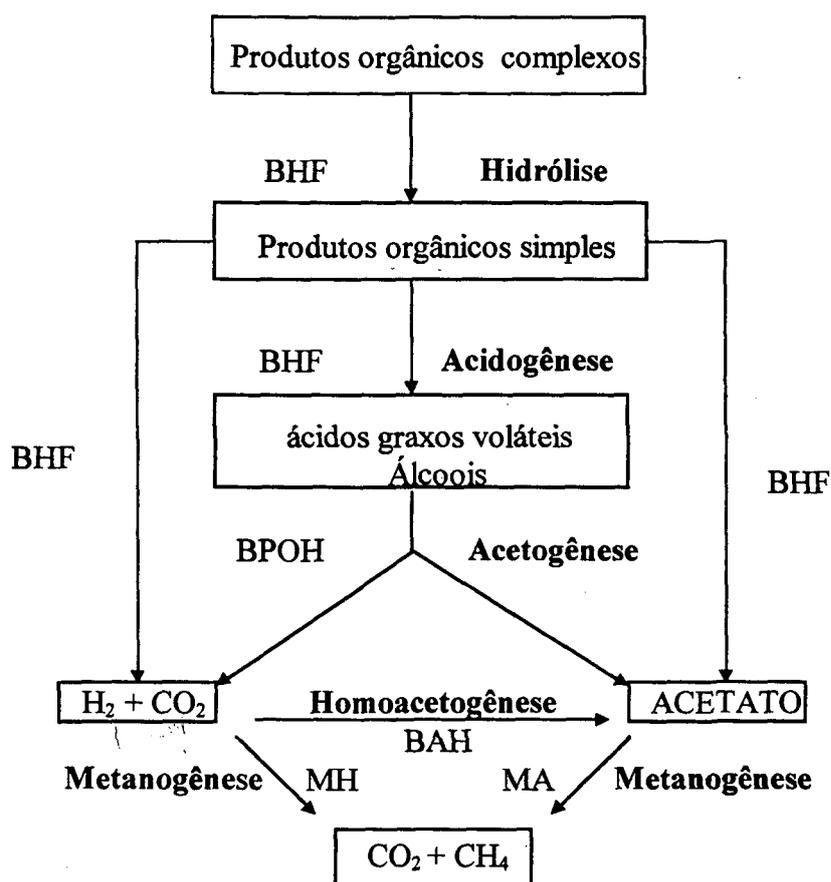
Segundo CHERNICHARO (1994), este processo ocorre em diferentes ambientes naturais tais como o trato gastrointestinal, pântanos, solos e nos sedimentos de rios, lagos e mares.

A digestão anaeróbia é um processo de degradação da matéria orgânica por ação de bactérias, fungos e protozoários, sendo utilizada no tratamento de dejetos de suínos e na preservação de seu poder fertilizante (BELLI F^o, 1995).

A degradação anaeróbia sequencial dos dejetos de suínos, favorece a adoção de curto tempo de retenção para máxima produção de gás, ao mesmo tempo satisfatória estabilização pode ser obtida (ANDREADAKIS, 1992).

LIAO & GAO (1994) reportam que a digestão anaeróbia é um método de tratamento capaz de reduzir odores e outros poluentes causados pela unidade de agricultura intensiva, gerando energia dos despejos.

A transformação das macromoléculas orgânicas complexas, presentes no esgoto, em biogás, requer a mediação de vários grupos diferentes de microorganismos, MAUNOIR (1991), citado por BELLI F^o (1995), propõe o esquema mostrado na fig.1 para a degradação anaeróbia da matéria orgânica .



Onde:

- BHF-Bactérias hidrolíticas fermentativas
- BPOH-Bactérias produtoras obrigatórias de hidrogênio
- BHA-Bactérias Homoacetogeneas
- MH-Metanogêneas hidrogenotróficas
- MA-Metanogêneas acetotróficas

Figura 1- Esquema da Digestão Anaeróbia da Matéria Orgânica
Fonte: MANOIR (1991), citado por BELLI F^o (1995)

Pode-se distinguir quatro fases diferentes no processo global de conversão:

A primeira fase do processo é a hidrólise, na qual o material orgânico complexo 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 através de (poli)peptidas para formarem aminoácidos. Os carboidratos se transformam em açúcares solúveis (mono e dissacarídeos) e lipídios são convertidos em ácidos graxos de longa cadeia (C_{15} a C_{17}) e glicerina.

Os compostos dissolvidos, gerados no processo da hidrólise, são absorvidos nas células das bactérias fermentativas, metabolizados e excretados como ácidos graxos voláteis (AGV), álcoois, ácido láctico e compostos minerais como CO_2 , H_2 , NH_3 , etc. A fermentação acidogênica é realizada por um grupo diversificado de bactérias, das quais a maioria é anaeróbia obrigatória. Entretanto, algumas espécies são facultativas e podem metabolizar o material orgânico pela via oxidativa. Isto é importante no sistema de tratamento anaeróbia de resíduos, porque o oxigênio dissolvido eventualmente presente poderia se tornar uma substância tóxica, se não fosse removido pela bactérias facultativas.

Logo em seguida ocorre o processo de acetogênese, onde os produtos da acidogênese são convertidos em compostos que formam substratos para produção de metano: acetato, hidrogênio e dióxido de carbono. Uma fração de aproximadamente 70 % da DQO originalmente presente se converte em ácido acético, enquanto o restante é convertido CO_2 , H_2 . 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 e hidrogênio. Esses produtos finais são os substratos requeridos no último processo; a metanogênese, onde o metano é produzido pelas bactérias acetotóxicas a partir da redução de ácido acético, ou pelas bactérias hidrogenotróficas a partir da redução de dióxido de carbono.

2.2 - Fatores Ambientais

Um habitat natural não implica num ambiente não afetado pela atividade antrópica, mais sim um em que as espécies que compreendem a população microbiana sejam aquelas selecionadas pela interação com o ambiente e com elas mesmas. Condições nutricionais e físicas proporcionam a seleção dos organismos mais adaptados com o ambiente, os quais, por sua vez, podem variar rápida e freqüentemente devido a mudanças no suprimento de nutrientes ou devido a condições físicas (GAUDY E GAUDY, 1980 citado por CHERNICHARO, 1994).

A digestão anaeróbia é particularmente suscetível a um controle estrito das condições ambientais, uma vez que o processo requer uma interação entre as bactérias fermentativas e metanogênicas. Dessa forma, o sucesso do processo depende de um balanço delicado do sistema ecológico. Atenção especial deve ser dispensada às bactérias metanogênicas, consideradas as mais vulneráveis às mudanças das condições ambientais. Os principais requisitos ambientais da digestão anaeróbia são comentados a seguir.

Nutrientes

As necessidades nutricionais das populações microbianas, envolvidas nos processos biológicos de tratamento de esgotos, são usualmente estabelecidas à parte da composição química das células microbianas. Como a composição exata é raramente conhecida, os requisitos de nutrientes são determinados com base na composição empírica das células microbianas. Tal consideração se baseia no fato de que quase todas as células vivas são formadas por tipos similares de compostos e que estas apresentam composições químicas similares, requerendo, portanto, os mesmos elementos nas mesmas proporções relativas (CHERNICHARO, 1997). Na Tabela 1 a seguir é apresentada a composição química das bactérias metanogênicas.

Tabela 1- Composição química das bactérias metanogênicas

Macronutrientes		Micronutrientes	
Elemento	Concentrações(g/KgSST)	Elemento	Concentrações(g/KgSST)
Nitrogênio	65	Ferro	1.800
Fósforo	15	Níquel	100
Potássio	10	Cobalto	75
Enxofre	10	Molibidênio	60
Cálcio	4	Zinco	60
Magnésio	3	Manganês	20
		Cobre	10

Fonte: LETTINGA et al. (1996), citado por CHERNICHARO (1997).

Para que os processos biológicos de tratamento sejam operados com sucesso, os nutrientes inorgânicos necessários ao crescimento dos microrganismos devem ser fornecidos em quantidades suficientes. Se as concentrações ideais de nutrientes não forem supridas, alguma forma de compensação deve ser levada a efeito, como por exemplo a aplicação de menores cargas ao sistema. A ausência de micronutrientes nos despejos é geralmente avaliado através de investigações laboratoriais.

As necessidades nutritivas mínimas podem ser estimadas com base no fator de conversão do substrato em célula, carga orgânica removida no sistema e conteúdo do respectivo elemento nutritivo na biomassa (BARBOSA, 1988). Além de ensaios de biodegradabilidade com complementação nutricional específica.

Segundo CHERNICHARO (1997), são os seguintes nutrientes, em ordem decrescente de importância, necessários à estimulação nutricional de bactérias metanogênicas: nitrogênio, enxofre, fósforo, ferro, cobalto, níquel, molibidênio, selênio, riboflavina e vitamina B₁₂.

LETTINGA (1980), indica uma relação de DQO: N: P de 1000: 5: 1 no tratamento de despejos constituídos principalmente de ácidos graxos voláteis e 350: 5: 1 no caso de despejos mais complexos. Adicionalmente, o despejos deverá conter pequena quantidade de enxofre e traços de alguns outros elementos .

Além do Nitrogênio, fósforo e enxofre, os quais, juntamente com o carbono e o oxigênio, constituem as macromoléculas das células microbianas, um grande número de outros elementos tem se mostrado necessário ao processo da digestão anaeróbia. Estes elementos são denominados micronutrientes. Sendo responsáveis por cerca de 4% do peso seco das células.

A exigência exata destes micronutrientes é difícil de ser determinada na prática, uma vez que a presença com sulfetos no processo leva à precipitação destes elementos da solução, fazendo com que a concentração dos metais em equilíbrio seja muito baixa.

O ferro, o cobalto, o níquel, e o molibidênio são os principais micronutrientes requeridos pelas bactérias que formam o metano a partir do acetato (CHERNICHARO, 1997).

Temperatura

Dos fatores físicos que afetam o crescimento microbiano, a temperatura é um dos mais importantes na seleção das espécies, os microrganismos não possuem meios de controlar sua temperatura interna, e dessa forma a temperatura no interior da célula é determinada pela temperatura ambiente externa (GAUDY & GAUDY, 1980 citado por CHERNICHARO, 1994).

Três faixas de temperaturas podem ser distinguidas na digestão anaeróbia:

psicrófila: 0 a 20° C

mesófila: 20 a 45° C (ótima = 35° C)

termófila 45 a 70° C, e acima

A formação microbiana do metano pode ocorrer numa faixa bastante ampla de temperatura (0 a 97° C). Dois níveis ótimos de temperatura têm sido associados à digestão anaeróbia, um na faixa mesófila (30 a 35° C) e o outro na faixa termófila (50 a 55° C). A maioria dos digestores anaeróbios tem sido projetada na faixa mesófila, embora também seja possível a operação destes na faixa termófila. Entretanto, a experiência da operação de digestores nesta faixa não tem sido totalmente satisfatória, existindo ainda muitas questões.

Segundo HAANDEL & LETTINGA (1994), a digestão anaeróbia é possível a temperatura baixa (10° C), mas a eficiência e taxa de digestão diminuem muito com a diminuição da temperatura.

BELLI F°(1995), operou um biodigestor tratando dejetos de suínos em temperaturas variáveis na faixa de 20 a 35° C , confirmando que a atividade metanogênica é mais intensa a 35° C.

Os efeitos da temperatura externamente às células bacterianas também são importantes. Por exemplo, o grau de dissociação de diversos compostos depende fortemente da temperatura, como é o caso específico da amônia. Também a termodinâmica de diversas reações é afetada pela temperatura, a exemplo da dependência da pressão de hidrogênio em digestores anaeróbios onde a fermentação esteja ocorrendo de maneira apropriada (CHERNICHARO, 1997).

Segundo SAFLEY & WESTERMAN (1993), a digestão anaeróbia de dejetos de suínos pode ser realizada com sucesso em uma faixa de temperatura de 10-23° C para uma faixa de carga de 0.1- 0.2 Kg SV/m³.dia e que apesar da instabilidade , a produção de metano, apresentou um incremento linear nessa faixa de temperatura.

pH, alcalinidade e ácidos gráxos voláteis

Na digestão anaeróbia, a faixa de pH ótimo é o resultado das diversas reações que ocorrem. A maioria dos autores considera que um pH entre 6,6 e 7,4 corresponde a uma condição ótima, embora possa-se conseguir estabilidade na formação de metano numa faixa mais ampla de pH, entre 6,0 e 8,0 (BARBOSA, 1988).

O valor e a estabilidade do pH no reator anaeróbio são extremamente importantes; uma taxa elevada de metanogênese só pode se desenvolver quando o pH se mantém numa faixa estreita, perto do valor neutro; se o pH tiver um fator menor que 6,3 ou superior a 7,8 a taxa de metanogênese diminui rapidamente.

O pH no reator se estabelece após o equilíbrio iônico dos diferentes sistemas ácido/base presentes no sistema de tratamento (HAANDEL & LETTINGA, 1994).

O valor do pH durante a digestão anaeróbia está ligada a produção de ácidos graxos e a degradação de seus compostos em metano (BELLI F°, 1995).

Segundo CHERNICHARO (1997), com relação a estabilidade do processo, o fato das bactérias produtoras de ácidos serem muito menos sensíveis as variações de pH que as metanogênicas é particularmente importante, uma vez que as bactérias

acidogênicas podem ainda se mostrar bastante ativas, mesmo para valores de pH tão baixos quanto 4,5. Na prática isso significa que a produção de ácidos em um reator pode continuar livremente, apesar da produção de metano ter sido praticamente interrompida devido aos baixos valores de pH, acarretando em um decréscimo de pH ainda maior.

A alcalinidade de um digestor anaeróbio é uma medida da capacidade de tamponamento das bactérias ácidas presentes no meio (OLIVEIRA et al, 1993).

A decomposição anaeróbia da matéria orgânica quando gera cátions, produz alcalinidade. Os cátions permanecem em equilíbrio com o bicarbonato, dependendo do pH, provenientes do equilíbrio carbônico do CO₂ em água. Se não ocorrer formação de cátions não será produzida alcalinidade e o CO₂ tenderá a abaixar o pH (formação de ácido carbônico).

A degradação de proteínas produz amônia que combina com o ácido carbônico em solução formando alcalinidade bicarbonato que tampona o sistema. Segundo DANIEL L. (1994), a alcalinidade requerida nos processo de digestão anaeróbia é dependente de uma série de fatores:

- alcalinidade gerada na decomposição da matéria orgânica
- carga orgânica afluyente
- disponibilidade de recirculação do efluente
- velocidade de conversão do substrato a ácidos voláteis.

A adição da alcalinidade pode ser feita através de introdução de cal, amônia, bicarbonato de sódio ou carbonato de sódio. Esses são os agentes mais empregados para a correção do pH, elevando a alcalinidade do meio.

Tanto a alcalinidade como os ácidos voláteis derivam primariamente da decomposição dos compostos orgânicos durante a digestão.

O pH a alcalinidade e os ácidos gráxos voláteis estão intimamente relacionados entre si, sendo igualmente importantes para o controle e a operação dos processos anaeróbios. A interação da alcalinidade com os ácidos voláteis durante a digestão anaeróbia está na capacidade da alcalinidade do sistema em neutralizar os ácidos formados no processo e também em tamponar o pH na eventualidade de acumulação de ácidos gráxos voláteis.

Agentes Tóxicos e Inibidores

Muitos elementos e compostos estimulam o crescimento bacteriano dentro de uma certa faixa de concentração, mas todos os compostos, mesmo os substratos metanogênicos tornam-se inibidores acima de certas concentrações.

Segundo OLIVEIRA et al. (1993), existem diversas substâncias que provocam um efeito tóxico no processo de tratamento anaeróbio. A magnitude desse efeito depende da concentração do material em digestão, podendo ter, em alguns casos, um efeito benéfico quando há baixa concentração.

Os principais agentes tóxicos da digestão anaeróbia são: Amônia, sulfatos/sulfetos, metais pesados, metais alcalinos e alcalinos-terrosos e oxigênio. (OLIVEIRA et al. 1993).

Segundo CHERNICHARO (1997), existem diversos compostos orgânicos e inorgânicos que podem ser tóxicos ou inibidores ao processo anaeróbio, embora o efeito geral resultante da adição da maioria destes possa variar de estimulante a tóxico. A estimulação da atividade microbiana é usualmente conseguida a baixas concentrações, mais isso também depende do tipo de compostos presente. Conforme a concentração é aumentada, a inibição pode se tornar pronunciada e a taxa de atividade microbiana pode cair a zero. O aumento dessas substâncias pode levar à inatividade dos microorganismos anaeróbios, que é rapidamente detectada pela redução na produção de gases e pelo aumento dos ácidos voláteis no processo. Se o aumento da concentração de tóxicos for lento e bem controlado pode-se adaptar o processo a concentrações surpreendentemente elevadas de tóxicos.

SPEECE (1983) destaca um aspecto de grande importância neste contexto, associado a capacidade de aclimação da flora bacteriana à compostos tóxicos, o que viabiliza em muitos casos a aplicação da digestão anaeróbia para muitos despejos inicialmente considerados impróprios para o processo.

2.3- Degradação da Matéria Orgânica

A natureza dos compostos orgânicos presentes nas águas residuárias é de extrema importância pois uma variedade de microrganismos interage com o material orgânico, usando-o como fonte de energia ou como fonte de material para sintetizar novas células.

Basicamente há quatro opções para a degradação do material orgânico em sistemas de tratamento:

1. Conversão em célula (anabolismo);
2. Conversão a metano (catabolismo fermentativo);
3. Mineralização através de oxidação transformando-o em CO_2
4. Permanência na fase líquida do composto original ou como produtos intermediários do metabolismo.

Se não houver acumulação do material orgânico no sistema de tratamento (estado estacionário), então a massa diária de material orgânico no afluente tem que ser igual à soma das massas diárias do material orgânico que deixa o sistema como metano e lodo ou presente no efluente mais a massa diária de material orgânico destruído (oxidado).

2.3.1- Cálculo do Balanço de Massa da DQO

Conforme METCALF & EDDY (1991) o balanço de massas da DQO, de forma geral, pode ser apresentado da seguinte maneira:

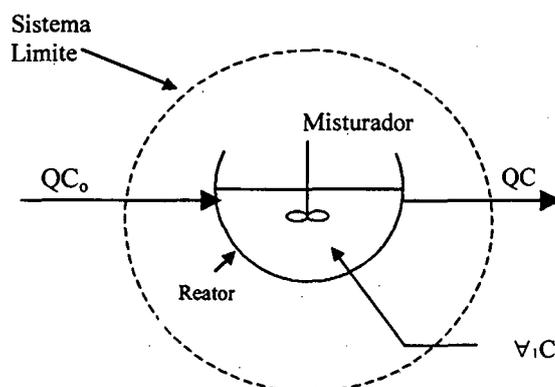


Figura 2- Esquema geral do balanço de massa (Metcalf & Eddy, 1991).

Representação simbólica:

$$V \frac{dc}{dt} = QC_0 - QC + V (\text{taxa de reação}) \quad (1)$$

$$V \frac{dc}{dt} = QC_0 - QC + V(-KC) \quad (2)$$

Onde:

V = volume do reator (l)

$\frac{dc}{dt}$ = taxa de mudança da concentração do reagente no reator em função do tempo

Q = vazão (l/d)

C_0 = Concentração do afluente (mg/l)

C = Concentração efluente (mg/l)

K = Constante da reação de 1ª ordem (t^{-1})

em palavras simplificadas:

$$\text{Acumulação} = \text{afluente} - \text{efluente} - \text{utilização} \quad (3)$$

ou seja :

$$DQO_{\text{acum}} = DQO_{\text{afluente}} - DQO_{\text{efluente}} - DQO_{\text{CH}_4} \quad (4)$$

da equação (4) obtém-se:

$$DQO_{\text{afluente}} = DQO_{\text{efluente}} + DQO_{\text{acum}} + DQO_{\text{CH}_4} \quad (5)$$

A carga orgânica destinada ao crescimento microbiano, encontra-se implícita nas parcelas carga orgânica acumulada no reator e carga orgânica efluente. Entretanto,

devido a elevada capacidade de retenção de sólidos do reator utilizado e a formação do lodo anaeróbio, prevê-se que o crescimento microbiano esteja incluído de forma mais significativa na parcela carga orgânica acumulada no reator, BARBOSA (1988).

Da equação (5) obtém-se a DQO removida do sistema

$$DQO_{rem} = DQO_{acum} + DQO_{CH_4} \quad (6)$$

2.4 - Configurações de Reatores

Até meados deste século, os processos anaeróbios foram usados em sistemas com mistura deficiente, que realizavam o tratamento parcial dos resíduos orgânicos. Para adaptar a baixa taxa de crescimento das bactérias metanogênicas, que exigem longos tempos de retenção celular (de até 50 dias), foram necessários longos tempos de detenção hidráulico, requerendo unidades com volumes de tanques extremamente grandes, resultando em alto custo de implantação dos sistemas (ANDRADE,1995).

Esses processos, apesar das vantagens potenciais que apresentavam em relação ao tratamento aeróbio, até a década de 60 só eram utilizados na estabilização da fração sólida da matéria orgânica presente nos despejos. Nesses casos, utilizavam-se digestores convencionais, com ou sem agitação e com tempo de retenção celular (θ_c), aproximadamente igual ao tempo de detenção hidráulico (TDH) (ANDRADE,1995).

Com o incremento de pesquisas na área de tratamento anaeróbio verificado nos últimos anos, foram desenvolvidos os “sistemas de alta taxa”. Estes se caracterizam, basicamente, pela capacidade de reter grandes quantidades de biomassa, de elevada atividade, mesmo com a aplicação de baixos tempos de detenção hidráulico. Dessa forma consegue-se manter um elevado tempo de detenção de sólidos, mesmo com aplicação de elevadas cargas hidráulicas no sistema. O resultado é a obtenção de reatores compactos, com volumes bastantes inferiores aos digestores anaeróbios convencionais, mantendo-se, no entanto, o elevado grau de estabilização do lodo (CHERNICHARO, 1997).

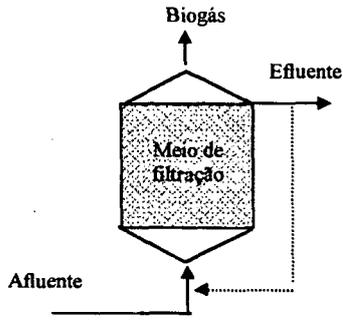
Diversos tipos de reatores anaeróbios de alta taxa são utilizados para o tratamento de despejos. Segundo CHERNICHARO (1994) estes podem ser divididos

em dois grupos principais:

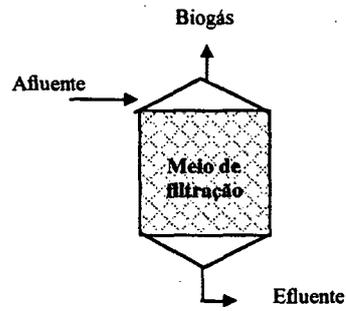
(a)-Reatores anaeróbios com crescimento bacteriano aderido - são os que possuem biomassa aderida em suportes fixos ou móveis. Podem ser divididos em reatores de leito fixo, bio-disco e expandido. Os filtros anaeróbios e os reatores de leito fluidificado são exemplos desse tipo de digestores.

(b)-Reatores com crescimento bacteriano disperso sem meio suporte. A biomassa nesse grupo de reatores, é dotada de melhores qualidades para que ela apresente boa capacidade de sedimentação, baixo índice volumétrico de lodo, boa resistência física e satisfatória atividade metanogênica específica. Os reatores UASB são exemplos desse tipo de reatores.

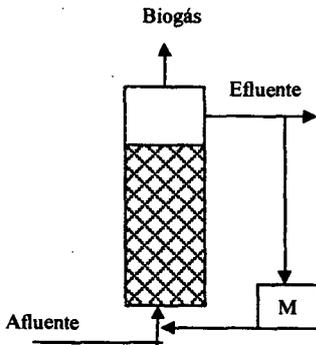
HAANDEL & LETTINGA (1994), fazem uma demonstração das configurações esquemáticas dos diferentes sistemas modernos de tratamento anaeróbio ou alta taxa, como é mostrado na Figura 3.



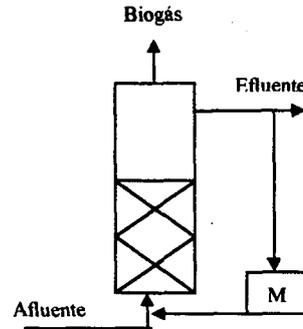
a) Filtro anaeróbio (ascendente)



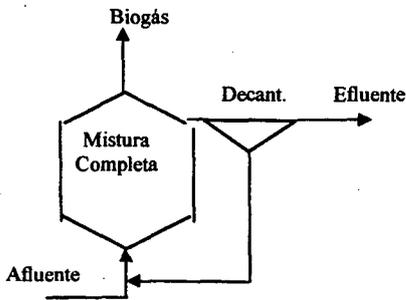
b) Filtro anaeróbio (descendente)



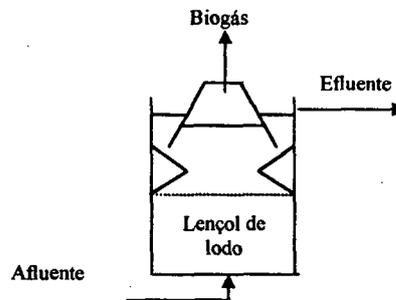
c) Leito fluidizado



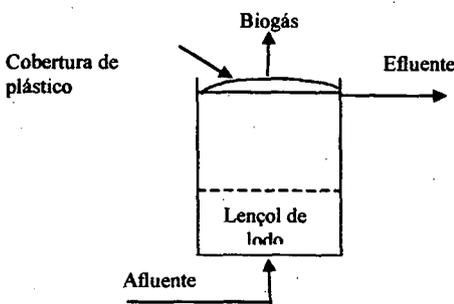
d) Leito expandido



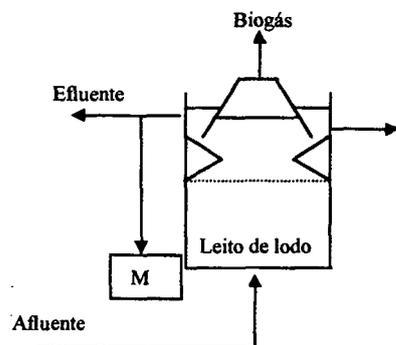
e) Processo de contato



f) Digestor anaeróbio de fluxo



g) Reator anaeróbio de leito



g) Leito expandido de lodo granulado

Figura 3- Sistemas anaeróbios de alta taxa ou modernos para tratamento de águas residuárias (HAANDEL & LETTINGA 1994).

Para poder comparar os diferentes sistemas de tratamento entre si e assim avaliar se um sistema é “bom” ou “ruim” é preciso que se defina primeiramente quais são os objetivos do tratamento. Estes dependerão da situação particular do lugar do tratamento e do tipo de efluente. Invariavelmente espera-se de um sistema de tratamento de esgoto, que a remoção de material orgânico seja tão alta quanto possível em um tempo de permanência tão curto quanto possível (HAANDEL & LETTINGA, 1994).

2.5 - Reator UASB

O reator tipo UASB - reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo foi criado com o objetivo de suprir as deficiências dos antigos sistemas de tratamento que apresentavam baixa eficiência (ANDRADE, 1995).

É o sistema de alta taxa mais usado no tratamento anaeróbio de esgoto bruto. Várias unidades em escala real estão implantadas em diferentes países e mais sistemas estão sendo construídos (HAANDEL & LETTIGA, 1994).

Nesse reator, as bactérias responsáveis pela conversão da matéria orgânica em biogás são retidas no seu interior, possibilitando menores tempos de detenção hidráulico, pela formação natural de grânulos auto-imobilizados, tornando estes sistemas competitivos com relação a outras possibilidades de tratamento de águas residuárias e compatíveis com a eficiência global dos processos aeróbios (ANDRADE, 1995).

2.5.1- Histórico

Segundo CAMPOS (1986) citado por ANDRADE (1995), o primeiro pesquisador a descrever um reator com escoamento ascensional de águas residuárias, através de uma manta de lodo, foi Couter e colaboradores em 1957, na África do Sul, cujos princípios foram adequados posteriormente por Lettinga em 1973.

Ao construírem uma dessas unidades em escala de laboratório, na Universidade Agrícola de Waghenigen – Holanda, onde a maioria das pesquisas sobre esse reator têm sido realizadas até hoje. Logo em seguida, foram construídas unidades piloto com volumes de 6, 30 e 300 m³, recebendo como afluente água residuária de uma indústria

produtora de açúcar de beterraba. Esses reatores já apresentavam as características do UASB, tal como é hoje conhecido.

A eficiência desses reatores concorre com os resultados alcançados em processos biológicos aeróbios, como lodos ativados, e a produção de gás potencialmente permite sua utilização na amortização do investimento. Em adição a flexibilidade, confiabilidade e simplicidade, a não utilização de energia para aeração dos sistemas, a produção de metano e o baixo crescimento de lodo são aspectos que tornam esse processo econômico e tecnologicamente atrativo.

As principais vantagens e limitações do uso dos reatores UASB em relação aos reatores aeróbios são:

Vantagens:

- Menor espaço físico ocupado, possibilitando a utilização de áreas para fins mais nobres, com implantação de unidades de tratamento de menor porte;
- balanço energético positivo, podendo o biogás ser usado para diversos fins como aquecimento e acionamento de motores fixos ou móveis;
- sua produção de lodo é pequena e o lodo estabilizado;
- o custo de implantação é menor, pois dispensa o uso de equipamentos para aeração;
- é adequado para resíduos sazonais, como por exemplo, destilarias de álcool.

Limitações:

- a DBO do efluente pode ser alta demais para descarga direta em águas de superfície, necessitando de pós – tratamento;
- o lodo anaeróbio é sensível a substâncias tóxicas (por exemplo organoclorados e metais pesados) quando não adaptados.
- não é eficiente na redução de microorganismos patogênicos (BELLI F°, 1995)
- é necessário uma temperatura mínima de 15° C e ótima de 35° C;
- a partida do UASB pode ser demorada e às vezes difícil.

2.5.2 - Conceito e Características do Reator UASB

Os reatores UASB são unidades de tratamento de águas residuárias que apresentam características próprias em termos de projeto, partida e operação.

Fisicamente, o sistema é bastante simples e consiste de uma entrada, onde o afluente é em geral uniformemente distribuído, localizada no fundo do reator. Após as águas residuárias percorrerem, em escoamento ascendente, o corpo do reator, composto pelo leito e manta de lodo, atravessam um sedimentador localizado na região superior, um dispositivo de separação gás, líquido e sólidos.

Na Figura 4 apresenta-se um desenho esquemático de um reator concepção UASB, constituído de leito de lodo, manta de lodo, e sedimentador interno (separador de fases). Nessa Figura observa-se que as águas residuárias (afluente) entram por baixo do reator (de escoamento ascendente) e fica em contato com uma região ativa, com alta concentração de bactérias, dita região de manta ativa de lodo e depois de processadas, o efluente do reator sai por canaletas instaladas na parte superior.

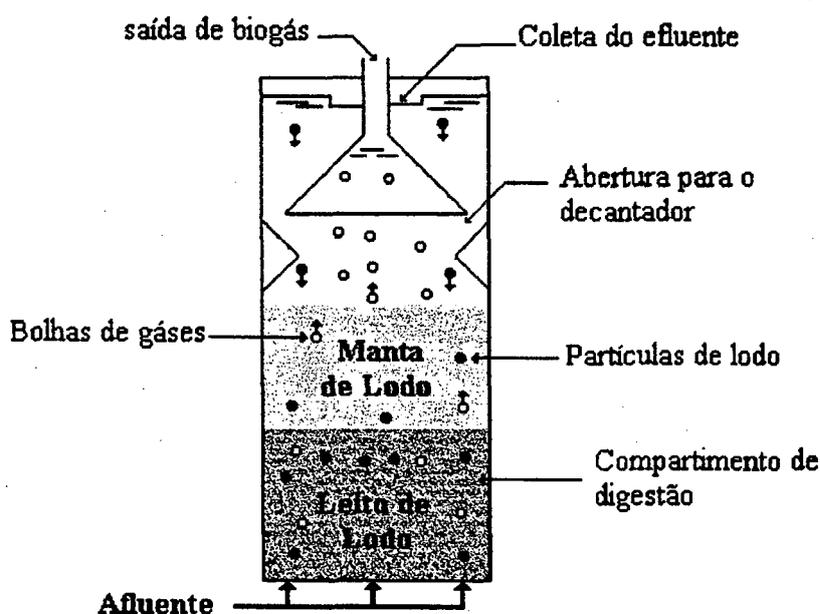


Figura 4 - Desenho esquemático de um reator anaeróbico de escoamento ascendente com manta de lodo –UASB. (CHERNICHARO, 1997).

O dispositivo mais característico do reator UASB é o separador de fases. Como o próprio nome diz ele realiza a separação entre as fases gás/líquido/sólido.

Este separador de fases é colocado na parte superior do reator e o divide em duas zonas; uma zona de digestão, que fica no fundo do reator, onde há um leito de lodo responsável pela digestão anaeróbia, e a outra zona de sedimentação.

Para um desempenho adequado do separador de fases, é necessário que nenhuma bolha de gás formada na zona de digestão atinja a zona de sedimentação, por esta razão o separador deve ser composto de no mínimo duas partes: uma parte superior composta dos elementos de coleta de gás e um parte inferior, composta de defletores de gás. Estes defletores situam-se paralelamente abaixo das aberturas entre elementos do separador.

Os defletores de gás têm um largura maior que a largura das aberturas entre os elementos de coletas de gás acima dos mesmos. Isto deve ao fato de que as bolhas de biogás na sua trajetória ascensional oscilam dentro da água. Para assegurar que todo o gás gerado seja efetivamente capturado, é necessário que o defletor de gás cubra uma largura maior que a abertura.

A água residuária entra no fundo do reator UASB e segue uma trajetória ascendente, passando pela zona de digestão, atravessando uma abertura existente no separador de fases e entrando para a zona de sedimentação. Quando a água residuária entra no reator, há um mistura do material orgânico nela presente com o lodo anaeróbio presente na zona de digestão, havendo então digestão anaeróbia o que resulta na produção do biogás e no crescimento do lodo. O líquido escoar em direção ascendente e passa pelas aberturas que existem no separador de fases para a parte superior do reator. Devido a forma do separador de fases, a área disponível para o escoamento ascensional do líquido na parte superior aumenta na medida em que o líquido se aproxima da superfície da água. Correspondentemente, a velocidade do líquido tende a diminuir. Desse modo, flocos de lodo que são arrastados e passam pelas aberturas no separador de fases para a parte superior do reator, encontrarão uma zona tranqüila. Nessa zona é possível que a velocidade de sedimentação de uma partícula se torne maior que a velocidade de arraste pelo líquido numa determinada altura. Neste caso a partícula acabará sendo depositada sobre a superfície inclinada do separador de fases. Quando um massa suficientemente grande de sólidos for acumulada o peso aparente desses sólidos se

tornará maior que a força de atrito, de modo que estes deslizarão, entrando novamente na zona de digestão na parte inferior do reator. Desta maneira, a presença de uma zona de sedimentação acima do separador de fases resulta na retenção do lodo, permitindo a presença de uma grande massa na zona de digestão, enquanto se descarrega um efluente substancialmente livre de sólidos sedimentáveis.

Segundo LETTINGA et al. (1980) as idéias básicas no conceito do reator UASB são:

- 1- O lodo anaeróbio adquire e mantém propriedades de sedimentabilidade muito boas, desde que sejam fornecidas condições físicas e químicas favoráveis à floculação e manutenção do lodo bem floculado, e sempre que não esteja exposto a agitação mecânica intensa. Para conseguir o contato necessário entre o lodo e o resíduo, o sistema aproveita a agitação criada pela produção do gás.
- 2- A manta de lodo pode ser considerada como um fase semi-fluída separada, com características específicas próprias. A manta de lodo bem estabelecida forma, freqüentemente, uma fase suficientemente estável para suportar forças de mistura elevadas. A redispersão do lodo na fase líquida pode requerer, portanto, a aplicação de quantidade significativa de energia para mistura.
- 3- O arraste das partículas discretas do lodo(flocos), liberadas pela manta de lodo, pode ser minimizado pela criação de uma zona quiescente no interior do reator, a qual facilita a floculação e sedimentação das partículas de lodo, e/ou a retenção das mesmas em manta de lodo secundária presente no compartimento de sedimentação.

2.6- Aplicações do Reator UASB

O reator UASB é capaz de remover eficientemente o material orgânico solúvel e sólidos em suspensão presentes em esgoto quando a temperatura é favorável, isto é, maior que 20°C .

Por apresentar vantagens significativas quando comparados com os processos mais comumente utilizados de tratamento aeróbio de águas residuárias ou processos convencionais de compostagem aeróbia de resíduos orgânicos sólidos o interesse pelo tratamento anaeróbio de resíduos líquidos e sólidos provenientes da agropecuária e agroindústria tem aumentado nos últimos anos (WEILAND, 1989 citado por OLIVEIRA, 1997).

Na Tabela 2 estão apresentados alguns resultados da aplicação do reator UASB, incluindo alguns trabalhos com resíduos de suínocultura.

Tabela 2 - Aplicações do reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo-UASB

Reator UASB -Tipo de resíduo - Publicação	TDH (h)	Temperatura (°C)	DQO(mg/l)	SST(mg/l)	Eficiência (%) DQO SST	Tempo de Operação (dias)
Amido de milho KWONG & FANG (1996).	24 -12	37	5000		85-90 85-90	510
Esgoto doméstico c/efluente duratex e fleshman SILVA et al. (1995).	6,3- 6,9	30	700	780	70	80
Melaço (c/ recirculação) JHUNG & CHOI, (1995)	7,2-3,2	35	2188	1952	78	42
Cervejaria YAN & TAY, (1996)	4	21,8	2030	280	89,1	320
Composto de leite e sacarose FANG & CHUI, (1993)	1,8-10	37	12000		75	200
Reator UASB híbrido	172		6500		95	
Dejetos de suínos LO et al. (1994)	162 79	22-28	12000 12000		95 57-61	
Água residual de suinocultura OLIVEIRA, (1997)	12 12 12 12	25 30 25 30	2932 2812 3832 3709	1978 1993 1493 1435	82 84 85 87	40 38 40 38

2.7- Granulação do Lodo

Uma das principais características do reator UASB é sua capacidade de promover o desenvolvimento de um lodo com alta atividade específica e ótimas características de sedimentação.

Segundo QUARMBY & FORSTER (1995), grânulos de um reator UASB que esteja operando com sucesso são muito compactos e tem uma alta velocidade de sedimentação. Como tal, eles são capazes de resistir o cisalhamento hidráulico e a velocidade do fluxo ascendente, tornando - se um concentrado de massa imobilizada.

Vários tipos de conglomerados de microrganismos têm sido descritos, tais como, grânulos, pelotas, flocos e lodo floculento. Entretanto não há uma distinção clara entre alguns deles. SCHMIDT & AHRING (1996). DOLFING (1987), citado por SCHMIDT & AHRING (1996) apresentou as seguintes definições: pelotas e grânulos são conglomerados com estrutura densa, que após sedimentação apresentam aparência bem definida; flocos ou lodo floculento são conglomerados com estrutura desagregada, fofa, pouco densa, os quais após sedimentação formam uma camada macroscópica homogênea.

O diâmetro dos grânulos varia de 0,14 a 5mm dependendo da água residuária utilizada, das condições operacionais. Grânulos cultivados em substratos complexos, tal como acetato, são geralmente menores do que grânulos crescendo em substratos acidogênicos, como por exemplo glicose. Os grânulos variam amplamente em forma dependendo das condições no reator, mas normalmente são esféricos, SCHMIDT & AHRING (1996).

Segundo GROTENHUIS et al. (1991), na formação e estabilidade do grânulo, boa sedimentabilidade é requerida para um desempenho satisfatório de um reator UASB.

A sedimentabilidade é dependente da densidade e tamanho dos grânulos. A densidade dos grânulos de reatores UASB é influenciada pela presença de precipitados inorgânicos e inclusão de gás, HULSHOFF POL et al. (1986).

Resultados mostram que o tamanho das partículas de grânulos metanogênicos em reatores UASB dependem da concentração do substrato afluente. Grandes grânulos são obtidos usando substratos concentrados substratos pouco concentrados resultam em

pequenos grânulos e em desintegração dos mesmos. Assim uma partícula de tamanho médio pode ser considerada como resultante de um parâmetro global para diferentes condições fisiológica e tecnológica. Medidas da distribuição média do tamanho do grânulo é usada para julgar a qualidade e estabilidade do lodo em escala real. GROTENHUIS et al., (1991).

A densidade média dos grânulos varia de 1,03 a 1,08 g.ml⁻¹, atingindo até 1,4 g.ml⁻¹. A densidade das células bacterianas está na mesma faixa, indicando que a habilidade observada de sedimentação deve ser devido a agregação das bactérias anaeróbias junto com inclusões inorgânicas SCHMIDT & AHRING (1996).

Segundo HULSHOFF POL et al. (1984) os mecanismos que controlam a seleção e formação de grânulos estão relacionados a fatores físicos, químicos e biológicos, incluindo :

- as características do substrato (concentração e composição);
- a compressão gravitacional das partículas de lodo e a taxa superficial de liberação de biogás;
- as condições ideais para o crescimento das bactérias metanogênicas, como a presença de cátions bivalentes;
- a velocidade ascensional do líquido através do lodo.

Particularmente importante é a velocidade ascensional do líquido, que proporciona uma constante pressão seletiva sobre os microrganismos, que passam a aderir-se uns aos outros levando à formação de grânulos que apresentam boa capacidade de sedimentação. Os grânulos geralmente apresentam uma aparência bem definida, podendo ter vários milímetros de diâmetro e se acumular em grandes quantidades no reator. A configuração granular apresenta diversas vantagens do ponto de vista de engenharia (GUIOT et al., 1992):

- os microrganismos usualmente se apresentam densamente agrupados;
- a não utilização de meios suporte inertes propicia um aproveitamento máximo do volume reacional do reator;
- a forma esférica dos grânulos proporciona uma relação máxima microrganismo/volume;

- os grânulos apresentam excelentes propriedades de sedimentação.

Na estruturação da biomassa em grânulos, as diferentes populações bacterianas parecem se agrupar seletivamente em camadas superpostas, a exemplo do modelo proposto por GUIOT et al.(1992) para a difusão de substrato e de produtos (Figura 5)

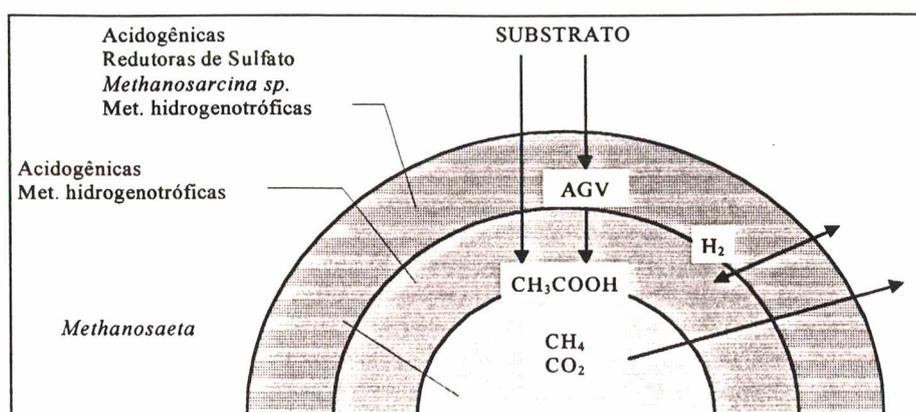


Figura 5- Estrutura de Arranjo bacteriano no grânulo (GUIOT et al.1992)

2.8 - Produção e Composição dos Dejetos de Suínos

Os resíduos de suinocultura em geral diferem dos esgotos industrial e sanitário, apresentam a maior parte da matéria orgânica na forma sólida contendo pouca água no meio, e os outros apresentam a maior parte da matéria orgânica na forma solúvel e contendo alguns sólidos em suspensão . (ANDREADAKIS, 1992).

Considerando condições distintas de situação e nas criações de suínos, pode-se dizer que a quantidade e a composição dos dejetos, varia a cada propriedade (GOSMANN, 1997).

A produção diária de dejetos de suínos é função do tipo e tamanho do animal, da alimentação, da temperatura e da umidade na construção, e da quantidade de água na lavagem e vazamentos de água.(ANDREADAKIS, 1992).

As variações quantitativas e qualitativas dos dejetos produzidos, estão basicamente associadas ao manejo utilizado, onde o volume de efluente assim como sua composição química dependem de inúmeros fatores.

O volume produzido depende do tipo da criação, construções, alimentação, distribuição de água, manejo adotado e estado psicológico dos animais (BELLI F^o, 1995).

A quantidade total de resíduos líquidos produzidos varia de acordo com o desenvolvimento ponderal dos animais, cerca de 8,5 a 4,9% de seu peso vivo/dia, para a faixa de 15 a 100 Kg (OLIVEIRA et al, 1993).

Os resíduos da produção animal podem diferir consideravelmente, pois são provenientes da mistura de diferentes produtos em várias proporções. Os componentes que, geralmente, contribuem para o resíduo final são: fezes, variando em consistência de acordo com a espécie do animal e tipo de alimentação, urina; variando em quantidade com a espécie do animal ; tipo de alimentação, possibilidade de acesso ao suprimento de água e estação do ano; a cama de palha, usada em algumas propriedades de criação de animais, para o conforto e higiene e também para absorção da fração líquida dos dejetos; e água de diluição, resultante da remoção dos dejetos, arraste das instalações e vazamento do bebedouro de água automático. É difícil estimar o volume da água de diluição porque, por um lado ela permite uma economia no equipamento e/ou mão de obra de remoção dos resíduos, por outro lado ela torna necessário o manuseio de um volume de dejetos duas a dez vezes superior àquele do resíduo sozinho (SORLINI & BONFANTI, 1989).

A composição dos dejetos animais está associada ao sistema de manejo adotado. Os dejetos podem apresentar grandes variações na concentração de seus componentes, dependendo da diluição e da modalidade como são manuseados e armazenados. (OLIVEIRA et al, 1993).

As características químicas podem ser condicionadas pela fase da criação (animais de reprodução ou de engorda), tipo de alimentação, técnicas de criação, sistemas de remoção e estocagem dos dejetos e condições climáticas. Cada um destes fatores tem influência sobre as características finais dos resíduos e, até certo ponto, é difícil de distinguir entre os vários efeitos (SORLINI & BONFANTI, 1989).

O volume total de dejetos de um sistema de criação confinado, depende da quantidade de água desperdiçada pelos bebedouros e do volume de água utilizado na higienização das edificações e dos animais (OLIVEIRA et al, 1993).

A Tabela 3 mostra as variações das quantidades de dejetos líquidos produzidos por dia, destacando a produção das frações sólidas e líquidas nas diversas fases do ciclo criatório:

Tabela 3- Produção média diária de dejetos por diferentes categoria de suínos

Categoria	Esterco (Kg/dia)	Esterco +urina (Kg/dia)	Dejetos líquidos (Kg/dia)	Estrutura p/ estocagem (m ³ /animal/mês)	
				Esterco + urina	dejetos líquidos
25-100 Kg	2,30	4,90	7,00	0,16	0,25
Cobrição e gestação	3,60	11,00	16,00	0,34	0,48
Porca c/ leitões	6,40	18,00	27,00	0,52	0,81
Macho	3,0	6,00	9,00	0,18	0,28
Leitões	0,35	0,95	1,40	0,04	0,05
Média	2,35	5,80	8,60	0,17	0,27

Fonte: TIETJEN (1966), Committee of National Pork Producers Couvcil (1981), LOEHR (1974), SANCEVERO et al. (1979) e KONZEN (1980), todos citados por OLIVEIRA

As características químicas dos dejetos de suínos mostram-se extremamente variáveis e de difícil comparação, pois nem sempre são relatadas as condições locais do experimento onde foram realizados.

A Tabela 4 mostra a composição completa dos resíduos líquidos de suínos em unidades de crescimento e terminação:

Tabela 4 - Características de dejetos de suínos em crescimento e terminação, manejados em fossas de retenção.

Elemento Componente	Unidade	Média	Coefficiente de Variação (%)
PH		6,94	2,45
Umidade	%	90,38	1,42
Matéria Seca	%	8,99	13,68
Sólidos totais	%	9,00	27,33
Sólidos voláteis/totais	%	75,05	5,86
Fibra bruta	%	1,21	24,79
Energia bruta	Kcal.Kg ⁻¹	391,26	13,24
Proteína bruta	%	3,78	8,73
Nitrogênio total	%	0,60	8,33
Fósforo	%	0,25	28,00
Potássio	%	0,12	33,33
Cálcio	%	0,57	24,56
Magnésio	%	0,096	23,96
DBO ₅	g.l ⁻¹	52,22	22,71
DQO	g.l ⁻¹	98,65	17,32
Sódio	%	0,04	25,00
Cobre	mg/l ⁻¹	11,79	26,80
Zinco	mg/l ⁻¹	72,36	39,34
Manganês	mg/l ⁻¹	49,23	18,28
Ferro	mg/l ⁻¹	216,41	46,41

Fonte: KONZEN (1980) citado por OLIVEIRA (1997).

ANDREADAKIS (1992), fez uma análise bioquímica do dejetos, como é mostrado na Tabela 5.

Tabela 5- Análise bioquímica dos dejetos

	Material	g/Kg de ST
	Cinza	176
	Proteína natural	209
	Lipídio	77
Orgânico	Carboidratos	538
	Hemicelulose	(208)
	Celulose*	(229)
	Lignina*	(101)

* não biodegradável

Segundo ANDREADAKIS (1992), uma significativa porção de matéria orgânica total, aproximadamente 40% não é biodegradável. Esse material consiste de fibra de

celulose e outros não biodegradáveis que são incorporados na ração da alimentação animal e aparecem nas fezes.

2.9 - Considerações

A presente revisão bibliográfica foi de fundamental importância para o embasamento teórico deste trabalho, através do aprofundamento no processo de reatores anaeróbios.

No que se refere ao tratamento de esgotos, os sistemas anaeróbios encontram uma grande aplicabilidade no Brasil, devido as suas vantagens e às condições ambientais de temperatura. Especificamente, em relação a operação dos sistemas anaeróbios, notadamente em reatores UASB tratando dejetos de suínos, existe pouca disponibilidade de publicações.

Nesse sentido, o presente trabalho busca contribuir com a disponibilização de informações relativas ao reator UASB tratando dejetos de suínos.

III - METODOLOGIA

3.1- Local

O presente trabalho foi realizado no LEEA (Laboratório Experimental em Engenharia Ambiental) do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina-UFSC, na cidade de Florianópolis-SC.

3.2-Instalação Experimental

A unidade experimental foi constituída por tanque de alimentação, bomba peristáltica, sistema de deslocamento de líquido para medição de gás, reator anaeróbio. Um esquema da montagem experimental está indicado na figura 6.

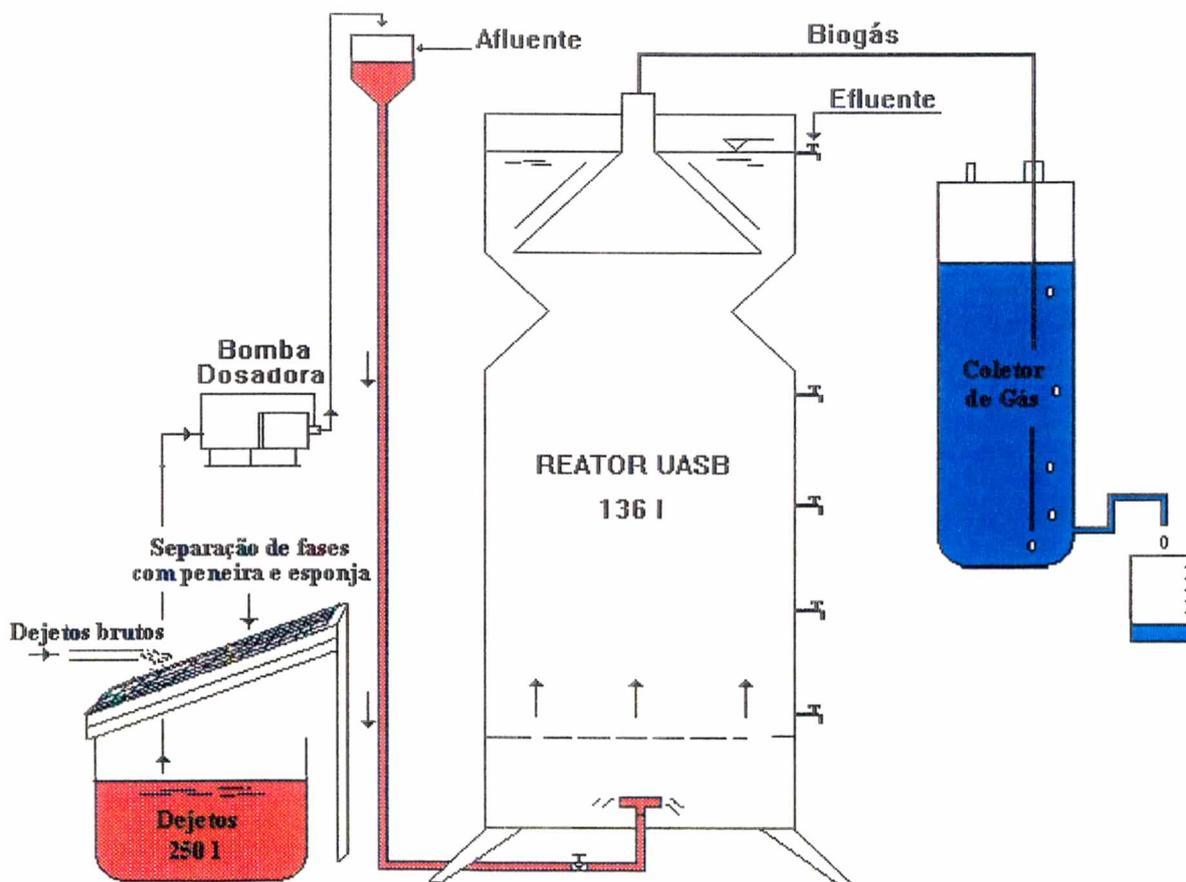


Figura 6 - Esquema completo da instalação experimental



Figura 7– Unidade experimental instalada no LEEA (Laboratório Experimental em Engenharia Ambiental)

O reator anaeróbico era do tipo fluxo ascendente e manta de lodo-UASB, com volume útil de 136 l, construído de PVC reforçado de corpo cilíndrico.

Na figura 8 encontra-se um esquema da unidade experimental com suas principais dimensões.

A zona de entrada do reator, a 10 cm de altura do fundo, era provida de uma placa de fibra de vidro perfurada para distribuição uniforme do afluente. Acima tinha-se a zona de reação com 70 cm de altura e 38 cm de diâmetro.

O reator possuía um separador sólido/gás/líquido localizado em sua região superior, que possuía a forma de chicanas, ocupava parte da zona de sedimentação e era construído de fibra de vidro.

A área entre a zona de reação e o separador, possuía um pequeno estrangulamento, com o objetivo de direcionar todo gás gerado na zona de reação para o interior do separador. Na região do separador ocorre a decantação do líquido para permitir que o lodo retorne à região da manta de lodo. Foram instalados 5 pontos ao longo perfil do reator para coleta de amostras localizadas, partindo da base, à 20, 40, 60, 80, e 120 cm respectivamente. No interior do reator foi instalado um termostato para manter a temperatura no interior do reator na faixa de 25 a 30°C. O efluente líquido era coletado por uma torneira localizada na parte superior do sedimentador. Este era o último ponto de amostras do reator.

Através de uma mangueira de plástico o efluente era lançado na instalação de esgoto do laboratório.

O volume de gás produzido era coletado e quantificado por um sistema de deslocamento de líquido, em que o gás produzido deslocava uma coluna d'água; o volume deslocado correspondia a quantidade de gás produzido. O coletor de gás foi construído em PVC, com diâmetro interno de 150 mm e volume útil de 18 l.

A alimentação do reator era feita por gravidade, através de um frasco alimentador com volume útil de 5 l.

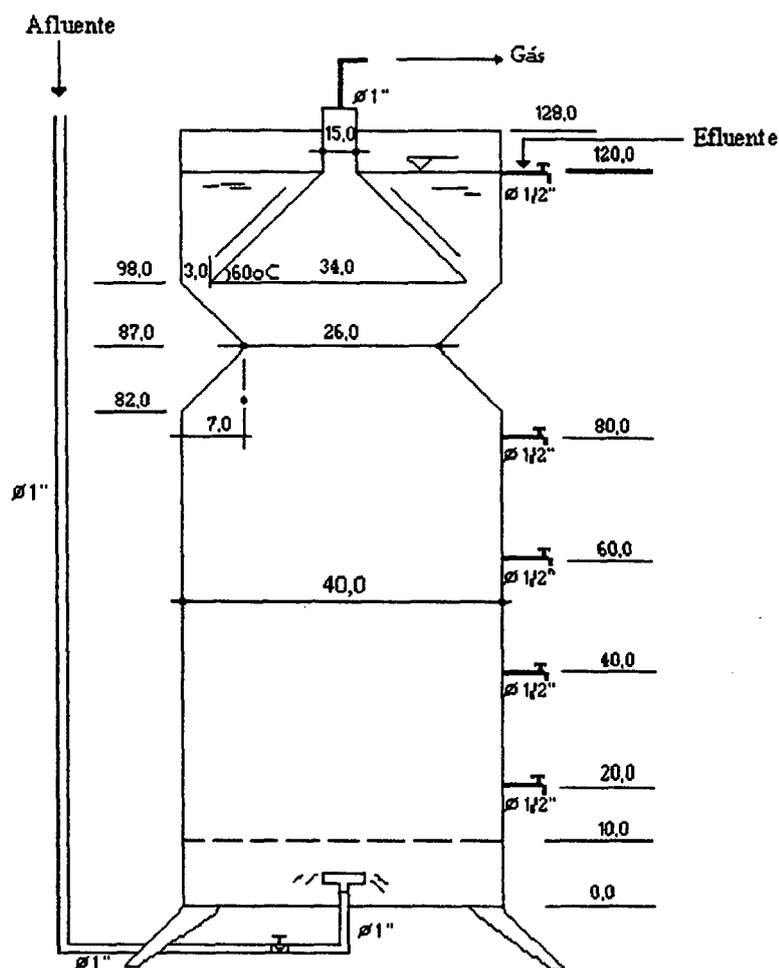


Figura 8- Desenho esquemático do reator UASB utilizado neste trabalho, mostrando suas principais dimensões.

3.3 - Dejeto Utilizado

O dejetto bruto utilizado para alimentação do reator UASB era coletado de uma propriedade produtora de suínos situada no bairro Forquilha das do Município de São José, próximo a cidade de Florianópolis.

O tipo de criação animal era de confinamento na fase de engorda, alimentados com ração a base de milho, com complemento a base de pão e resíduos de laticínios.

Após a coleta, o dejetto bruto era acondicionado em 3 reservatórios de 1.000 l. Para cada coleta realizada, eram feitas as análises de DQO, pH, sólidos totais (ST), nitro gênio total (NTK), nitrogênio amoniacal (NH_4) e fósforo.

Posteriormente era bombeado somente o sobrenadante o qual era micro peneirado (malha quadrada de 1mm) e filtrado em esponja para obtenção da menor quantidade de sólidos em suspensão.

O sobrenadante após passar pela peneira e esponja era armazenado em um reservatório de 250 l, e posteriormente bombeado para um funil disposto junto a parte superior do sistema, de onde seguia por gravidade para a base do reator anaeróbio.

3.4 - Características do Lodo do Inóculo

Foram utilizados como inóculo lodo granulado, proveniente de um reator UASB, de 70 m³, tratando esgotos domésticos de uma comunidade de baixa renda em Florinópolis-SC.

As análises físico-químicas feitas neste lodo são mostradas na tabela 6. As metodologias para análise destes parâmetros são as contidas no Standard Methods (1992).

Tabela 6 - Características do lodo do inóculo

Parâmetros	Lodo de inóculo bruto
pH	7,3
DQO ^a	38,08
Sólidos totais (ST) ^a	54,38
Sólidos voláteis (SV) ^a	32,59
Sólidos fixos (SF) ^a	21,78

a- unidade de medida : g/kg

3.5 - Partida

O início de operação do sistema ocorreu com inoculação preliminar. O reator anaeróbio foi inoculado com 15 l de lodo grânular. A partida do reator anaeróbio ocorreu em 9 de julho de 1997, com uma vazão de alimentação de 45,33 l .d⁻¹ correspondendo a um tempo de detenção hidráulico de 72 horas, carga orgânica volumétrica (COV) variando de 0,80 e 1,50 Kg DQO total m⁻³.d⁻¹ e carga hidráulica volumétrica de (CHV) de 0,33 m³.m⁻³ d⁻¹, não havendo recirculação do efluente. Esse TDH foi mantido durante os três primeiros meses de funcionamento do reator totalizando 91 dias.

Quando foi verificado a estabilização do sistema, o tempo de detenção hidráulico foi reduzido e aplicado maiores cargas orgânicas volumétricas (COV) e hidráulicas (CHV).

3.6 - Fases de Operação

O reator foi operado durante 256 dias, tempo durante o qual foram feitas mudanças nas condições de operação, refletidas nos diferentes valores de cargas orgânicas e hidráulicas aplicadas, referidas neste texto como fases de operação.

Estabeleceu-se como critério para aumento da carga orgânica volumétrica e hidráulica aplicada ao reator, sua resposta em termos de eficiência de remoção de DQO, a qual foi fixada em 50% como valor mínimo. Esse valor foi utilizado na mudança da primeira fase para a segunda fase, após um período de operação em que o reator manteve-se estável com relação aos demais parâmetros de monitoramento.

As variações observadas nos valores médios das variáveis analisadas nos afluentes, dentro de cada fase, podem ser atribuídas às alterações na composição das águas residuárias em virtude das mudanças das características do dejetos de suínos coletado ao longo do experimento.

3.7 - Operação do Sistema

O experimento foi dividido em duas fases, a primeira fase o reator foi operado e monitorado com uma DQO média afluyente de 3500 mg.l⁻¹ (faixa de valores entre 2400 a 4600 mg. l⁻¹), ST médio de 3500 mg.l⁻¹ e SST de 3400 mg.l⁻¹.

Na segunda fase a DQO média foi de 2200 mg.l⁻¹ os ST apresentaram uma média de 3200 mg.l⁻¹ e os SST médio aplicado foi de 3080 mg.l⁻¹.

Na primeira fase o reator foi submetido a um tempo de detenção hidráulico (TDH) de 72 horas (3 dias) e COV de 0,80 a 1,5Kg DQO.m⁻³.d⁻¹. Essa fase teve a duração de 91 dias (3 meses).

Em função da resposta do reator, quando o mesmo passou a apresentar uma estabilidade considerável, foram feitas as mudanças para a segunda fase.

Na segunda fase o TDH foi mudado para 36 horas (1,5 dias) e COV de 1,3 a 2 Kg DQO.m⁻³.d⁻¹. Esse TDH foi mantido até o término do experimento que teve a duração de 5 meses e 14 dias, totalizando 256 dias de funcionamento do reator.

A diminuição do TDH permitiu a operação com aumentos de carga orgânica volumétrica (COV) e hidráulica (COH). As duas fases do experimento tiveram a temperatura controlada entre 25 a 30°C.

Foi observado um decréscimo nos valores médios dos parâmetros analisados, da primeira para a segunda fase, esse decréscimo pode ser atribuído às alterações na composição das águas residuárias em virtude das mudanças das características dos dejetos de suínos coletado ao longo do experimento, pode ter ocorrido uma maior diluição dos dejetos no momento da higienização das edificações dos animais, em função de maior disponibilidade de água na segunda fase, período no qual, já havia começado a época das chuvas.

Durante todo experimento não foi possível quantificar o volume do biogás produzido pelo reator em virtude de defeito no medidor de gás que apresentou vários problemas de vazamento e os valores quantificados, não foram considerados precisos.

As análises na composição do biogás não foram realizadas devido a falta de equipamentos na cromatografia, ficando disponível para uso somente no término deste experimento impossibilitando a realização das análises.

3.8 - Monitoramento Local

Foram monitorados diariamente no local os parâmetros analíticos do afluente e efluente relacionados à seguir:

- Vazão de alimentação do reator anaeróbio através do volume do afluente coletado em proveta, durante intervalo de tempo cronometrado.
- Medição das temperaturas ambiente, do afluente e efluente, pH, Potencial Redox (Eh). Esses parâmetros foram medidos com o uso do *pH meter* inclusive a temperatura.
- Produção de gás era monitorada 2 vezes por semana através do volume de água deslocado, que era coletado em um proveta, durante intervalo de tempo cronometrado.

Houve a necessidade do controle periódico de desentupimento e troca de mangueiras, devido a quantidade de SST ser elevada, caso essa atividade não fosse feita, além do entupimento e conseqüente variação na vazão afluente, poderia ocorrer o crescimento de algas e bactérias nas mesmas.

3.9 - Coleta de Amostras

As amostras pontuais eram coletadas 2 vezes por semana. O afluente era coletado na tubulação de recalque, imediatamente após a bomba peristáltica e o efluente coletado em uma torneira existente na parte superior do decantador.

As análises físico-químicas feitas para o monitoramento do reator nas diferentes fases de operação, estão descritas na tabela 7.

As amostras do perfil de sólidos do reator eram coletadas em torneiras existentes ao longo do corpo do reator, totalizando 4 amostras. Foram realizadas 2 coletas de amostras destes pontos no decorrer do experimento.

Todas as análises foram realizadas imediatamente após a coleta das amostras

Tabela 7 - Programa de monitoramento de rotina do reator

Parâmetros	unidade	Frequência de amostragem	
		Afluente	Efluente
Temperatura	°C	diária	Diária
PH	-	diária	Diária
Alcalinidade total	mg/l	1 x semana	1 x semana
Sólidos totais	mg/l	2 x semana	2 x semana
Sólidos Totais voláteis	mg/l	2 x semana	2 x semana
Sólidos suspensos totais	mg/l	2 x semana	2 x semana
Sólidos suspensos voláteis	mg/l	2 x semana	2 x semana
DQOtotal	mg/l	2 x semana	2 x semana
DQOsolúvel	mg/l	2 x semana	2 x semana
Nitrogênio total	mg/l	1 x semana	1 x semana
Nitrogênio amoniacal	mg/l	1 x semana	1 x semana
Fósforo total	mg/l	1 x semana	1 x semana

3.10 - Perfil de Lodo do Reator

O controle do processo de digestão anaeróbia depende, entre outros fatores, da carga orgânica presente. Este acompanhamento é feito através da medida do sólidos totais e voláteis. Os sólidos voláteis fornecem uma estimativa da matéria orgânica existente no resíduo (OLIVEIRA et al., 1993).

No final de cada fase de operação do reator foram realizados os perfis de ST e STV, determinados através da coleta de amostras nos quatro pontos de amostragem do reator. O quinto ponto, por estar localizado no compartimento de decantação foi considerado desprezível.

A metodologia utilizada foi a descrita por CHERNICHARO (1997), onde a avaliação da quantidade de biomassa é usualmente feita através da determinação do perfil dos sólidos, considerando-se que os sólidos voláteis sejam uma medida da biomassa presente nos reatores (massa de material celular).

As amostras de lodo coletadas em diferentes níveis do reator são analisadas gravimetricamente e os resultados são expressos em termos de gramas de sólidos voláteis por litro (g SVT /L). Estas medidas de concentração de sólidos voláteis (efetuadas para cada um dos pontos de amostragem de lodo ao longo da altura do reator), multiplicadas pelos volumes correspondentes a cada zona amostrada, fornecem as massas de microrganismos ao longo do perfil do reator.

O somatório das quantidades de biomassa em cada zona equivale à massa total de sólidos no reator, conforme a equação:

$$Md = \sum_{i=1}^4 Ci \cdot Vi$$

Onde:

Md = massa de sólidos contida no reator

Ci = concentração de sólidos determinada pela coleta de amostra no ponto de amostragem i

Vi = volume do meio de abrangência do ponto de amostragem i correspondente a zona de abrangência i.

3.11 - Cálculo do Balanço de Massa da DQO

a) Cálculo da DQO removida (DQO_{rem}):

$$DQO_{rem} = Q \times (S_0 - S) \quad (7)$$

onde:

DQO_{rem} = carga de DQO removida no reator (g DQO/d)

Q = vazão do afluente (l/d)

S₀ = concentração de DQO afluente (g/l)

S = concentração de DQO efluente (g/l)

b) Cálculo da carga de DQO convertida em metano (DQO_{CH₄}):

$$DQO_{CH_4} = Q \times (S_0 - S) - Y_{obs} \times Q \times S_0 \quad (8)$$

onde:

Y_{obs} = coeficiente de produção de sólidos no sistema em termos de DQO
(KgDQO_{LODO}/KgDQOaplicada)

Segundo METCALF & EDDY (1991) equação (9-41):

$$Y_{obs} = \frac{Y}{1 + K_d \times \theta_c} \quad (9)$$

onde:

Y = coeficiente de produção de sólidos no sistema (KgSST/KgDQOaplicada)

K_d = coeficiente de respiração endógena para temperatura de 30°C é de 0,02d⁻¹
LETTINGA et al., (1996).

θ_c = tempo de resistência celular para digestores a 30°C - 15 a 20 dias (METCALF & EDDY 1991)

3.12 - Análises Laboratoriais

Do material coletado, foram determinados em laboratório:

Alcalinidade total (AT), demanda química de oxigênio (DQO) total e solúvel, sólidos totais (ST), sólidos totais voláteis (STV), sólidos suspensos totais (SST), voláteis (SSV) e fixos. Essas análises eram realizadas nos afluentes e efluentes, conforme metodologia descrita no Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, AWWA, WPCF, 1992).

As análises de fósforo total (P-total) foram feitas pelo método AFNOR, segundo a norma francesa NF T 90 – 023(1982).

Alcalinidade total - titulação para pH final de 4,5.

DQOsolúvel - centrifugação por 20 min à 4000 rpm, e somente a porção sobrenadante retirada para a realização da análise, a partir daí seguido os procedimentos padronizados para a determinação de DQO (APHA, AWWA, WPCF, 1992).

NTK e NH_4^+ , pelo “Modified Kjeldahl Method-Nitrogen-Ammonia-Protein”, da AOCS (American Oil Chemists Society).

Para a obtenção dos SST, as amostras bem homogêneas eram filtradas através de membrana (Whatman 0,45 μm), sendo o líquido filtrado usado para a determinação dos SDT, seguindo a metodologia para a obtenção de sólidos. A partir da subtração entre os ST e SDT encontrava-se os valores de SST. Essa metodologia descrita no Standard Methods (APHA, AWWA, WPCF, 1992).

IV – RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1 - Partida do Reator UASB Inoculado com Lodo de Esgoto Doméstico

Os procedimentos adotados na fase inicial de operação do reator propiciou uma partida rápida do reator, foi observado uma fácil adaptação da população bacteriana do esgoto doméstico ao dejetos de suínos, os parâmetros pH(ver fig.9), alcalinidade(ver fig.10), potencial redox(ver fig.11), DQO(ver fig.12), estiveram nesse período dentro da faixa de valores aceitáveis para uma boa digestão, não apresentando nenhum comportamento adverso.

4.2 - Desempenho do Reator UASB Operado com Temperatura Controlada

Durante todo o experimento a temperatura do reator foi controlada, o efluente apresentou valores entre 25 a 30°C que era a temperatura adotada para este estudo. Na segunda fase de operação do reator o efluente apresentou sempre na faixa de 28 a 30°C. Nesse período foi observado uma produção maior e mais contínua de gás, confirmando o exposto por ZEEMAN (1991), que o tempo de detenção e a temperatura são dois fatores essenciais na produção de gás durante a digestão anaeróbia dos dejetos.

Também foi observado uma maior estabilidade do reator com a elevação da temperatura, refletido em aumento da eficiência média da DQO_{total} e solúvel.

A partir dos resultados obtidos neste trabalho permite concluir que eles são consistentes quando comparados com os resultados de outros trabalhos apresentados por VAN HAANDEL & LETTINGA(1994) e OLIVEIRA (1997).

De maneira geral, ficou constatado que à temperaturas mais altas a estabilidade e desempenho do reator UASB é melhorado.

4.3 - Comportamento do pH e Alcalinidade

A Figura 9 apresenta as variações diárias do pH, para as duas fases do experimento. Pode-se observar que o pH do afluente e efluente, tiveram um comportamento constante durante toda a operação.

Na primeira fase de operação, período em que inclui a partida do reator o pH teve um pequeno aumento, apresentando valores de 7,6 a 8,0 para o pH afluente e 7,3 a 7,8 para o pH efluente. Esse aumento foi observado somente no primeiro mês de operação do reator, período em que estava ocorrendo a aclimação do lodo do esgoto doméstico com os dejetos de suínos, logo em seguida havendo a redução do pH afluente para a faixa de 7,3 a 7,5 e do pH efluente 7,2 a 7,3.

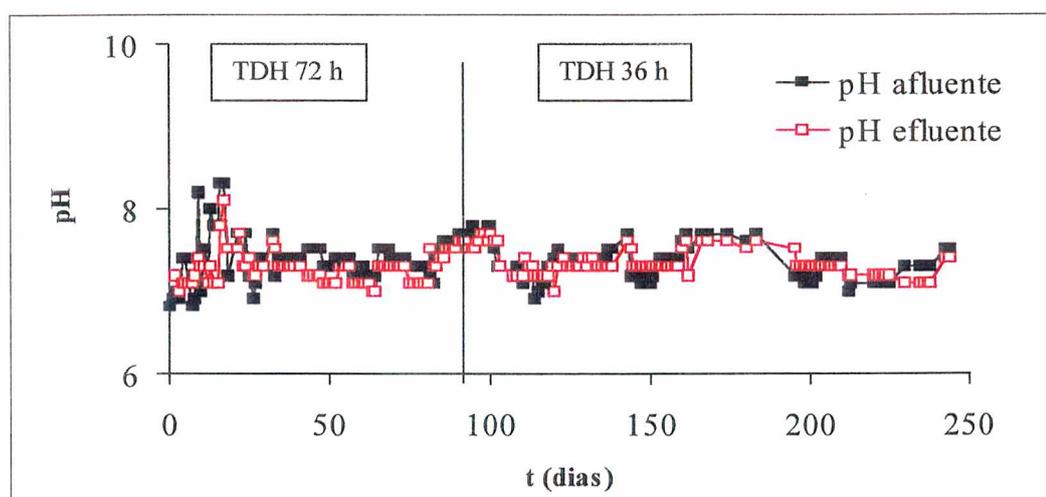


Figura 9 – Variações do pH nas duas fases de operação do reator

Quando a segunda fase foi empregada, houve também um pequeno aumento do pH afluente e efluente, aumento esse que teve a duração de aproximadamente um mês. Passando esse período o pH voltou a estabilizar na faixa de 7,3 a 7,5 para o pH afluente e 7,3 para o efluente.

A estabilidade nos valores de pH parece indicar que não houve perturbações significativas nas suas condições ambientais que causassem acúmulo dos ácidos voláteis e conseqüente queda do pH, o qual pode ser verificado pelos valores encontrados nas diferentes fases de operação. A alcalinidade no processo anaeróbico pode ser gerada pelas

transformações de substâncias nitrogenadas presentes no efluente ou ser produzida a partir dos ácidos voláteis gerados no processo CHERNIRCHARO (1997).

Na Figura 10 estão plotados os valores de alcalinidade para as duas fases de operação do reator.

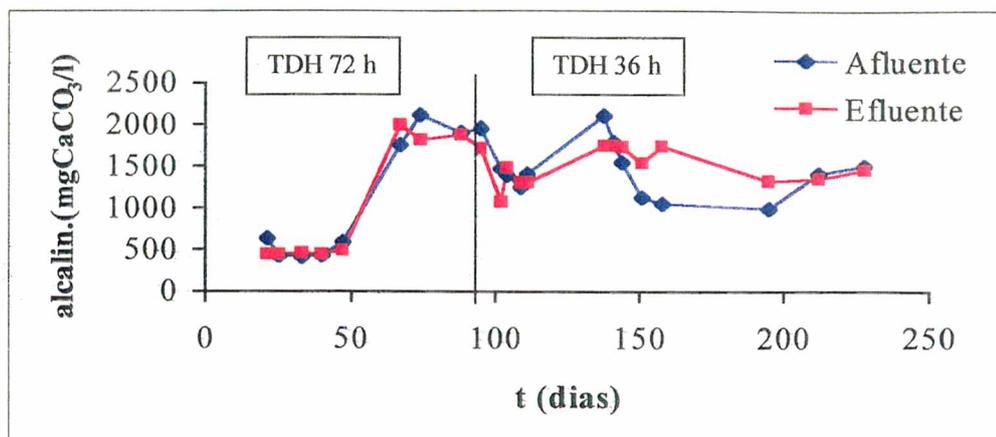


Figura 10 - Variação da alcalinidade nas duas fases de operação do reator

Na primeira fase de operação, período que engloba a partida do reator, o valor médio da alcalinidade total afluente foi de 610 mg/l e do efluente 474 mg/l essa média de valores foram mantidos nos dois primeiros meses de operação do reator, no terceiro mês de operação, houve um aumento significativo da alcalinidade afluente e efluente para aproximadamente 2000 mg/l.

Esse aumento no valor da alcalinidade foi atribuído as variações das características do dejetto utilizado, foi observado que o aumento da alcalinidade não afetou a estabilidade do reator, e sim melhorou o desempenho do reator.

Na segunda fase a alcalinidade média afluente foi de 1400 mg/l e do efluente 1440 mg/l. Logo no início da segunda fase, houve um decréscimo da alcalinidade, acredita-se que esse decréscimo tenha ocorrido devido as novas condições de operação do reator, pois passando um período de duas semanas, a alcalinidade foi elevada novamente.

Comparando os resultados deste estudo com os da literatura, os valores encontrados, estão coerentes, como não houve variações bruscas do pH, e nem da temperatura no interior do reator a faixa de alcalinidade se manteve praticamente

constante durante o transcorrer da ultima fase de operação.

4.4 - Potencial Redox (Eh)

Na Figura 11 podemos observar os valores diários do potencial redox no reator para as fases de operação. Para ambas fases, o reator apresentou um meio redutor.

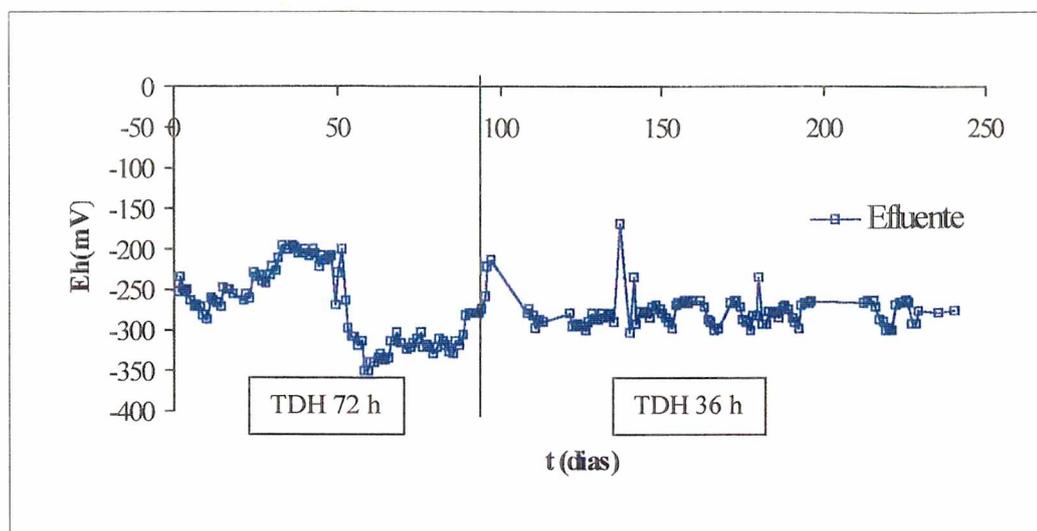


Figura 11 - Valores diários do Potencial Redox (Eh) para as duas fases de operação do reator

Na primeira fase, no período em que inclui a partida, o reator apresentou um potencial redox efluente variando de - 200 a -250 mV . Essa faixa de valores permaneceu apenas nos dois primeiros meses de funcionamento do reator.

Passando esse período houve uma redução, o efluente passou a apresentar valores faixa de - 300 a -350 mV. Mantendo esses valores até a mudança de fase.

Na segunda fase, com as mudanças nas condições de operação do reator, o potencial redox teve um pequeno aumento apresentando Eh efluente de - 260 e - 280 mV passando um período de 23 dias com essa faixa de valores.

Após esse período o reator passou a apresentar valores menores de Eh efluente em torno de -320 mV.

Em ambas as fases de operação do reator o mesmo apresentou valores que indicavam condições de anaerobiose conforme recomendado por BELLIF^o (1995).

4.5 - Comportamento Geral das Características do Afluente e Efluente em Relação a DQO_{total} e solúvel.

Os resultados mostram que o início da operação, com tempo de detenção hidráulico (TDH) de 72 horas, carga orgânica volumétrica média de $1,18 \text{ KgDQO/m}^3 \cdot \text{d}$ e carga hidráulica volumétrica de $0,33 \text{ m}^3/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ o reator apresentou eficiência de remoção de DQO_{total} da ordem de 50%, no final dos 3 primeiros meses de operação e de DQO_{solúvel} de aproximadamente 40% para o mesmo período. Os valores encontrados para a DQO_{total} e solúvel estão apresentados nas Figuras 12 e 13.

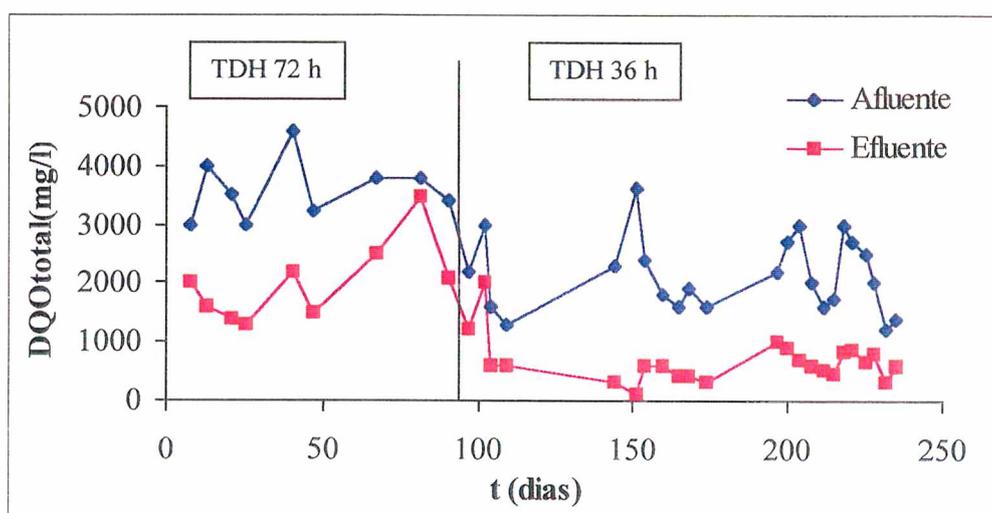


Figura 12 - DQO_{total} do afluente e efluente das duas fases de operação do reator

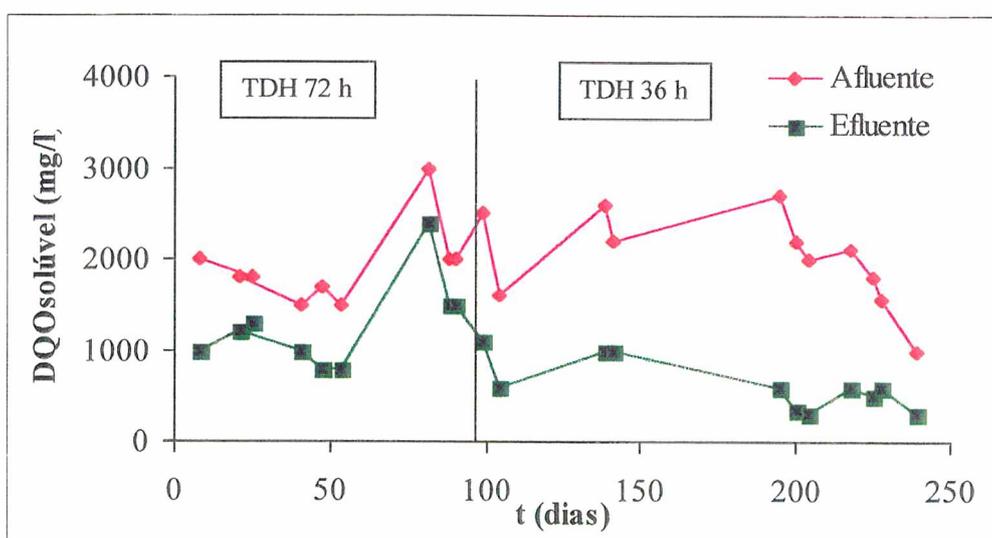


Figura 13 - DQO_{solúvel} do afluente e efluente das duas fases de operação do reator

A baixa eficiência de ambas as DQOs para a primeira fase, pode ser justificada pelo fato de que, biomassa do sistema ainda estava passando pelo processo de aclimação.

Atingida a estabilidade nesta primeira fase, mostrada pelos resultados gerais no final do terceiro mês de operação, após o reator atingir a eficiência de 50% para DQO (critério adotado para mudança de fase), julgou-se conveniente mudar as condições operacionais, estabelecendo-se a segunda fase, reduzindo o TDH em 36 horas.

Assim, as condições de operação desta segunda fase foram: carga orgânica volumétrica na faixa de 1,3 a 2,0 KgDQO/m³.d. e THD de 36 horas (1,5dias).

Nesta fase, no início que se procedeu a mudança das condições de operação, foi observado um crescimento da manta de lodo, que chegou a alcançar o sedimentador, prejudicando a qualidade do efluente como pode ser observado nas figuras 12 e 13. Foi então adotado o procedimento de descarte do lodo com 106 dias de funcionamento do reator. No final de 14 dias após o descarte do lodo houve um aumento gradual de eficiência para ambas as DQO.

O valor de eficiência de remoção de DQO_{total} no final da segunda fase foi de 73% e de DQO_{solúvel} foi de 85%.

Comparando os resultados encontrados na literatura com os resultados deste estudo, o reator apresentou desempenho superior, visto que atingiu a mesma eficiência com 256 dias de funcionamento em condições de operação semelhantes.

Na segunda fase de operação houveram algumas quedas significativas de eficiência (valores de 52, 62 e 67%), causada provavelmente pela menor concentração de DQO afluente.

Esta afirmação é sustentada pelo fato de que, neste mesmo período, nas vezes em que a DQO afluente apresentou valores maiores, a eficiência aumentou significativamente.

4.6 - Sólidos Totais

Na Figura 14 estão plotados os valores de sólidos totais no decorrer do experimento. Pode-se observar que a concentração média de sólidos totais afluente dos dejetos apresentarão valores médios de 3500 mg/l e 3200 mg/l para a primeira e segunda fase respectivamente.

Na primeira fase, no período em que se procedeu a partida do reator, a eficiência de remoção dos sólidos totais para o primeiro mês de funcionamento foi de 20%, atingindo no final da primeira fase 43%, e coeficiente de variação em torno de 21% para afluente e efluente.

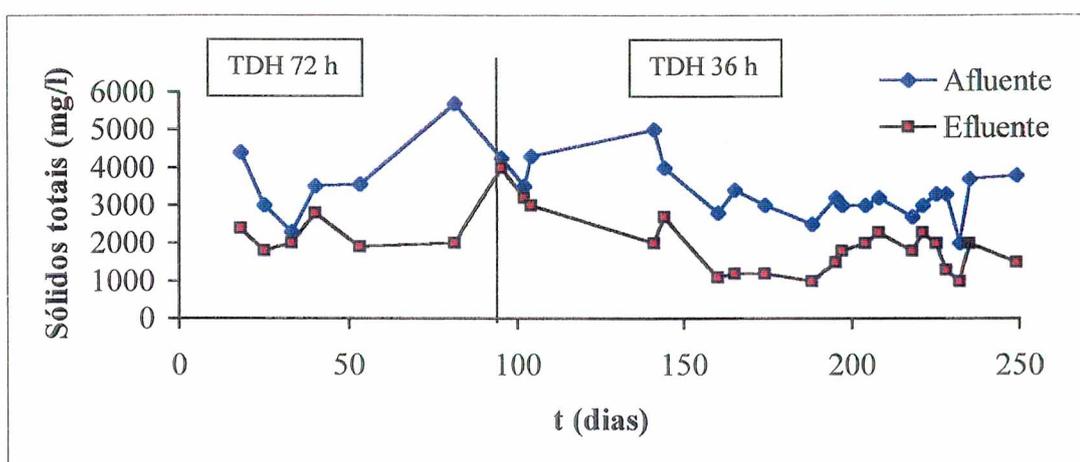


Figura 14 - Valores de sólidos totais para as duas fases de operação do reator

Levando-se em consideração que a concentração de ST empregados para o reator UASB deste estudo foi bem superior ao recomendado pela literatura, os resultados encontrados, para essa primeira fase foram satisfatórios.

No início da segunda fase, com a redução do TDH, houve uma redução da eficiência, foi observado um crescimento da manta de lodo, atingindo o decantador e o efluente passou a apresentar uma quantidade de sólidos maior, essa redução de eficiência foi atribuída a necessidade de descarte de lodo, pois uma semana após o descarte do lodo, a eficiência na redução de sólidos totais foi aumentando gradativamente, e no final da segunda fase atingindo uma eficiência de 53% com um coeficiente de variação de 22%.

ANDREADAKIS (1992), observou uma redução de aproximadamente 40% em termos de redução de ST para dejetos de suínos utilizando digestores anaeróbios.

Nos resultados observados neste experimento comparados com os citados no que se refere a remoção de ST, foi observado que quando o TDH aplicado foi maior a redução de ST não foi muito significativa, talvez pela necessidade de um período maior de aclimação e também descartes de lodo mais frequentes

Para a segunda fase, houve um aumento da eficiência quando o reator já estava mais aclimatado com as novas condições de operação, logo após o descarte do lodo em excesso. Isso ocorreu também com a DQO, o que nos levou a concluir que é necessário a aclimação do sistema, mesmo com TDH maiores aplicados.

4.7 - Sólidos Suspensos

Nas Figuras 15 e 16 está apresentados a evolução dos sólidos suspensos totais(SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV) no decorrer do experimento.

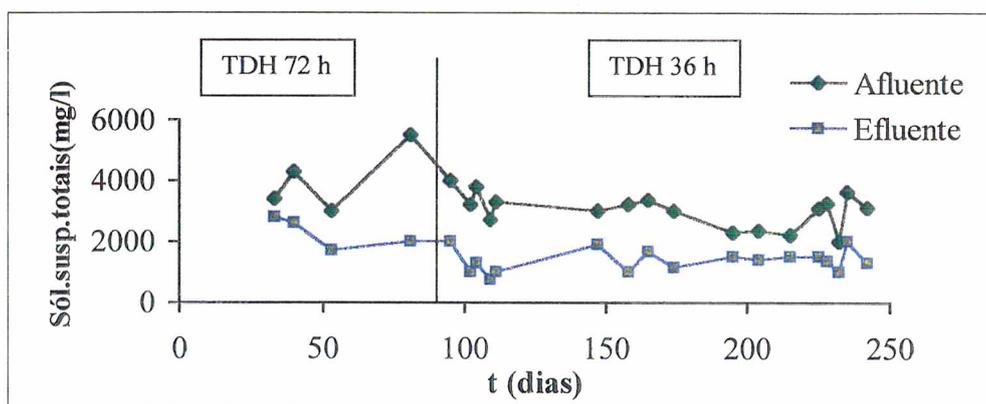


Figura 15 - Valores de sólidos suspensos totais para as duas fases de operação do reator

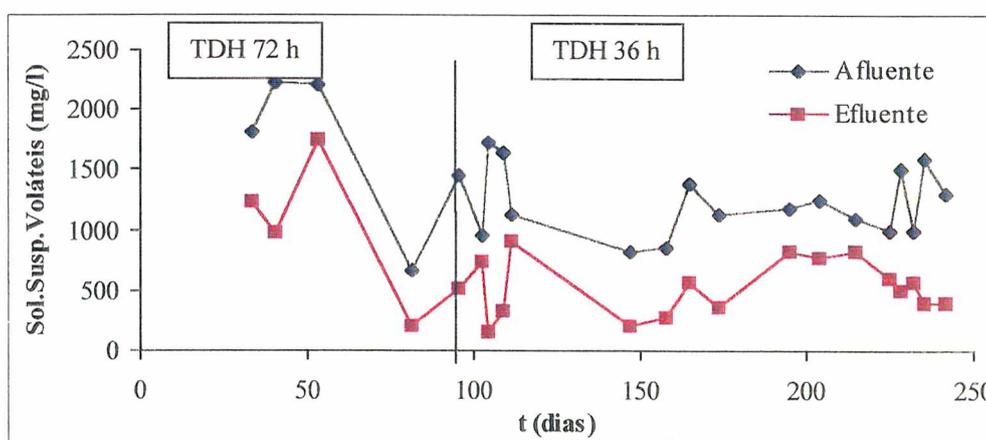


Figura 16 - Valores de sólidos suspensos voláteis para as duas fases de operação do reator

Pode-se observar que na primeira fase, as concentrações de SST no afluente apresentaram na média valores de 3400 mg/l e coeficiente de variação (CV) de 27%, a média para o efluente foi de 1990 mg/l e um CV de 23%.

A eficiência atingida nesta primeira fase para SST foi de 46%. Os SSV representaram uma média de 50% dos SST afluente e atingiram uma eficiência de 42% de remoção.

Na segunda fase de operação a média dos valores das concentrações de SST para o afluente foi de 3080 mg/l e CV menor que o da primeira fase (17%). A média de valores para o efluente foi de 1300 mg/l e o valor do CV de 27%. Os SSV continuaram representando 50% do SST. A necessidade de descarte do lodo também foi refletido nos sólidos suspensos, como pode ser observado nas Figuras 15 e 16. Houve uma queda de eficiência logo após a mudança de fase do reator, logo após descarte a eficiência novamente começou a aumentar, atingindo no final do experimento para os SST uma eficiência de 60% de remoção de SST. No entanto, houve somente um pequeno aumento na eficiência de remoção de SSV, atingindo 45% .

Segundo HAANDEL & LETTINGA (1994), isto pode ser explicado; pela pouca quantidade de sólidos no sistema no período de partida, limitando a remoção. A medida que a massa de lodo aumentou, o lodo começou a funcionar como um lençol, retendo muitos dos sólidos em suspensão que não podiam ser retidos através da sedimentação por gravidade. Deste modo a eficiência de remoção dos SS do afluente tende a aumentar com o tempo de operação do sistema, levando também em consideração a necessidade da aclimatação da biomassa que também teve grande influência na remoção dos SS.

NG (1989), trabalhou com reator anaeróbio seqüencial em batelada aplicando TDH de 72 e 24 horas tratando despejos de suinocultura, encontrando eficiências de remoção de SST de 59 e 54% respectivamente.

YANG & CHOU (1985), trabalharam com reator anaeróbio com defletor horizontal, aplicando concentração de SST de 1450 mg/l para TDH de 74 horas a eficiência encontrada foi de 84% e com concentração de 1140 mg/l para um TDH de 32 horas a eficiência foi de 88,2%.

OLIVEIRA (1997), operando reatores UASB para tratamento de águas residuárias de suinocultura, aplicando concentrações de SST de (1500 a 2000 mg/l) a eficiência média encontrada foi de 75 a 80%.

Em comparação com reatores anaeróbios de alta taxa, tratando dejetos de suínos com características semelhantes as aplicadas no reator UASB deste estudo, os resultados

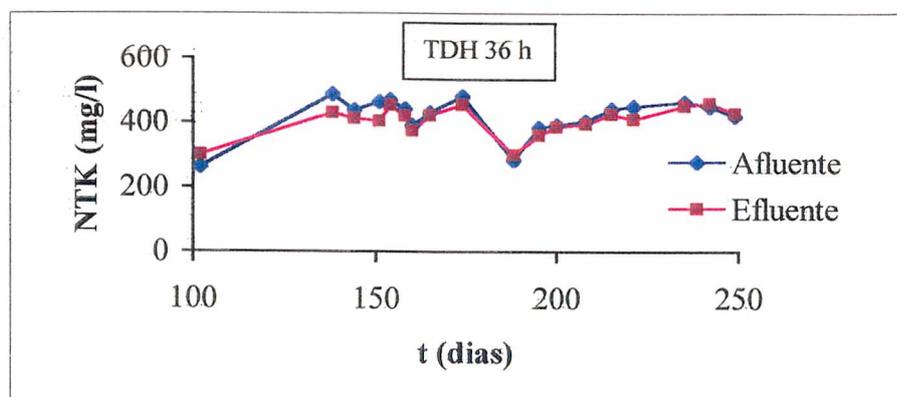
obtidos em termos de remoção SST foram superiores e considerados satisfatórios. Isto apesar das concentrações de SST no afluente (3400 e 3080 mg/l) serem maiores que da literatura citada e também das recomendadas por LETTINGA et. al. (1980), que devem estar na faixa de (500 a 1000 mg/l).

4.8 - Nitrogênio Total e Amoniacal

Os valores de nitrogênio total (NTK) e nitrogênio amoniacal (NH_4^+), da primeira fase, para TDH de 72 horas do experimento, não estão apresentados, porque em virtude de defeito no equipamento de destilação estas amostras ficaram muito tempo sob conservação e armazenamento e os valores obtidos da sua análise não puderam ser considerados.

Nitrogênio Total

Na Figura 17 podemos observar a evolução do nitrogênio total (NTK) no decorrer da segunda fase. A concentração média do NTK, afluente foi de 441 mg/l com coeficiente de variação(CV) de 13%. No efluente o valor médio observado foi de 416 mg/l e CV de 11%.



Figural7 - Valores de nitrogênio total para a segunda fase de operação do reator

NG & CHIN (1988), trabalharam com filtros anaeróbios de manta expandida, com carbono ativado, tratando água residuária de suinocultura, encontrando eficiência de 34% e 39% para um TDH de 72 e 24 horas respectivamente.

SAFLEY & WESTERMAN (1994), utilizando digestores anaeróbios para dejetos de suínos com temperatura de 23 °C, encontraram valores de nitrogênio total sempre superiores os do afluente. Os digestores apresentavam um potencial de retenção da concentração de nitrogênio total.

OLIVEIRA (1997), operando reatores UASB com água residuária de suinocultura, encontrou remoções médias de NTK de 16% para temperatura ambiente, com coeficiente de variação (CV) alto, e observou que quando reduzia o TDH, havia uma redução também da eficiência, OLIVEIRA cita também a redução da eficiência de NTK, quando a temperatura era controlada na faixa de 25-30 °C.

Neste experimento, os valores médios do NTK no efluente variaram, acompanhando, as tendências verificadas no afluente, praticamente não havendo remoção de NTK nesses 5 meses de operação com TDH de 32 horas.

Nitrogênio Amoniacal

Na Figura 18 estão plotados os valores de nitrogênio amoniacal (NH_4^+) para a segunda fase de funcionamento do reator.

O valor médio do NH_4^+ afluente foi de 313 mg/l e do efluente 306 mg/l, os coeficientes de variações foram de 20 e 21% respectivamente.

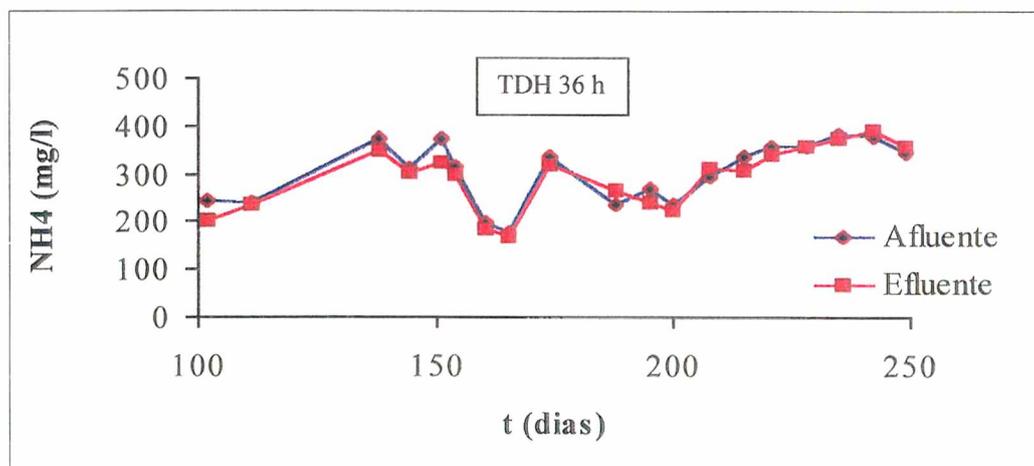


Figura 18 - Valores de nitrogênio total para a segunda fase de operação do reator

Aparentemente concentrações de NH_4^+ não apresentaram nenhum efeito adverso na atividade biológica anaeróbia, pois estavam dentro da faixa recomendada 200-1000 mg/l OLIVEIRA (1993),

NG & CHIN (1988), trabalhando com filtros anaeróbios de manta expandida, de carbono ativado, encontrou valores do afluente e efluente semelhantes a o reator UASB desta dissertação, não havendo também remoção de NH_4^+ , muitas vezes quando o TDH aplicado era superior a 24 horas os filtros acumulavam NH_4^+ .

OLIVEIRA (1997), utilizando um reator UASB, trabalhando a temperatura ambiente, encontrou 62% de eficiência para remoção de NH_4^+ em TDH de 30 horas. Quando trabalhou com temperatura controlada de 25-30°C a eficiência aumentou para 80%.

Neste experimento com o reator UASB, o nitrogênio amoniacal (NH_4^+) apresentou comportamento semelhante a do nitrogênio total (NTK), também não ocorrendo sua remoção, no decorrer da segunda fase de operação, com TDH de 32 horas.

A baixa eficiência de eliminação de nitrogênio, já era esperado, pois não é típico da digestão anaeróbia a remoção deste nutriente, deve ser considerado, que os dejetos ficavam armazenados em reservatórios antes da alimentação do reator, sendo assim, deveria ocorrer a transformação do nitrogênio orgânico em nitrogênio amoniacal justificada pela alta representação média de NH_4^+ em relação ao NTK, uma vez que dos macronutrientes, o que mais exige cuidado é o nitrogênio, porque é o elemento que mais sofre transformações.

Na estocagem anaeróbia as perdas de nitrogênio podem chegar a 5 – 15% (DE BODE, 1990 citado por GOSMANN, 1997).

4.9 - Fósforo Total

A Figura 19 mostra a evolução do fósforo total (P_{total}) no decorrer do experimento para a primeira e segunda fase de operação do reator.

No final da primeira fase observou-se que o valor médio do P_{total} no afluente foi de 153 mg/l e no efluente de 165 mg/l. Não houve remoção de P_{total} , e os CV para afluente e efluente foram de 28 e 30%.

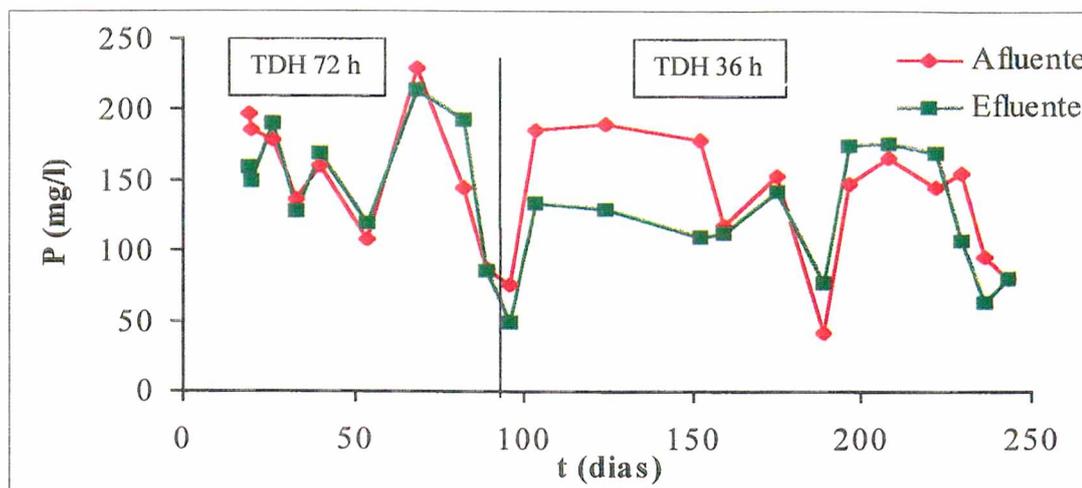


Figura 19- Valores de fósforo total para as duas fases de operação do reator

Na segunda fase, tanto o afluente como o efluente apresentaram tendências de decréscimo com redução do TDH.

O valor médio de P_{total} afluente foi de 147 mg/l e do efluente de 110 mg/l, a eficiência de remoção atingida foi de 25% e os CV continuaram com valores altos.

OLIVEIRA (1997), trabalhando com reatores UASB para água residuária de suinocultura observou também uma tendência de redução do afluente e efluente com a redução de TDH.

OLIVEIRA observou que quando aumentava a concentração de SST e da DQO no afluente, havia um aumento de eficiência na remoção de fósforo trabalhando com temperatura ambiente TDH de (30, 29 e 27 horas). A maior concentração de SST trabalhada no experimento citado foi de 2000 mg/l.

Neste experimento trabalhou-se com uma concentração média de SST afluente de 3400 mg/l para a primeira fase e de 3080 mg/l para a segunda fase. Em ambas as

fases a concentração de SST foi elevada, foi somente observado um pequena eficiência na segunda fase quando o TDH foi reduzido para 32 horas.

Observou-se que a concentração de fósforo no efluente acompanhou as tendências da concentração do fósforo no afluente, levando-nos a supor que todas as transformações com relação a esse nutriente ocorreram na estocagem antes de ser levado ao reator.

4.10 - Perfil de Lodo do Reator

Na Tabela 8 e Figura 20 encontra-se registrados as concentrações dos ST e STV para as duas fases de operação do reator.

Tabela 8 - Concentrações de ST e STV do perfil do reator para a primeira e segunda fase

Altura do reator	1ª Fase de operação(mg/l) (perfil c/104 dias de operação)			2ª Fase de operação(mg/l) (perfil c/ 240 dias de operação)		
	ST	STV	STV/ST	ST	STV	STV/ST
1	5516	2432	0,44	38776	24400	0,63
2	3156	1744	0,60	3472	2000	0,60
3	4436	1772	0,40	3052	1200	0,40
4	3612	1632	0,50	2816	1200	0,43

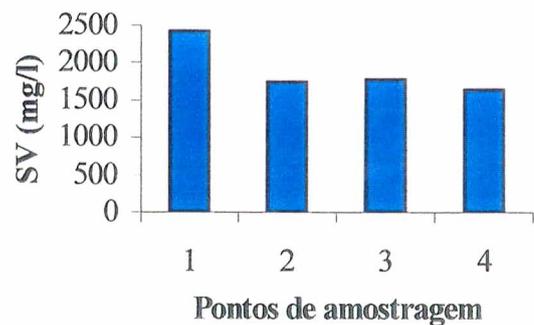
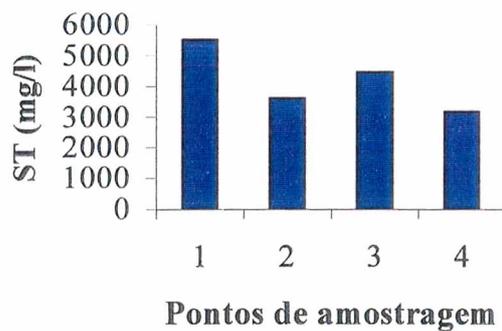


Figura 20 - Perfil de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) para a primeira fase de operação do reator (TDH = 72 h)

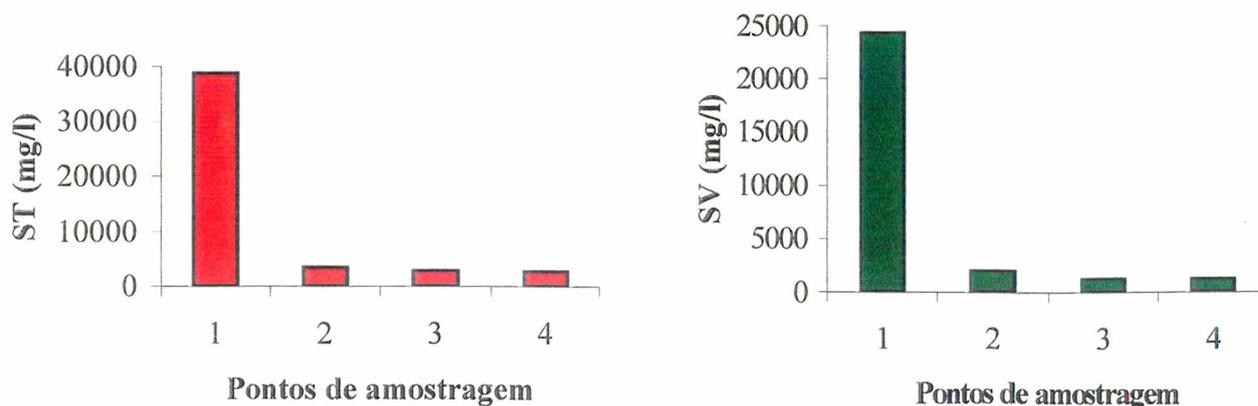


Figura 21- Perfil de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) para a segunda fase de operação do reator (TDH = 36 h)

Através das concentrações dos sólidos dos perfis do reator, foram determinados as massas de ST e STV efetivamente retida no reator para a primeira e segunda fase , como pode ser observado na Tabela 9.

Tabela 9- Massa de ST e STV do perfil do reator para a primeira e segunda fase

Concentração	1ª Fase (mg)		2ª Fase (mg)	
	ST	STV	ST	STV
M ₄	81.631	36.883	63.642	27.120
M ₃	100.254	40.047	68.975	27.120
M ₂	71.326	39.414	78.467	45.200
M ₁	124.662	54.963	876.338	551.440
Total	377.872	171.308	1.087422	650.880

A análise desses resultados, permite concluir que eles são consistentes com os resultados de outros trabalhos de diferentes autores como o de LETTINGA et al., (1980) e o de FANG & CHUI (1993), pois mostram que a maior degradação acontece efetivamente

no fundo do reator com resultado de uma alta concentração de lodo anaeróbio ativo junto a esta zona (os maiores valores de ST e STV confirmam este fato).

Uma outra maneira de também confirmar este fato é comparar as relações entre ST e STV da segunda fase de operação, os quais mostram que as maiores relações STV/ST são as encontradas nos pontos 1 e 2 (0,63 e 0,60); já o ponto 3 (0,40) seguido do ponto 4 (0,43), como pode ser verificado na Tabela 8. Estes resultados permitem verificar que há lodo altamente orgânico acumulado nas duas regiões inferiores.

Na primeira fase de operação, a quantidade de biomassa representava 45% dos ST presente no compartimento de digestão do reator, no final da segunda fase houve um acréscimo de 15% passando a biomassa a representar 60% dos ST.

Foram retiradas porções do lodo da parte superior da manta, por meio dos pontos 3 e 4 na parte superior do compartimento de digestão, onde eram realizadas coletas do perfil do reator.

OLIVEIRA (1997), observou também um aumento da manta de lodo, quando estava trabalhando com um reator UASB, tratando água residuária de suinocultura.

No decorrer deste experimento não foi mais necessário o descarte do lodo, pois o crescimento da manta de lodo se manteve estável, não mais atingindo o decantador, após o descarte do lodo a eficiência do reator foi aumentando gradativamente, somente quando já estava no término da última fase que foi observado novamente a necessidade de outro descarte, refletido na redução da eficiência do reator.

4.11 - Balanço de massa da DQO

Com base no comportamento do reator anaeróbio durante os cinco últimos meses de operação (09/10/97 a 09/03/98) foi realizado o balanço da DQO.

Os valores médios correspondentes foram:

$$S_0 = 2,2 \text{ g/l}$$

$$S = 0,6 \text{ g/l}$$

$$Q = 90,66 \text{ l/d}$$

$$SST = 3,040 \text{ g/l}$$

$$Y = 1,38$$

$$Y_{obs} = 0,10$$

Aplicando esses valores na equações (7 e 8) resulta:

$$DQO_{rem} = 145 \text{ gDQO/d}$$

$$DQO_{CH_4} = 125 \text{ g DQO}_{CH_4}/\text{d (ver pag. 42)}$$

Da equação (6) obtém-se:

$$DQO_{acum} = DQO_{rem} - DQO_{CH_4} \quad (10)$$

$$\text{Onde } DQO_{acum} = 20 \text{ gDQO/d}$$

Dos resultados obtidos através do balanço da DQO das 145 g DQO removida, em média, diariamente no sistema, 125 g da DQO são removidas por biodegradação e 20 g são removidas por ação física (carga orgânica acumulada no sistema), representando 86% e 14% do total removido, respectivamente.

Através desses resultados podemos observar que houve predominância da ação biológica no sistema.

ZHANG & DAGUE (1995), também com água residuária de suínocultura, indicaram uma estimativa média de 97% da DQO total removida convertida em metano, para TCOV de $1,47 \text{ Kg.DQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ para TDH de 3 dias.

Como não foi possível medir a produção diária de biogás no reator, os valores encontrados neste estudo foram através de cálculos estequiométricos em função da DQO aplicada no sistema.

HAANDEL & LETTINGA (1994), citaram que em virtude das perdas de metano no efluente e para a atmosfera, a produção de metano é bem menor que aquela prevista com base em considerações estequiométricas, atingindo na prática valores de 20 a 50% da produção teórica de metano.

Além desse aspecto, não podemos deixar de considerar que as condições de operação do reator eram muito favoráveis para altas produções de metano, com alimentação contínua, temperatura controlada e TDH de 32 horas.

V - CONCLUSÕES

Com base nas análises e discussões dos resultados do trabalho experimental realizado, pode-se concluir que:

A partida do reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo com inoculação preliminar, carga orgânica volumétrica de 0,80 a 1,50 Kg DQO/m³ e tempo de operação hidráulico de 72 horas, proporcionou progressivamente a obtenção de resultados satisfatórios de eficiência de remoção de DQO_{total} e solúvel, sólidos totais e solúveis os quais, praticamente se estabilizaram após os três primeiros meses de alimentação contínua.

Na primeira fase de operação do reator, apesar da alta concentração média de SST (3400 mg/l), o reator apresentou eficiência de remoção de aproximadamente 50% para DQO_{total} e solúvel. O valor máximo de eficiência média de remoção de DQO total e solúvel obtida no reator foi de 73 e 85% respectivamente (operação com TDH de 36 horas).

O reator UASB, operado com dejetos de suínos, apresentou boas condições de equilíbrio de pH e alcalinidade e potencial redox, dispensando o uso de substâncias tamponantes.

Os resultados obtidos na operação do reator, mostram que seu desempenho foi significativamente afetado pelas variações da concentração da DQO afluente.

O perfil do reator mostrou que a maior concentração de lodo anaeróbio encontra-se no fundo do reator, como consequência a maior degradação da matéria orgânica deveria ocorrer efetivamente no fundo do reator.

A operação do reator com temperatura controlada de 25 a 30° C, propiciou boa estabilidade e desempenho satisfatório, principalmente quando a temperatura do reator se manteve na faixa de 28 a 30° C.

O balanço de massa da DQO mostrou a transformação da carga orgânica aplicada no reator na forma de DQO. Dos resultados obtidos através do balanço de massa da DQO, 145 g de DQO foram removidos diariamente no sistema, da qual; 125 g foram removidas por biodegradação e 20 g foram removidas por ação física (carga orgânica acumulada no sistema) representando 86 e 14% do total removido, respectivamente.

O reator UASB, tratando dejetos de suínos, praticamente não apresentou eficiência de remoção de nitrogênio total, nitrogênio amoniacal e fósforo com as condições de operação adotadas neste estudo.

VI - RECOMENDAÇÕES

Recomenda-se a continuação das pesquisas com dejetos de suínos levando em consideração os seguintes aspectos:

Estudar a atividade metanogênica do lodo.

Estudo de sistemas de pós-tratamento para aumentar a eficiência de remoção de nitrogênio total, nitrogênio amoniacal e fósforo.

Estudar a produção de biogás conjuntamente com a produção de lodo para a obtenção de balanços de massa mais confiáveis e precisos.

Estudar a granulação do lodo durante a operação do reator UASB alimentados continuamente com dejetos de suínos, através do acompanhamento das transformações físico-químicas com as concentrações de SST aplicadas neste estudo.

Estudar a frequência das operações para descarte do lodo quando trata-se de maiores concentrações de SST no efluente.

Estudar as características do lodo descartado quanto a sua estabilidade, relacionando SV/ST e SSV/SST.

Avaliar o desempenho do reator UASB em uma faixa mais ampla de vazões e TDH.

Estudo dos maus odores.

Avaliar o desempenho do reator UASB com variações de temperatura, inclusive com temperatura ambiente.

VII - REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- APHA (American Public Health association)-AWWA (American Water and Wastewater Association)- WPCF (Water Pollution Control Federation). Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater.1992
- ANDREADAKIS, A. D.1992. Anaerobic digestion of piggery wastes. *Wat. Sci. Tech*, V.2, n.1, p.9-16.
- ANDRADE, M. A. N. 1995. Procedimento para simulação física de reatores anaeróbios de escoamento ascendente e manta de lodo (UASB),visando o estudo de seu comportamento hidrodinâmico. São Carlos. 146p. (Mestrado) – Universidade Federal de São Carlos.
- BARBOSA, R. A. 1988. Tratamento anaeróbio de esgotos sanitário em reator de fluxo ascendente com leito de lodo. Rio de Janeiro. 242p. (Mestrado)- Universidade Federal do Rio de Janeiro.
- BELLI F°, P. 1995. Stockage e todeurs des dejections animales, cas du lisier de porc. Thèse de Doctorat de L'Université de Rennes I. France.
- CAMPOS, C. M. M.; ANDERSON, G. K. The effect of the liquid upflow velocity and the substrate concentration on the start-up and steady-state periods of lab-scale UASB reactors. *Wat. Sci. Tech*, v.25, n.7, p. 41-157.
- CHERNICHARO, C. A. L. 1997. Reatores Anaeróbios. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG. 247p. – (Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias V. 5).
- CHERNICHARO, C. A. L.1994. Tratamento anaeróbio de esgotos sanitários. Cuiabá, Universidade Federal de Mato Grosso- MT. Apostila
- CORBELLINI, P. A. 1990. Estudos preliminares sobre a digestão anaeróbia com substrato sintético a base de glicose. São Carlos. (Mestrado). Universidade Federal de São Carlos.
- DANIEL L. 1994. Alcalinidade. Apostila de sala de aula-UFSC.
- FANG, H. H. P.; CHUI, H. K.1993. Maximum COD capacity in UASB reactors at 37°C. *Jornal of Environmental Engineering*, v.119, n.1, p.103–119.

- GUIOT S. R.; PAUSS A.; COSTERTON J. W. 1992. A structured model of the anaerobic granule consortium. *Wat. Sci. Tech*, v.25, n.7, p.1-10.
- GOSMANN, H. A.1997. Estudos comparativos com bioesterqueira e esterqueira para armazenamento e valorização dos dejetos de suínos. Florianópolis. 127p. (Mestrado) – Universidade Federal de Santa Catarina.
- GROTEHUIS, J. T.C.; KISSEL, J. C. et. Al. 1991. Role of substrate concentration in particle size distribution of methanogenic granular sludge in UASB reactors. *Wat. Res.*, v.25, n.1, p.21-27.
- GUJER, W.; ZEHNDER, A. J. B. Conversion Processes in anaerobic digestion. *Wat. Sci. Tech*, v.15, Copenhagen, p. 127-167.
- HAANDEL, C. V; LETTINGA G. 1994. Tratamento anaeróbio de esgotos. Um manual para regiões de clima quente. Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande, Paraíba/ Universidade Agrícola de Wageningen, Holanda.
- HENZE, M.; HARREMOES, P. 1983. Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors – A Literature Review., *Wat. Sci. Tech*, v.15, n.1, p. 1-101.
- HOLMBERG, R. D.; HILL, D. T.; PRINCE, T. J.; VANDYKE, N. J. 1983. Potential of solid – liquid separation of swine wastes for methane production. *Transactions of the ASAE*, v.26, n.6. p.1803-1807.
- HULSHOFF POL L.W.; ZEEUW W. J. M.; LETTINGA G. 1986. Granulation in UASB reactors. *Wat. Sci. Tech*, v.15, p.291-304.
- JHUNG, J. K.; CHOI, E. 1995. A comparative study of UASB and anaerobic fixed film reactors with development of sludge granulation. *Wat. Res.*, v.29, n.1, p.271-277.
- KWONG, T. S.; FANG, H. H. P.1996 Anaerobic degradation of cornstarch in wastewater in two upflow reactors. *Journal of Environmental Engineering*, v. 122, n.1, p.6 –17.
- LETTINGA , G. et al. (1980). Use of the Upflow Sludge Blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. *Biotechnology and Bioengineering*,v.22, p.699–734.
- LETTINGA, G.; ROERSMA, R.; GRIN, P.1983. Anaerobic treatment of domestic sewage at ambient temperatures using a granular bed UASB reactor. *Biotechnology and Bioengineering*, v.25, n.7, p.1701-1723.
- LO, K.V.; LIAO, P.H.; GAO, Y.C. 1994. Anaerobic treatment of swine wastewater using hybrid UASB reactors. *Bioresource Technology*, v.47, p.153-157.

- METCALF & EDDY. Wastewater engineering-treatment disposal reuse. Third Edition. McGRAW-HILL INTERNATIONAL EDITIONS, 1991.
- NG, W. J. 1989. A sequencing batch anaerobic reactor for treating piggery wastewater. *Biological Wastes*, v.28, n.1, p.39-51.
- NG, W. J.; CHIN, K. K. 1988. Treatment of piggery wastewater by expanded - bed anaerobic filters. *Biological Wastes*, v.26, p.215-228.
- OLESZKIEWICZ, J. A. A 1983. comparison of anaerobic treatments of low concentration piggery wastewaters. *Agricultural Wastes*, v.8, n.4, p.215-231.
- OLIVEIRA, R. A.; FORESTI, E.; JUNIOR, J. L. 1995. Alternativa para tratamento de águas residuárias de suinocultura em reatores anaeróbios não convencionais. 18° Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental.
- OLIVEIRA, P. A. V. de (coord.) et al. 1993 Manual de manejo e utilização dos dejetos de suínos. Concórdia: EMBRAPA-CNPSA, 188 P.
- OLIVEIRA, R. A. 1997. Efeito da concentração de sólidos suspensos do afluente no desempenho e características do lodo de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo tratando águas residuárias de suinocultura. V. I ,II. 357p. São Carlos (Tese de doutorado) – Universidade Federal de São Carlos.
- PIERRE, C. V.; QUEZADA, R. A. 1995. Análise de viabilidade econômica do aproveitamento de biogás gerado em um reator anaeróbio. 18° Congresso de Engenharia Sanitária.
- QUARMBY, J.; FORSTER, C. F. 1995. An examination of the structure of UASB granules. *Water Research*, v.29, n.11, p.2449-2454.
- SAFLEY, L. M.; WESTERMAN, P. W. 1994. Low temperature digestion of dairy and swine manure. *Bioresource Technology*, v.47, p.165 -171.
- SCHMIDT, J. E.; AHRING, B. K.1996. Granular sludge formation in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. *Biotechnology and Bioengineering*, v.49, n.3, p.229-246.
- SCHELLINKHOUT, A.; COLLAZOS, C. J. 1992. Full-scale application of the UASB. *Wat. Sci. Tech*, v.25, n.7, p.159 -166.
- SCHERER, E. E.; BALDISSERA, I. T.; DIAS, L. F. X. 1995. Potencial fertilizante do esterco líquido de suínos da região Oeste Catarinense. *Agrop. Catarinense*, v.8, n.2, p. 35-39.

- SILVA, M. C. P.; SOBRINHO, P. A.; JUNIOR, A. D. G. 1995. Avaliação do sistema reator UASB e processo de lodos ativados para tratamento de esgotos sanitários com elevada parcela de contribuição industrial. 18º Congresso de Engenharia Sanitária.
- SORLINI, C.; BONFANTL, P. 1989. Digestion of animal slurries: technological, chemical, microbiological, and managerial aspects. *Advances Biotechnological Processes*, v.12, p.203-234.
- SPEECE, R. E. 1983. Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment. *Environment Science and Technology*, v.17, n.9, p.416-427.
- 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 Environment Research*, v.68, n.7, p.1140-1149.
- TORRES, p. 1992. Desempenho de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) de bancada no tratamento de substrato sintético simulando esgotos sanitários. São Carlos. 185p. Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de São Carlos.
- YANG, P. Y.; CHOU, C.Y. 1985. Horizontal-baffled anaerobic reactor treating diluted swine wastewater. *Agricultural Wastes*, v.14, p.221-239.
- YEGGY, J.; DAGUE R. R. 1985. Chemical and physical parameters of liquid manure from swine confinement facilities: health implications for workers, swine and the environment. *Agricultural Wastes*, v.14, p.97-113.
- YAN, Y.G.; TAY, J. H. 1996. Brewery wastewater treatment in UASB reactor at ambient temperature. *Journal of Environmental Engineering*, v.122, n.6, p.550-553.
- WEIGANT, W.M.; LETTINGA, G. (1985). Thermophilic anaerobic digestion of sugars in upflow anaerobic sludge blanket reactors. *Biotechnology and Bioengineering*, n.27, p.1602-1607.
- ZHANG, R. H.; DAGUE, R.R. (1995). Treatment of swine wastes by the anaerobic sequencing batch reactors system. In : INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON AGRICULTURAL AND FOOD PROCESSING WASTES, 7th, Chicago, ASAE. p.301-308