



**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA
CENTRO DE TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE
PROCESSOS**

**PARTIDA DE UM REATOR ANAERÓBIO DE
FLUXO ASCENDENTE COM MANTA DE LODO
(UASB) NO TRATAMENTO DE EFLUENTES
PROVENIENTES DE UMA INDÚSTRIA DE
LATICÍNIOS**

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

Fernando Hamerski

**Santa Maria, RS, Brasil
2012**

**PARTIDA DE UM REATOR ANAERÓBIO DE FLUXO
ASCENDENTE COM MANTA DE LODO (UASB) NO
TRATAMENTO DE EFLUENTES PROVENIENTES DE
UMA INDÚSTRIA DE LATICÍNIOS**

Fernando Hamerski

Dissertação apresentada ao Curso de Mestrado do Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos, Área de Concentração em Desenvolvimento de Processos Agroindustriais e Ambientais, da Universidade Federal de Santa Maria (UFSM, RS), como requisito parcial para a obtenção do grau de **Mestre em Engenharia de Processos**

Orientador: Prof. Dr. Djalma Dias da Silveira

**Santa Maria, RS, Brasil
2012**

Ficha catalográfica elaborada através do Programa de Geração Automática da Biblioteca Central da UFSM, com os dados fornecidos pelo(a) autor(a).

Hamerski, Fernando

Partida de um Reator Anaeróbico de Fluxo Ascendente com Manta de Lodo (UASB) no Tratamento de Efluentes Provenientes de uma Indústria de Laticínios / Fernando Hamerski.-2012.

76 f.; 30cm

Orientador: Djalma Dias da Silveira

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Santa Maria, Centro de Tecnologia, Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos, RS, 2012

1. Efluentes Industriais 2. Usina de Laticínios 3. Reator UASB I. Dias da Silveira, Djalma II. Título.

**Universidade Federal de Santa Maria
Centro de Tecnologia
Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos**

A comissão examinadora, abaixo assinada,
aprova a Dissertação de Mestrado

**PARTIDA DE UM REATOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE COM
MANTA DE LODO (UASB) NO TRATAMENTO DE EFLUENTES
PROVENIENTES DE UMA INDÚSTRIA DE LATICÍNIOS**

elaborada por

Fernando Hamerski

Como requisito parcial para obtenção do grau de
Mestre em Engenharia de Processos

COMISSÃO EXAMINADORA:

Djalma Dias da Silveira, Dr.
(Presidente/Orientador)

Delmira Beatriz Wolff, Dra.
(UFSM)

Ênio Leandro Machado, Dr.
(UNISC)

Santa Maria, agosto de 2012.

AGRADECIMENTOS

Primeiramente, agradeço a Deus pela dádiva da vida.

Aos meus pais, Bertoldo Hamerski e Elsi Maria Engel Hamerski, quero agradecer a vida que me deram, dizer obrigado pela educação e princípios passados desde o meu 1º dia como ser humano. Esta pequena vitória dedico a vocês, que me apoiaram, confiaram, amaram incondicionalmente e principalmente pelo carinho e esperança que sempre recebo. Amo vocês.

Aos meus irmãos, Marcus Hamerski e Paula Hamerski, por serem meus melhores amigos, onde sei que sempre poderei me apoiar e confortar.

À minha namorada Vanessa Bieger, pelo apoio e suporte nos momentos difíceis durante esse período e por me lembrar constantemente o quanto o esforço vale a pena, te amo.

Ao Valdir Bieger, Lisete Bieger e Augusto Bieger pelo apoio, incentivo e carinho que a mim dirigiam.

Ao professor Djalma Dias da Silveira, pela oportunidade, pelos ensinamentos, pela confiança em mim depositada. Apesar do pouco tempo, cresci muito como aluno, ouvindo os conselhos e ensinamentos de uma pessoa educada, inteligente, que trata as pessoas de forma igual, isso não tem preço. Fica aqui meu muito obrigado.

Aos colegas, mas acima de tudo amigos: Bervey Schwertz, Fabiano Halmenschlager, Gabriele Mônego Araújo, Matias Marchesan de Oliveira e Pâmela Sfalcin. Da coleta ao ócio, das aulas ao futebol. Agradeço por todos os momentos, pela amizade, pela sinceridade e pelo apoio técnico e pessoal durante esse período.

Aos laboratoristas Alfeu e Helena, pelas risadas, pela ajuda prestada, pelos conselhos e ensinamentos.

Aos meus loucos e verdadeiros amigos, sem os quais tudo seria tedioso. Amizade que perdura a uma quinzena de anos e tende ir até os últimos momentos de nossas vidas. Amo vocês!

Aos demais colegas e professores do PPGEPro, pela ajuda, pelos ensinamentos.

À Usina de Laticínios – UNI por permitir as coletas dos resíduos.

Aos demais, que de alguma forma ajudaram e contribuíram para este trabalho.

*“Essa turminha ninguém sabia que
iria acontecer...”*

*Um seco sequelado e um lutador de
karatê, um gordo colorado e um
bombado em depressão.*

De Guarani, o Nítcho e o Alemão!

*De São Leopoldo o Xopa
trabalhador. Hame, Laho, Made e
Tony no interior.*

*Quando nos juntamos, é só alegria,
festa, churras, trago, almoço e janta
todo dia!*

*Temos também, o Ed, nosso baixista,
e o Marcelo, sempre quieto e autista!
Dois integrantes vivem tendo
chilique... Um é o Bob Esponja e o
outro o Patrick!*

*E o Leonardo que não faz nada da
vida, não estuda, vagabundo, sempre
dando uma dormida,
aparece o Led, viciadinho em violão
com as cifras e a pastinha sempre na
mão*

*Tem muita gente correndo por fora,
mas nossa turminha está fechada
agora. Pra entrar nela tem que ser
muito especial, pois somos uma
FAMÍLIA fora dor normal.”*

(Rodrigo Gehres)

RESUMO

Dissertação de Mestrado
Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos
Universidade Federal de Santa Maria

PARTIDA DE UM REATOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE COM MANTA DE LODO (UASB) NO TRATAMENTO DE EFLUENTES PROVENIENTES DE UMA INDÚSTRIA DE LATICÍNIOS

AUTOR: FERNANDO HAMERSKI

ORIENTADOR: DJALMA DIAS DA SILVEIRA

Data e Local de Defesa: Santa Maria, 17 de outubro de 2012.

As águas superficiais geralmente são utilizadas como suporte para eliminação de resíduos produzidos pelo homem. Os efluentes das indústrias de laticínios são caracterizados por apresentarem elevados volumes, mas principalmente por sua elevada concentração de carga orgânica. A evolução dos sistemas de tratamento de efluentes agroindustriais disponibiliza a aplicação de tecnologias eficientes para que o impacto ambiental seja reduzido ao máximo. O reator UASB (*upflow anaerobic sludge blanket*) é considerado um dos mais representativos sistemas anaeróbios, devido a sua alta concentração de biomassa e uma rica diversidade microbiana. Este trabalho objetivou dar início ao processo bem como controlar sua operação no processo de digestão anaeróbia para o tratamento de efluentes de uma usina de laticínios avaliando a remoção dos parâmetros de controle (temperatura, pH, DQO, DBO₅, NTK, ST e SVT), além dos parâmetros de projeto (TDH, TCH e COV). O reator foi operado com um TDH de 0,085 d⁻¹, e COV variando de 12,58 a 29,2 kg.m⁻³.d⁻¹, os quais influenciaram no alto valor da TCH. Para a partida, o inóculo utilizado foi proveniente de uma fossa séptica. A temperatura apresentou oscilações devido ao tempo experimental. Quanto aos parâmetros de controle, o sistema apresentou diferença significativa na remoção da matéria orgânica. A remoção de DBO₅ pelo sistema obteve-se uma eficiência de remoção de 42,7%. Para a DQO, a remoção foi de 58,6%. A eficiência de remoção foi relacionada pela grande produção de lodo, indicando o momento da retirada do excesso. A concentração do excesso de lodo foi analisada, onde apresentou expressivos 17.538 mg.L⁻¹, ficando explícita a necessidade de descarte do lodo durante a sua operação.

Palavras chave: efluentes industriais, usina de laticínios, reator UASB.

ABSTRACT

Master Dissertation
Graduate Program in Process Engineering
Federal University of Santa Maria

STARTING A UPFLOW ANAEROBIC SLUDGE BLANKET REACTOR (UASB) IN THE TREATMENT OF EFFLUENT FROM A DAIRY INDUSTRY

AUTHOR: FERNANDO HAMERSKI

ADVISER: DJALMA DIAS DA SILVEIRA

Place and date of defense: Santa Maria, October 17, 2012.

Surface Waters are generally used as support for disposal of waste generated by man. The effluents from dairy industries are characterized by high volume presents, but mainly because of its high concentration of organic load. The evolution of agro-industrial systems wastewater treatment offers the application of eficiente technologies of the environmental impact is kept to a maximum. The UASB (upflow anaerobib sludge blanket) reactor is considered one of the most representative anaerobic systems, due to its high biomass concentration and a rich microbial diversity. This study aimed to initiate and control their operation in the anaerobic digestion process to the treat wastewater from a dairy plant evaluating the removal of control parameters (temperature, pH, COD, BOD₅, TKN, TS and VST) beside the design parameters (HRT, HLR and VOL). The reactor was operated with the HRT of 0,085 d⁻¹, and VOLs ranging from 12,58 to 29,2 kg.m⁻³.d⁻¹, which influenced the high HLR value. To start, the inoculum used was from a septic tank. The temperature oscillations due to the presented experimental period. As for the control parameters, the system showed a significant difference in the removal of organic matter. The removal of BOD₅ by the system obtained a removal efficiency of 42,7%. For COD, removal was 58,6%. The removal efficiency was related by large sludge production, indicating the time of withdrawal of excess. The concentration of excess sludge was analyzed, which showed significant 17.538 mg.L⁻¹, being the explicit need for disposal of the sludge during operation.

Keywords: industrial effluents, dairy plant, UASB reactor.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 – Processo básico de recebimento de leite.....	19
Figura 2 – Processo básico de beneficiamento de leite fluído.....	20
Figura 3 – Ciclo anaeróbio na natureza	23
Figura 4 – Consumo de matéria orgânica pelos microrganismos anaeróbios. .	25
Figura 5 – Conversão biológica nos sistemas aeróbios e anaeróbios.....	34
Figura 6 – Desenho esquemático do funcionamento de um reator UASB	36
Figura 7 – Projeto do reator UASB.....	43
Figura 8 – Esquema de produção de efluentes e ponto de amostragem.....	45
Figura 9 – Desenho esquemático do experimento	47
Figura 10 – Variações da DBO ₅ do substrato e do efluente tratado ao longo do período experimental.....	51
Figura 11 – Eficiência de remoção de DBO ₅ do reator UASB	52
Figura 12 – Reator UASB com 29 dias de operação.....	53
Figura 13 – Concentração de DQO na alimentação e na saída do reator UASB	54
Figura 14 – Eficiência de remoção de DQO do reator UASB	55
Figura 15 – Reator UASB no 122º dia de operação	56
Figura 16 – Variação das concentrações de NTK da entrada e saída do reator UASB	58
Figura 17 – Eficiência de remoção de nitrogênio	59
Figura 18 – Variação temporal da concentração de ST na entrada e saída do reator UASB.....	60
Figura 19 – Variação das concentrações de SVT na entrada e saída do reator UASB	61
Figura 20 – Eficiência de remoção de ST e SVT.....	62
Figura 21 – Excesso de lodo durante o experimento	63
Figura 22 – Característica granular do lodo	63

Figura 23 – Variação de temperatura no reator UASB.....	65
Figura 24 – Variação do pH do substrato e efluente tratado	66
Figura 25 – Relação entre COV e DQO afluente no reator UASB	67
Figura 26 – Relação entre COV e DBO ₅ afluente no reator UASB	68
Figura 27 – Gráficos de dispersão das relações entre as concentrações de substrato e efluente tratado de ST com as concentrações de DQO	69
Figura 28 – Gráficos de dispersão das relações entre as concentrações de substrato e efluente tratado de ST com as concentrações de DBO.....	69

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Média dos principais componentes químicos do leite.....	19
Tabela 2 – Valores da literatura para DBO, sólidos, nitrogênio, óleos & graxas e pH de efluentes líquidos da indústria de laticínios.....	22
Tabela 3 – Principais características dos catabolismos oxidativo e fermentativo	24
Tabela 4 – Principais bactérias envolvidas no processo de digestão anaeróbia	25
Tabela 5 – Algumas reações de redox importantes na digestão anaeróbia.....	27
Tabela 6 – Faixas ótimas de pH para a degradação de diferentes tipos de resíduos na digestão anaeróbia	28
Tabela 7 – Faixas de temperatura para o desenvolvimento ótimo das bactérias	29
Tabela 8 – Composição química das bactérias metanogênicas.....	30
Tabela 9 – Vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios	34
Tabela 10 – Parâmetros de projeto do reator UASB	44
Tabela 11 – Características físico-químicas do substrato	46
Tabela 12 – Programa de monitoramento durante operação do reator.....	47
Tabela 13 – Estatísticas descritivas básicas da COV	48
Tabela 14 – Parâmetros analisados durante procedimento de partida do reator UASB	49
Tabela 15 – Estatísticas descritivas dos parâmetros de avaliação da eficiência do substrato e do efluente após tratamento através do reator UASB	50
Tabela 16 – Relação DQO/DBO	57
Tabela 17 – Estatísticas descritivas dos parâmetros de controle operacional do reator UASB - pH	64
Tabela 18 – Estatísticas descritivas dos parâmetros de controle operacional do reator UASB – temperatura.....	64

LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS

COB – Carga Orgânica Biológica;

COV – Carga Orgânica Volumétrica;

DBO5 – Demanda Bioquímica de Oxigênio para o quinto dia;

DQO – Demanda Química de Oxigênio;

EMBRAPA – Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária;

ETE – Estação de Tratamento de Efluentes;

NTK – Nitrogênio Total Kjeldhal;

O&G – Óleos e Graxas;

ST – Sólidos Totais;

SSV – Sólidos Suspensos Voláteis;

SVT – Sólidos Voláteis Totais;

TCH – Taxa de Carregamento Hidráulico;

TDH – Tempo de Detenção Hidráulico;

UASB – Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente com Manto de Lodo (*upflow anaerobic sludge blanket*).

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	15
1.1 OBJETIVOS	16
1.1.1 Objetivo Geral	16
1.1.2 Objetivos Específicos	17
2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....	18
2.1 Usina de Processamento de Laticínios	18
2.1.1 Processo Produtivo da Usina de Laticínios	18
2.1.1.1 Recepção do Leite.....	20
2.1.1.2 Tratamento do Leite pelo Calor	21
2.1.2 Características dos Efluentes das Usinas de Laticínios	21
2.2 Digestão Anaeróbia	22
2.2.1 Microbiologia da Digestão Anaeróbia	23
2.2.1.1 Hidrólise	26
2.2.1.2 Acidogênese.....	26
2.2.1.3 Acetogênese	26
2.2.1.4 Metanogênese.....	26
2.2.2 Fatores que afetam a digestão anaeróbia	27
2.2.2.1 pH.....	28
2.2.2.2 Temperatura.....	28
2.2.2.3 Alcalinidade e ácidos voláteis.....	29
2.2.2.4 Nutrientes	30
2.2.3 Cinética da Digestão Anaeróbia	31
2.3 Processos Anaeróbios.....	33
2.4 Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente com Manta de Lodo (UASB)	35
2.4.1 Funcionamento.....	35
2.4.2 Critérios de projeto	37

2.4.2.1 Carga orgânica volumétrica.....	37
2.4.2.2 Carga hidráulica volumétrica e tempo de detenção hidráulica	37
2.4.2.3 Carga biológica	38
2.4.2.4 Velocidade ascensional.....	38
2.4.3 Operacionalidade	39
2.4.4 Produção de lodo	40
2.4.5 Composição do lodo.....	40
3. MATERIAIS E MÉTODOS.....	43
3.1 Construção do Reator UASB.....	43
3.2 Substrato	44
3.3 Análise do Substrato e Efluente Pós-tratamento.....	45
3.4 Partida do Reator UASB.....	45
3.5 Funcionamento do Reator UASB	46
4. RESULTADOS E DISCUSSÕES	48
4.1 Partida do Reator UASB.....	48
4.1.1 Parâmetros de Projeto.....	48
4.1.2 Parâmetros de Partida do Reator UASB	49
4.2 Avaliação de Desempenho do Sistema.....	49
4.2.1 Parâmetros de Avaliação da Eficiência	50
4.2.1.1 Demanda Bioquímica de Oxigênio	50
4.2.1.2 Demanda Química de Oxigênio	53
4.2.1.3 Relação DQO/DBO	57
4.2.1.4 Nitrogênio Total Kjeldhal	57
4.2.1.5 Sólidos.....	59
4.2.2 Parâmetros de Controle Operacional	64
4.2.2.1 Temperatura.....	65
4.2.2.2 pH.....	66

4.2.3 Interação dos Parâmetros de Projeto no Comportamento do Sistema ...	67
5. CONCLUSÃO.....	70
5.1 Sugestões para trabalhos futuros.....	70
6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	72

1. INTRODUÇÃO

A água foi considerada, por muitos anos, um recurso natural infinito. Pois além de estar à disposição do homem, por se tratar de um bem comum autossustentável, tinha enorme capacidade de autodepuração. Porém, a partir da Revolução Industrial (final do séc. XVIII), ocorreu um crescimento acelerado dos centros urbanos, fazendo com que a autodepuração dos rios fosse superada pela carga poluidora lançada.

Desde então, as águas superficiais geralmente são utilizadas como suporte para eliminação de resíduos produzidos pelo homem, o que tem causado grandes preocupações referentes ao grau de poluição que essas águas recebem. A poluição não só da água, mas também do meio ambiente, decorrente de um acentuado crescimento econômico, que por sua vez está associado à exploração dos recursos naturais vem aumentando cada vez mais.

As indústrias são grandes fontes poluidoras, uma vez que a maioria não tem um tratamento adequado para seus efluentes que são lançados diretamente nos rios. A contaminação causada pelos processos agroindustriais na transformação da matéria-prima é um dos aspectos a ser considerado. A indústria de laticínios tem uma parcela muito significativa em termos de poluição das águas receptoras, pois a composição deste efluente consiste principalmente em quantidades variáveis de leite diluído, óleos e graxas, detergentes e desinfetantes (BRAILE & CAVALCANTI, 1979).

Os efluentes das indústrias de laticínios são caracterizados por apresentarem elevados volumes, mas principalmente por sua alta carga orgânica. Segundo Brião (2007), essas indústrias possuem diferentes estágios que geram resíduos líquidos, além de acrescentarem às águas residuais compostos de derivados do leite, contribuem com outros compostos estranhos à sua composição. Esses compostos estranhos, geralmente são resíduos de detergentes e sanitizantes utilizados na limpeza dos equipamentos. Contudo, independente do processo utilizado ou produto produzido, o coeficiente médio utilizado para estimativas das indústrias brasileiras de laticínios é de 2 a 5 litros de efluente gerados para cada litro de leite produzido.

Em uma indústria de beneficiamento de leite, o efluente contém uma Demanda Química de Oxigênio (DQO) em torno de 3.000 mg/L. Conforme explica Peirano (1995), as águas residuais resultantes da higienização são compostas de um caldo rico em gorduras, carboidratos (lactose) e proteínas (caseína), considerados fortes contaminantes se lançados diretamente nos corpos receptores. Além disso, o mesmo autor cita que nitrogênio e fósforo são gerados em grandes quantidades pela indústria de laticínios. É evidente que são essenciais como nutrientes para tratamentos biológicos dos resíduos,

porém, em excesso podem ocasionar a extrapolação no efluente gerado, causando a eutrofização dos rios.

As estratégias para minimizar o impacto ambiental buscam compatibilizar as intervenções antrópicas com as características dos meios físico, químico, biológico e socioeconômico. Por questões de racionalização dos recursos naturais e também de proteger o meio ambiente, desenvolvendo uma produção mais sustentável, os processos biológicos são os que mais bem cabem para reduzir a poluição dos corpos d'água. Para Zhang *et al.* (2009), a biodegradação anaeróbia tem como principal ponto positivo, a sua diversificada população microbiana. Além disso, Chernicharo, 1997 destaca que os sistemas anaeróbios apresentam vantagens significativas aos sistemas aeróbios, dentre elas, a baixa produção de lodo, possibilidade de preservação da biomassa e tolerância a elevadas cargas orgânicas. Ao entrar em contato com o substrato, os microrganismos degradam a matéria orgânica, transformando-a em biogás (CH_4 e CO_2) e gerando um lodo conhecido como biofertilizante.

Segundo Chernicharo (1997), a temperatura é o fator físico que mais afeta a atividade microbiana em sistemas de digestão anaeróbia, pois interfere na velocidade de metabolismo e na solubilidade do substrato.

Campos *et al.* (2000) comenta que um dos sistemas anaeróbios de tratamento de resíduos agroindustriais mais eficiente é o reator UASB, que além de reduzir a carga orgânica do efluente, pode-se utilizar o biogás como fonte alternativa de energia. O contato entre as águas residuais e a biomassa do reator UASB, a imobilização dos microrganismos e a retenção da carga orgânica podem ser favorecidas com a agitação provocada pela formação e ascensão do biogás. Contudo, se o efluente for muito diluído, haverá uma maior dependência das condições hidráulicas decorrentes da pequena produção desse gás (LETTINGA, 1991).

Com isso, considerou-se neste trabalho, a aplicação do processo de digestão anaeróbia no tratamento de despejos líquidos provenientes de uma indústria de laticínios utilizando um reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) como alternativa para o tratamento secundário, através de parâmetros de projetos específicos, objetivando um melhor desempenho nesse sistema.

1.1 OBJETIVOS

1.1.1 Objetivo Geral

Avaliar a aplicação de um reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) como tratamento secundário de despejos líquidos provenientes de indústria de laticínios.

1.1.2 Objetivos Específicos

Realizar o processo de inicialização do reator;

Avaliar o comportamento do sistema em função dos parâmetros de projeto e operação;

Avaliar a eficiência de remoção dos poluentes orgânicos presentes no efluente; e

Observar a influência de fatores operacionais (pH, temperatura e quantidade de lodo excedente).

2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

2.1 Usina de Processamento de Laticínios

Em 2011, segundo a Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária (EMBRAPA), a produção de leite no mundo foi de 655 bilhões de litros de leite.

No Brasil, o segmento de laticínios é o mais expressivo da indústria de alimentos. Onde, somente em 2011, o setor obteve uma produção em torno de 30 bilhões de litros de leite, sendo o 6º maior produtor mundial. A receita da produção de leite foi da ordem de U\$23 bilhões, cerca de 9% do PIB nacional (EMBRAPA, 2012).

Segundo estes dados é evidente que o setor de laticínios tem um grande significado econômico, político e social. O que restringe essas empresas são as políticas ambientais, que estão cada vez mais restritivas, no que se trata do despejo inadequado de resíduos, uma vez que a maioria das empresas do setor é em pequena escala, não tendo recursos suficientes para instalar um tratamento de resíduos que possa atender a tais normas (EMBRAPA, 2012; MINAS AMBIENTE/CETEC, 1998).

2.1.1 Processo Produtivo da Usina de Laticínios

O setor lácteo é caracterizado pela sua produção, onde há uma vasta gama de produtos, tornando-se necessário, inicialmente definir leite e produtos lácteos.

Segundo a Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária (EMBRAPA, 2012), define-se leite como sendo: *produto integral da ordenha total e ininterrupta de uma fêmea leiteira sadia, bem nutrida e não fadigada. Deve ser produzido de uma forma adequada, isento de substâncias estranhas e não conter colostro. É um líquido branco, opaco, duas vezes mais denso que a água, de sabor ligeiramente adocicado e de odor pouco acentuado.*

Já produtos lácteos é qualquer produto obtido mediante qualquer elaboração do leite que pode conter aditivos alimentícios e ingredientes funcionalmente necessários para sua elaboração (EMBRAPA, 2012).

O leite é composto, em solução, de lactose, matérias proteicas, sais minerais e orgânicos, além de pequenas quantidades de lecitina, ureia, aminoácidos, ácido láctico, entre outros. A média dos principais componentes do leite, de diferentes raças, segundo Foschiera (2004), é a seguinte:

Tabela 1 – Média dos principais componentes químicos do leite

Água	87,5%
Gordura	3,6%
Proteínas	3,6%
Lactose	4,6%
Sais minerais	0,7%

Fonte: Foschiera, 2004.

A indústria de produtos lácteos apresenta uma grande variação no processo de entrada da matéria-prima utilizada nos produtos fabricados e dos sistemas operacionais da produção de resíduos. Tem-se o leite como matéria-prima, gerando produtos como creme de leite, leite em pó, leite condensado, soro, entre vários outros (MINAS AMBIENTE/CETEC, 1998).

Os diagramas de fluxo para os vários processos empregados na fabricação dos produtos lácteos são mostrados nas Figuras 1 e 2, que mostram a plataforma de recebimento de leite e o processo básico de fabricação do leite fluído, respectivamente.

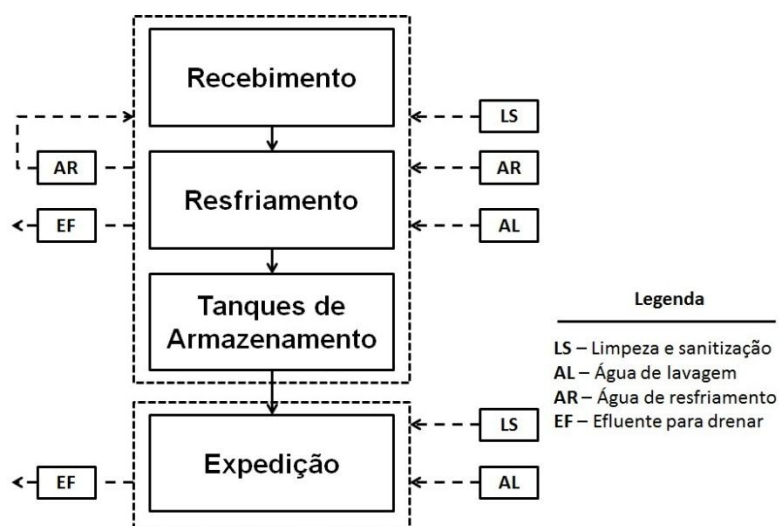


Figura 1 – Processo básico de recebimento de leite

Fonte: Adaptado de Middlebrooks, 1979

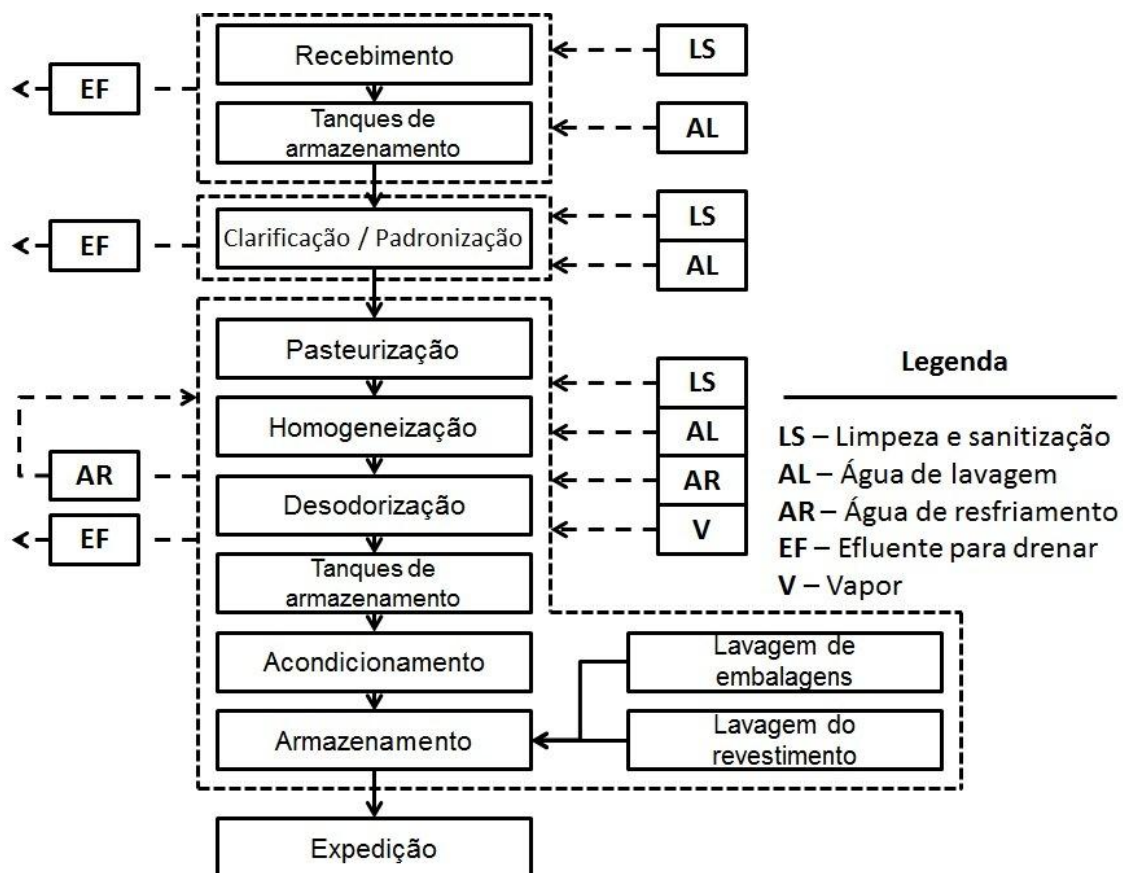


Figura 2 – Processo básico de beneficiamento de leite líquido
 Fonte: Adaptado de Middlebrooks, 1979

Investigando de forma compartimentada as diversas fases do processo, considerando as principais operações das usinas de laticínios, temos: recepção e o tratamento do leite pelo calor.

2.1.1.1 Recepção do Leite

O leite chega às usinas em latões ou caminhões tanque, onde são descarregados nas plataformas. Após ser descarregado, o leite é submetido a análises para verificar sua qualidade através de ensaios físico-químicos e microbiológicos rápidos.

Com frequência, observa-se a presença de leite sobre o piso das plataformas, contribuindo para onerar os processos de tratamento de efluentes. A partir disso, percebe-se a falta de manual de controle das atividades de limpeza das instalações e equipamentos antes, durante e depois da recepção do leite (MACHADO, *et al.*, 2002; MINAS AMBIENTE/CETEC, 1998).

2.1.1.2 Tratamento do Leite pelo Calor

Segundo Machado, *et al.* (2002), após ser recebido, o leite passa por uma filtração simples, onde as impurezas visíveis são retiradas. Esse filtro, geralmente é constituído de uma tela muito fina, que pode conter uma camisa de tecido bem encorpado. Posteriormente, o leite é clarificado em uma centrífuga ou através de uma desnatadeira padronizada. É a partir do carregamento do leite, que começa o beneficiamento propriamente dito.

O tratamento pelo calor tem como principal objetivo destruir parcial e/ou totalmente os microrganismos presentes no leite, inibindo assim reações químicas que podem levar a alteração da qualidade do produto (MACHADO *et al.*, 2002).

A seleção de um dado processo de aquecimento depende não só da qualidade do leite cru, mas também do efeito bactericida que se pretende obter sobre a carga microbiana do produto. Para isso, os processos térmicos utilizados nesta fase variam de acordo com o tempo e a temperatura que se submete o leite, indo da pasteurização lenta (62 – 65°C por 30 min.) até a esterilização (100 – 115°C com tempo variando entre 20 e 25 min.). É a partir dessa etapa que se dá início à limpeza e higienização dos equipamentos, tubulações e utensílios, onde na maioria das vezes são realizadas por pessoas, onde muitas vezes, são feitos sem registro das atividades realizadas, podendo ser insuficientes (MACHADO, *et al.*, 2002).

2.1.2 Características dos Efluentes das Usinas de Laticínios

Segundo Metcalf & Eddy (1995), a maioria das indústrias produzem resíduos resultantes das áreas de produção e embalagem envolvendo derramamentos, vazamentos, desperdício de subprodutos, purga de linhas durante a mudança no processo de fabricação, lavagem, limpeza e sanitização dos equipamentos. Além disso, o manuseio incorreto de recipientes pode resultar em um aumento na produção de resíduos, porém, com um controle adequado, este pode ser minimizado.

Além disso, o setor de laticínios tem um grande problema: o alto consumo de água para a limpeza dos equipamentos e da própria fábrica, cujos valores são bastante representativos, chegando a 80% da demanda de água nestas agroindústrias (BRIÃO, 2007). Já Schoeninger (2005) comenta que a exigência de água para as operações de lavagem e limpeza é da ordem de 2 a 5 litros por litro de leite processado. Consequentemente, a quantidade de efluentes é bastante elevada, com alta concentração de matéria biodegradável.

Com isso, as limpezas dos diferentes estágios da usina acrescentam às águas residuais, quantidades significantes de leite diluído, materiais sólidos

flutuantes (principalmente graxas), detergentes, desinfetantes, lubrificantes, esgoto doméstico, e no caso da fabricação de queijo, tem-se o soro, resíduo que apresenta uma elevada concentração de matéria orgânica, onde os principais contribuintes à carga orgânica deste tipo de efluente são lactose, gorduras e proteínas (BRAILE & CAVALCANTI 1993; PEIRANO, 1995).

Esses efluentes são produzidos intermitentemente, sendo que suas características e fluxo variam de uma indústria para outra dependendo do processo e dos modos de operação que cada uma executa.

De importância significativa no que diz respeito ao tratamento de efluentes, os parâmetros mais críticos dos despejos de indústria de laticínios são os seguintes: DBO₅ (20°C), DQO, sólidos totais, pH, temperatura, constituintes inorgânicos, detergentes, desinfetantes e produtos químicos lubrificantes (BRAILE & CAVALCANTI 1993).

Os valores literários de DBO, sólidos, nitrogênio, óleos & graxas e pH para efluentes de indústria de laticínios estão apresentados na Tabela 2.

Tabela 2 – Valores da literatura para DBO, sólidos, nitrogênio, óleos & graxas e pH de efluentes líquidos da indústria de laticínios

Referência	Produtos	Valores para: (mg/L)						
		DBO	DQO	SST	SSV	NTK	OG	pH
Wilson & Murphy (1986)	Queijo, leite em pó e creme.	1900	3390	850	760	130	290	6 a 7
Cocci <i>et al.</i> (1991)	Queijo, sorvete, creme e iogurte.	4800	12000	400	–	–	–	4 a 12
Ozturk <i>et al.</i> (1993)	Leite pasteurizado, iogurte, manteiga e queijo.	500 a 1300	950 a 2400	90 a 450	–	70 a 85	110 a 260	5 a 9
Kasapgil <i>et al.</i> (1994)	Leite pasteurizado e creme	1200 a 4000	2000 a 6000	350 a 1000	330 – 940	50 a 60	300 a 500	8 a 11
Monroy <i>et al.</i> (1995)	Queijo	3000	4430	1110	–	–	754	7,3

Fonte: Minas Ambiente/CETEC, 1998.

Observa-se na Tabela 2, que há uma grande variação de todos os parâmetros, exceto pH. Essa variação ocorre conforme o tipo de produto. Segundo Perle *et al.* (1995), as usinas de beneficiamento de leite, produzem um resíduo com DQO baixa, com valores médios de 3.000 mg/L. Já no caso de indústrias que produzem queijo, a DQO do efluente pode atingir valores de até 50.000 mg/L por conter soro em sua composição.

2.2 Digestão Anaeróbia

Em seus trabalhos, Nopharatana (1998) e Chernicharo (1997) comentam que a digestão anaeróbia é um processo biológico, onde a matéria orgânica (lê-se carboidratos, proteínas e lipídeos) é mineralizada através de uma série de reações ausentes de oxigênio, onde, são intermediadas por vários grupos de microrganismos. Esses microrganismos utilizam sais inorgânicos como aceptores de elétrons, desde que contenham oxigênio em sua estrutura molecular, como exemplos têm nitrato (NO_3^-), sulfato (SO_4^{2-}) e fosfato (PO_4^{3-}). O processo de digestão anaeróbia pode ser mais bem visualizado na Figura 3, que demonstra o ciclo anaeróbio na natureza.

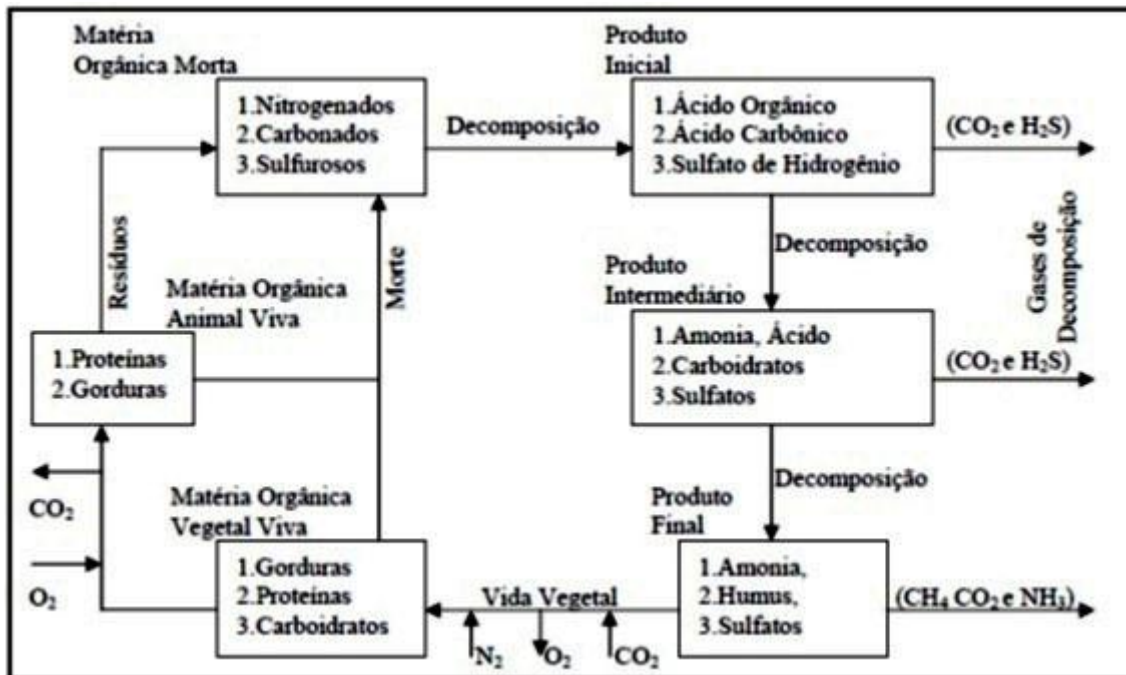


Figura 3 – Ciclo anaeróbio na natureza
Fonte: MEYSTRE, 2007

Os processos biológicos descritos anteriormente são denominados de fenômenos de autodepuração, onde é um processo que acontece naturalmente e ocorre quando há um aumento na concentração da carga orgânica devido ao despejo de efluentes líquidos em corpos d'água (Von SPERLING, 1996).

2.2.1 Microbiologia da Digestão Anaeróbia

É de extrema importância o conhecimento sobre a microbiologia para construir um sistema de tratamento de efluentes biológico. Metcalf & Eddy (1995), citam que a maioria das bactérias envolvidas no processo de digestão anaeróbia ocorre através de reprodução assexuada, pelo método de fissão binária, onde um microrganismo se divide, formando dois novos indivíduos, geneticamente iguais ao gerador.

As duas principais reações que ocorrem no processo metabólico são as reações catabólicas e as reações anabólicas. Mahmoud, Zeeman, Gijzen e Lettinga (2004) e McCarty (1964), mostram que as reações catabólicas quebram as moléculas complexas de matéria orgânica, transformando-as em substâncias mais simples, liberando assim, a energia armazenada na forma química, dentro dos compostos orgânicos. As reações anabólicas são responsáveis pela síntese celular, formando assim moléculas mais complexas que necessitam de energia. Essas duas atividades ocorrem simultaneamente, onde a energia liberada no processo de desassimilação é aproveitada no processo de assimilação, resultando na produção de outras células vivas pela atividade de assimilação.

Dentro deste contexto, Von Sperling (1996) comenta que a remoção biológica de poluentes em efluentes ocorre através do processo catabólico, sendo este dividido em dois sub-processos: catabolismo oxidativo (oxidação da matéria orgânica) e catabolismo fermentativo (fermentação da matéria orgânica). As principais características dos dois grupos catabólicos estão na Tabela 3.

Tabela 3 – Principais características dos catabolismos oxidativo e fermentativo

Características	Catabolismo Oxidativo	Catabolismo Fermentativo
Doador de elétrons Aceptor de elétrons	Matéria orgânica Externo: composto inorgânico (oxigênio, nitrato, sulfato)	Matéria orgânica oxidada Interno: matéria orgânica reduzida
Nº. de produtos finais resultantes da matéria orgânica	Um produto: CO ₂	Mínimo dois: CO ₂ e CH ₄
Forma do carbono no produto final	Carbono inorgânico oxidado (CO ₂)	Carbono inorgânico oxidado – CO ₂ Carbono orgânico reduzido – CH ₄
Estado de oxidação no produto final	4+ (CO ₂)	4+ (CO ₂) 4- (CH ₄)

Fonte: adaptado de VON SPERLING (1996) e McCARTY (1964)

Conforme pode ser visto na Tabela 3, a matéria orgânica do efluente é convertida, através do processo de digestão anaeróbia, em uma forma mais oxidada (CO₂) e em outra forma mais reduzida (CH₄). Essa conversão é apresentada na Figura 4, que mostra o consumo da matéria orgânica pelos microrganismos anaeróbios. Sendo assim, o processo de tratamento resulta em uma separação efetiva da matéria orgânica do efluente, pois o metano em temperatura ambiente está na fase gasosa, (CHERNICHARO, 1997; Von SPERLING, 1996 e McCARTY, 1964).

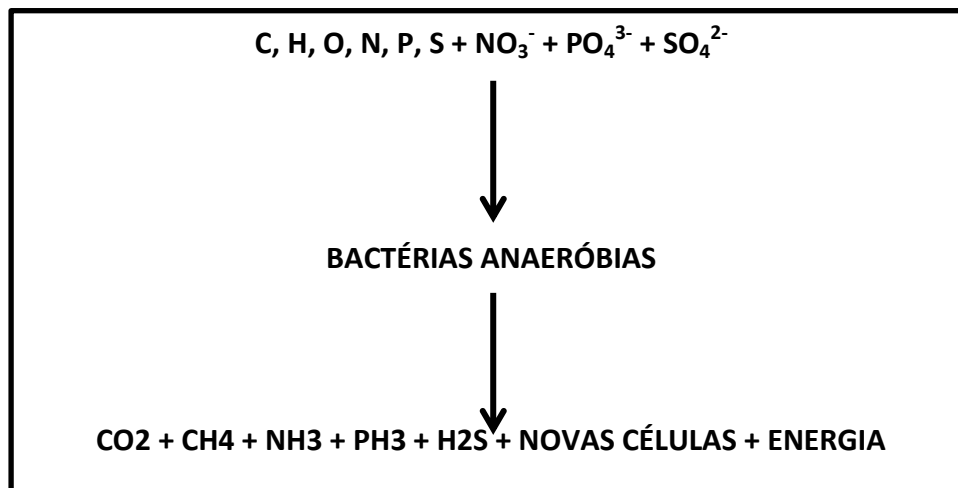


Figura 4 – Consumo de matéria orgânica pelos microrganismos anaeróbios.
Fonte: adaptado de CHERNICHARO, 1997

Ainda, segundo Chernicharo (1997), Von Sperling (1996) e McCarty (1964), as bactérias presentes no processo de digestão anaeróbia, são divididas em três importantes grupos com comportamentos fisiológicos distintos (Tabela 4). Estas consomem o oxigênio dos sais inorgânicos, produzindo assim a forma reduzida dos elementos iniciais, além da produção de metano (CH₄) e dióxido de carbono (CO₂).

Tabela 4 – Principais bactérias envolvidas no processo de digestão anaeróbia

Bactérias Fermentativas	Bactérias Metanogênicas	Bactérias Redutoras de Sulfato
<i>Bifidobacterium ssp.</i> , <i>Lactobacillus</i> , <i>Corynebacterium ssp.</i> , <i>Actinomyces</i> , <i>Alcaligenes</i> , <i>Staphylococcus</i> , <i>Pseudomonas</i> , <i>Flavobacterium</i> , <i>Escherichia coli</i> , <i>Aerobacter</i> , <i>Bacteroids</i> .	<u>Acetotróficas:</u> <i>Methanosarcina</i> , <i>Methanosaeta</i> . <u>Hidrogenotróficas:</u> <i>Methanobacterium</i> , <i>Methanobacillus</i> , <i>Methanococcus</i> , <i>Methanospirillum</i> , <i>Methanobrevibacter</i> .	<u>Oxidação incompleta até acetato:</u> <i>Desulfobulbus</i> , <i>Desulfomonas</i> . <u>Oxidação completa até CO₂:</u> <i>Desulfotomaculum</i> , <i>Desulfovibrio</i> .

Fonte: adaptado de VON SPERLING (1996), McCARTY (1964) e CHERNICHARO (1997)

A digestão anaeróbia pode ser simplificada em um processo de dois estágios. No primeiro, ocorre a formação de ácidos, acidogênese, através da fermentação ácida e oxidação anaeróbia, e no segundo estágio, ocorre a formação do metano através da metanogênese, (CHERNICHARO, 1997).

2.2.1.1 Hidrólise

Como os sólidos orgânicos complexos são insolúveis, acabam sendo indisponíveis para os microrganismos. Com isso, o ataque é realizado por enzimas, as quais são excretadas pelas bactérias. Essas enzimas hidrolisam esses materiais complexos (carboidratos, proteínas e lipídeos) em materiais dissolvidos, de composição mais simples (açúcar, aminoácidos e peptídeos), conseguindo assim penetrar pela parede celular bacteriana. É uma reação lenta, pois vários fatores podem afetar o grau e a taxa em que o substrato é hidrolisado (CHERNICHARO, 1997).

2.2.1.2 Acidogênese

Os produtos formados pela hidrólise são fermentados no interior das bactérias e excretados na forma de ácidos orgânicos simples com cadeias curtas (propionato e butirato). Parte da matéria orgânica degradada é utilizada pelas bactérias como aceptor de hidrogênio. Na grande maioria dos casos, as bactérias presentes nesta etapa são estritamente anaeróbias, com a presença de algumas, mesmo que poucas, bactérias facultativas. Essas bactérias facultativas são essenciais para garantir um equilíbrio redox. Devido a formação de diferentes ácidos, o pH do meio, nesta etapa diminui (CHERNICHARO, 1997).

2.2.1.3 Acetogênese

É a fase responsável pela oxidação dos produtos gerados na acidogênese através das bactérias acetogênicas, resultando em produtos com acetato, CO_2 e hidrogênio. Esse último influencia diretamente na cinética desta etapa, onde a conversão dos compostos intermediários em acetato é considerada termodinamicamente desfavorável, pois as reações que ocorrem se deslocam para a direita. Assim como o processo acima é realizado por bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio, há também o processo de formação de acetato através das bactérias consumidoras de hidrogênio, que utilizam o CO_2 como fonte de carbono (CHERNICHARO, 1997).

2.2.1.4 Metanogênese

As bactérias presentes nesta etapa do processo são estritamente anaeróbias, além de muito sensíveis à variação do ambiente. Dos substratos produzidos nas etapas anteriores, poucos são utilizados pelas bactérias como alimento, os quais são: acetato, metilaminas, metanol, hidrogênio, além de

monóxido e dióxido de carbono. As bactérias mais importantes para a produção de metano são as que utilizam acetato e hidrogênio, que por terem uma taxa de crescimento baixo, tornam essa etapa como sendo limitante para o processo anaeróbio (CHERNICHARO, 1997).

Algumas das reações de conversão dos produtos das bactérias fermentativas em acetato, H^+ e CO_2 são descritas por Chernicharo (1997) conforme apresentadas na Tabela 5. Leva-se em conta que todos os compostos presentes na solução apresentam atividade de 1 mol/kg.

Tabela 5 – Algumas reações de redox importantes na digestão anaeróbia

Processo	Reações de Oxidação	ΔG_o (KJ/mol)
Propionato a acetato	$CH_3CH_2COO^- + 3H_2O \rightarrow CH_3COO^- + H^+ + HCO_3^- + 3H_2$	+76,1
Butirato a acetato	$CH_3CH_2CH_2COO^- + 2H_2O \rightarrow 2CH_3COO^- + H^+ + 2H_2$	+48,1
Etanol a acetato	$CH_3CH_2OH + H_2O \rightarrow CH_3COO^- + H^+ + 2H_2$	+9,6
Lactato a acetato	$CH_3CHOHCOO^- + 2H_2O \rightarrow CH_3COO^- + H^+ + HCO_3^- + 2H_2$	-4,2
Reações de Redução		
Bicarbonato a acetato	$2HCO_3^- + 4H_2 + H^+ \rightarrow CH_3COO^- + 4H_2O$	-104,6
Bicarbonato a metano	$HCO_3^- + 4H_2 + H^+ \rightarrow CH_4 + 3H_2O$	-135,6
Sulfato a sulfeto	$SO_4^{2-} + 4H_2 + H^+ \rightarrow HS^- + 4H_2O$	-151,9

Fonte: CHERNICHARO, 1997

Segundo Chernicharo (1997), os exemplos apresentados na Tabela 5 demonstram que o propionato, o butirato e o etanol não são degradados nas condições assumidas, uma vez que os aspectos termodinâmicos são desfavoráveis ($\Delta G_o > 0$). Com isso, as reações tendem a se deslocar para o lado dos produtos, caso a concentração de íons de hidrogênio seja baixa.

2.2.2 Fatores que afetam a digestão anaeróbia

O processo de digestão anaeróbia requer uma interação balanceada do sistema entre as bactérias fermentativas e metanogênicas, uma vez que são suscetíveis a bruscas mudanças das condições ambientais. Para Chernicharo (1997), deve-se uma atenção especial às bactérias metanogênicas, pois são consideradas as mais vulneráveis a essas mudanças, onde os fatores ambientais que mais interferem no processo de digestão anaeróbia são:

alcalinidade, ácidos voláteis, presença de nutrientes, como N e P, além do pH e temperatura (CHERNICHARO, 1997; WEILAND, 1991 e McCARTY, 1964).

2.2.2.1 pH

Dinamicamente, o pH é um fator importante e limitante no crescimento microbiano. Se houver um controle do pH durante a operação de um sistema anaeróbio, o risco de inibição das bactérias será mínimo. Conforme Chernicharo (1997) e Metcalf & Eddy (1995), as bactérias presentes na hidrólise, acidogênese e acetogênese tem um crescimento ótimo na faixa de pH entre 5,0 e 6,0 e as bactérias metanogênicas têm um crescimento ótimo na faixa de pH entre 6,6 e 7,4. Para tanto, o pH no reator deve estar na faixa de 6,6 e 7,8. Abaixo de pH 6,2 a produção de metano se encerra, acumulando ácidos, conseqüentemente, ocorre a paralização do sistema (QASIM, 1999).

A Tabela 6 mostra as faixas ótimas de pH para a degradação de diferentes tipos de resíduos através do processo de digestão anaeróbia.

Tabela 6 – Faixas ótimas de pH para a degradação de diferentes tipos de resíduos na digestão anaeróbia

Substrato	pH Ótimo
Formiato	6,8 – 7,3
Acetato	6,5 – 7,1
Propionato	7,2 – 7,5

Fonte: LETTINGA, *et al.*, 1996, *apud* CHERNICHARO, 1997

2.2.2.2 Temperatura

A temperatura é um dos fatores que mais influenciam na seleção das espécies na digestão anaeróbia, pois afetam o processo de estabilização da matéria orgânica. A alteração na velocidade do metabolismo das bactérias, o equilíbrio iônico e a solubilidade do substrato são os principais efeitos que as bactérias anaeróbias sofrem (McCARTY, 1964²).

Como as bactérias não podem controlar sua temperatura são dependentes exclusivamente do meio. Segundo Chernicharo (1997) e McCarty (1964²), a produção de metano e conseqüentemente acumulação de ácidos voláteis pode acontecer se houver uma pequena variação na temperatura, paralisando assim o sistema.

A maioria dos microrganismos não se desenvolve em baixas temperaturas, devido à composição de água no corpo celular conter aproximadamente 80% do seu volume. Por isso que temperaturas abaixo do ótimo tem maior influência na taxa de crescimento microbiano do que as temperaturas acima do ótimo (CHERNICHARO, 1997 e McCARTY, 1964²).

Em função da faixa de temperatura, as bactérias são classificadas como psicrófila, mesófila e termófila. As faixas de temperatura para cada um desses grupos estão apresentadas na Tabela 7.

Tabela 7 – Faixas de temperatura para o desenvolvimento ótimo das bactérias

Tipo de Bactéria	Temperatura (°C)	
	Faixa	Ótimo
Psicrófila	-10 – 30	12 – 18
Mesófila	20 – 50	25 – 40
Termófila	35 – 75	55 – 65

Fonte: METCALF & EDDY, 1995

A temperatura no reator influencia diretamente na eficiência do processo anaeróbio, onde os valores de temperatura entre 30°C e 40°C conferem a faixa ótima para que ocorra o processo. A taxa de digestão anaeróbia, que segue a equação de Arrhenius, decresce a uma proporção de 11% para cada °C de temperatura diminuída. Essa condição se dá para temperaturas de digestão abaixo da ótima (30°C). A taxa de digestão é expressa pela Equação 1 (SEGHEZZO *et al.*, 1998).

$$r_t = r_{30} \cdot (1,11)^{(t-30)} \quad [1]$$

Onde:

r_t – taxa relativa de digestão a temperatura T (mg.L⁻¹.d⁻¹)

r_{30} – taxa relativa de digestão a 30°C (mg.L⁻¹.d⁻¹)

t – temperatura de digestão (<30°C)

Segundo o mesmo autor, além de afetar a fração de sólidos orgânicos que podem ser metabolizados no processo de digestão anaeróbia, a temperatura não se limita na taxa de digestão.

2.2.2.3 Alcalinidade e ácidos voláteis

Há uma diminuição do pH do meio durante o processo de fermentação na digestão anaeróbia. Essa diminuição está associada à produção de diferentes compostos ácidos, sendo essa variação indesejada no processo, pois as bactérias mais sensíveis à variação do pH teriam sua dinâmica de crescimento afetada. A alcalinidade e ácidos voláteis estão diretamente

relacionados, onde são de fundamental importância para o controle e operação do reator anaeróbio (BAIRD, 2002).

Ainda, segundo Baird (2002), a influência desses dois parâmetros na digestão anaeróbia, fundamenta-se na capacidade da alcalinidade do sistema em neutralizar os ácidos formados no processo, além de tamponar o pH se houver uma acumulação de ácidos voláteis.

Caso ocorra um elevado aumento na concentração de ácidos voláteis, as substâncias que exercem um poder de tamponamento impedirão a queda do pH, ou seja, somente quando toda alcalinidade do meio for neutralizada pelos ácidos voláteis é que ocorrerá a diminuição do pH. Quando se tem uma baixa concentração de ácidos voláteis a concentração do íon carbonato é equivalente a alcalinidade total. Se a concentração de ácidos voláteis aumentar, ela é neutralizada pelo bicarbonato alcalino, formando em seu lugar alcalinidade aos sais de ácidos voláteis. Com isso, a alcalinidade total é composta pela alcalinidade relativa ao bicarbonato e da alcalinidade de sais de ácidos voláteis (McCARTY, 1964²).

2.2.2.4 Nutrientes

As necessidades nutricionais dos microrganismos envolvidos na digestão anaeróbia são estabelecidas em função da composição química das células. Devido à dificuldade de se determinar a composição exata, os requisitos nutricionais podem ser determinados com base na composição empírica das células. Isso se baseia no fato de que as células vivas são formadas por tipos similares de compostos, as quais apresentam composições químicas similares, requerendo assim, os mesmos elementos, nas mesmas proporções.

Segundo Chernicharo (1997), as bactérias metanogênicas têm em sua composição química macronutrientes e micronutrientes, que são apresentados na Tabela 8.

Tabela 8 – Composição química das bactérias metanogênicas

Macronutrientes		Micronutrientes	
Elemento	Concentração (mg/kg SST)	Elemento	Concentração (mg/kg SST)
Nitrogênio	65	Ferro	1.800
Fósforo	15	Níquel	100
Potássio	10	Cobalto	75
Enxofre	10	Molibdênio	60
Cálcio	4	Zinco	60
Magnésio	3	Manganês	20
		Cobre	10

Fonte: LETTINGA, *et al.*, 1996, *apud* CHERNICHARO, 1997

De acordo com Metcalf & Eddy (1995), a fórmula aproximada da fração orgânica é $C_5H_7O_2N$, e caso o fósforo seja considerado, $C_{60}H_{87}N_{12}P$.

2.2.3 Cinética da Digestão Anaeróbia

O tratamento anaeróbio tanto de esgoto quanto de resíduos industriais é considerado um processo onde ocorrem reações lentas, sendo necessário considerar o estudo de sua cinética. Metcalf & Eddy (1995), citam que o tempo necessário para ocorrer a reprodução bacteriana por fissão binária pode ser extremamente rápida, bem como lenta. Essa fissão é influenciada por algumas limitações ambientais, como a concentração de substratos e nutrientes.

Segundo Chernicharo (1997), torna-se difícil descrever matematicamente a cinética de conversão, devido à complexidade do substrato, bem como as diversas populações microbianas do sistema. Do ponto de vista cinético, a digestão anaeróbia pode ser descrita através dos estágios, que envolvem:

- Hidrólise;
- Produção de ácidos;
- Produção de metano.

Conforme Campos (1999), diversos pesquisadores se dedicaram a descrever equações para a cinética do metabolismo bacteriano. Essas expressões foram baseadas no trabalho original de Monod, que desenvolveu um trabalho sobre a fermentação alcoólica de açúcares em sistemas alimentados continuamente. A equação de Monod é descrita como sendo:

$$\mu = \frac{\mu_{max} \cdot S}{K_s + S} \quad [2]$$

Onde:

μ_{max} = taxa de crescimento específico máxima (d^{-1});

S = concentração do substrato ou nutriente limitante (mg/L);

K_s = constante de saturação, ou concentração de substrato para a qual $\mu = 0,5 \mu_{max}$ (mg/L).

De acordo com Huang *et al.* (2006), Foresti *et al.* (1997) e Chernicharo (1997), a base de todos os modelos biológicos são formados por duas

variáveis principais: a) concentração de substrato; e b) concentração de microrganismos.

Para Pilloto (2004), a velocidade de crescimento dos microrganismos é proporcional à velocidade de consumo do substrato, que segue:

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_c = Y_{X/S} \cdot \left(\frac{dS}{dt}\right)_u \quad [3]$$

Onde:

X = concentração de microrganismos ($M.L^{-3}$);

S = concentração de substrato ($M.L^{-3}$);

t = tempo; e

$Y_{X/S}$ = fator de crescimento ou produção bruta de bactérias por unidade de massa do substrato;

c = crescimento das bactérias;

u = utilização do material orgânico.

Ainda, segundo Pilloto (2004), o crescimento dos microrganismos, que é proporcional à concentração dos mesmos, depende diretamente da concentração do substrato:

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_c = X \cdot \mu = \mu_m \cdot \left(\frac{S \cdot X}{K_s + S}\right) \quad [4]$$

Onde:

μ = velocidade específica do crescimento celular (t^{-1});

μ_{max} = velocidade específica máxima de crescimento celular;

K_s = constante de saturação do substrato para $\mu = 0,5 \mu_{max}$.

Para elevadas concentrações de substrato, observa-se que a razão $\frac{S \cdot X}{K_s + S}$ se aproxima da unidade, portanto, a velocidade de crescimento se torna independente da concentração do substrato (RAMOS, 2008 e PILLOTO, 2004).

Devido ao metabolismo endógeno, Huang *et al.* (2006) citam que para o crescimento da biomassa a redução dos microrganismos não é considerada. Onde a taxa de decaimento das bactérias é expressa como uma equação de primeira ordem:

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_d = -X \cdot k_d \quad [5]$$

Onde:

K_d = coeficiente de decaimento bacteriano.

Já a relação entre a velocidade específica de crescimento celular e a velocidade específica do consumo de substrato é expressa como sendo:

$$U = \frac{\mu}{Y_{X/S}} = U_m \cdot \frac{S \cdot X}{K_s + S} \quad [6]$$

Onde:

U_m = velocidade específica máxima de consumo do substrato.

2.3 Processos Anaeróbios

Nos últimos anos, grande parte dos estudos nas universidades, bem como por concessionárias de saneamento são realizados através de tratamento anaeróbio. Com o aumento do conhecimento da digestão anaeróbia no tratamento de resíduos líquidos provenientes de diferentes fontes, a aplicação desses sistemas cresceu notavelmente no Brasil.

Segundo Chernicharo (1997), o tratamento anaeróbio de efluentes é bastante atrativo para países de clima tropical, uma vez que a aplicabilidade dessa tecnologia depende de fatores ambientais que, neles são favoráveis. Em países como México, Equador, Colômbia, Indonésia, Venezuela e Brasil já se encontram em operação diversas estações de tratamento com tecnologia anaeróbia. No Brasil, a tecnologia anaeróbia vem sendo aplicada no tratamento de esgoto, em mais de 40 unidades de ETE no estado do Paraná, com aplicação de reatores UASB (AISSE *et al.*, 2001)

Os sistemas de tratamento de efluentes anaeróbios são considerados de baixo custo em relação aos sistemas convencionais, além de uma série de vantagens quanto a sua operação e manutenção.

As vantagens de sistemas anaeróbios estão ilustradas na Tabela 9.

Tabela 9 – Vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios

Vantagens	Desvantagens
<ul style="list-style-type: none"> Baixa produção de sólidos, cerca de 10 vezes inferior a processos aeróbios Baixo consumo de energia. Isso faz com que os sistemas tenham custos operacionais muito baixos Baixa demanda de área Baixos custos de implantação 	<ul style="list-style-type: none"> Bactérias suscetíveis à inibição por alguns compostos Lenta partida do processo na ausência de inóculo
<ul style="list-style-type: none"> Produção de metano, um gás combustível de elevado teor calorífico Possibilidade de preservação da biomassa Tolerância a elevadas cargas orgânicas Aplicabilidade em pequenas e grandes escalas Baixo consumo de nutrientes 	<ul style="list-style-type: none"> É necessário pós-tratamento A bioquímica e microbiologia da digestão anaeróbia são complexas Geração de efluente com aspecto desagradável Remoção de N, P e patógenos é insatisfatória

Fonte: adaptado de CHERNICHARO, 1997

A Figura 5 permite uma melhor visualização dos processos anaeróbios e os processos aeróbios.

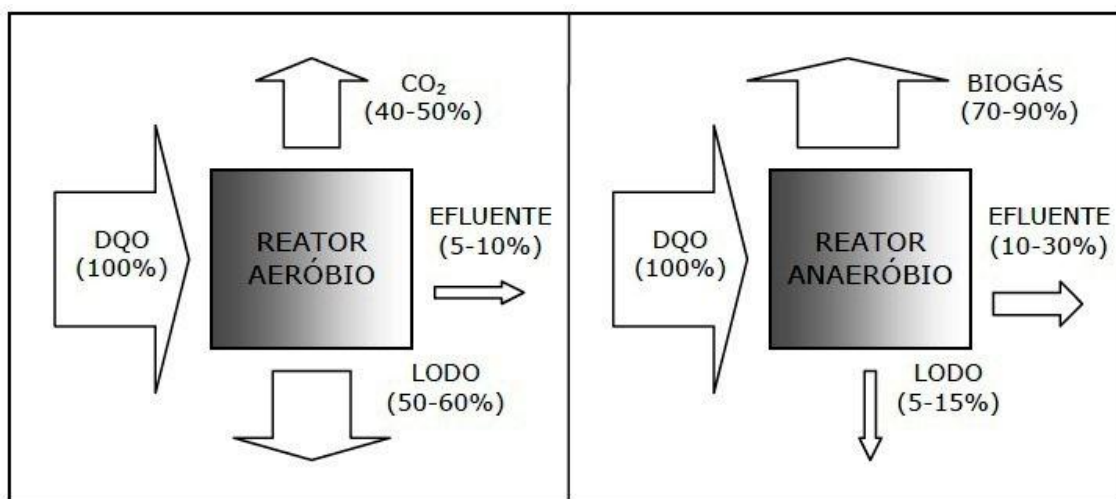


Figura 5 – Conversão biológica nos sistemas aeróbios e anaeróbios

Fonte: CHERNICHARO, 1997

Através da Figura 5, Chernicharo (1997), observa que em sistemas aeróbios, apenas 50% do efluente é convertido em CO₂, além de uma grande

produção de lodo. Salienta-se que não há produção de biogás em sistemas aeróbios. O material orgânico que não é convertido em gás carbônico e biomassa deixa o sistema como material não degradado (5 a 10%).

Segundo o mesmo autor, em sistemas anaeróbios a maior parte do material orgânico é convertida em CH_4 e CO_2 , podendo chegar a 90%. Há uma baixa produção de biomassa (lodo excedente) que no máximo atinge 15% do total de matéria orgânica. O material não degradado (10 a 30%) que deixa o sistema não foi degradado, sendo por isso, necessária muitas vezes um pós-tratamento (CHERNICHARO, 1997).

2.4 Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente com Manta de Lodo (UASB)

Segundo Passeggi *et al.* (2012), Chernicharo (1997) e Lettinga *et al.* (1991) o reator UASB é um dos sistemas biológicos no qual o efluente é tratado na ausência de oxigênio livre, ocorrendo a formação de uma biomassa anaeróbia, denominada lodo anaeróbio. Um dos principais subprodutos da degradação anaeróbia da matéria orgânica é o biogás (CH_4 e CO_2).

Inicialmente, os reatores UASB foram desenvolvidos para o tratamento de águas residuais com altas taxas de material orgânico. Aos poucos, estudos foram sendo desenvolvidos, onde foram empregados em escala real na Colômbia, sob supervisão de seu criador (Lettinga). O sucesso na Colômbia deu impulso à credibilidade desse reator, e a partir de então vem sendo difundido em larga escala por países de clima tropical e subtropical (OLIVA, 1997 e BEZERRA, 1998).

2.4.1 Funcionamento

O reator UASB basicamente consiste de três partes fundamentais em sua coluna ascendente:

- Leito de lodo (*sludge bed*);
- Zona de sedimentação (*sludge blanket*); e
- Separador trifásico (*gas-solid separator – GSS*).

O separador de fases, que tem por finalidade dividir a zona de digestão, onde se encontra a manta de lodo responsável pela digestão anaeróbia e a zona de sedimentação. O efluente segue uma trajetória ascendente no reator, atravessando a zona de digestão escoando pelas passagens do separador, alcançando a zona de sedimentação. Todo esse processo é apresentado na Figura 6, que mostra o desenho esquemático do funcionamento de um reator UASB.

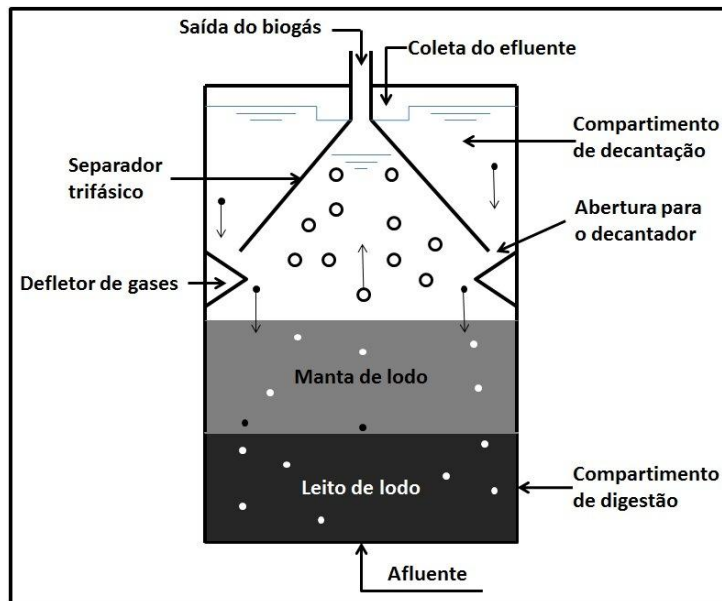


Figura 6 – Desenho esquemático do funcionamento de um reator UASB
 Fonte: adaptado de CHERNICHARO, 1997

O efluente é distribuído no fundo do reator. Ao entrar em contato com o leito de lodo, ocorre a mistura entre a matéria orgânica e o lodo, iniciando a digestão anaeróbia. Os sólidos orgânicos suspensos são quebrados, biodegradados e digeridos, resultando na produção de biogás e no crescimento da biomassa bacteriana. O biogás formado, juntamente com o líquido, segue o fluxo ascendente do reator em direção ao separador.

A área disponível para o escoamento ascendente do efluente no separador trifásico deve ser de tal forma que, ao se aproximar da superfície livre, o líquido tenha sua velocidade reduzida, de modo a ser superada pela velocidade de sedimentação das partículas dos flocos de lodo arrastados. Isso dependerá das condições hidráulicas do escoamento. Sendo assim, o acúmulo sucessivo de sólidos implicará no aumento contínuo do peso desse material, que em dado momento, será maior que a força de atrito, voltando para a zona de digestão. A presença da zona de sedimentação acima do separador resulta na retenção de sólidos, permitindo a presença de massa microbiana na zona de digestão (LETTINGA, *et al.*, 1991).

O projeto de um reator UASB garante dois pré-requisitos para que ocorra uma digestão anaeróbia eficiente: a) através do escoamento ascensional do resíduo passando pela camada de lodo, assegura-se um contato intenso entre o material orgânico e o lodo; e b) o decantador interno garante a retenção da massa microbiana no reator. Com o fluxo ascendente, a estabilização da matéria orgânica ocorre na zona de manta de lodo, não sendo necessária, a mistura do sistema, uma vez que esta é promovida pelo fluxo

ascensional do efluente e das bolhas de gás formadas (LETTINGA, *et al.*, 1991; OLIVA, 1997 e BEZERRA, 1998).

2.4.2 Critérios de projeto

Para Oliva (1997) e Bezerra (1998), o sucesso de qualquer processo anaeróbio, em especial o reator UASB, depende fundamentalmente da manutenção dentro do sistema. Uma biomassa adaptada com elevada atividade microbiológica e resistência a choques (pH, T). Um dos aspectos mais importantes nos reatores UASB é sua habilidade em desenvolver e manter um lodo de elevada atividade e excelentes características de sedimentação. Para que isso ocorra, diversas medidas devem ser observadas em relação ao projeto e operação do sistema.

Todos os critérios para projeto e operação de reatores UASB foram retirados dos trabalhos de Di Bernardo *et al.* (1991) e Chernicharo (1997), como segue:

2.4.2.1 Carga orgânica volumétrica

Também denominada de taxa de carregamento orgânico, a carga orgânica volumétrica (COV) é dada por:

$$COV = \frac{S_0}{\theta} \quad [7]$$

Onde:

COV = carga orgânica volumétrica (kg DQO/m³ d);

S₀ = DQO do afluente (kg/m³); e

θ = tempo de detenção hidráulico (d).

Para temperaturas de até 40°C, Di Bernardo *et al.* (1991) recomenda um valor de COV inferior a 25 kg DQO/m³.d.

2.4.2.2 Carga hidráulica volumétrica e tempo de detenção hidráulica

A carga hidráulica volumétrica (CHV) é o volume de resíduos aplicados diariamente ao reator, por unidade de volume. O tempo de detenção hidráulica (TDH) é o inverso da CHV:

$$TCH = \frac{Q}{V} \quad [8]$$

Onde:

TCH = taxa de carregamento hidráulico ($m^3 \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$);

Q = vazão ($m^3 \cdot d^{-1}$); e

V = volume total do reator (m^3).

$$\theta = \frac{1}{TCH} \quad [9]$$

Onde:

θ = tempo de detenção hidráulica (d).

O projeto de reatores UASB com altos valores de TCH pode atrapalhar o desempenho do sistema em relação aos seguintes aspectos:

- Perda excessiva de biomassa, devido ao arraste do lodo com o efluente;
- Redução do tempo de residência celular;
- Possibilidade de falha do sistema, pois o tempo de permanência da biomassa pode ser inferior ao seu tempo de crescimento.

2.4.2.3 Carga biológica

A carga biológica (COB) ou carga de lodo refere-se à quantidade em massa de matéria orgânica aplicada diariamente ao reator, por unidade de biomassa:

$$COB = \frac{(Q \cdot S_0)}{M} \quad [10]$$

Onde:

COB = carga biológica (kg DQO/kg STV.d);

Q = vazão ($m^3 \cdot d^{-1}$);

S_0 = concentração do substrato afluente (kg DQO. m^{-3}); e

M = massa de microrganismos presentes no reator – volume*concentração de STV (kgSTV).

2.4.2.4 Velocidade ascensional

A velocidade superficial do fluxo é calculada a partir da relação entre a vazão afluyente e a seção transversal do reator:

$$v = \frac{Q}{A} \quad [11]$$

Onde

v = velocidade ascensional (m.h^{-1});

Q = vazão ($\text{m}^3.\text{d}^{-1}$); e

A = área da seção transversal do reator (m^2).

A velocidade ascensional máxima no reator depende do tipo de lodo e das cargas aplicadas. Para reatores operando com lodo tipo floculento e com cargas orgânicas de até $6 \text{ kgDQO}.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, as velocidades ascensionais médias devem ser da ordem de $0,5$ a $0,7 \text{ m.h}^{-1}$, sendo tolerados picos temporários, durante 2 a 4 horas, de no máximo 2 m.h^{-1} . Para reatores operando com lodo granular, as velocidades superficiais podem ser significativamente maiores, chegando à ordem de 10 m.h^{-1} .

2.4.3 Operacionalidade

De acordo com Chernicharo (1997), o sistema de amostragem deve constituir registros ao longo a altura do compartimento de digestão, possibilitando assim o monitoramento do crescimento e da qualidade da biomassa no reator.

Um das rotinas operacionais mais importantes nesse tipo de sistema consistem em avaliar a quantidade de biomassa presente no reator através da determinação do perfil dos sólidos e da massa de microrganismos. Esse monitoramento permite um maior controle sobre os sólidos do sistema, identificando a altura do leito de lodo no reator, possibilitando o estabelecimento de estratégias de descarte do lodo excedente. A avaliação do lodo anaeróbio também é importante no sentido de classificar o potencial da biomassa na conversão de substratos solúveis em CH_4 e CO_2 .

Medidas de avaliação da concentração de SV podem ser efetuadas a partir da determinação das concentrações amostrais conseguidas nos pontos de coleta do reator, possibilitando estimar a massa de microrganismos e sua distribuição ao longo do reator.

Outro aspecto operacional importante nos reatores UASB, é o descarte do excesso de lodo. A sistemática do descarte destina-se a extração periódica de uma parcela desse lodo, possibilitando também, a retirada de material inerte que eventualmente venha a se acumular no fundo do reator. Esse descarte

deve seguir duas recomendações citadas por Chernicharo (1997), Oliva (1997), Bezerra (1998) e Lettinga (1991): a) a retirada deve ocorrer quando a capacidade de retenção do reator estiver exaurida; e b) o residual deve ficar em um mínimo de modo que não haja prejuízo na continuidade do processo de digestão do resíduo.

2.4.4 Produção de lodo

Nos reatores UASB, o controle do fluxo ascendente é essencial, pois a mistura e retenção da biomassa adequados permitem que o lodo permaneça em suspensão com uma mobilidade limitada em um espaço na vertical do reator. A mistura do resíduo contendo material orgânico com essa biomassa é favorecida pela agitação hidráulica promovida pelo fluxo ascensional, por efeitos de convecção térmica e do movimento permanente das bolhas de gás produzidas na digestão bacteriana. Provavelmente, o movimento ascensional das bolhas de gás seja o mais importante processo de mistura no sistema. Essa dinâmica é essencial para que o processo anaeróbio por meio desse tipo de reator se desenvolva e se mantenha com elevada atividade microbiana e ótima capacidade de sedimentação das partículas de lodo.

O desenvolvimento do lodo anaeróbio é resultante da formação da matéria orgânica no sistema. Como o crescimento é contínuo, há uma necessidade periódica do descarte de uma parcela do volume de lodo acumulado, sob pena de o processo perder eficiência na qualidade do efluente.

Caso não haja uma boa separação das fases sólido-líquida ou não sejam feitos descartes periódicos adequados, haverá excesso de lodo perdido através do efluente, reduzindo a capacidade de degradação da matéria orgânica. O TDH é um fator bastante importante nessas considerações.

Lettinga (1996) *apud* Oliva (1997) obteve uma equação que representa a concentração de sólidos esperada para o efluente, a qual foi obtida através de diversos resultados operacionais dos reatores UASB, que segue:

$$SS = \left(\frac{250}{TDH} \right) + 10 \quad [12]$$

Onde:

SS = concentração de sólidos suspensos no efluente (mg/L);

TDH = tempo de detenção hidráulica (h); e

250 e 10 são constantes empíricas.

2.4.5 Composição do lodo

Segundo Huang *et al.* (2006) os microrganismos presentes em grandes concentrações no reator UASB, aderidos uns aos outros formam flóculos ou grânulos sedimentáveis. A retenção do lodo no interior do reator origina uma espessa camada através da qual a matéria orgânica solúvel será degradada e o material particulado adsorvido. Posteriormente o material biodegradável particulado será estabilizado pelo lodo.

As partículas floculentas ou granulares distribuem-se ao longo da manta e, dependendo da agitação hidráulica promovida pelo sistema, podem apresentar uma manta com características homogêneas (lodo mais disperso e com muita mobilidade) ou claramente estratificada (lodo mais granulado e com densidades muito diferentes). Quanto mais granulado, maior é a concentração de lodo no fundo do reator, formando camadas mais densas e estacionárias. A agitação hidráulica e a densidade mais homogênea são condições essenciais para um melhor desempenho da biomassa e sua expansão no reator. O grau de agitação definirá a expansão do leito e a diferença de densidade determinará a formação ou não de camadas estacionárias dentro desse leito e ao fundo do reator.

Com relação ao fenômeno da granulação, pode-se dizer que o lodo granulado é definido como sendo uma biomassa com propriedades adequadas para os sistemas anaeróbios de fluxo ascendente, onde ocorre a metanogênese (OLIVA, 1997). Os grânulos que compõe esse lodo apresentam geralmente formato esférico, superfície bem definida e, conforme estudado por Bezerra (1998), a formação dos grânulos está relacionada com os seguintes fatores:

- Resíduos ricos em carboidratos e ácidos voláteis;
- Compressão gravitacional das partículas de lodo e a taxa de liberação de biogás;
- Condições favoráveis para o crescimento de bactérias metanogênicas; e
- Velocidade ascensional do líquido através da manta de lodo.

Nos reatores UASB as camadas inferiores da biomassa invariavelmente são mais densas e estacionárias do que as camadas superiores, sendo isso como consequência da menor produção de biogás na parte inferior do reator.

MacLeod *et al.* (1990), observou em seu trabalho que os grânulos do lodo eram compostos por três camadas estruturais, sendo a camada externa constituída de bactérias acidogênicas, a segunda camada consistia em uma associação microbiana e o núcleo continha bactérias metanogênicas acetoclásticas. Esse estudo também foi feito por Guiot *et al.* (1992), Fang *et al.* (1994) e Zhu *et al.* (1997). Além disso, Arcand *et al.* (1994) indicou que a atividade das bactérias acidogênicas presentes no grânulo diminui, se o mesmo se desintegra.

Antes disso, através do modelo de transferência difusiva externa e interna de massa e da cinética de utilização do substrato, Canovas-Diaz e Howell (1998) desenvolveram um modelo de duas camadas para o biofilme anaeróbio, com base no pressuposto de que a camada externa é formada por bactérias acidogênicas e o núcleo por bactérias metanogênicas. Porém, em seus cálculos, eles utilizaram os valores das frações mássicas de todos os tipos de bactérias presentes na digestão anaeróbia.

3. MATERIAIS E MÉTODOS

O experimento foi baseado na construção e operação de um reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo, UASB (do inglês, *upflow anaerobic sludge blanket*) em escala laboratorial, que foi instalado no Laboratório de Processos Industriais do Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Maria.

O experimento constituiu na análise do substrato, assim como o efluente resultante da digestão anaeróbia dentro do reator.

O reator UASB foi operado durante 194 dias, correspondendo o período entre 20 de novembro de 2011 até 31 de maio de 2012.

3.1 Experimento Utilizando o Reator UASB

O reator UASB existente no Laboratório de Processos foi construído com material acrílico. O sistema é disposto de placas defletoras das partículas de lodo abaixo do sistema de coleta de gás, formando assim, o separador trifásico que caracteriza esse tipo de reator (CHERNICHARO, 1997).

Além disso, utilizou-se uma placa de distribuição do efluente na parte inferior do reator, para que não ocorresse a formação de caminho preferencial no leito de lodo. O projeto do reator pode ser visualizado na Figura 7.

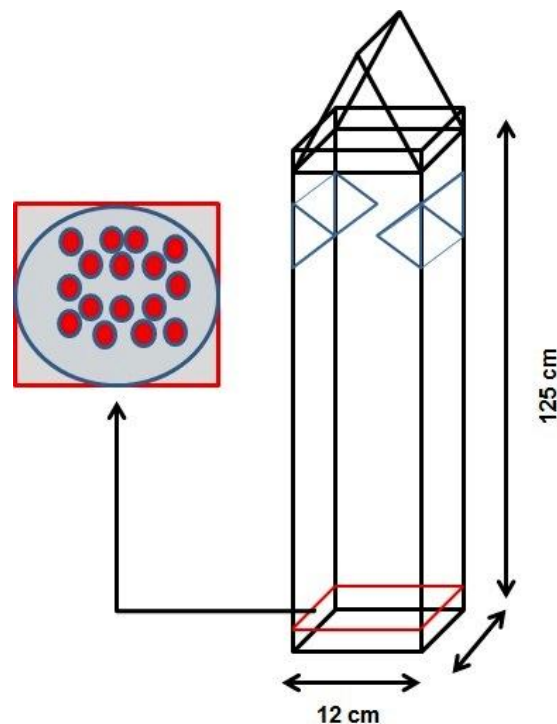


Figura 7 – Projeto do reator UASB

Como pode ser visto, o reator dispõe de uma placa distribuidora na parte inferior do reator, a qual está ampliada esquematizando a sua forma. Além disso, foram instalados 4 registros de fechamento rápido tipo esfera. Sendo que um registro fica na base do reator para ter acesso ao leito de lodo e os outros três em intervalos de 15 cm. Esses registros foram colocados com o intuito de monitorar o lodo do sistema (CHERNICHARO, 1997 *apud* BEZERRA, 1998).

O reator UASB tem um volume total de 18L e foi projetado para operar em seu estado estacionário segundo os parâmetros apresentados na Tabela 10.

Tabela 10 – Parâmetros de projeto do reator UASB

Parâmetro	Medida
Vazão (Q)	0,21 m ³ .d ⁻¹
Tempo de Detenção Hidráulico (TDH)	0,085 d
Taxa de Carregamento Hidráulico (TCH)	11,7 m ³ .m ⁻³ .d ⁻¹
Volume do Reator (V)	0,018 m ³
Velocidade Ascensional (v)	0,6 m.h ⁻¹

3.2 Substrato

O substrato deste estudo foi proveniente da agroindústria do setor de laticínios UNI, situada na Universidade Federal de Santa Maria. O único tratamento do resíduo da indústria consiste em uma lagoa de estabilização. A coleta do substrato foi feita na entrada da lagoa, onde utilizou-se recipientes de polietileno purificados. Antes de iniciar a coleta, esses recipientes passavam por uma lavagem com o próprio resíduo. Após a coleta, o material foi encaminhado ao laboratório onde foi feita a troca total da alimentação do reator UASB.

O esquema geral da geração de efluentes por parte da indústria, bem como o local da coleta pode ser visualizado na Figura 8.

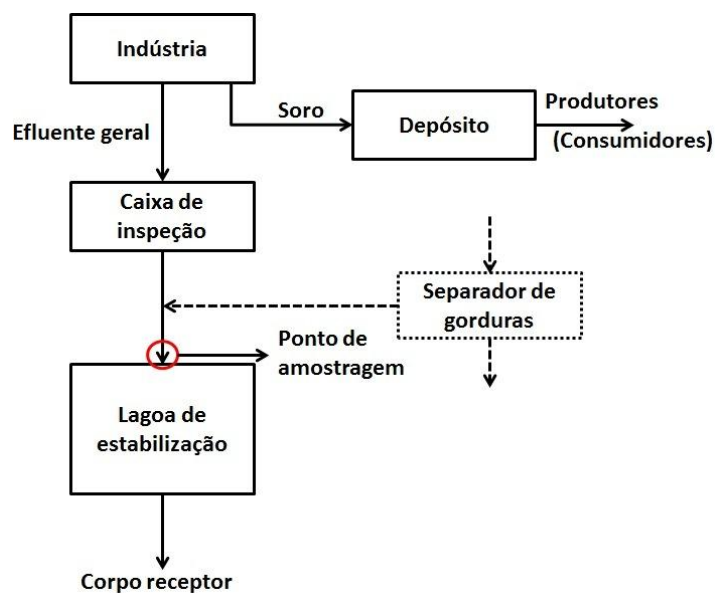


Figura 8 – Esquema de produção de efluentes e ponto de amostragem

3.3 Análise do Substrato e Efluente Pós-tratamento

Os parâmetros de controle foram realizados no Laboratório de Controle Ambiental do Departamento de Engenharia Química da UFSM. Os seguintes parâmetros foram avaliados conforme o *Standard Methods for Examination of Water and Wastewater*, 1998:

- DBO₅ (Demanda Bioquímica de Oxigênio para o quinto dia);
- DQO (Demanda Química de Oxigênio);
- ST (Sólidos Totais);
- SVT (Sólidos Voláteis Totais); e
- NTK (Nitrogênio Total Kjeldahl).

Também foi realizada análise de cálcio (Ca⁺) do lodo através de absorção atômica pelo Departamento de Química Analítica da UFSM. A avaliação do grânulo de lodo foi feita através da análise de sólidos totais, em seguida utilizou-se uma lupa da marca Matrimpex, modelo PZO para melhor visualização.

Para os gráficos foi utilizado o software Origin 8[®] e para os resultados estatísticos foi utilizado o software Microsoft Excel[®].

3.4 Partida do Reator UASB

Para a partida do reator, fez-se uso de inóculo não adaptado ao substrato, onde ocorreu um período de adaptação e uma fase de seleção microbiana contida no lodo inoculado. O inóculo foi retirado de um tanque séptico utilizado como tratamento de efluentes hospitalares situado na UFSM.

Para o inóculo foi utilizada quantidade de lodo de 0,225 kgSSV, o que correspondeu a 3 litros de lodo. Para a carga inicial aplicada, o valor para cultivar a biomassa do sistema foi de 0,01688 kgDQO (CHERNICHARO, 1997).

Inicialmente, para a partida do reator, planejou-se os seguintes passos:

1. A quantidade de inóculo determinada foi inserida no reator, onde deixou-se em repouso por 12 horas;
2. Após o repouso do inóculo, o reator foi alimentado até metade do volume útil. Em seguida, deixou-se o reator sem alimentação por 24 horas;
3. Após o repouso, fizeram-se análises do sobrenadante do reator (DQO, T, pH e alcalinidade);
4. Com os valores dentro da faixa de operação, completou-se o reator até o nível do vertedouro do decantador, onde permaneceu em repouso por mais 24 horas;
5. Repetição do item 3;
6. Como os parâmetros estavam dentro da faixa de operação, iniciou-se a alimentação contínua com aumento gradativo da vazão do esgoto, de acordo com a resposta do sistema.
7. A partida foi concluída, quando os valores da concentração de matéria orgânica e a concentração de sólidos no efluente se mantiveram constantes.

Para a circulação do substrato, utilizou-se uma bomba peristáltica de vazão, de forma que fosse possível variar a sua rotação.

As características físico-químicas do substrato utilizado durante a partida estão na Tabela 11.

Tabela 11 – Características físico-químicas do substrato

Parâmetros	Valor (mg/L)
DBO5	1073
DQO	2148
NTK	126,3
P	35,9
ST	945,9
SVT	689,42
O&G	234,8

3.5 Funcionamento do Reator UASB

A alimentação do reator foi realizada diariamente, sendo um processo com reciclo do efluente, caracterizando um processo batelada/contínuo. E denominado desta forma em função do reator ter um tamanho menor, o que

obrigou-nos ao uso de reciclo para que ocorresse o tempo médio de residência dos efluentes em contato com o lodo microbiano.

A troca do substrato foi realizada manualmente, onde a bomba de alimentação era desligada e em seguida o tanque que armazenava o resíduo foi esvaziado. Colocou-se o substrato bruto para nova alimentação. O pH do substrato era corrigido, quando necessário, para valores próximo de 7,0 com hidróxido de sódio.

O esquema de funcionamento do experimento é visualizado na Figura 9.

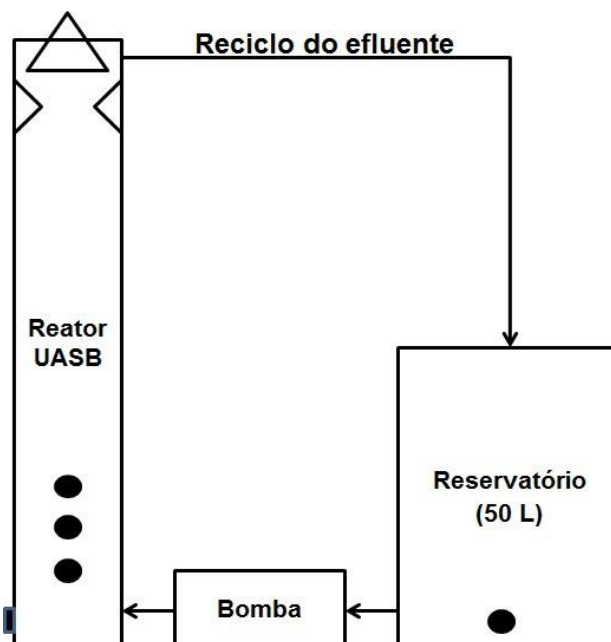


Figura 9 – Desenho esquemático do experimento

Através da Figura 9, observa-se que o experimento foi composto pelo reator UASB, uma bomba com medidor de vazão e um reservatório, o qual o substrato foi mantido sob regime de reciclo.

Os parâmetros de controle para monitoramento do reator UASB durante sua operação, bem como a frequência das análises estão apresentadas na Tabela 12.

Tabela 12 – Programa de monitoramento durante operação do reator			
Análise	Frequência da Amostragem		
	Afluente	Reator	Efluente
DBO ₅	Quinzenal		Quinzenal
DQO	2 vezes por semana		2 vezes por semana
Temperatura	Diário	Diário	–
pH	Diário	Diário	–
Nitrogênio Total	Quinzenal		Quinzenal
Sólidos Totais		Quinzenal	
Sólidos Voláteis Totais		Quinzenal	

4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1 Partida do Reator UASB

A inicialização do reator foi baseada nos parâmetros de projeto e nos parâmetros de partida do reator UASB.

4.1.1 Parâmetros de Projeto

Operou-se o sistema em regime contínuo com reciclo de até 100% do volume, visando compensar o tempo de detenção hidráulico menor (TDH).

O TDH foi mantido em 0,085 dias (2,1 horas), valor inferior ao que Campos *et al.* (2004) encontraram quando avaliaram o desempenho de um reator UASB, que foi de 0,75 dias (18 horas). Esse baixo TDH fez com que a Taxa de Carregamento Hidráulico (TCH) apresentasse um valor considerado alto para um reator UASB. Razão pela qual durante o experimento foi utilizada uma taxa de reciclo próxima a 100% de forma a compensar o menor TDH.

De acordo com Chernicharo *et al.* (1997), reatores anaeróbios UASB, operando com altos valores de TCH e baixos TDH podem prejudicar o seu desempenho, pois pode ocorrer perda excessiva de biomassa, redução do tempo de residência celular e possibilidade de falha do sistema, uma vez que o tempo de permanência da biomassa no reator pode ser inferior ao seu tempo de crescimento.

Para o mesmo autor, a TCH não deve ultrapassar o valor máximo de $5 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ para esgotos domésticos, o que equivale a um TDH mínimo de 4,8 horas. No caso de águas residuais de alta concentração de matéria orgânica, que é o caso da indústria de laticínios, os valores de TDH devem ser elevados, conseqüentemente a TCH deve ser muito baixa.

Para Sant'anna Jr. (2010), em reatores UASB recomenda-se que tais velocidades se situem na faixa de 1 a $2 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$.

As estatísticas básicas para a variação da COV durante o experimento podem ser visualizadas na Tabela 13.

Tabela 13 – Estatísticas descritivas básicas da COV

Parâmetro	Estatística Básica	Resultados
COV DQO ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$)	Número de dados	47
	Média	25,89
	Mínimo	12,58
	Máximo	29,2
	Desvio padrão	5,83

A Carga Orgânica Volumétrica (COV) no reator variou de 12,58 a 29,2 kgDQO.m⁻³.d⁻¹, apresentando alta variabilidade. Essa variação da COV aplicada é devido ao gradativo aumento do efluente durante o tempo do experimento.

4.1.2 Parâmetros de Partida do Reator UASB

As análises pertinentes à carga inicial de substrato aplicada à partida do UASB são apresentadas na Tabela 14. Nesta etapa inicial, as principais análises são: DQO, temperatura e pH.

Tabela 14 – Parâmetros analisados durante procedimento de partida do reator UASB

Parâmetro	Período Decorrido (horas)	
	24	48
DQO (mg.L ⁻¹)	1026	974
Temperatura (°C)	26,3	26,7
pH	6,7	7,1

Observando a Tabela 14, percebe-se que os parâmetros (T e pH) analisados estão na faixa ótima para que ocorra a digestão anaeróbia (CHERNICHARO, 1997). Quanto a DQO, os valores apresentados demonstram que estão levemente abaixo a carga inicial calculada anteriormente para a partida do sistema, porém, não saturou o sistema. Com isso, prosseguiu-se com a alimentação do reator UASB.

Durante o período experimental, observou-se mudanças na coloração do lodo, bem como ao longo da coluna ascensional do reator. Porém, essa mudança foi mais perceptível durante os primeiros 60 dias de operação que foi considerada a etapa de aclimação da biomassa e também o período que foi considerado como partida.

4.2 Avaliação de Desempenho do Sistema

Os dados de avaliação de desempenho do sistema foram divididos em três partes:

- Parâmetros de avaliação de eficiência;
- Parâmetros de controle operacional;

- Interações dos Parâmetros de Projeto e Operacionais no Comportamento do Sistema.

4.2.1 Parâmetros de Avaliação da Eficiência

Na Tabela 15 estão apresentadas as estatísticas descritivas, calculadas a partir dos resultados das análises das amostras coletadas. Os dados resultantes das amostras foram todos enquadrados dentro de faixa estatisticamente aceitável.

Tabela 15 – Estatísticas descritivas dos parâmetros de avaliação da eficiência do substrato e do efluente após tratamento através do reator UASB

Parâmetros	Estatística Básica	Resultados	
		Substrato	Efluente Tratado
DBO ₅ (mg.L ⁻¹)	Nº de dados	11	11
	Máximo	1484	1035
	Média	1024	587
	Mínimo	632	332
	Desvio padrão	277	190
DQO (mg.L ⁻¹)	Nº de dados	47	47
	Máximo	2482	1604
	Média	2201	913
	Mínimo	1078	608
	Desvio padrão	491	287
ST (mg.L ⁻¹)	Nº de dados	12	12
	Máximo	1491	903
	Média	1281,5	604,5
	Mínimo	1021	407
	Desvio padrão	176,7	194,1
SVT (mg.L ⁻¹)	Nº de dados	12	12
	Máximo	1165	728
	Média	859	370
	Mínimo	630	224
	Desvio padrão	151,7	159,8
NTK (mg.L ⁻¹)	Nº de dados	12	12
	Máximo	116	78
	Média	101	47
	Mínimo	73	28
	Desvio padrão	12,9	16,2

4.2.1.1 Demanda Bioquímica de Oxigênio

Os resultados das concentrações de DBO_5 do substrato, bem como após o tratamento anaeróbio através do reator UASB observados durante a fase experimental são mostrados na Figura 10.

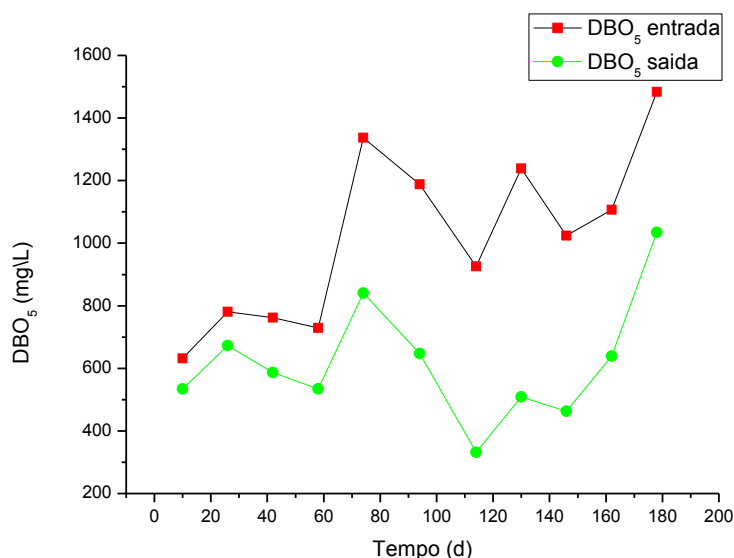


Figura 10 – Variações da DBO_5 do substrato e do efluente tratado ao longo do período experimental

Observou-se uma grande variação de DBO_5 tanto do substrato quanto do efluente pós-tratado apresentando valores da ordem de 632 a 1484 mg.L^{-1} para o substrato e para o efluente tratado esses valores ficaram entre 332 e 1035 mg.L^{-1} .

A concentração inicial de DBO_5 no reator foi de 632 mg.L^{-1} , sendo a menor aplicada no sistema. A partir do 60º dia, as concentrações de DBO na alimentação do sistema oscilaram, conforme visto na Figura 9. Essa variação na DBO pode ser considerada normal, uma vez que a indústria onde foram feitas as coletas de substrato, fabrica diversos produtos (queijo, sorvete e bebida láctea), produtos estes, que apresentam variadas faixas de DBO (Middlebrooks, 1979). Tawfik *et al.* (2008), utilizando o mesmo sistema, encontraram valores médios de DBO_5 para o substrato de 1941 mg.L^{-1} e para o efluente tratado, esse valor foi de 576 mg.L^{-1} . O valor para DBO_5 do substrato está abaixo do valor encontrado por Tawfik *et al.* (2008), porém o valor médio de DBO_5 do efluente tratado encontrado neste trabalho por ser considerado semelhante está praticamente igual ao valor médio encontrado no mesmo trabalho citado.

A remoção da carga de DBO em sistemas de tratamento de resíduos industriais e de esgoto é tida como principal parâmetro no Brasil.

O perfil temporal de eficiência do reator UASB na remoção de DBO durante o período experimental pode ser visualizada na Figura 11.

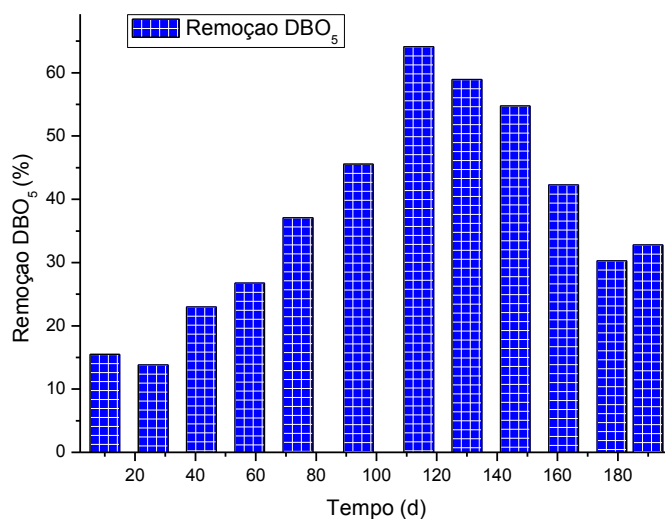


Figura 11 – Eficiência de remoção de DBO₅ do reator UASB

Como pode ser observada na Figura 11, a eficiência do sistema teve um pico máximo no 114^o dia, reduzindo em 64,1% da carga de DBO₅. A menor remoção da carga de DBO₅ foi constatada no 26^o dia, que foi de 13,8%. Essa variação da porcentagem de remoção está relacionada com o tempo de aclimação da biomassa inoculada no reator (Figura 12), uma vez que, a baixa remoção da carga de DBO₅ aconteceu no período de adaptação do lodo e seleção microbiana.

No trabalho realizado por Tawfik *et al.* (2008), que de forma igual, utilizou resíduos líquidos de uma beneficiadora de leite, a remoção dos valores médios de DBO₅ foi da ordem de 75%. Neste trabalho, a remoção dos valores médios de DBO₅ foi inferior ao encontrado pelo mesmo autor, que foi de 42,7%. Essa queda no rendimento após o 114^o dia pode ser explicado pelo acúmulo de lodo gerado, uma vez que os grânulos de lodo ficaram pesados o suficiente para que não fossem arrastados ao topo do reator pelo fluxo ascensional.

Observa-se na Figura 12 que não ocorreu a total aclimação do lodo ao substrato, uma vez que não há grandes quantidades de lodo floculento presentes no reator.



Figura 12 – Reator UASB com 29 dias de operação

Nesta etapa do experimento devido ao pouco tempo de operação, fica evidente que o sistema não removeu grandes quantidades de matéria orgânica.

Isso também pode estar relacionado à relação DQO:N:P, uma vez que os valores de nitrogênio estão acima desta relação.

4.2.1.2 Demanda Química de Oxigênio

A partir do conhecimento dos valores de DQO, tanto do substrato como do efluente tratado é possível obter a eficiência de remoção da matéria carbonácea.

O perfil de concentração de DQO tanto da alimentação, quanto da saída do reator durante o período experimental pode ser visualizado na Figura 13.

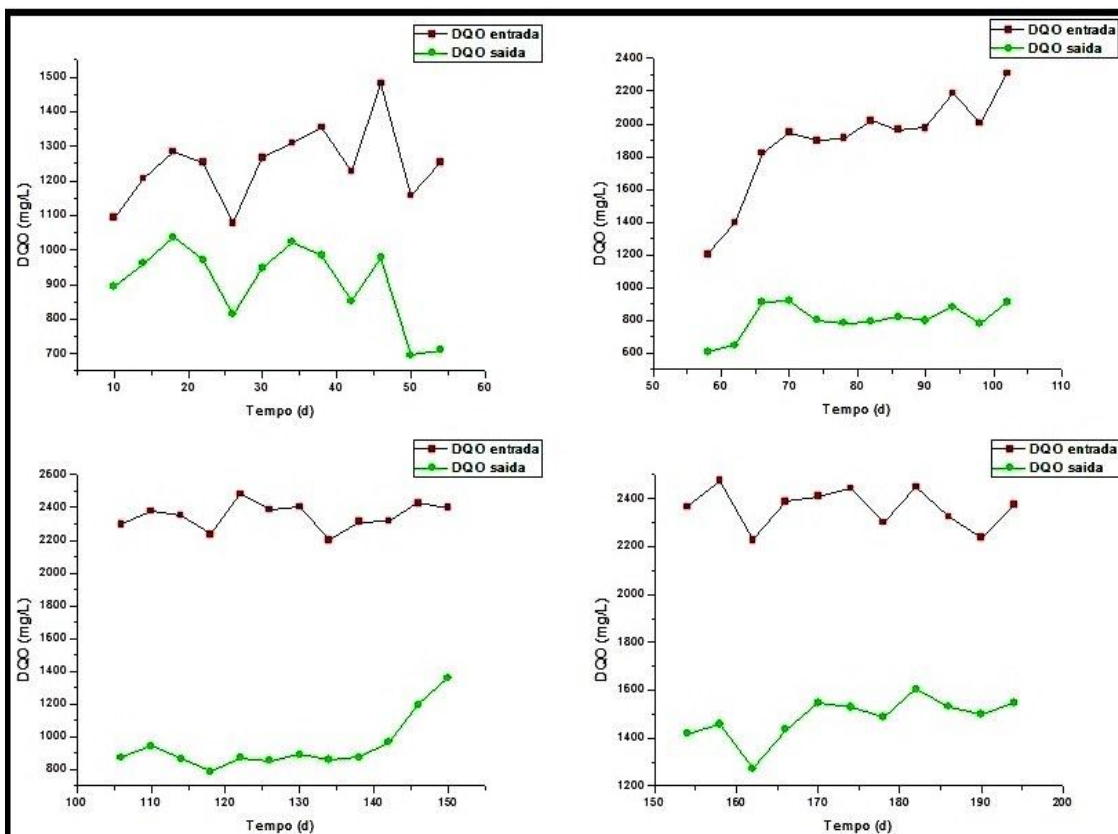


Figura 13 – Concentração de DQO na alimentação e na saída do reator UASB

Com base na Figura 13, pode-se observar que houve um aumento significativo na concentração de DQO aplicada à alimentação do reator UASB durante o experimento. O menor valor de DQO foi no 26º dia que foi 1078 mg.L⁻¹, já o maior valor aplicado de DQO foi no 122º dia, na ordem de 2482 mg.L⁻¹. O aumento na carga foi progressivamente maior, apesar de certa variabilidade, verificando-se que houve redução significativa na DQO medida na saída do reator, sendo visualmente observada esta correlação entre a entrada e a saída.

Em seu estudo, Campos *et al.* (2004) utilizaram um reator UASB para tratamento de um substrato sintético de laticínio, aplicaram como valor médio de DQO na alimentação de 797 mg.L⁻¹ e o valor médio na saída do reator foi de 582 mg.L⁻¹. No mesmo trabalho, foram avaliados a remoção de DQO para diferentes TDH (12h, 20h, 18h e 16h). Para Naval *et al.* (2001), devido a problemas de operação os valores médios de entrada eram menores que os valores de saída do efluente, que foram respectivamente 242 mg.L⁻¹ e 251 mg.L⁻¹. Já no trabalho de Nadais *et al.* (2005), os valores médios de DQO na alimentação do reator foram de 1200 mg.L⁻¹, e no efluente de saída, que apresentou valores médios de 360 mg.L⁻¹. Em ambos os estudos, os valores de entrada e saída do efluente diferem dos valores encontrados experimentalmente neste trabalho.

É válido salientar que mesmo aplicando cargas relativamente baixas, Campos *et al.* (2004) e Nadais *et al.* (2005) operaram seus reatores com variações no TDH. Esses TDH foram altos em relação ao deste estudo.

A concentração do substrato aplicado ao tratamento com reator UASB foi aumentada conforme a resposta do reator, através da sua eficiência.

A Figura 14 apresenta a porcentagem de remoção temporal de DQO do sistema.

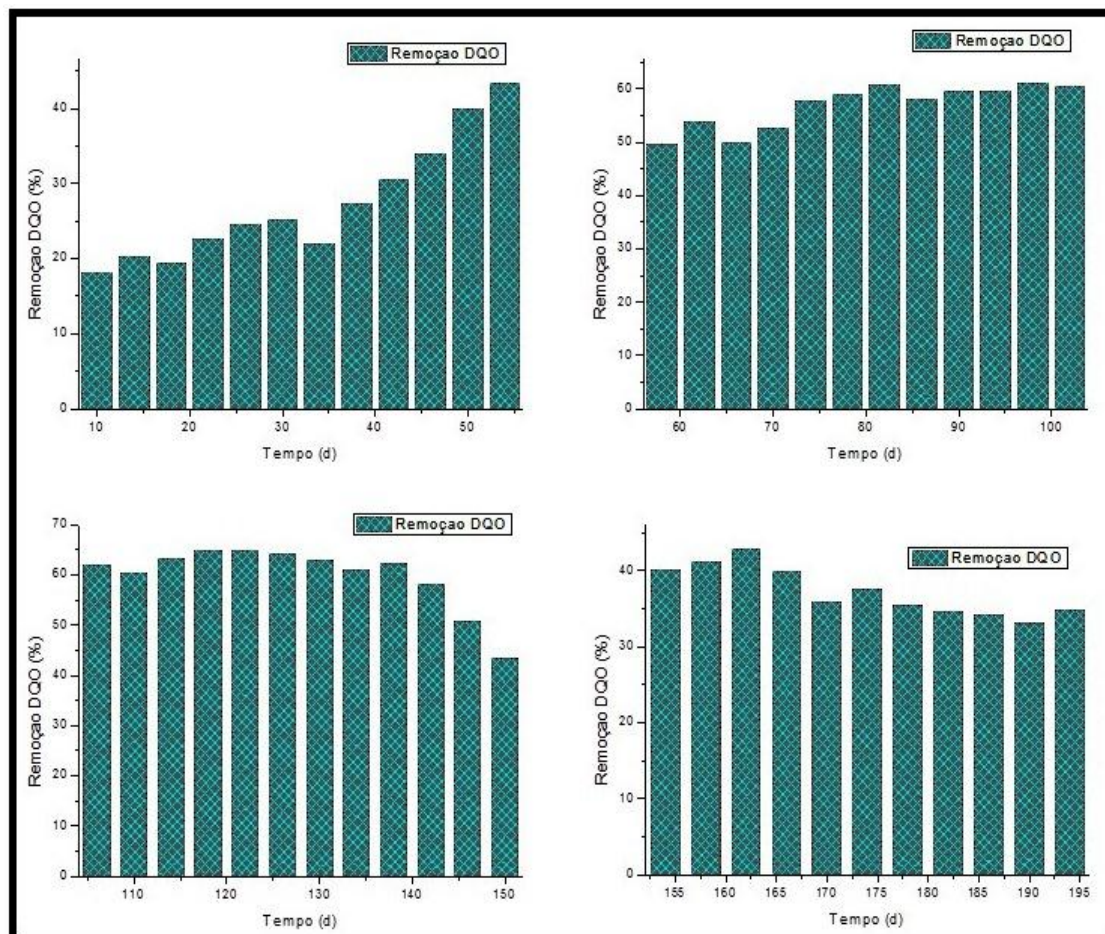


Figura 14 – Eficiência de remoção de DQO do reator UASB

Através da Figura 14 observa-se que do 98^o ao 138^o dia houve uma remoção de DQO acima de 60%. Onde a máxima remoção foi obtida no 122^o dia com remoção de 64,9% da carga de DQO alimentada no reator. Isso se deve ao fato de o lodo estar aclimatado com o substrato, além do bom contato hidráulico promovido pelo sistema.

Campos *et al.* (2004) obtiveram uma remoção relativamente baixa para tratamento anaeróbico através de reator UASB. A remoção média de DQO no estudo foi de 24% (TDH 12h), sendo que a eficiência máxima foi observada com TDH de 16h, cuja remoção foi de 40%. Segundo o próprio autor, essa baixa remoção pode ser explicada pela ocorrência de uma possível sobrecarga

de óleos e graxas no reator, ocasionando a adsorção de gordura no lodo bacteriano, provocando um arraste de sólidos e interferindo na remoção de DQO.

Naval *et al.* (2001) verificaram uma eficiência máxima de 10%, valores explicados por problemas na construção do reator. Já Nadais *et al.* (2005) alcançaram eficiência de remoção de DQO em 70%, devido ao bom contato hidráulico promovido pelo TDH de 8h.

Neste estudo, a remoção da carga média de DQO aplicada ao sistema foi de 58,6%, sendo considerado um bom rendimento, devido ao baixo TDH e a alta TCH.

Porém, para Chernicharo (1997), reatores UASB operados com TDH de 6 horas, devem apresentar uma eficiência de remoção de DQO que variam de 75 a 85%, tratando-se de resíduos líquidos.

Evidentemente, essa boa remoção de matéria carbonácea presente no substrato não depende única e exclusivamente do TDH e da TCH. Todos os parâmetros apresentados neste estudo tem fundamental importância para o bom funcionamento do reator UASB.

A Figura 15 mostra o reator no 116º dia de operação, evidenciando a boa aclimação da biomassa. Observa-se uma grande quantidade de lodo presente em todo o sistema. Esse lodo se mantém em contato com o resíduo, reduzindo a carga de matéria orgânica presente no mesmo.



Figura 15 – Reator UASB no 122º dia de operação

4.2.1.3 Relação DQO/DBO

A relação DQO/DBO é um parâmetro muito útil na avaliação da biodegradabilidade do efluente, contribuindo na caracterização do substrato e para definição do tipo de tratamento a se empregar. Na Tabela 16 são apresentadas as relações obtidas no presente trabalho.

Tabela 16 – Relação DQO/DBO

Dias	Relação DQO/DBO
10	1,73
26	1,38
42	1,61
58	1,65
74	1,42
94	1,84
114	2,54
130	1,94
146	2,37
162	2,01
178	1,55
Média	1,73

Como pode ser visualizada na Tabela 16, essa relação teve como valor máximo 2,54, enquanto que o valor mínimo foi de 1,38. O valor médio para a relação DQO/DBO obtida foi de 1,73. Valor esse, considerado de um resíduo com boas características de biodegradabilidade. Para Braile & Cavalcanti (1993) é considerado resíduo com facilidade de degradação aquele cuja relação DQO/DBO é menor que 2. Para esses valores abaixo de 2, os mesmos autores indicam a aplicação de tratamento biológico para redução da matéria orgânica do substrato.

4.2.1.4 Nitrogênio Total Kjeldhal

O nitrogênio se apresenta nos resíduos domésticos e industriais em diversas formas, incluindo nitrogênio orgânico (na forma de proteínas, aminoácidos e ureia), amônia, nitrito e nitrato (VON SPERLING, 1996).

A variação temporal da concentração de NTK durante o experimento pode ser visualizada na Figura 16.

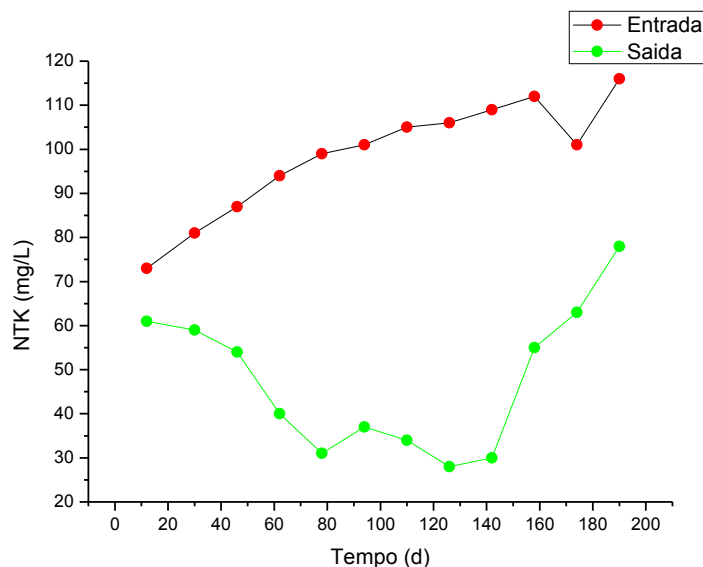


Figura 16 – Variação das concentrações de NTK da entrada e saída do reator UASB

Os valores máximos e mínimos da concentração de NTK, foram respectivamente 116 mg.L^{-1} e 73 mg.L^{-1} para o substrato. Já para o efluente tratado, os valores encontrados foram 78 mg.L^{-1} e 28 mg.L^{-1} . Através da Figura 16, observa-se que a menor concentração de entrada ocorreu no 12º dia e a máxima no 190º dia. Para o efluente tratado, a concentração máxima também foi encontrada no 190º dia, mas a concentração mínima foi no 126º dia.

Para os valores do substrato, não ocorreram grandes variações da concentração de nitrogênio, as quais podem ser observadas pela linearidade da prospecção temporal na Figura 16. Na mesma Figura, porém para os valores de resíduo tratado, essa variação foi maior, e não se apresentou regular, uma vez que a eficiência do reator é levada em conta. Essa linearidade na concentração do substrato poder ser explicada pela produção do mesmo produto nos dias de coleta.

Para a concentração do substrato na alimentação do reator, o valor médio de NTK foi de 101 mg.L^{-1} e a média na saída do reator foi de 47 mg.L^{-1} .

Estão apresentadas na Figura 17 as porcentagens de remoção de NTK durante o período experimental.

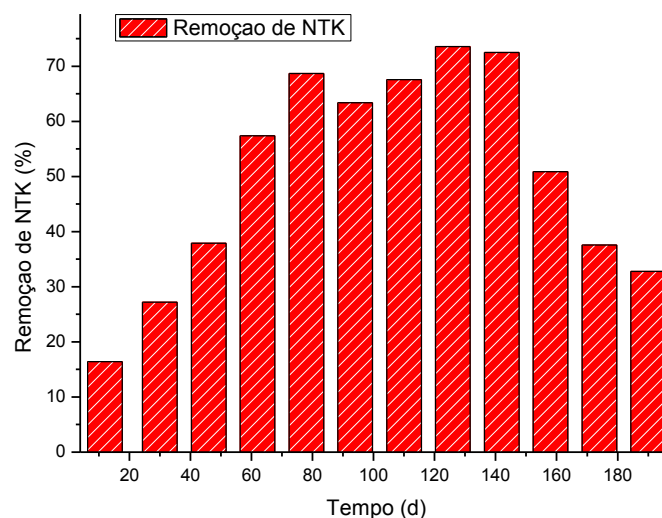


Figura 17 – Eficiência de remoção de nitrogênio total Kjeldhal

Observa-se através da Figura 17, que a eficiência máxima do sistema ocorreu no 126º dia, com remoção de 73,6% de NTK do efluente industrial. Já a remoção mínima aconteceu no 12º dia, com um rendimento de 16,4%.

A remoção de NTK do início do experimento até o 46º dia se manteve insatisfatória. Já, do 62º ao 142º dia, a remoção de NTK se manteve acima dos 57%. E, após um bom período apresentando remoções satisfatórias, ocorreu um decréscimo na remoção de NTK.

Essa característica apresentada acima foi explicada anteriormente na eficiência do reator para remover concentrações de DBO e DQO. Isso pode ser explicado através da aclimação da biomassa perante o substrato, além de se levar em conta o bom contato hidráulico promovido pelo fluxo ascensional característico do reator UASB. A queda de rendimento posterior não pode ser creditada à aclimação da biomassa, mas a outros fatores, por exemplo, saturação no reator por lodo, pois além de um elevado crescimento devido ao aumento da poluição na entrada do reator, não houve retirada desse lodo.

A remoção dos valores médios da concentração de NTK da entrada e saída do reator foi de 53,5%. Essa remoção é considerada satisfatória, se comparada à alimentação do substrato.

4.2.1.5 Sólidos

Os valores de ST e SVT estão apresentados na Tabela 15, que dispõe as estatísticas básicas dos resultados de sólidos analisados.

A variação na concentração de ST na entrada e saída do reator durante o período experimental é apresentada na Figura 18.

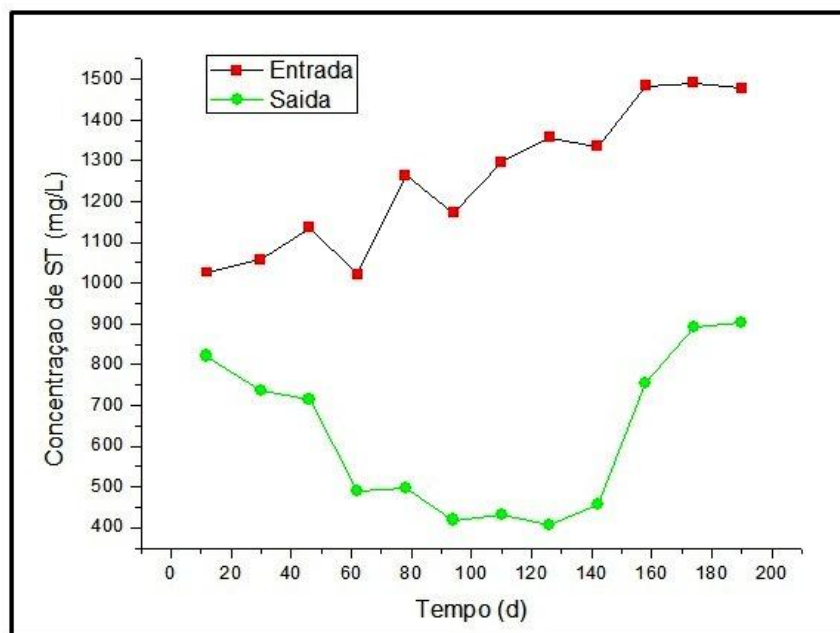


Figura 18 – Variação temporal da concentração de ST na entrada e saída do reator UASB

Para sólidos totais (Figura 18), os valores máximos no substrato e na saída do reator foram 1491 mg.L^{-1} e 903 mg.L^{-1} , e os valores mínimos foram 1021 mg.L^{-1} e 407 mg.L^{-1} , respectivamente. Tendo como valor médio de entrada de $1281,5 \text{ mg.L}^{-1}$ e na saída o valor médio foi de $604,5 \text{ mg.L}^{-1}$.

Os valores de ST encontrados neste trabalho foram superiores aos que Campos *et al.* (2004) encontraram, devido ao uso de efluente sintético aplicado ao reator que eles utilizaram. Comparando com o trabalho de Di Bernardo *et al.* (1991), os valores encontrados foram inferiores, devidos principalmente pelo volume de leite processado diariamente. No trabalho dos autores acima citados, a concentração de ST no afluente variou de 3565 a 9256 mg.L^{-1} e a concentração no efluente ficou entre 2957 e 6940 mg.L^{-1} . Salientando que o menor valor do efluente para o trabalho foi encontrado após 4 meses de operação do reator.

Como para todos os parâmetros de remoção, os valores do substrato foram aumentados gradativamente, conforme eficiência apresentada pelo processo.

Na Figura 19, estão demonstradas as concentrações de SVT de entrada e saída durante os 194 dias de operação do reator UASB.

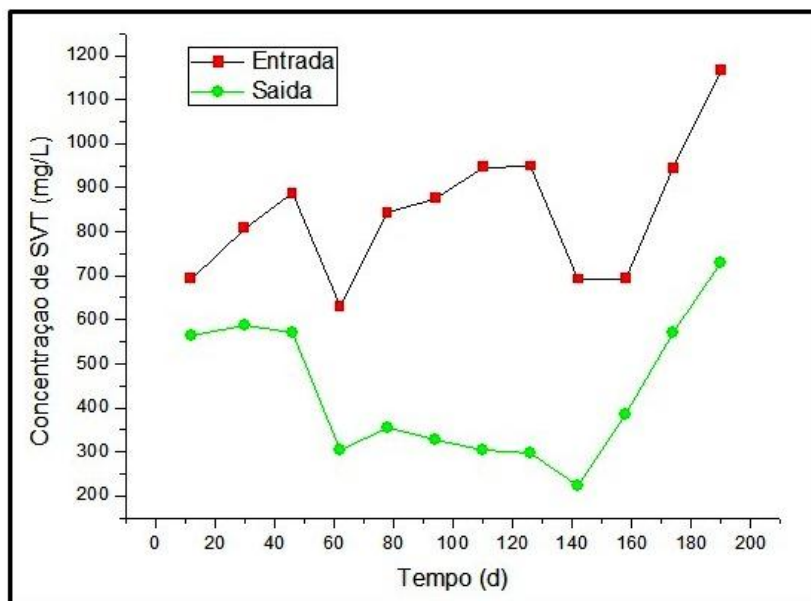


Figura 19 – Variação das concentrações de SVT na entrada e saída do reator UASB

Através da Figura 19, pode-se observar um valor máximo de SVT na alimentação do reator no 190º dia, que foi de 1165 mg.L^{-1} e um valor mínimo de 630 mg.L^{-1} no 62º dia. Após tratamento no reator, o valor máximo foi de 728 mg.L^{-1} , também no 190º dia e o valor mínimo analisado foi de 224 mg.L^{-1} no 142º dia.

Os valores encontrados neste trabalho seguem a mesma tendência apresentada para ST. Onde esses valores foram superiores aos encontrados por Campos *et al.* (2004) e inferiores aos valores de Di Bernardo *et al.* (1991).

Os valores encontrados na eficiência de remoção, tanto para ST quanto para SVT indicaram a composição predominantemente de material orgânico dos sólidos do efluente da indústria de laticínios.

As eficiências na remoção de ST e SVT estão apresentadas na Figura 20.

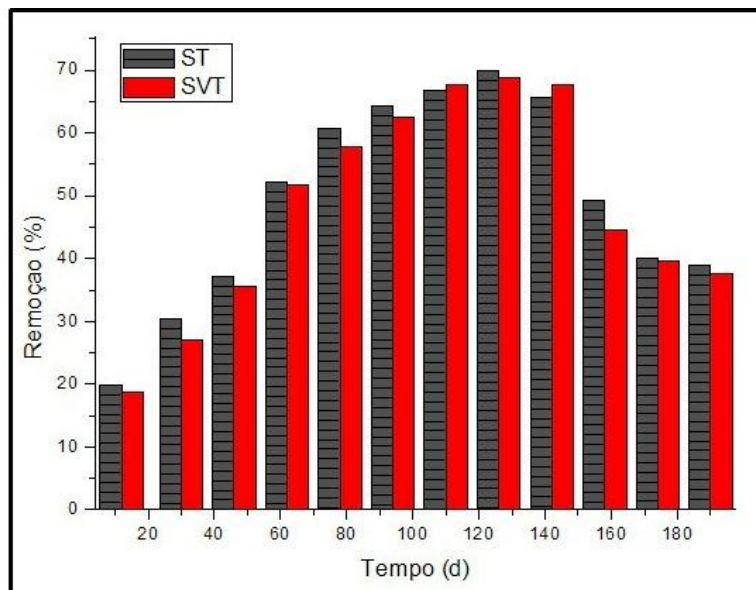


Figura 20 – Eficiência de remoção de ST e SVT

Observa-se na Figura 20 um pico máximo de remoção no 126º dia que foi de 70% e uma remoção mínima de 19,9% no 12º dia. A média de remoção de ST durante o experimento foi de 52,8%.

Na mesma Figura, a remoção de SVT apresentou comportamento semelhante ao dos sólidos totais. Tanto a remoção máxima quanto a mínima de SVT ocorreram nos mesmos dias, sendo a remoção máxima de 68,7% e a mínima de 18,8%, tendo como média, uma remoção de 56,9%. Esses valores são superiores aos encontrados por Campos *et al.* (2004). Para ST, esses autores alcançaram uma eficiência máxima de 22% e para SVT a remoção foi de 32%.

Os valores encontrados neste trabalho corroboram com o trabalho de Di Bernardo *et al.* (1991), que alcançou remoção de 44,1% de ST e 44,7% de remoção de SVT.

Evidentemente que o reator poderia apresentar eficiências maiores na remoção dos sólidos, porém, a elevada quantidade de sólidos na saída do reator pode ter sido do carregamento de lodo pelo fluxo ascensional do efluente, possivelmente resultante dos altos valores de TCH ($11,7 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$), provocando assim a perda de sólidos pelo sistema.

Outro fator que afetou no rendimento do experimento foi a produção excessiva de lodo nos últimos 40 dias de experimento. Após análise, constatou-se a quantidade da manta de lodo de $17.538 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$. Esse excesso de lodo está apresentado na Figura 21.



Figura 21 – Excesso de lodo durante o experimento

O lodo apresentado na Figura acima demonstrou grande velocidade de sedimentação além de apresentar grande granulação nos flocos de lodo. Após a produção de lodo no período, mostrando excesso, observou-se uma redução na eficiência de remoção de materiais orgânicos.

Na Figura 22, observa-se o grânulo em uma imagem feita através de lupa com aumento de 250 vezes.

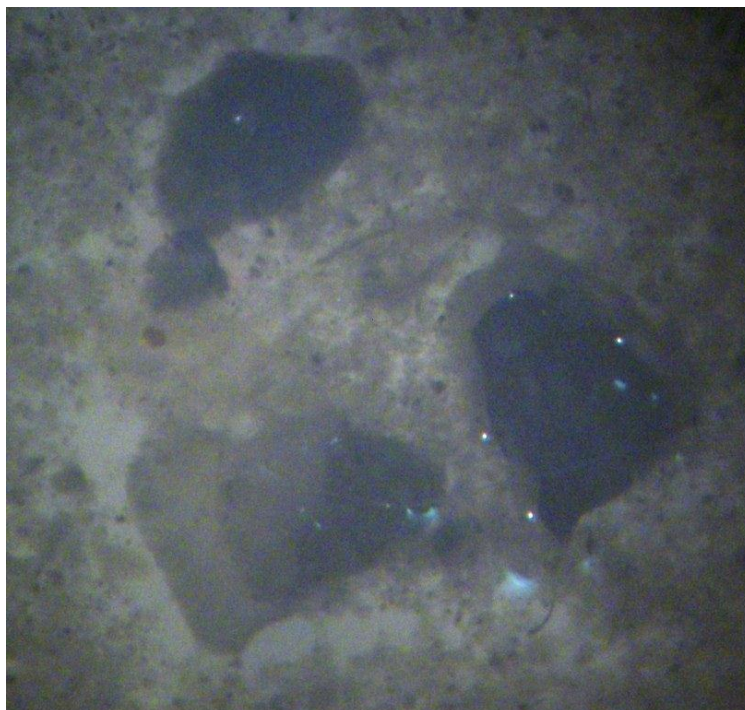


Figura 22 – Característica granular do lodo

Tiwari *et al.* (2006) *apud* Sant'Anna Jr. (2010) fizeram uma revisão sobre a influência de fatores ambientais e condições operacionais na

formulação dos grânulos em reatores UASB. Esses autores ressaltaram a importância da temperatura, variável que afeta diretamente o crescimento microbiano, e destacaram o efeito prejudicial (desintegração dos grânulos) causado por bruscas variações dessa variável. A microestrutura dos grânulos é governada pelo tipo de substrato e sua concentração e, além disso, o suprimento adequado de nutrientes pode ser essencial ao processo de granulação.

Os autores ainda destacam o efeito do cálcio, um dos elementos mais investigados, é considerado benéfico à granulação, desde que não em excesso. O estímulo de cálcio à granulação poderia ocorrer em faixas de baixa concentração, de 80 a 300 mg.L⁻¹. Em excesso de cálcio, pode ocorrer a formação de precipitados de CaCO₃, que bloqueiam os poros dos grânulos. Com isso, uma análise de cálcio foi feita do lodo, onde o valor obtido através do método de absorção atômica (Laboratório de Química Analítica – UFSM) foi de 6,74 mg.L⁻¹, descartando assim, a hipótese de bloqueio dos grânulos pelo cálcio.

4.2.2 Parâmetros de Controle Operacional

Nas Tabelas 17 e 18 são apresentadas as principais estatísticas básicas dos resultados dos parâmetros de controle: pH e temperatura, respectivamente.

Tabela 17 – Estatísticas descritivas dos parâmetros de controle operacional do reator UASB - pH

Parâmetro	Estatística Básica	Resultados	
		Substrato	Efluente Tratado
pH	Nº de dados	194	194
	Máximo	7,8	7,4
	Média	6,8	6,7
	Mínimo	6	6
	Desvio padrão	0,45	0,27

Tabela 18 – Estatísticas descritivas dos parâmetros de controle operacional do reator UASB – temperatura no reator

Parâmetro	Estatística Básica	Resultados
		Reator
T (°C)	Nº de dados	194
	Máximo	39,4
	Média	33,4
	Mínimo	25,5
	Desvio padrão	4,13

4.2.2.1 Temperatura

As faixas mais apropriadas para a operação da digestão anaeróbia são a mesofílica (20 a 42°C) com ótimo a 35°C e a termofílica (59 a 65°C) com ótimo em 55°C (SANT'ANNA JR., 2010 e CHERNICHARO, 1997).

Por ser um fator operacional de extrema importância, neste trabalho, apenas os valores de temperatura interna do reator foram consideradas.

A variação temporal da temperatura do experimento pode ser observada através da Figura 23.

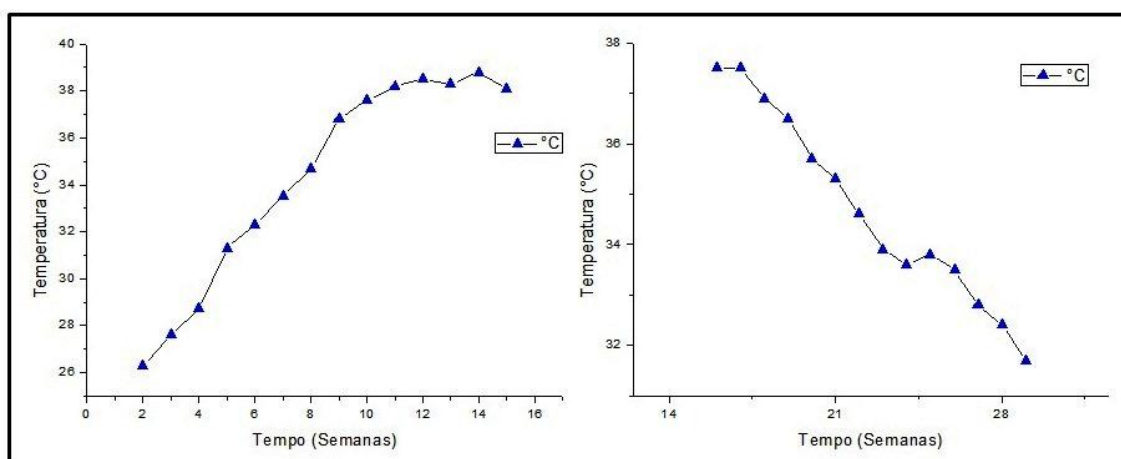


Figura 23 – Variação de temperatura no reator UASB

Através da Figura 23, observa-se um pico máximo de temperatura de 38,8°C, valor médio correspondente à 14ª semana de operação e um valor mínimo de 26,3°C, média relativa à segunda semana de operação.

Salienta-se que não ocorreram mudanças bruscas na temperatura durante o período experimental, uma vez que na Figura 23, as temperaturas são apresentadas em semana, e não diariamente.

Com isso, nos parâmetros de controle (DQO, DBO₅, NTK, ST e SVT) as elevadas temperaturas registradas indicam a influência na remoção dos poluentes. No período de maior estabilidade do reator (entre o 60º e o 138º dia) os valores de temperatura condizem com a maior eficiência de remoção dos poluentes presentes no substrato.

Embora a comunidade microbiana anaeróbia tenha capacidade de absorver pequenas mudanças de temperatura, o mesmo não é verdadeiro quando choques de temperatura são impostos por períodos de tempo relativamente longos (SANT'ANNA Jr., 2010). Van Lier *et al.* (1990) *apud* Sant'Anna Jr. (2010) verificaram que choques de temperatura de 55, 61 e 65°C, aplicados por períodos de 5, 7 e 24 horas, respectivamente, provocaram

a queda significativa da atividade metanogênica do lodo de um reator que operava a 39°C.

Segundo o mesmo autor, independente da capacidade de adaptação dos micro-organismos deve-se evitar que os reatores anaeróbios sejam submetidos a mudanças bruscas de temperatura de grande amplitude e por períodos suficientemente longos.

Analisando os valores obtidos experimentalmente, pode-se observar que o sistema operou na faixa mesofílica, onde durante boa parte do experimento, as temperaturas foram próximas ao valor ótimo da atividade microbiana.

4.2.2.2 pH

Para Chernicharo (1997) o pH ótimo em sistemas anaeróbios de tratamento de efluentes depende do substrato e dos micro-organismos envolvidos no processo.

A variação do pH de entrada e saída do efluente no reator UASB durante o experimento está apresentada na Figura 24.

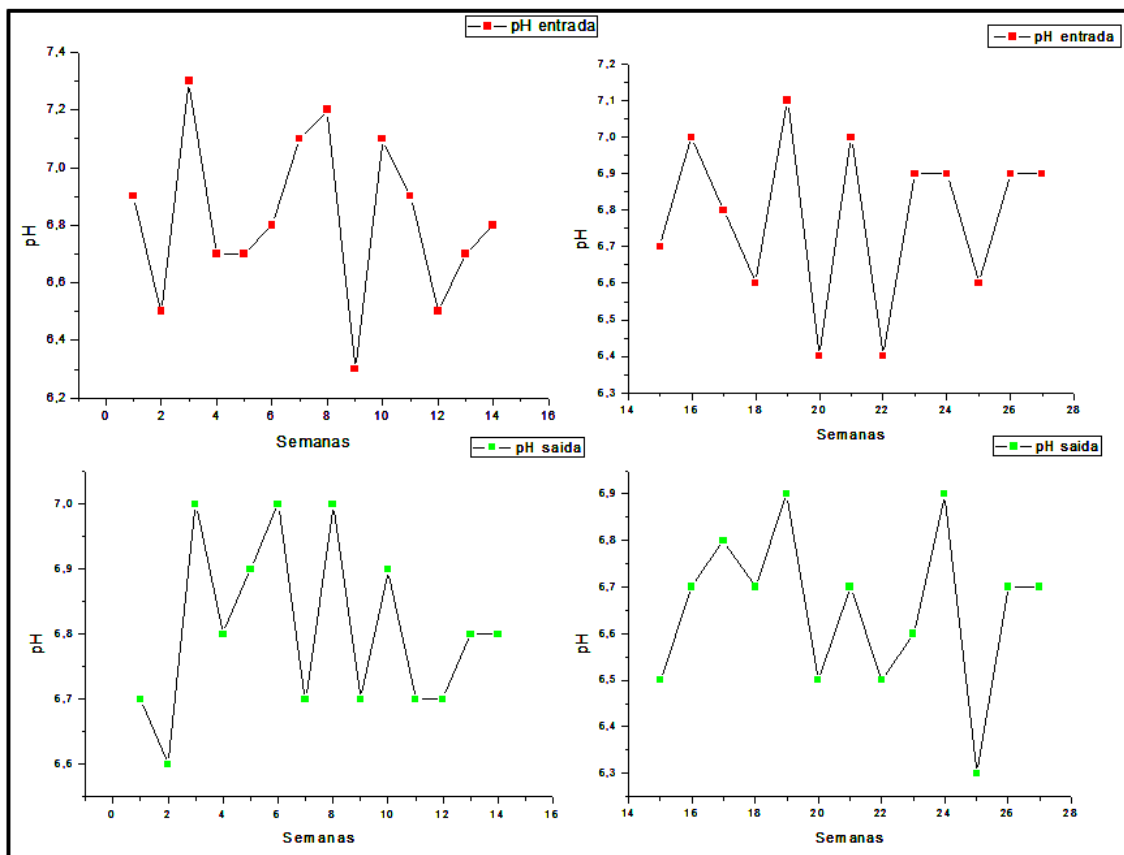


Figura 24 – Variação do pH do substrato e efluente tratado

O valor mínimo de pH do substrato foi de 6, enquanto que o valor máximo medido foi de 7,8, tendo como média para o experimento de 6,8. Para o efluente tratado, o pH variou de 6 a 7,4, sendo a média experimental de 6,7.

Conforme pode ser visto na Figura 24, ocorreram grandes variações de pH durante o período experimental, tanto do substrato como do efluente tratado. Salienta-se que esses picos de variação são apresentados como sendo a média semanal.

Os resultados dos testes para pH, tanto na alimentação como na saída do reator, indicam que o sistema operou nas faixas adequadas de pH para sistemas anaeróbios, o que ficou demonstrado nas remoções de matéria orgânica.

As análises de pH indicam que a alcalinidade do sistema foi boa. Isso pode ser visto pelos valores médios de pH de entrada e saída, que foram respectivamente 6,8 e 6,7, havendo pouca variação do mesmo no sistema. Essa pequena variação dos valores de pH pode ser creditada ao reciclo do efluente no experimento, cuja alcalinidade era mantida no sistema.

4.2.3 Interação dos Parâmetros de Projeto no Comportamento do Sistema

Procurou-se verificar uma possível melhora nos resultados de desempenho do reator UASB quando este trabalhou numa faixa recomendada para o TDH e velocidade ascensional. A COV variou conforme rendimento do sistema.

Nas Figuras 25 e 26 são mostradas as relações da COV com a DBO_5 e DQO afluente.

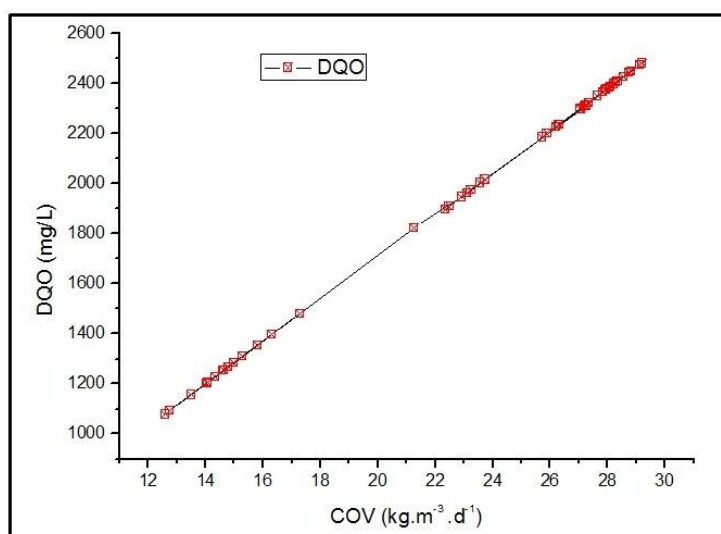


Figura 25 – Relação entre COV e DQO afluente no reator UASB

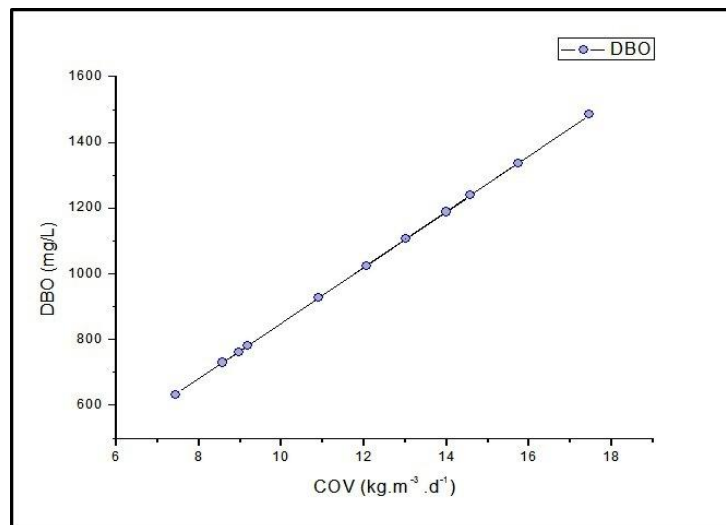


Figura 26 – Relação entre COV e DBO₅ afluente no reator UASB

Pode-se observar uma correlação forte entre a COV com a DBO₅ e DQO, de forma que à medida que aumenta a COV ocorre um aumento da concentração no substrato. Esta relação, em ambos os casos foi bastante pronunciada devido a pouca dispersão dos dados.

Essa dependência da DBO₅ e DQO com a COV comprova que este parâmetro é o principal na aplicação de reatores UASB tratando efluente de laticínios.

O TDH foi mantido o mesmo durante todo período experimental, que foi de 2,1 h (0,085 d) e a velocidade ascensional foi de 0,6 m.h⁻¹.

Nas Figuras 27 e 28 são apresentados os gráficos de dispersão das concentrações do substrato e do efluente tratado de DQO e DBO₅ com as concentrações de ST, respectivamente.

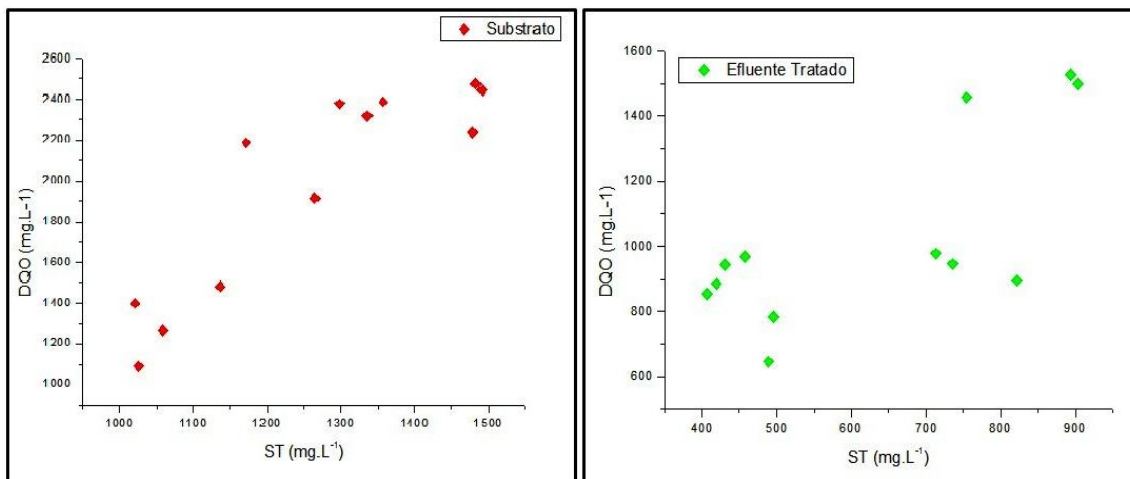


Figura 27 – Gráficos de dispersão das relações entre as concentrações de substrato e efluente tratado de ST com as concentrações de DQO

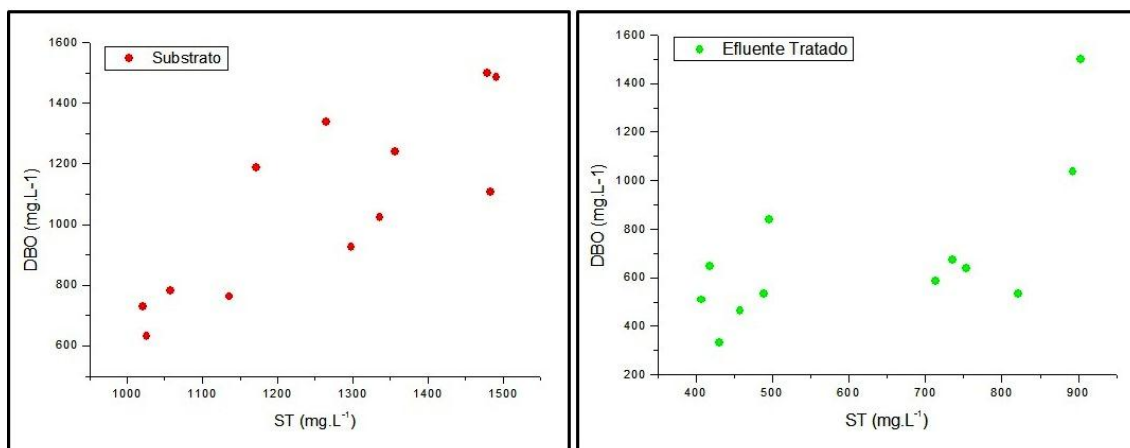


Figura 28 – Gráficos de dispersão das relações entre as concentrações de substrato e efluente tratado de ST com as concentrações de DBO

Pode-se observar que à medida que as concentrações do substrato e do efluente tratado de ST aumentaram, as concentrações, tanto de DQO quanto de DBO as acompanharam. Isso indica que, se o reator UASB tratar efluentes de laticínios com boas eficiências de remoção de ST terão ótimas eficiências na remoção de DQO e DBO.

5. CONCLUSÃO

Pelos resultados obtidos durante os 194 dias de operação, conclui-se que:

- A partida do reator foi concluída após 58 dias de operação, onde a carga orgânica aplicada ao reator se aproximou de $1,203 \text{ kg DQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$. A partida foi relativamente considerando que o lodo inicial foi proveniente de uma fossa séptica, o qual não estava aclimatado ao substrato utilizado. Além disso, os parâmetros de controle operacionais foram monitorados constantemente, para que o inóculo se adaptasse o mais rápido possível ao sistema.
- O tratamento de efluentes líquidos da indústria de laticínios através do reator UASB apresentou eficiências de remoção de DQO, DBO e NTK relativamente baixos, em comparação com outros sistemas anaeróbios, possibilitando nas condições impostas, alcançar valores médios de remoção abaixo de 60%, ficando explicito a necessidade de um pós-tratamento ao reator UASB.
- Devido ao grande período experimental, ocorreu uma grande produção de lodo na manta de lodo, tornando-o floculento e com grande taxa de sedimentação. Acredita-se que esse foi o principal fator que acarretou na queda de rendimento nas remoções de material orgânico presente no efluente.
- O reator suportou as variações de COV aplicados ao sistema. O parâmetro de projeto que pode ter interferido negativamente na operacionalidade do reator foi a elevada Taxa de Carregamento Hidráulico.
- O reator operou na faixa de temperatura mesofílica, constatando sua importância nos picos máximos de eficiência na remoção de materiais orgânicos presentes no efluente. O sistema apresentou boas condições de tamponamento, sendo poucas vezes necessária a correção do pH, indicando que ocorreu a digestão anaeróbia no sistema.

5.1 Sugestões para trabalhos futuros

- Apesar da inicialização do reator ter sido considerada rápida, dadas as características do lodo, recomenda-se um maior tempo de estudo para obter resultados mais positivos;
- Realizar o descarte do lodo regularmente, para que não haja redução no potencial de operação do reator;
- Avaliar a formação de biogás e desenvolver um modelo cinético;

- Aplicar diferentes parâmetros de projeto, com o intuito de avaliar de forma mais concisa a operação do reator UASB.

6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AISSE, M. M.; LOBATO, M. B.; BONA, A.; GARBOSSA, L. H. P.; ALÉM SOBRINHO, P. Avaliação do Sistema Reator UASB e Filtro Biológico Aerado Submerso para o Tratamento de Esgoto Sanitário. Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 21, João Pessoa, 2001. **Anais**. Rio de Janeiro, ABES, 2001.

APHA-AWWA-WEF. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewaters**. 20 ed. Washington, 1998.

ARCAND, Y., CHAVARIE, C., GUIOT, S.R. Dynamic modeling of the population distribution in the anaerobic granular biofilm. **Water Science. Technology**. 30, 63–73, 1994.

BAIRD, C. **Química ambiental**. 2ª. Ed. Porto Alegre: Bookman, 2002. 622 p.

BRAILE, P. M.; CAVALCANTI, J. E.W.A. **Manual de tratamento de águas residuárias industriais**. São Paulo: CETESB, 1979.

BEZERRA, S. M. C. **Influência do tempo de detenção hidráulica sobre a auto-inoculação na partida de um reator UASB tratando Esgoto Sanitário**. Dissertação de Mestrado, Universidade Federal da Paraíba - UFPB, Campina Grande - Brasil, 1998.

BRIÃO, V. B. et al. Ultrafiltração como processo de tratamento para reuso de efluentes de laticínios. **Engenharia Sanitária Ambiental**. Vol.12 - Nº 2, 2007.

CAMPOS, C. M. M. et al. Partida de um sistema anaeróbio em escala piloto constando de um tanque de contato seguido de um reator UASB tratando efluente de laticínio. **Anais do Seminário Latino-Americano de Digestão Anaeróbia**, Recife, 2000, Vol. 2, p. 61-64.

CAMPOS, C.M.M. *et al.* Avaliação da eficiência do reator uasb tratando efluente de laticínio sob diferentes cargas orgânicas. **Ciênc. Agrotec.**, Lavras, v. 28, nº. 6, 1376 – 1384, nov./dez. 2004.

CANOVAS-DIAZ, M., HOWELL, J.A. Stratified mixed-culture biofilm model for anaerobic digestion. **Biotechnology Bioengineering**. 32, 348–355, 1988.

CHERNICHARO C. A. L. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: biodigestores anaeróbios**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental. UFMG, v.5, 1997.

DI BERNARDO, L. et al. Emprego de reator anaeróbio de fluxo ascendente com manto de lodo para tratamento de despejos líquidos provenientes de laticínios. **Revista Dae**, São Paulo, Vol. 51, N°. 161, p. 19-24, jul/ago. 1991.

EMBRAPA. Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária. Gado de Leite. Estatísticas Agropecuárias, 2012, **Gado de Leite**. Disponível em: <http://www.cnpq.embrapa.br/>. Acesso em: 20/06/2012.

FANG, H.H.P., CHUI, H.K., LI, Y.Y. Microbial structure and activity of UASB granules treating different wastewaters. **Water Science Technology**. 30, 87–96, 1994.

FORESTI, E. Fundamentos do processo de digestão anaeróbia. **Anais III Taller y Seminario Latinoamericano: tratamiento anaerobio de aguas residuales**. Montevideo, Uruguay, 1994. p. 97-110.

FOSCHIERA, J. L. **Indústria de laticínios: industrialização do leite análises, produção de derivados**. Porto Alegre: Sulina, 2004. 88 p.

GUIOT, S.R., ARCAND, Y., CHARIE, C. Advantage of fluidization on granule size and activity development in upflow anaerobic sludge bed reactors. **Water Science Technology**. 26, 897–906, 1992.

HUANG, J. et al. Consecutive reaction kinetics involving a layered Structure of the granule in UASB reactors. **Water Research**, 40, 2947 – 2957, 2006.

MACÊDO, J. A., B. **Introdução à Química Ambiental**. 1ª. Ed. Juiz de Fora - MG: JORGE MACÊDO, 2002.

LETTINGA, G. et al. UASB-process design for various types of wastewaters. **Water Science Technology**, Vol. 24, p. 87-107, 1991

MACHADO, R. M. G.; FREIRE, V. H.; SILVA P. C. da, FIGUEIREDO, D. V. e FERREIRA, P. E. **Controle ambiental em pequenas e médias indústrias de laticínios**, Belo Horizonte. Segrac, 2002. 224p.

MacLEOD, F.A. *et al.* Layered structure of bacterial aggregates produced in a upflow anaerobic sludge bed and filter reactor. **Appl. Environmental. Microbiological.** 56 (6), 1958 – 1607, 1990.

MAHMOUD, N.; ZEEMAN, G.; GIJZEN, H.; LETTINGA, G. Anaerobic sewage treatment in a one-stage UASB reactor and a combined UASB-Digester system. **Water Research**, n. 38, 2004. p. 2348-2358.

McCARTY^A, P. L. Anaerobic waste treatment fundamentals, part one, chemistry and microbiology. **Public Works** sept. 1964. p. 107-112.

McCARTY^B, P. L. Anaerobic waste treatment fundamentals, part two, environmental requirements and control. **Public Works** oct. 1964. p. 123-126.

METCALF & EDDY. **Wastewater engineering: treatment, disposal, and reuse.** 3^a. Ed. New York: Tata McGraw-Hill, 1995, 1334 p.

MEYSTRE, J. A. **Partida de um reator UASB, em escala piloto, para tratamento de efluente doméstico : estudo de caso para a região da Serra da Mantiqueira.** Dissertação de mestrado. Universidade Federal de Itajubá – MG.128p., 2007.

MIDDLEBROOKS, E. J. **Industrial Pollution Control Vol. 1: Agro-industries,** Canadá, 1979.

MINAS AMBIENTE/CETEC. **Pesquisa tecnológica para controle ambiental em pequenos e médios laticínios de Minas Gerais: estado da arte.** Belo Horizonte, Vol. 1,2 e 3, 1998.

NADAIS, H. *et al.* (2005) Treatment of Dairy wastewater in UASB reactors inoculated with flocculent biomass. **Water SA**, Vol. 31, n^o 4, 603 – 608.

NAVAL, L. P. *et al.* Estudo da Eficiência de um Reator Anaeróbico de Fluxo Ascendente e Caracterização dos Efluentes do Laticínio - **CAT. 21^o Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**, 2001.

NOPHARATANA, A.; CLARKE, W.P.; PULLAMMANAPPALLIL, P.C.; SILVEY, P. & CHYNOWETH, D. P. **Bioresource Technology**, v.64, p.169-174, 1998.

OLIVA, L. C. H. V. **Tratamento de esgotos sanitários com reator anaeróbio de manta de lodo (UASB). Protótipo: desempenho e respostas dinâmicas às sobrecargas hidráulicas**, São Carlos, Tese de Doutorado em Hidráulica e Saneamento, Escola de Engenharia de São Carlos, USP.

PASSEGGI, M. et al. Modified UASB reactor for dairy industry wastewater: performance indicators and comparison with the traditional approach. **Journal of Cleaner Production**, 26, 90 – 94, 2012.

PEIRANO, M. M. F. Tratamento de efluentes em laticínios. **Revista Leite e Derivados**, N°. 21. São Paulo: Dipemar, 1995.

PERLE, M. et al. Some biochemical aspects of the anaerobic degradation of dairy wastewater. **Water Research**, v. 29, n. 6, p. 1549-1554, 1995.

PILOTTO, J. S. **Contribuições para modelagem matemática do comportamento dos tanques sépticos para remoção de matéria orgânica**. 2004. 187f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental) – Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2004.

QASIM, Syed R. **Wastewater treatment plants – planning, desing and operation**. 2ª. Ed. New York: CRC PRESS LLC, 1998. 1126 p.

RAMALHO, R. S. **Introduction to Wastewater Treatment Processes**. 2th Ed. São Diego, California: Academic Press, 1983.

RAMOS, A. R. **Avaliação da influência da operação de descarte de lodo no desempenho de reatores UASB em estações de tratamento de esgotos no Distrito Federal**. 2008. 135f. Dissertação (Mestrado em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos) – Universidade de Brasília- Brasília, 2008.

SANT'ANNA JR., GERALDO LIPPEL. **Tratamento Biológico de efluentes: fundamentos e aplicações**. Rio de Janeiro, Interciência, 2010. 418p.

SCHOENINGER, F. **Estudo da Biodegradabilidade de Efluentes de Laticínios**. Dissertação de Mestrado, UFSC, 115P., 2005.

SEGHEZZO, L.; ZEEMAN, G.; VAN LIER, J. B.; HAMELERS, H. V. M.; LETTINGA, L. A review: The anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors. **Bioresource Technology** N°. 65, 1998, 190-215.

TAWFIK, A. *et al.* Treatment of a combined dairy and domestic wastewater in a up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor followed by activated sludge (AS system). **Desalination**, 227, 167 – 177, 2008.

Von SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos** – 2ª. Ed. Belo Horizonte: Departamento de Eng. Sanitária e Ambiental. UFMG. 243 p., 1996.

ZHANG, Y. *et al.* Rapid startup of a hybrid UASB-AFF reactor using bi-circulation. **Chemical Engineering Journal** 155, 266 – 271, 2009.

ZHU, J., HU, J., GU, X. The bacterial numeration and an observation of a new syntrophic association for granular sludge. **Water Science Technology**. 36, 133–140, 1997.

WEILAND, P. e ROZZI, A. The start-up, operation and monitoring of high-rate anaerobic treatment systems: discussor's report. **Water Science and Technology**. V. 24, n. 8, 1991. p. 257-277.