

FRANCIANE SCHOENINGER

**ESTUDO DA BIODEGRADABILIDADE
DE EFLUENTES DE LATICÍNIOS**

Florianópolis - SC

2005

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
CENTRO TECNOLÓGICO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ALIMENTOS

**ESTUDO DA BIODEGRADABILIDADE
DE EFLUENTES DE LATICÍNIOS**

Dissertação submetida ao Curso de Pós-Graduação em Engenharia de Alimentos da Universidade Federal de Santa Catarina, como requisito parcial à obtenção do Grau de Mestre em Engenharia de Alimentos.

*Orientador: Prof. Hugo Moreira Soares,
Ph.D.*

FRANCIANE SCHOENINGER

Florianópolis, 31 de agosto de 2005.

**ESTUDO DA BIODEGRADABILIDADE
DE EFLUENTES DE LATICÍNIOS**

por

FRANCIANE SCHOENINGER

Dissertação aprovada como requisito parcial para obtenção do título de Mestre no Curso de Pós-Graduação em Engenharia de Alimentos, pela comissão:

Prof. Hugo Moreira Soares, Ph.D.

Orientador

Prof^a. Dr^a Gláucia M. F. de Aragão

Coordenadora do Curso de Pós-Graduação em Eng. de Alimentos

Banca Examinadora:

Prof. Hugo Moreira Soares, Ph.D.

Prof. D. Sc. José Carlos Cunha Petrus

Prof^a. Dr^a Valéria Reginatto Spiller

Florianópolis, 31 de agosto de 2005.

*Aos meus amados pais, Selio e Nelci,
que sempre compartilharam meus
sonhos e desalentos, vitórias e
derrotas, alegrias e tristezas,
incentivando-me a prosseguir a
jornada, fossem quais fossem os
obstáculos.*

AGRADECIMENTOS

Ao professor *Hugo Moreira Soares* pela paciência, ensino, dedicação e orientação deste trabalho.

À *UNIDAVI*, pela colaboração técnica e fornecimentos das condições necessárias para o desenvolvimento do trabalho.

À professora e amiga *Regiane Cristina Momm*, pelo incentivo, prestatividade e colaboração.

Ao Laticínio SoMarchi, pelo fornecimento da água residuária para a realização dos ensaios.

À amiga *Estela*, pelo grande auxílio e preocupação durante a realização dos ensaios.

Ao *Walter*, pela paciência, incentivo, ajuda e apoio nos momentos mais difíceis.

Aos meus pais, *Selio e Nelci*, pelo incentivo e apoio durante todas as fases da minha vida.

Muito obrigada!!!

“Ninguém jamais se afogou em seu próprio suor”

(Provérbio alemão)

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS	ix
LISTA DE TABELAS	xi
LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS	xii
LISTA DE SÍMBOLOS	xiii
RESUMO	xv
ABSTRACT	xvi
1 INTRODUÇÃO	1
2 OBJETIVOS	3
2.1 OBJETIVO GERAL.....	3
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	3
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	4
3.1 CARACTERÍSTICAS DOS EFLUENTES INDUSTRIAIS.....	4
3.2 A INDÚSTRIA DE LATICÍNIOS.....	5
3.2.1 Processamento do Leite e Derivados.....	7
3.2.2 Características dos Efluentes da Indústria de Laticínios.....	15
3.3 TRATAMENTO DOS EFLUENTES DAS INDÚSTRIAS DE LATICÍNIOS.....	17
3.3.1 Tratamento Aeróbio.....	19
3.3.1.1 Microbiologia dos processos aeróbios.....	21
3.3.1.2 Microfauna e desempenho dos processos aeróbios.....	25
3.3.1.3 Condições ambientais.....	27
3.3.1.4 Processo de lodos ativados.....	28
3.3.2 Tratamento Anaeróbio.....	36
3.3.2.1 A digestão anaeróbia.....	36
3.3.2.2 Microbiologia e bioquímica da digestão anaeróbia.....	38
3.3.2.3 Necessidades nutricionais.....	41
3.3.2.4 Temperatura.....	45
3.3.2.5 pH.....	46
3.3.2.6 Reatores anaeróbios.....	46

4 MATERIAIS E MÉTODOS	51
4.1 DESCRIÇÃO DO SISTEMA EXPERIMENTAL.....	51
4.2 INÓCULO.....	54
4.3 EFLUENTE, AMOSTRAGEM E PRESERVAÇÃO.....	55
4.3.1 <i>Lay-out</i> da Indústria e Efluente.....	55
4.3.2 Amostragem e Preservação.....	56
4.4 PARTIDA E OPERAÇÃO DOS REATORES.....	56
4.4.1 Cálculos.....	59
4.5 MÉTODOS ANALÍTICOS.....	60
4.5.1 Medida de pH.....	60
4.5.2 Medida do Oxigênio Dissolvido (OD).....	60
4.5.3 Determinação de Sólidos.....	60
4.5.4 Determinação da Alcalinidade Total.....	61
4.5.5 Determinação de Nitrogênio Total (Kjeldahl) e Amoniacal.....	61
4.5.6 Determinação de Fósforo Total.....	61
4.5.7 Determinação de DQO.....	62
4.5.8 Determinação de DBO ₅	62
5 RESULTADOS E DISCUSSÃO	63
5.1 CARACTERIZAÇÃO FÍSICO-QUÍMICA DO EFLUENTE.....	63
5.2 ENSAIOS DE BIODEGRADABILIDADE UTILIZANDO REATORES ANAERÓBIOS.....	64
5.2.1 Evolução da DQO de Saída e Eficiência da Sua Remoção nos Reatores Anaeróbios.....	64
5.2.2 Evolução da Produção de Gás Metano nos Reatores Anaeróbios.....	69
5.2.3 Evolução do pH nos Reatores Anaeróbios.....	70
5.3 ENSAIOS DE BIODEGRADABILIDADE UTILIZANDO REATOR AERÓBIO.....	71
5.3.1 Evolução da DQO de Saída e Eficiência da Sua Remoção no Reator Aeróbio.....	71
5.3.2 Evolução do pH no Reator Aeróbio.....	73
5.3.3 Evolução do Oxigênio Dissolvido no Reator Aeróbio.....	74
5.4 ENSAIOS DE BIODEGRADABILIDADE ACOPLANDO OS REATORES ANAERÓBIO A E AERÓBIO.....	75
5.4.1 Evolução da DQO de Saída e Eficiência da Sua Remoção nos	

Reatores Anaeróbio e Aeróbio Após o Acoplamento.....	75
5.4.2 Evolução da Produção de Gás Metano no Reator Anaeróbio Após o Acoplamento.....	76
5.4.3 Evolução do pH nos Reatores Anaeróbio e Aeróbio Após o Acoplamento.....	77
5.4.4 Evolução do OD nos Reator Aeróbio Após o Acoplamento.....	78
5.5 CONSIDERAÇÕES FINAIS.....	79
6 CONCLUSÕES.....	81
7 SUGESTÕES DE TRABALHOS FUTUROS.....	82
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	83
ANEXOS.....	89

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1	- Fluxograma de processamento do leite em uma usina beneficiadora, origem e natureza dos despejos.....	9
Figura 3.2	- Fluxograma de produção de creme de leite, origem e natureza dos despejos.....	10
Figura 3.3	- Fluxograma de produção de queijo, origem e natureza dos despejos.....	12
Figura 3.4	- Fluxograma de produção de iogurte, origem e natureza dos despejos.....	14
Figura 3.5	- Crescimento relativo de microrganismos na estabilização aeróbia de resíduo orgânico líquido.....	26
Figura 3.6	- Fluxograma típico do sistema de lodos ativados convencional.....	29
Figura 3.7	- Seqüências metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia.....	39
Figura 4.1	- Representação esquemática do reator anaeróbio A.....	52
Figura 4.2	- Representação esquemática do reator anaeróbio B	53
Figura 4.3	- Representação esquemática do reator aeróbio.....	54
Figura 5.1	- Evolução da DQO de saída e eficiência da sua remoção no reator anaeróbio A.....	65
Figura 5.2	- Evolução da DQO de saída e eficiência da sua remoção no reator anaeróbio B.....	66
Figura 5.3	- Evolução da produção de gás metano nos reatores anaeróbios A e B.....	69
Figura 5.4	- Evolução do pH nos reatores anaeróbios A e B.....	70
Figura 5.5	- Evolução da DQO de saída e eficiência da sua remoção no reator aeróbio.....	72
Figura 5.6	- Evolução do pH no reator aeróbio.....	73
Figura 5.7	- Evolução do OD no reator aeróbio.....	74

Figura 5.8	- Evolução da DQO nos reatores anaeróbio A e aeróbio e eficiência de remoção após o acoplamento.....	76
Figura 5.9	- Evolução da produção de metano no reator anaeróbio A após o acoplamento.....	77
Figura 5.10	- Evolução do pH nos reatores anaeróbio A e aeróbio após o acoplamento.....	78
Figura 5.11	- Evolução do OD no reator aeróbio após o acoplamento.....	79

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1	- Composição média do leite e subprodutos (em 100g)....	7
Tabela 3.2	- Valores de literatura para DBO, sólidos e pH de despejos de laticínios.....	16
Tabela 3.3	- Grupos metabólicos de bactérias envolvidas no processo de lodos ativados.....	23
Tabela 3.4	- Microrganismos indicadores das condições de depuração.....	27
Tabela 3.5	- Condições de operação do processo de lodos ativados.	33
Tabela 3.6	- Principais vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios comparados com os aeróbios.....	37
Tabela 3.7	- Composição química das bactérias metanogênicas.....	43
Tabela 3.8	- Características de um reator UASB.....	49
Tabela 4.1	- Programa de partida e operação dos reatores.....	57
Tabela 4.2	- Programa de operação dos reatores anaeróbio A e aeróbio após o acoplamento.....	58
Tabela 5.1	- Resultados da caracterização do efluente do laticínio Somarchi.....	63

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

CASAN	-	Companhia Catarinense de Águas e Saneamento
CIDASC	-	Companhia Integrada de Desenvolvimento Agrícola de Santa Catarina
CONAMA	-	Conselho Nacional do Meio Ambiente
EMBRAPA	-	Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária
EGSB	-	<i>Expanded Granular Sludge Bed</i> (Reator de manta de lodo granular expandido)
IBGE	-	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
SIE	-	Serviço de Inspeção Estadual
UASB	-	<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i> (Reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo)
UNIDAVI	-	Universidade para o Desenvolvimento do Alto Vale do Itajaí

LISTA DE SÍMBOLOS

°C	-	Grau Celsius
C	-	Carbono
Ca	-	Cálcio
CaCO₃	-	Carbonato de cálcio
CH₄	-	Metano
Cl	-	cloro
CO₂	-	Gás carbônico
d	-	Dia
DBO₅	-	Demanda bioquímica de oxigênio de 5 dias à 20°C
DQO	-	Demanda química de oxigênio
g	-	grama
H₂	-	Hidrogênio (gasoso)
H₂S	-	Gás sulfídrico
Kg	-	quilograma
L	-	Litro
m	-	metro
m₂	-	metro quadrado
m₃	-	metro cúbico
mg	-	miligrama
mL	-	mililitro
N	-	Nitrogênio
NH₃	-	Amônia
NH₄	-	Amônio
nm	-	Nanômetro
NO₂	-	Nitrito
NO₃	-	Nitrato
O₂	-	Oxigênio (gasoso)
OD	-	Oxigênio dissolvido
P	-	Fósforo

PO₄³⁻	-	Ortofosfato
P₂O₃⁴⁻	-	Polifosfato
S	-	Enxofre
SST	-	Sólidos suspensos totais
SSV	-	Sólidos suspensos voláteis
ST	-	Sólidos totais
SV	-	Sólidos voláteis
TKN	-	Nitrogênio total Kjeldahl
TRH	-	Tempo de retenção hidráulica
TRS	-	Tempo de retenção de sólidos
θ_c	-	Tempo de detenção celular

RESUMO

O Estado de Santa Catarina, em especial a região do Vale do Itajaí, tem um grande número de laticínios de pequeno e médio porte, cuja contribuição material em termos de poluição de águas receptoras é significativa, uma vez que descartam enormes quantidades de águas residuárias com elevadas concentrações de matéria orgânica e nutrientes. O tratamento utilizado para águas residuárias de laticínios é, em sua maioria, do tipo biológico, em virtude da grande quantidade de matéria orgânica facilmente biodegradável presente em sua constituição. Este trabalho visa verificar a biodegradabilidade dos efluentes da indústria de laticínios e testar alternativas para o seu tratamento, através de processos aeróbios e anaeróbios, além da união dos dois processos, verificando qual destes melhor se aplica. A operação de reatores anaeróbios demonstrou grande dificuldade em alimentá-los com o efluente *in natura*, onde obtiveram-se valores inferiores a 30% de eficiência na remoção da DQO de entrada, operando com cargas de 0,85 gDQO/dia e 1,2 gDQO/dia. Já alimentando o reator anaeróbio com o efluente diluído em água na proporção de 1:2 e com uma carga de 1 gDQO/dia, houve um significativo aumento na sua eficiência, atingindo valores superiores a 90% na remoção da DQO de entrada. O reator aeróbio não apresentou esta dificuldade, mostrando-se mais eficiente, mesmo quando alimentado com o efluente bruto, atingindo valores superiores a 90% de remoção da DQO de entrada, quando operado com cargas de 0,85 gDQO/dia e 1,275 gDQO/dia. Após o acoplamento dos reatores obteve-se ótimos resultados de eficiência na remoção da DQO de entrada, com valores superiores a 80%, atingindo em vários momentos até 100% de eficiência, com o reator anaeróbio operando com uma carga de 1,5 gDQO/dia, alimentado com o efluente diluído em água na proporção de 1:1.

Palavras-chave: efluente de laticínios, tratamento aeróbio, tratamento anaeróbio.

ABSTRACT

Santa Catarina State, in special Alto Vale do Itajaí Region, has a great number of dairy industries of small and medium loads, whose material contribution in terms of pollution of receptor waters is significant, once that they discard big quantities of wastewater with high concentration of organic matters and nutrients. The treatment that has been used for wastewater of dairy industries is, in general, a biologic type, due to the great quantity of organic matters easily biodegradable present in its constitution. This work aims to verify the biodegradability of the wastewater of dairy industries and to test alternatives for its treatment, through aerobic and anaerobic processes, besides the union of the two processes, verifying which one of them is the best to apply. The operation of anaerobic reactors showed great difficulty in feeding them with the wastewater in natura, where it was obtained inferior values to 30% of efficiency in removing the COD of entrance, operating with loads of 0,85 gCOD/day and 1,2 gCOD/day. But feeding the anaerobic reactor with diluted wastewater in water at the rate of 1:2 and with load of 1 gCOD/day, there was a significant increase in its efficiency, reaching superior values to 90% in removing the COD of entrance. The aerobic reactor didn't present this difficulty, being more efficient, even when fed with raw wastewater, reaching superior values to 90% in removing the COD of entrance, when operated with loads of 0,85 gCOD/day and 1,275 gCOD/day. After the reactors connection, it was obtained great results of efficiency in removing the COD of entrance, with superior values to 80%, reaching in several moments 100% of efficiency, with the anaerobic reactor operating with load of 1,5 gCOD/day, fed with the diluted wastewater in water at the rate of 1:1.

Key words: wastewater of dairy industries, aerobic treatment, anaerobic treatment.

1 INTRODUÇÃO

O acelerado avanço tecnológico, associado a um intenso processo de urbanização, tem causado sérios problemas ambientais ao planeta, sobretudo nas nações menos desenvolvidas ou em desenvolvimento.

As agressões ambientais são devidas, basicamente, à exploração predatória dos recursos naturais e à falta de medidas de controle para o lançamento de resíduos sólidos, líquidos e gasosos, dos mais variados tipos de indústrias.

Com o crescimento da preocupação em caráter mundial em se conseguir o desenvolvimento sustentável e o conseqüente aumento do poder de pressão do consumidor, cada vez mais exigente em termos ambientais, as empresas potencialmente poluidoras estão preocupadas com sua imagem, de maneira que estão procurando adaptar-se aos novos tempos, diminuindo seu potencial poluidor. A rígida legislação ambiental, também fez com que as indústrias direcionassem suas atenções para o tratamento de efluentes, no sentido de minimizar os impactos ambientais gerados sobre os mananciais naturais.

Dentro desta gama de setores industriais, pode-se citar as indústrias de derivados lácteos, que constituem uma parcela importante da indústria alimentícia.

O Estado de Santa Catarina, em especial a região do Vale do Itajaí, tem um grande número de laticínios de pequeno e médio porte. De acordo com dados fornecidos pela CIDASC (2005), são 55 indústrias inspecionadas pelo SIE, entre beneficiadoras de leite e fábricas de laticínios, sendo 18 delas localizadas na região do Vale do Itajaí.

Sua contribuição material em termos de poluição de águas receptoras é significativa, uma vez que descartam enormes quantidades de águas residuárias com elevadas concentrações de matéria orgânica e nutrientes. Esses resíduos podem provocar efeitos adversos em diferentes espécies de animais. A gordura e os outros detritos produzidos pela indústria provocam a proliferação de microorganismos que consomem o oxigênio da

água e, em situações críticas, podem causar grande mortandade de peixes. Portanto, torna-se necessário e obrigatório o tratamento prévio de seus despejos líquidos antes do lançamento.

O tratamento dispensado às águas residuárias de laticínios é, em sua maioria, do tipo biológico, em virtude da grande quantidade de matéria orgânica facilmente biodegradável presente em sua constituição.

Os processos biológicos, inicialmente desenvolvidos para tratamento de esgotos, são, em geral, os mais eficientes para o tratamento de efluentes contendo material orgânico biodegradável e consistem, basicamente, em colocar em contato o efluente com uma cultura adequada de microrganismos, os quais irão degradar os compostos orgânicos presentes no efluente.

Os microrganismos utilizados no processo se formam face às condições ambientais adequadas que se estabelecem nas câmaras de aeração (processos aeróbios) ou nos biodigestores (processos anaeróbios). Os microrganismos aeróbios podem decompor substâncias simples ou complexas, em dióxido de carbono e água, enquanto os anaeróbios são capazes de degradar as mesmas substâncias, sendo gerado como produto final o metano e o dióxido de carbono.

Os processos aeróbios conseguem atingir altos graus de depuração, porém, têm como inconveniente a produção de grandes quantidades de lodos residuais, os quais devem ser dispostos em aterros sanitários, acarretando em alto custo financeiro para a empresa. Outra desvantagem dos processos aeróbios é a grande quantidade de energia utilizada na operação dos aeradores. Os processos anaeróbios apresentam uma menor eficiência, entretanto, têm a vantagem de produzir 5 a 20 vezes menos lodo biológico se comparados com os processos aeróbios e de apresentar um saldo positivo de energia com a produção de metano e não utilização de energia para a aeração.

Este trabalho visa verificar a biodegradabilidade dos efluentes da indústria de laticínios e testar alternativas para o seu tratamento, através de processos aeróbios e anaeróbios, além da união dos dois processos, verificando qual destes melhor se aplica.

2 OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GERAL

Estudar a viabilidade de tratar biologicamente o efluente de uma indústria de laticínios, verificando as alternativas tecnológicas para este fim, seja por processo aeróbio ou anaeróbio ou ambos em conjunto.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Caracterizar físico-quimicamente o efluente gerado na indústria;
- Verificar a biodegradabilidade da matéria orgânica do efluente;
- Estudar a partida e operação de reatores contínuos em regime de batelada alimentada por processos aeróbio e anaeróbio, bem como o acoplamento dos dois processos;

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 CARACTERÍSTICAS DOS EFLUENTES INDUSTRIAIS

A utilização de água pela indústria pode ocorrer de diversas formas, tais como: limpeza das instalações, lavagens de máquinas, tubulações e pisos; águas de sistemas de resfriamento e geradores de vapor; águas utilizadas diretamente nas etapas do processo industrial ou incorporadas aos produtos; e esgotos sanitários dos funcionários. Exceto pelos volumes de águas incorporados aos produtos e pelas perdas por evaporação, as águas tornam-se contaminadas por resíduos do processo industrial ou pelas perdas de energia térmica, originando assim os efluentes líquidos.

Os efluentes líquidos ao serem despejados com os seus poluentes característicos causam a alteração de qualidade nos corpos receptores e conseqüentemente a sua poluição.

De acordo com a Lei nº 6.938/81, art.3º, inciso III, define-se como poluição a degradação da qualidade ambiental resultante de atividade que direta ou indiretamente:

- a) Prejudiquem a saúde, a segurança e o bem estar da população;
- b) Criem condições adversas às atividades sociais e econômicas;
- c) Afetem desfavoravelmente a biota;
- d) Afetem as condições estéticas ou sanitárias do meio ambiente;
- e) Lancem matérias ou energia em desacordo com os padrões ambientais estabelecidos.

VON SPERLING (1996) define poluição das águas como a adição de substâncias ou de formas de energia que, direta ou indiretamente, alterem a natureza do corpo d'água de uma maneira tal que prejudique os legítimos usos que dele serão feitos.

As causas mais comuns da poluição de mananciais são os despejos de águas residuárias domésticas e de efluentes industriais. Os despejos de efluentes industriais passaram a receber especial atenção principalmente após a revolução industrial, quando começaram a ser

produzidos em grande escala. Hoje existem várias leis que estabelecem os limites suportáveis de presença de elementos nas águas potencialmente prejudiciais à saúde e ao bem estar da humanidade.

O impacto que as águas residuárias industriais causam ao meio ambiente depende muito da sua composição química, da quantidade e da velocidade com que são lançadas ao meio ambiente e da capacidade do ambiente natural em neutralizar os efeitos adversos causados pelos poluentes através das próprias características do ambiente específico, fenômeno este conhecido como autodepuração (SOARES, 2005).

As características dos efluentes industriais variam essencialmente com o tipo da indústria, com o processo industrial utilizado e com os métodos de controle dos despejos. Diz-se então que cada indústria é um caso distinto e que, entre indústrias do mesmo tipo existem despejos diferentes (BRAILE, 1993). Portanto, é essencial que seja verificada a aplicabilidade dos processos de tratamento em cada caso específico, mostrando a sua viabilidade técnica de utilização.

As principais características físicas das águas residuárias são: seu conteúdo de sólidos totais, temperatura, cor, odor e turbidez. Quanto às suas características químicas destacam-se os compostos orgânicos (proteínas, carboidratos, gorduras e óleos), constituídos normalmente de uma combinação de carbono, hidrogênio e oxigênio e, em alguns casos, nitrogênio. Outros importantes elementos, tais como enxofre, fósforo e ferro podem também estar presentes (VON SPERLING, 1996; BRAILE, 1993). A caracterização destes efluentes indicará as necessidades de tratamento e as tecnologias mais adequadas a serem aplicadas no caso específico.

3.2 A INDÚSTRIA DE LATICÍNIOS

O Brasil é reconhecido internacionalmente por uma diversidade de potencialidades, tendo se posicionado, cada vez mais, como o “celeiro produtivo de alimentos” para o mundo. Em se tratando da produção de leite, o Brasil está entre os 10 maiores produtores de leite do planeta, ocupando a

sexta colocação no ranking mundial, segundo dados da Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária - EMBRAPA (2004), divisão Gado de Leite. A produção mundial de leite é de 515 bilhões 837 milhões de litros/ano e em 2004, o Brasil produziu 23 bilhões 320 milhões de litros do produto, 4,5% de todo o leite produzido nos continentes. Os EUA, líderes mundiais, participam com 15% e a Índia, número dois no ranking mundial, com 7,3%. Considerando os continentes, a Europa é o que mais produz leite no mundo, tendo fechado o ano de 2004 com uma produção superior a 209 bilhões de litros/ano – 40,6% de todo o leite produzido no mundo. A América registrou 146 bilhões de litros (28,4%); seguida da Ásia, com 113 bilhões (21,9%); da Oceania, com 25 bilhões (4,9%); e da África, com 21,6 bilhões (4,2%).

No ranking nacional, a região Sudeste é a maior produtora de leite, com algo em torno de 9 bilhões de litros produzidos por ano. A região Sul é a segunda colocada, com 5,7 bilhões de litros/ano; seguida pelo Centro-Oeste; Nordeste; Norte e Distrito Federal. O estado de Minas Gerais figura como líder nacional com 6,4 bilhões de litros/ano, 30% de toda a produção nacional. O estado de Goiás (11,8%) é o segundo colocado, seguido pelos estados de São Paulo (11%), Rio Grande do Sul (10,9%) e Paraná com participação de 9,6% da produção nacional.

Ainda segundo a EMBRAPA (2004), a produção nacional de 23 bilhões de litros refere-se, apenas, ao leite inspecionado pelos Ministérios da Agricultura e da Saúde. Estima-se que boa parcela da produção nacional ainda não seja inspecionada e não faz parte desta estatística, como produções consumidas *in natura*, ou utilizadas na informalidade por fábricas artesanais de derivados, principalmente de queijos. De toda a produção nacional, algo em torno de 14,4 bilhões de litros são industrializados. A produção de queijo consome 33% de todo o leite inspecionado no país, sendo, portanto, o principal derivado resultante da industrialização do leite no Brasil. O leite longa vida consome 19,3% da produção nacional; o leite em pó, mais 16,4%; o leite cru, 9,5%; o pasteurizado, 6,8%; e outros produtos consomem os demais 15% da produção.

3.2.1 Processamento do Leite e Derivados

A indústria de laticínios produz vários produtos diferentes, abrangendo desde o processamento do leite ou queijo até uma complexa variabilidade de multiprodutos, tais como: leite condensado, leite em pó, sorvetes, iogurte, manteiga e algumas vezes até soro de queijo (VIDAL, et al., 2000).

Na Tabela 3.1 é apresentada a composição média do leite e derivados.

Tabela 3.1 - Composição média do leite e subprodutos (em 100g)

Produto	Gordura (g)	Proteína (g)	Lactose (g)	Ácido láctico (g)	Sólidos orgânicos totais (g)	Ca (mg)	P (mg)	Cl (mg)
Leite desnatado	0,08	3,5	5,0	-	8,56	121	95	100
Leite integral	3,0	3,5	4,9	-	13,1	118	93	102
Creme grosso	40,0	2,2	3,1	-	45,3	75	59	38
Leite com chocolate	3,5	3,4	5,0	-	18,5	111	94	100
Manteiga batida	0,3	3,0	4,6	0,1	8,0	121	95	103
Iogurte	3,0	3,5	4,0	1,1	10,5	143	112	105
Leite condensado	8,0	7,0	9,7	-	27,0	757	205	210
Sorvete	10,0	4,5	6,8	-	41,3	146	115	104
Soro (fresco)	0,3	0,9	4,9	0,2	6,3	51	53	95
Soro de requeijão (ácido)	0,08	0,9	4,4	0,7	6,1	96	76	95

FONTE: BRAILE (1993)

O perfeito entendimento do processamento dos produtos fabricados e das várias operações unitárias envolvidas se faz necessário para a determinação das fontes significativas de despejos de laticínios.

Segundo BRAILE (1993), o recebimento e a estocagem do leite são comuns para todas as unidades de produção de derivados. Outras operações que se aplicam a todos os outros subprodutos, incluem a utilização de centrífugas, pasteurização, enchimento e distribuição. O fluxograma do processamento do leite em uma usina beneficiadora está representado na Figura 3.1. Observa-se que as operações geradoras de despejos significativamente poluentes são: lavagem e desinfecção de equipamentos, quebra de embalagens contendo leite, perdas nas enchedeiras e lubrificação dos transportadores.

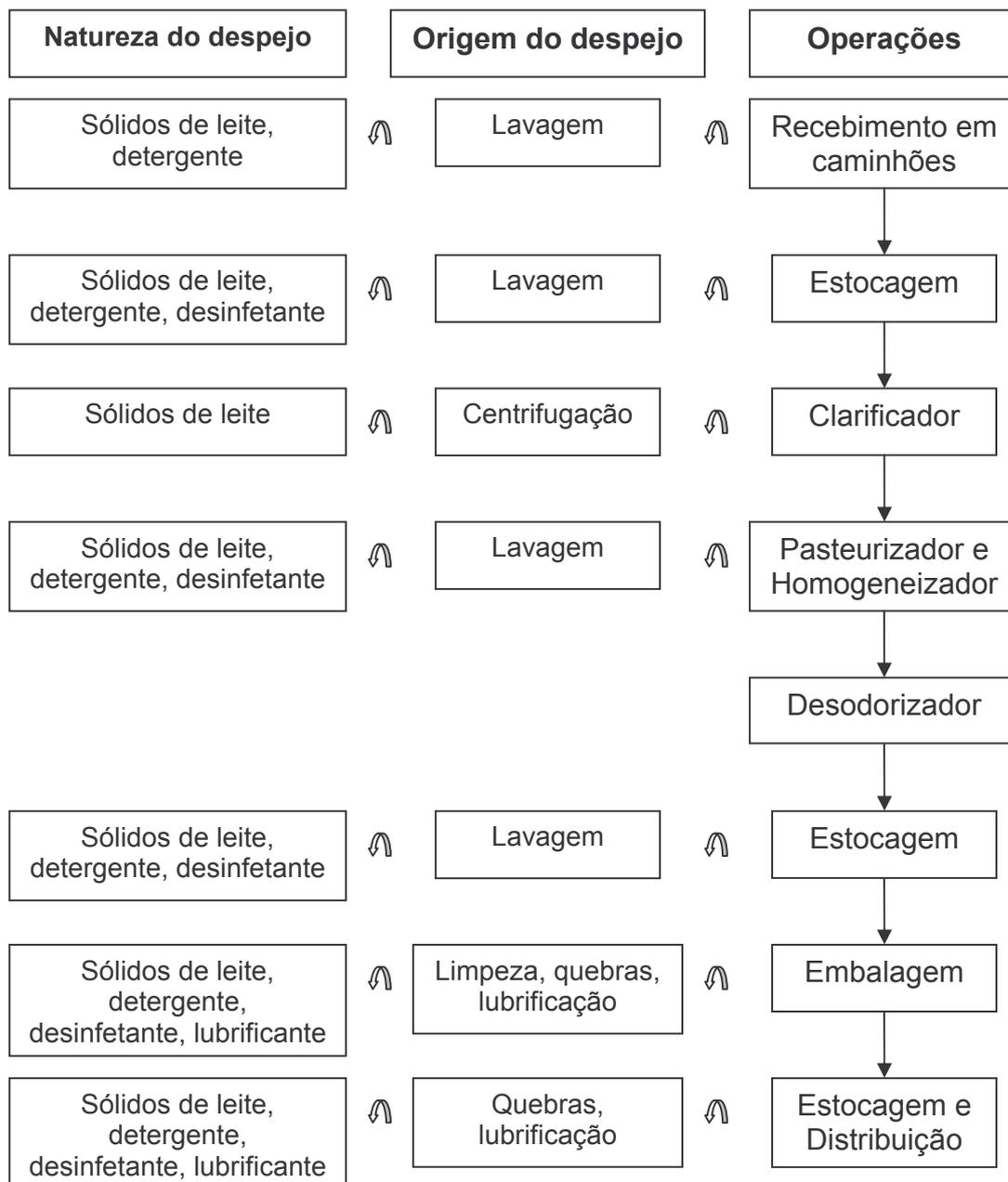


Figura 3.1 - Fluxograma de processamento do leite em uma usina beneficiadora, origem e natureza dos despejos

FONTE: adaptado de BRAILE (1993)

O processo de produção do creme e geração de resíduos está representado no fluxograma da Figura 3.2. O leite após o recebimento e estocagem, é enviado a uma centrífuga onde é feita a separação creme/leite. O leite desnatado obtido é utilizado na fabricação do queijo, iogurte e leite condensado. O creme de leite obtido passa por uma mistura, sendo, a seguir, pasteurizado e homogeneizado.

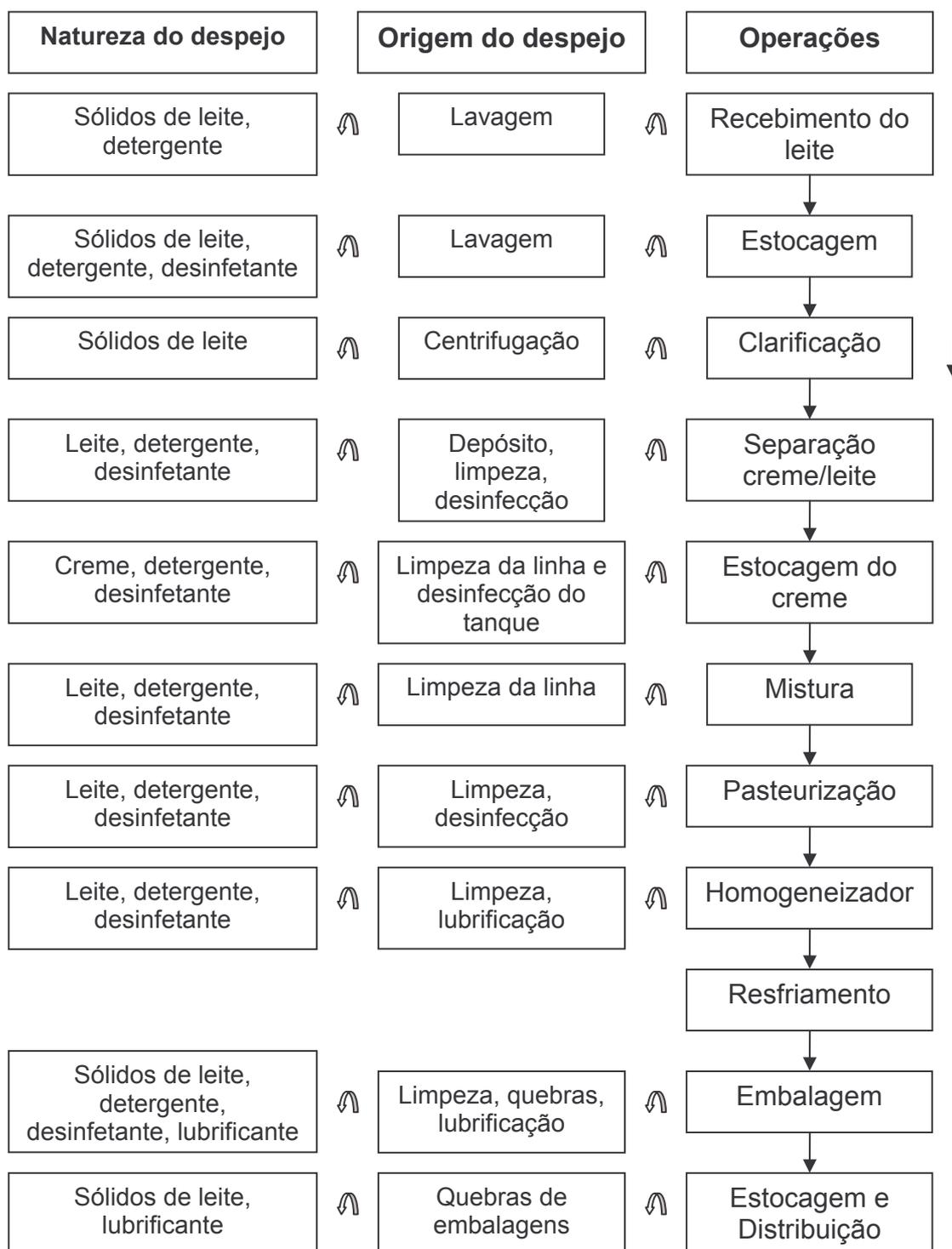


Figura 3.2 - Fluxograma de produção de creme de leite, origem e natureza dos despejos

FONTE: adaptado de BRAILE (1993)

Na fabricação do queijo, o leite desnatado sofre um processo de coagulação através de enzimas. Desta maneira, a emulsão é quebrada, obtendo-se uma parte sólida (coágulo) e uma parte líquida (soro), esta se

constituindo no resíduo que causa maior preocupação pela sua significativa taxa de matéria orgânica. Além do soro, as águas residuárias da área da queijaria, contêm coágulos, leite, detergentes, desinfetantes, e seu pH é mais baixo do que no processamento do leite e do creme, em virtude da formação de ácido láctico pela ação de microrganismos. O fluxograma de produção de queijo e geração de resíduos está representado na Figura 3.3.

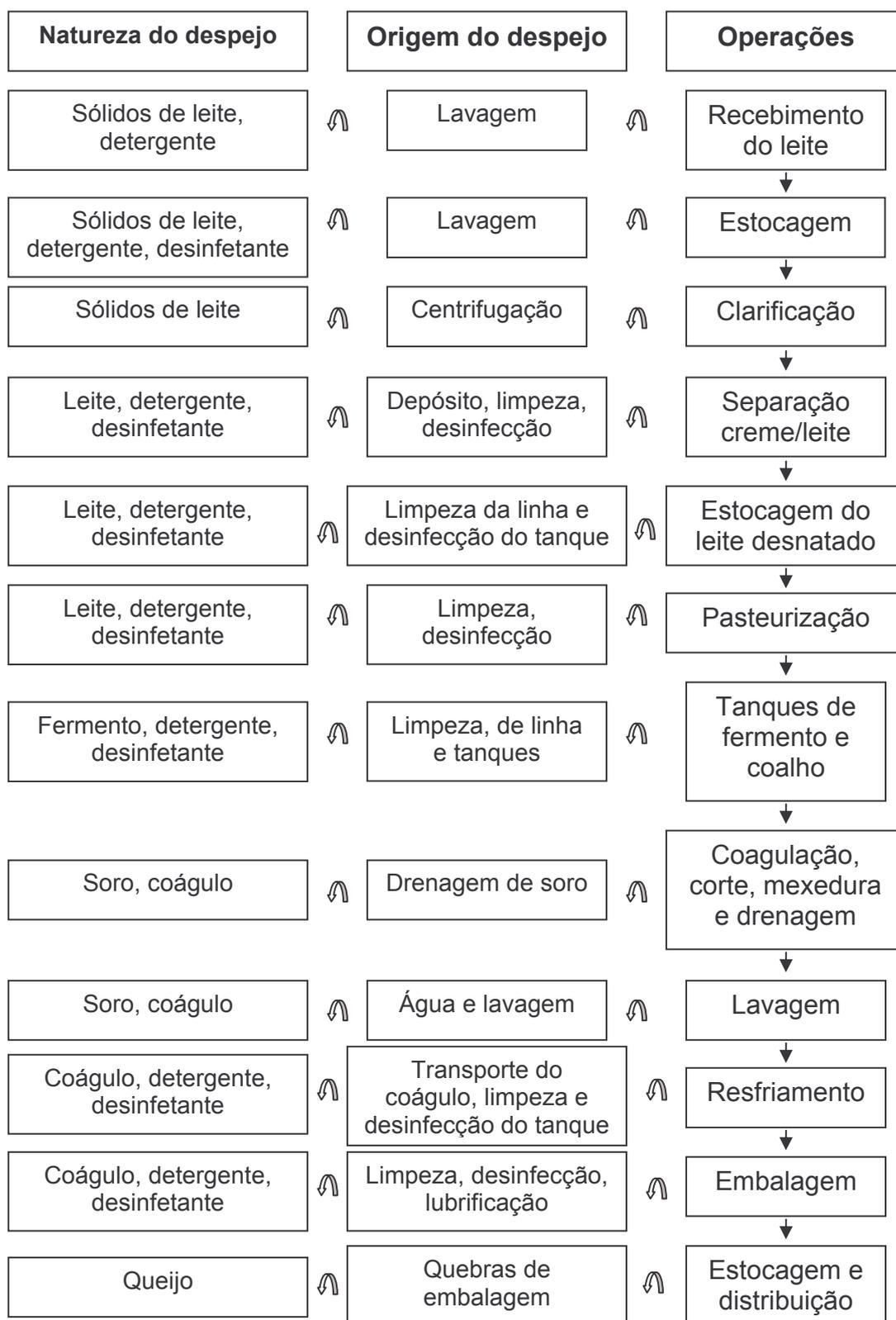


Figura 3.3 - Fluxograma de produção de queijo, origem e natureza dos despejos

FONTE: adaptado de BRAILE (1993)

Da mesma maneira, os despejos oriundos da fabricação de iogurte, possuem caráter ácido, pois também sofrem um processo fermentativo. Além disso, no caso do iogurte são feitas adições, tais como polpa de frutas, essências, açúcar, leite em pó, etc., que são responsáveis pela produção de despejos mais concentrados em matéria orgânica (BRAILE, 1993). O fluxograma de produção de iogurte e geração de resíduos está representado na Figura 3.4.



Figura 3.4 - Fluxograma de produção de iogurte, origem e natureza dos despejos

FONTE: adaptado de BRAILE (1993)

3.2.2 Características dos Efluentes da Indústria de Laticínios

Um laticínio tem uma exigência de água para as operações de lavagem e limpeza na ordem de 2 a 5 litros de água por litro de leite processado. Conseqüentemente, a quantidade de efluentes descarregada é elevada e tem uma alta concentração de matéria biodegradável presente. Assim, este tipo de indústria representa uma ameaça ao ambiente, a menos que tais efluentes estejam sujeitos a um tratamento apropriado (RAMASAMY et al., 2000).

A composição dos efluentes dessas indústrias consiste, principalmente, de quantidades variáveis de leite diluído, materiais sólidos flutuantes (principalmente substâncias graxas), detergentes, desinfetantes, lubrificantes, esgoto doméstico, e no caso da fabricação de queijo, tem-se ainda o soro, resíduo com elevada concentração de matéria orgânica. Os principais contribuintes à carga orgânica destas águas residuárias são a lactose, gorduras e proteínas (BRAILE, 1993; VIDAL, et al., 2000).

Estas águas residuárias são geralmente produzidas de um modo intermitente, e seu fluxo e características mudam de uma indústria para outra dependendo do tipo de processo e dos métodos de operação.

As características dos efluentes de indústrias de laticínios que têm importância significativa no tratamento de despejos são: DBO₅ (20°C), DQO, sólidos em suspensão, sólidos totais, sólidos orgânicos voláteis, pH, temperatura, constituintes inorgânicos, detergentes, desinfetantes e produtos químicos usados como lubrificantes (BRAILE, 1993).

Na Tabela 3.2 estão apresentados valores de literatura para DBO, sólidos e pH de despejos de laticínios.

Tabela 3.2 - Valores de literatura para DBO, sólidos e pH de despejos de laticínios

Produto	Valores para: (mg/L)					pH
	DBO	Sólidos suspensos totais	Sólidos suspensos voláteis	Sólidos voláteis totais	Sólidos totais	
Queijo	775 - 13760	306 - 4500	560	1391 - 2698	1246 - 8500	5,7-8,4
Manteiga	873 - 3760	354	1360	763 - 1740	700 - 5300	7,6-8,3
Leite condensado	1291	-	-	-	2793	7,8
Leite em pó	2150	-	500	1199	-	-
Secagem de soro	15 - 623	6 - 67	44 - 500	57	156	7,2-7,7
Leite	545 - 1010	250	230	1320	797 - 1340	7,3-8,1
Manteiga, leite em pó	3060	1322	-	-	3182	4,4
Queijo, manteiga	780	-	-	1130	2300	5,3-9,2
Produtos em geral	548	-	-	-	863	8,0

FONTE: adaptado de BRAILE (1993)

Observa-se na Tabela 3.2 que há grande variação nos valores de DBO de acordo com o tipo de produto. Segundo GAVALA et al. (1999), águas residuárias de laticínios processadores de leite têm uma DQO baixa, com valores médios de 3.000 mg/L; já no caso de indústrias produtoras de queijo, nas quais as águas residuárias contêm soro do queijo, a DQO pode atingir valores de 50.000 mg/L. LÓPEZ-FIUZA et. al. (2002), relatam valores de DQO inferiores a 5.000 mg/L para indústrias leiteiras e valores superiores a 60.000 mg/L para laticínios produtores de queijo.

As indústrias produtoras de queijo apresentam também valores mais elevados quanto ao conteúdo de sólidos, comparando-se com as

indústrias beneficiadoras de leite. Os valores de pH dos efluentes de queijarias são mais baixos devido à presença do soro, que apresenta esta característica.

De acordo com a Resolução nº 357, de 17 de março de 2005, do CONAMA, capítulo IV, art.24, os efluentes de qualquer fonte poluidora somente poderão ser lançados, direta ou indiretamente, nos corpos de água, após o devido tratamento e desde que obedeçam às condições, padrões e exigências dispostos nesta resolução.

No estado de Santa Catarina, de acordo com o Decreto nº 14250 de 5 de junho de 1981, art. 19, o pH dos efluentes lançados, devem estar na faixa entre 6,0 e 9,0 e a DBO₅ (20°C) deve ser no máximo de 60 mg/L , sendo que este limite somente poderá ser ultrapassado no caso de efluente de sistema de tratamento de água residuárias que reduza a carga poluidora em termos de DBO₅ do despejo em no mínimo 80%.

Por se tratar de um efluente com elevada concentração de matéria orgânica, torna-se difícil realizar um tratamento em que se obtenha valores de DBO de saída inferiores a 60 mg/L. Por isso, o tratamento de efluentes de laticínios visa a redução de no mínimo 80% da DBO de entrada.

3.3 TRATAMENTO DOS EFLUENTES DAS INDÚSTRIAS DE LATICÍNIOS

Os sistemas de tratamento de efluentes objetivam primordialmente atender à legislação ambiental e em alguns casos ao reuso de águas.

A prevenção e redução da poluição de águas residuárias de laticínios podem ser conseguidas por meio de reciclagem direta e reutilização dos componentes residuários, ou pelo uso de diferentes tratamentos de efluentes, tais como, físicos, químicos e biológicos aeróbios e/ou anaeróbios (VIDAL, et al., 2000).

Os processos físicos são os que removem basicamente os sólidos em suspensão, sedimentáveis e flutuantes, tais como: gradeamento, peneiramento, separação de óleos e gorduras, sedimentação e flotação. Esses processos são utilizados como um pré-tratamento em plantas de tratamento de

efluentes, como os lodos ativados, por exemplo, tendo como objetivo a diminuição de cargas de choques.

Os tratamentos químicos permitem a remoção parcial da carga orgânica pela precipitação de proteínas e gorduras com diferentes componentes químicos, tais como, sulfato de alumínio, cloreto férrico e sulfato ferroso. Contudo, o custo destes reagentes é alto e a remoção da DQO não é suficiente. Devido a estes fatores VIDAL et al. (2000) relata que os tratamentos biológicos são os mais utilizados para o tratamento de efluentes de laticínios.

RAMASAMY et al. (2000) também relata o uso do tratamento biológico para este tipo de efluente, devido a presença de grande quantidade de matéria orgânica facilmente biodegradável e nutrientes que favorecem o crescimento de microrganismos, indispensáveis neste tipo de tratamento.

Os processos biológicos de tratamento de efluentes reproduzem em escala de tempo e área os fenômenos de autodepuração que ocorrem na natureza e têm como objetivo remover a matéria orgânica dissolvida e em suspensão, através da transformação desta em sólidos sedimentáveis (flocos biológicos), ou gases.

Os processos de tratamento biológicos têm como princípio utilizar a matéria orgânica dissolvida ou em suspensão como substrato para microrganismos tais como bactérias, fungos e protozoários, que a transformam em gases, água e novos microrganismos. Os produtos formados são mais estáveis, tendo os efluentes industriais tratados um aspecto mais claro e significativa redução da presença de microrganismos e menor concentração de matéria orgânica.

Os processos biológicos são caracterizados de acordo com a maneira como se dá o contato da matéria orgânica com a microflora e a presença ou ausência de oxigênio molecular (BRAILE, 1993).

O método de tratamento a ser empregado por qualquer indústria dependerá de diversos fatores, entre eles, o volume e a carga do despejo, o tamanho da unidade industrial, sua localização e o tipo de produtos produzidos, existência ou não de estação de tratamento dos esgotos domésticos da municipalidade, da legislação local e estadual e de razões econômicas limitantes (BRAILE, 1993).

Os processos aeróbios são os universalmente usados para o tratamento de efluentes de laticínios. Os sistemas mais utilizados neste tipo de tratamento são: lodos ativados e filtros biológicos. Encontra-se ainda na literatura a utilização de lagoas de estabilização, valos de oxidação e digestão anaeróbia para o tratamento deste tipo de efluente (BRAILE, 1993; RAMASAMY et. al., 2000).

De acordo com GAVALA et al. (1999), os processos aeróbios são os mais apropriados para o tratamento de efluentes de indústrias processadoras de leite, entretanto, também há inúmeros estudos com métodos anaeróbios para tratar este tipo de efluente. Por outro lado, a digestão anaeróbia é o método mais viável para o tratamento de efluentes proveniente de indústrias produtoras de queijo, com alta concentração orgânica.

3.3.1 Tratamento Aeróbio

O processo aeróbio de tratamento de águas residuárias consiste na degradação biológica de substâncias orgânicas complexas na presença de oxigênio livre. Nos processos de degradação de águas residuárias, parte da matéria orgânica é oxidada a produtos finais para produzir energia para os processos vitais, tais como, locomoção e síntese de novas células; outra parte é convertida em novas células, que na ausência de matéria orgânica passam a metabolizar suas reservas celulares (respiração endógena) para obter energia, transformando-se nos produtos finais CO_2 , H_2O , entre outros.

De maneira geral, a oxidação implica na perda de um ou mais elétrons da substância oxidada, que pode ser tanto a matéria orgânica, quanto compostos inorgânicos reduzidos, ambos sendo doadores de elétrons. O elétron retirado da molécula oxidada é transferido através de reações bioquímicas com o auxílio de enzimas a um outro composto inorgânico, o aceptor de elétrons, que, como resultado, tem seu estado de oxidação reduzido (VON SPERLING, 1996). Assim, quando o oxigênio é o aceptor de elétrons, a respiração é dita aeróbia.

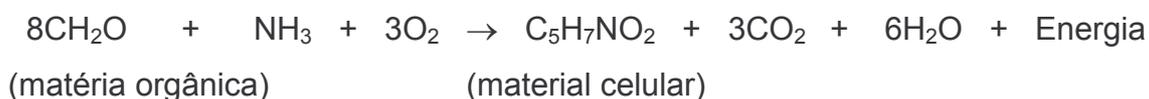
Durante a respiração aeróbia elétrons fluem de carregadores com potenciais de oxidação redução mais negativos para aqueles com potenciais

mais positivos e finalmente combinam-se com O_2 e H^+ , produzindo água (ANTONIO e SPILLER, 2005).

É relevante citar que na decomposição aeróbia de resíduos orgânicos, a oxidação biológica aeróbia é completa, sendo assim, a molécula orgânica é totalmente desmembrada cedendo toda a sua energia potencial disponível e formando como produto carbonáceo final o CO_2 , desprovido de energia útil.

Segundo VON SPERLING (1996) as reações aeróbias para a estabilização da matéria carbonácea de uma maneira simplificada e desprezando mecanismos intermediários, comportam-se em uma seqüência na qual predominam os seguintes principais mecanismos: predominância da síntese (anabolismo) e predominância da respiração endógena (catabolismo).

No início predomina as atividades de síntese, onde a matéria orgânica presente na água residuária é utilizada pelos microrganismos para as suas atividades metabólicas de crescimento e obtenção de energia. Essa fase resulta no consumo de oxigênio e no aumento da população de microrganismos, podendo ser representada conforme a Equação 1 (VON SPERLING, 1996):



Equação 1

Quando a matéria orgânica originalmente presente na água residuária encontra-se em sua maior parte removida há a predominância dos mecanismos da segunda fase da oxidação. No início dessa fase a população de microrganismos se encontra em seu máximo e, devido a baixa disponibilidade de substrato no meio, a principal fonte de alimento passa a ser o próprio protoplasma celular, predominando assim os mecanismos de auto-oxidação ou de respiração endógena. A representação simplificada desta fase está demonstrada na Equação 2 (VON SPERLING, 1996):



Equação 2

3.3.1.1 Microbiologia dos processos aeróbios

Os microrganismos que têm importância nos processos aeróbios de tratamento de efluentes necessitam, além de energia e fonte de carbono para a síntese celular, de alguns elementos inorgânicos tais como nitrogênio, fósforo, potássio, cálcio, além de outros micronutrientes minerais. Sua nutrição pode ser autotrófica ou heterotrófica, dependendo da sua fonte de alimento e de seus processos vitais.

Os microrganismos heterotróficos são mais importantes porque utilizam a matéria orgânica como fonte de energia e como fonte de carbono para a síntese, estabilizando-a. Dentre esses microrganismos se destacam: bactérias, protozoários e vermes. Já os microrganismos autotróficos oxidam a matéria inorgânica em busca de energia, tendo como fonte de carbono o dióxido de carbono. Os microrganismos mais importantes nos processos de lodos ativados são os quimiossintetizantes, tais como as nitrobactérias (Nitrosomonas e Nitrobacter), responsáveis pela oxidação da amônia e nitratos.

Com relação à degradação de matéria orgânica carbonácea, os microrganismos de importância presentes em reatores aeróbios podem ser classificados em dois grandes grupos (BENTO e HOFFMANN, 2005):

- Decompositores: constituindo cerca de 95% da população microbiana, são na maioria bactérias heterotróficas, alguns fungos, e também alguns protozoários. Estes microrganismos são responsáveis pela degradação bioquímica dos substratos presentes nos esgotos;
- Consumidores: alimentam-se de bactérias e protozoários, incluindo a microfauna, composta por protozoários fagotróficos e metazoários microscópicos. Possuem papel secundário na degradação da matéria orgânica, mas são de elevada importância na manutenção do balanço ecológico do sistema.

a) Bactérias

As bactérias são os microrganismos mais importantes na estabilização da matéria orgânica e reciclagem de nutrientes. São organismos

unicelulares e procariontes, carecendo de membrana celular e outras estruturas intracelulares (VON SPERLING, 1996; PELCZAR Jr, et. al, 1996).

No tratamento biológico de esgotos em sistemas de biomassa floculada, as bactérias desempenham três papéis básicos: a oxidação da matéria carbonácea (heterotróficas), a nitrificação (oxidação de amônio) e a formação dos flocos que confere a capacidade de sedimentação ao lodo e conseqüente clarificação do esgoto tratado (BENTO e HOFFMANN, 2005).

De acordo com as propriedades metabólicas, as bactérias presentes em sistemas de tratamento de esgoto, especialmente em lodos ativados, podem ser englobadas em sete grandes grupos, os quais encontram-se resumidos na Tabela 3.3.

Tabela 3.3 - Grupos metabólicos de bactérias envolvidas no processo de lodos ativados

Designação	Exemplos	Carbono/energia/ Aceptor de elétrons	Forma de crescimento
Organotróficas aeróbias	Bacillus, Pseudomonas, Micrococcus alcaligenes, Moraxella, Flavobacterium	Orgânico/oxidação aeróbia/oxigênio	Formadora de flocos, filamentosas
Fermentativas	Aeromonas, Pasteurella, Alcaligenes	Orgânico/fermentação/oxigênio	Formadoras de flocos
Desnitrificantes (organotróficas anóxicas)	Achromobacter, Alcaligenes, Arthrobacter, Bacillus, Flavobacterium, Pseudomonas, Moraxella	Orgânico/redução/nitrato	Formadoras de flocos, filamentosas
Nitrificantes	Nitrosomonas, Nitrobacter	Inorgânico/oxidação da amônia em condições aeróbias/oxigênio	Agregado (colônias)
Poli-P	Acetobacter, Pseudomonas, Moraxella	Orgânico/polifosfatos e produtos orgânicos armazenados/oxigênio ou nitrato	Agregado (colônias), forma filamentosa
Oxidativas de enxofre	Beggiatoa, Triothrix, Thiobacillus	Inorgânico/oxidação aeróbia/oxigênio	Forma filamentosa, formadora de flocos
Redutoras de sulfato	Desulfovibrio, Desulfobacter	Orgânico/redução/sulfato	Formadoras de flocos

FONTE: LOPES (1996¹), apud BENTO e HOFFMANN (2005)

¹ LOPES, E. M.C. **Microrganismos filamentosos em sistemas de lamas activadas e sua relação com parâmetros físico-químicos e operacionais**. Lisboa, 1996. 130 p. Relatório (Estágio Profissionalizante) – Laboratório Nacional de Engenharia Civil, Departamento de Hidráulica, Faculdade de Ciências, Universidade de Lisboa.

b) Fungos

Os fungos são organismos eucariontes, estritamente aeróbios, que têm parede celular rígida e podem ser uni ou multicelulares. Os fungos multicelulares produzem estruturas filamentosas denominadas hifas, que acumuladas formam uma estrutura muito compacta denominada micélio (PELCZAR Jr, et. al, 1996).

Nos sistemas de tratamento de esgotos, os fungos não são habitantes freqüentes, mas seu desenvolvimento pode ser estimulado se prevalecerem determinadas condições, tais como: pH próximo de 5,0, presença de grande quantidade de carboidratos e deficiência de nutrientes. Dentre os fungos encontrados nos sistemas de lodos ativados, os mais freqüentes são: *Geotrichum sp*, *Cephalosporium sp*, *Cladosporium sp*, *Penicillium sp* e *Fusarium sp* (BENTO e HOFFMANN, 2005).

c) Protozoários

Os protozoários são microrganismos eucarióticos e unicelulares. Alguns se movem na água por meio do auxílio de apêndices curtos e finos chamados cílios, ou apêndices longos denominados flagelos (PELCZAR Jr, et. al, 1996).

Devido à presença de elevadas concentrações de material orgânico, ao grande número de bactérias e à disponibilidade de oxigênio, o processo de lodos ativados constitui um habitat ideal para muitas espécies de protozoários.

Esses microrganismos contribuem no tratamento de águas residuais através dos seguintes mecanismos (BENTO e HOFFMANN, 2005):

- Removendo bactérias e contribuindo para a clarificação do efluente;
- Degradando a matéria orgânica, e, conseqüentemente, reduzindo a DBO do efluente;
- Produzindo polissacarídeos e mucoproteínas que contribuem na floculação do material suspenso;
- Interagindo com os demais organismos e mantendo o equilíbrio ecológico do sistema;
- Indicando as condições do lodo e a qualidade do efluente final;

- Reduzindo a produção de lodo através da ingestão de bactérias floculadas.

O reino protista é dividido em sete filos, sendo que somente espécies dos filos Sarcomastigophora (Flagelados e Amebas) e Ciliophora são associados aos sistemas de tratamento de esgotos, sendo comumente encontrados em filtros biológicos, lagoas de oxidação e lodos ativados (BENTO e HOFFMANN, 2005).

d) Micrometazoários

No tratamento de esgotos, são representados pelos Rotíferos, Anelídeos, Nematóides e Tardígrados, sendo os primeiros, os mais freqüentes. Esses organismos possuem lenta velocidade de crescimento, surgindo apenas em sistemas onde os sólidos ficam retidos por longos períodos de tempo. São heterotróficos obrigatórios, sendo a maioria composta por predadores (BENTO e HOFFMANN, 2005).

3.3.1.2 Microfauna e desempenho dos processos aeróbios

Segundo METCALF & EDDY (1991) a maioria dos processos biológicos de tratamento é constituída por populações biológicas complexas, misturadas e inter-relacionadas, onde cada microrganismo particular do sistema tem a sua própria curva de crescimento. A posição e a forma da curva de crescimento de cada tipo de microrganismo do sistema, em uma escala de tempo, depende do alimento e nutrientes disponíveis e de fatores ambientais como temperatura e pH. A variação da predominância de microrganismos com o tempo na estabilização aeróbia de resíduo orgânico líquido está demonstrada na Figura 3.5.

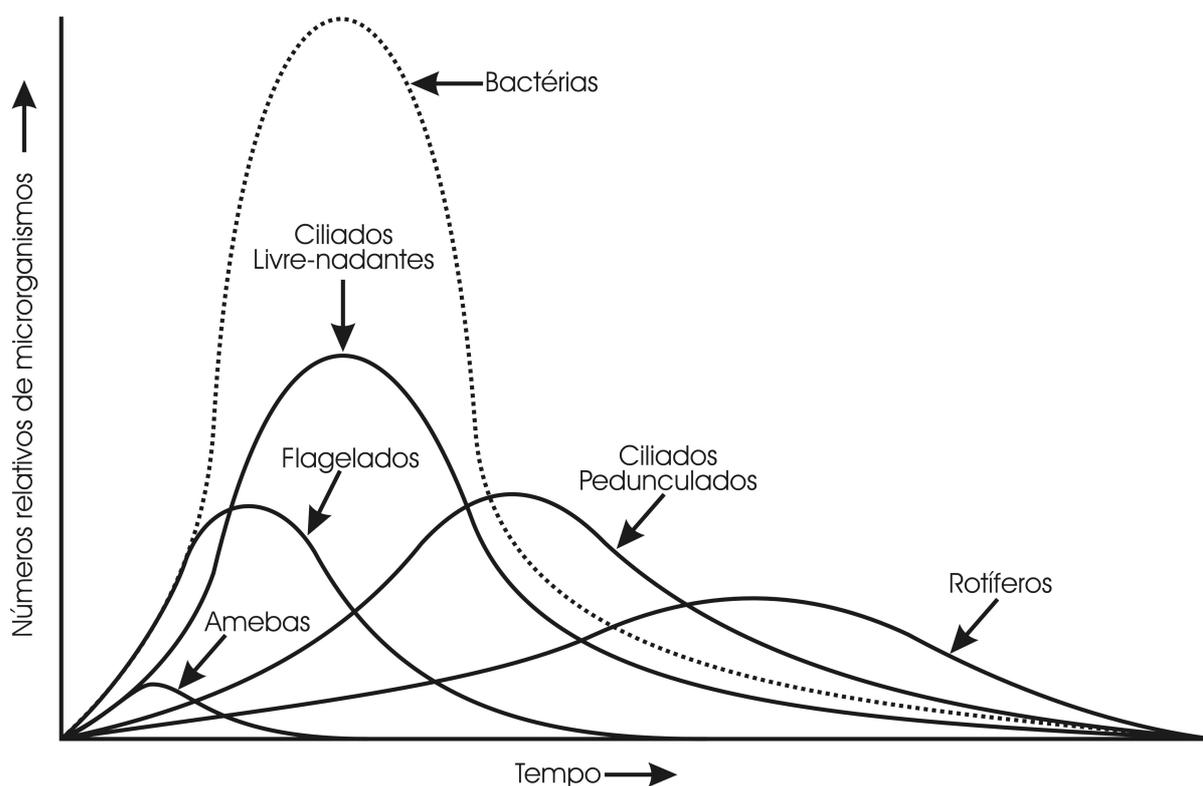


Figura 3.5 - Crescimento relativo de microrganismos na estabilização aeróbia de resíduo orgânico líquido

FONTE: adaptado de METCALF & EDDY (1991)

Assim, devido ao fato de que os organismos componentes da microfauna são extremamente sensíveis às alterações no processo, alternando-se em resposta as mudanças nas condições biológicas, físico-químicas e ambientais, utiliza-se a microfauna como um indicador da capacidade de depuração do sistema, de sedimentação do lodo e da qualidade do efluente final. A Tabela 3.4 apresenta algumas relações entre os microrganismos dominantes, as características e o desempenho do processo (BENTO e HOFFMANN, 2005).

Tabela 3.4 - Microrganismos indicadores das condições de depuração

Microrganismos predominantes	Características do processo
Flagelados e amebas	Lodo jovem, característica de início de operação ou baixa idade do lodo
Flagelados	Deficiência de aeração, má depuração e sobrecarga orgânica
Ciliados pedunculados e livres	Boas condições de depuração
Arcella (ameba)	Boa depuração
Aspidisca costata	Nitrificação
Trachelophyllum	Alta idade do lodo
Vorticella micróstoma (ciliado pedunculado) e baixa concentração de ciliados livres	Efluente de má qualidade
Anelídeos do gênero Aeolosoma	Excesso de oxigênio dissolvido
Filamentosos	Intumescimento do lodo

FONTE: VALZOLLÉR et al (1989²) apud BENTO e HOFFMANN (2005)

3.3.1.3 Condições ambientais

Os requisitos ambientais das bactérias e protozoários variam com a espécie. Como exemplo, tem-se que as bactérias envolvidas no mecanismo da nitrificação (bactérias autótrofas quimiossintetizantes) são muito mais

² VALZOLLÉR, R. F.; GARCIA, A. A. R.; NETO, J. C. **Microbiologia de lodos ativados**. Série Manuais. CETESB – Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental. São Paulo: CETESB, 1989. 23 p.

sensíveis às condições ambientais que as bactérias heterótrofas envolvidas na estabilização da matéria orgânica carbonácea (VON SPERLING, 1996).

Dos fatores físicos que afetam o crescimento microbiano, a temperatura é um dos mais importantes na seleção das espécies. Os microrganismos não possuem meios de controlar sua temperatura interna e, dessa forma, a temperatura no interior da célula é determinada pela temperatura ambiente externa (CHERNICHARO, 1997).

De maneira geral, a velocidade ótima de crescimento das bactérias ocorre dentro de uma faixa de temperatura e pH relativamente limitada, embora sua sobrevivência possa ocorrer dentro de faixas bem mais amplas. Temperaturas abaixo do ótimo têm uma maior influência na taxa de crescimento do que as temperaturas acima do ótimo. Para bactérias psicrófilas a temperatura ótima de desenvolvimento está na faixa de 12 a 18°C, para as bactérias mesófilas de 25 a 40°C e para as bactérias mesófilas de 55 a 65°C (VON SPERLING, 1996).

O pH também é um fator de importância no crescimento bacteriano. A maior parte das bactérias não suporta valores de pH acima de 9,5 e abaixo de 4,0, sendo que o ótimo se situa em torno da neutralidade (6,5 a 7,5)

3.3.1.4 Processo de lodos ativados

Este processo é fundamentado no fornecimento de oxigênio para que os microrganismos degradem a matéria orgânica dissolvida e em suspensão, transformando-a em gás carbônico, água e flocos biológicos formados por microrganismos característicos do processo.

De acordo com JORDÃO e PESSOA (1995), o lodo ativado é o floco produzido em um esgoto bruto ou decantado pelo crescimento de bactérias ou outros organismos, na presença de oxigênio dissolvido, e acumulado em concentração suficiente graças ao retorno de outros flocos previamente formados.

É um dos processos mais utilizados para o tratamento de águas residuárias de laticínios e está representado na Figura 3.6.

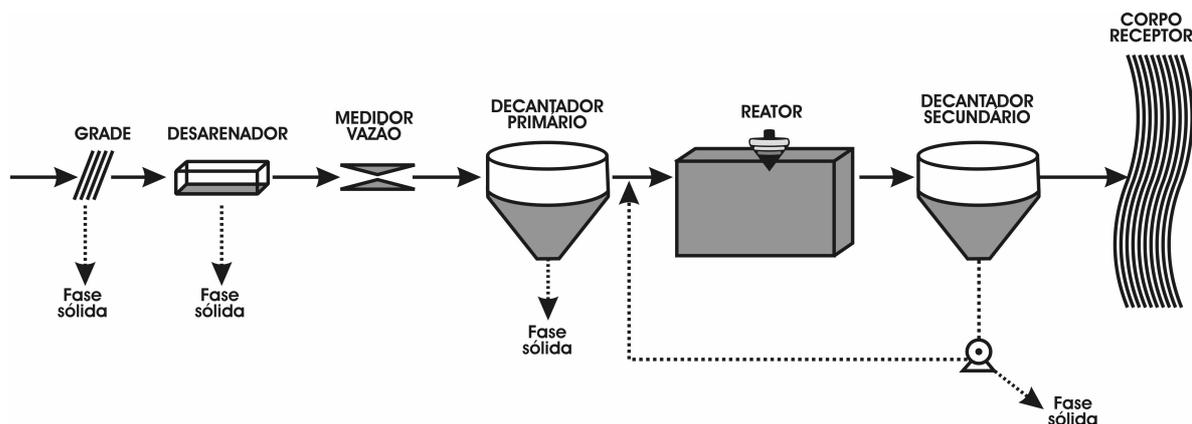


Figura 3.6 - Fluxograma típico do sistema de lodos ativados convencional

FONTES: VON SPERLING (1997)

Quando a água residuária é aerada, flocos bacterianos são formados espontaneamente, após algum tempo. Quando cessa a aeração, os flocos se sedimentam e a água, depurada, pode ser descarregada. Os flocos podem ser utilizados novamente para o tratamento de uma nova porção de água residuária. Este é o princípio do sistema de lodos ativados (HIRATA, 1997).

Um dos seus componentes é o tanque de aeração (reator), onde uma alta concentração de flocos microbianos é mantida em suspensão, promovendo a degradação dos poluentes. No reator ocorrem as reações bioquímicas de remoção da matéria orgânica e, em determinadas condições, da matéria nitrogenada. A biomassa utiliza o substrato presente no efluente bruto para se desenvolver (SANT'ANNA Jr, 2005; VON SPERLING, 1997).

Outro componente não menos importante é o sedimentador ou tanque de decantação e recirculação de lodo, em série com o tanque de aeração, que permite separar os flocos microbianos e promover adensamento do lodo sedimentado. O sobrenadante clarificado pode ser descartado ou seguir para um tratamento complementar. O lodo sedimentado é, em parte, retornado ao tanque de aeração, permitindo que este opere com elevada concentração microbiana, o que é responsável pela elevada eficiência do sistema. O excesso de lodo produzido no processo é enviado para tratamentos posteriores (SANT'ANNA Jr, 2005).

O processo tem como ponto crítico a sedimentabilidade do lodo, que se não for adequada, não se atinge no tanque de aeração a concentração microbiana necessária. Ademais, os sólidos não sedimentados saem na corrente de sobrenadante, prejudicando a qualidade do efluente tratado (SANT'ANNA Jr, 2005).

Os lodos ativados são formados por uma população mista de bactérias agregadas sob a forma de flocos biologicamente ativos. Dentre os microrganismos normalmente presentes neste processo estão vários tipos de bactérias, entre elas as filamentosas, fungos e leveduras, além de protozoários e micrometazoários (rotíferos e pequenos vermes). Estes últimos são importantes indicadores biológicos do funcionamento do processo, utilizados devido à relativa facilidade de identificação ao microscópio (HIRATA, 1997).

A biomassa consegue ser separada no decantador secundário devido à essa propriedade de flocular. O floco possui maiores dimensões, o que facilita a sedimentação. Apresenta uma estrutura heterogênea que contém material orgânico adsorvido, material microbiano produzido para a matriz, células vivas e mortas. O tamanho do floco é regulado pelo balanço entre as forças de coesão e as tensões de cisalhamento causadas pela aeração artificial (VON SPERLING, 1996).

Embora os microrganismos sejam os agentes da remoção de DBO, o floco de lodo ativado desempenha um papel fundamental no processo de remoção da matéria orgânica. O floco é capaz de se separar do líquido por simples mecanismos físicos de sedimentação, em unidades de sedimentação separadas. Tal separação permite que o efluente final saia clarificado, com reduzidas concentrações de matéria orgânica em suspensão (VON SPERLING, 1996).

A qualidade do efluente final é caracterizada por baixos valores de DBO solúvel (removida no reator biológico) e DBO em suspensão (flocos removidos na unidade de decantação final) (VON SPERLING, 1996).

Segundo BRAILE (1993), em uma faixa de DBO_5 afluente desde 800 até 3500 mg/mL consegue-se uma eficiência de remoção de 73 a 99,3%.

Para esgoto sanitário, o tempo de detenção do líquido é bem baixo, da ordem de 6 a 8 horas no sistema de lodos ativados convencional,

implicando em que o volume do tanque de aeração seja bem reduzido. No entanto, devido à recirculação dos sólidos, estes permanecem no sistema por um tempo superior ao do líquido. O tempo de retenção dos sólidos no sistema, denominado de idade do lodo, é da ordem de 4 a 10 dias no sistema de lodos ativados convencional. É esta maior permanência dos sólidos no sistema que garante a elevada eficiência dos lodos ativados, já que a biomassa tem tempo suficiente para metabolizar praticamente toda a matéria orgânica do efluente (VON SPERLING, 1996).

Em função das condições de sedimentabilidade do lodo o processo pode ser operado em três faixas de carga orgânica específica (kgDBO₅/kgSSV.dia), correspondendo às variantes forte carga, convencional e aeração prolongada.

A carga orgânica específica (Equação 3), também denominada relação A/M (alimento/microrganismo), é a quantidade de DBO₅ (na unidade de tempo) alimentada ao processo dividida pela massa de sólidos voláteis no tanque de aeração (SANT'ANNA Jr, 2005):

$$A/M = \frac{Q \times S_a}{V \times X_e} \quad \text{Equação 3}$$

onde:

- A/M = carga orgânica específica aplicada, expressa em kgDBO₅ ou DQO/kgSSV.dia
- Q = vazão do efluente a ser tratado
- S_s = DBO₅ ou DQO do afluente ao processo
- V = capacidade do tanque de aeração
- X_e = concentração de biomassa no tanque de aeração, expressa como SSV

A carga orgânica volumétrica aplicada (Equação 4) é dada por (SANT'ANNA Jr, 2005):

$$C_v = \frac{Q \times S_a}{V} \quad \text{Equação 4}$$

onde:

- C_v = carga orgânica volumétrica, expressa como kgDBO_5 ou $\text{DQO}/\text{m}^3.\text{dia}$
- Q = vazão do efluente a ser tratado
- S_s = DBO_5 ou DQO do afluente ao processo
- V = capacidade do tanque de aeração

A idade do lodo ou tempo médio de retenção microbiana (Equação 5) é dada por (SANT'ANNA Jr, 2005):

$$\Theta_c = \frac{w \times X_u}{V \times X_e} \quad \text{Equação 5}$$

onde:

- Θ_c = idade do lodo, em dias
- w = vazão de descarte de lodo
- X_u = concentração de biomassa na saída de fundo do sedimentador, expressa como SSV
- V = capacidade do tanque de aeração
- X_e = concentração de biomassa no tanque de aeração, expressa como SSV

A Tabela 3.5 apresenta faixas operacionais das variantes do sistema de lodo ativado que asseguram boa sedimentabilidade do lodo.

Tabela 3.5 - Condições de operação do processo de lodos ativados

Parâmetro/processo	Aeração		
	prolongada	Convencional	Forte carga
A/M (kgDBO ₅ /kgSSV.d)	0,05 – 0,15	0,2 – 0,5	1 – 5
C _v (kgDBO ₅ /m ³ .d)	0,1 – 0,5	0,6 – 1,6	2 – 6
Θ _H V/Q (h)	18 – 24	3 – 8	1 – 2
X _e (mgSSV/L)	3000 – 6000	2000 – 4000	1500 – 3000
Produção específica de lodo (kgSSV/kgDBO ₅ removida)	0,1 – 0,2	0,3 – 0,5	0,4 – 0,7
Consumo específico de oxigênio (kgO ₂ /kgDBO ₅ removida)	1,3 – 2	0,8 – 1,2	0,4 – 0,8
Razão de retorno do lodo (r)	0,1 – 1,5	0,2 – 0,8	0,5 – 3
Idade do lodo - Θ _c (d)	20 – 30	5 – 15	5 – 10
Eficiência - remoção de DBO ₅ (%)	>90	80 – 95	50 – 70
Nitrificação	Avançada	Iniciada	Nula

FONTE: ROQUES (1980³) e WEF (1996⁴), apud SANT'ANNA Jr (2005)

O processo de lodos ativados é muito flexível e permite, além dos sistemas convencional, aeração prolongada e forte carga, uma gama extensa de parâmetros do processo como tempo de detenção hidráulica, idade do lodo e relação A/M, bem como permite uma série de variações quanto à característica hidráulica de escoamento nos reatores e ao sistema de aeração.

Segundo BRAILE (1993) e RAMASAMY et. al (2000) o sistema mais utilizado para o tratamento de efluentes de laticínios é o processo de lodos ativados, sendo ainda encontrados na literatura, porém com menor importância, referências sobre a utilização de outros processos aeróbios, como: filtros biológicos, valos de oxidação e lagoas de estabilização, que encontram-se brevemente descritos a seguir.

³ROQUES, H. **Fondements Theoriques du Traitement Biologique des Eaux**. Vol.2. Technique et Documentation, Paris, 1980.

⁴ WEF, Manual of Practice – MOP 11. **Operation of Municipal Wastewater Treatment Plants**. Vol.2. 5th Edition, Water Environment Federation, Alexandria, 1996.

a) Filtros biológicos

Um filtro biológico compreende basicamente, um leito de material grosseiro, tal como pedras, ripas ou material plástico, sobre o qual os esgotos são aplicados sob a forma de gotas ou jatos. Após a aplicação, os esgotos percolam em direção aos drenos de fundo. Esta percolação permite o crescimento bacteriano na superfície da pedra ou do material de enchimento, na forma de uma película fixa. O esgoto passa sobre a população microbiana aderida, promovendo o contato entre os microrganismos e o material orgânico. Embora de eficiência comparável à do sistema de lodos ativados convencional, a operação é mais simples, porém menos flexível. Os filtros biológicos têm uma menor capacidade de se ajustar a variações do afluente, além de requererem uma área total um pouco superior. Em termos de consumo de energia, apresentam um consumo bastante inferior ao dos lodos ativados (VON SPERLING, 1996).

b) Valos de oxidação

O valo de oxidação tem os mesmos princípios básicos do processo de lodos ativados, com período de aeração maiores que os comumente adotados nos processos convencionais. É composto basicamente pelos seguintes componentes: dispositivo de entrada, tanque de aeração, rotor de aeração e dispositivo de saída. As pesquisas para os valos de oxidação partiram para uma tentativa de realizar toda a oxidação da matéria orgânica em um único compartimento. O esgoto submetido ao processo de aeração promove um crescimento do lodo (flocos biológicos) e, conseqüentemente, uma redução de DBO (JORDÃO e PESSOA, 1995).

Informações bibliográficas mostram eficiência, em termos de redução de DBO, de 72 a 81% e tempos de detenção variando de 1 a 3 dias para uma taxa de aplicação de $233 \text{ gDBO}_5/\text{m}^3$, em tratamento de despejos de entrepostos leiteiros, apesar de problemas ocorridos na descontinuidade de entrada de efluentes e formação de lodo leve e de difícil sedimentação (BRAILE, 1993).

c) Lagoas de estabilização

Consistem em grandes reservatórios rasos, delimitados por diques ou por diques e taludes de corte. Nelas ocorrem processos naturais sob condições parcialmente controladas, havendo, em conseqüência, uma redução da matéria orgânica inicial (BRAILE, 1993).

A matéria orgânica é estabilizada principalmente pela ação das bactérias, embora alguns fungos e protozoários também participem do processo. As bactérias produzem ácidos orgânicos, sob condições anaeróbias, ou CO_2 e água sob condições aeróbias. Uma vez que a DBO do efluente tratado é menor nos casos em que o produto final do metabolismo é CO_2 e água, dá-se preferência à realização do processo sob condições aeróbias; além desta razão, a produção de gases mal-cheirosos nos processos anaeróbios, faz com que a oxidação aeróbia tenha preferência em geral (JORDÃO e PESSOA, 1995).

As bactérias decompõem a matéria orgânica, formando nitrogênio inorgânico, fosfatos e dióxido de carbono. As algas usam esses compostos, juntamente com a energia solar, para a fotossíntese, liberando oxigênio para a solução. O oxigênio é, por sua vez, assimilado pelas bactérias, fechando assim o ciclo. O efluente de uma lagoa de estabilização contém, algas em suspensão e o excesso dos produtos finais de decomposição bacteriana (MENDONÇA, 1990).

Há referências ao emprego de dois tipos de lagoas para o tratamento de águas residuárias de laticínios: lagoas de estabilização facultativas e lagoas de estabilização mecanicamente aeradas, cujos aeradores mecânicos utilizados substituem o oxigênio que no primeiro caso é produzido pelas algas (BRAILE, 1993).

Nas lagoas de estabilização facultativas a estabilização da matéria orgânica depende unicamente de fenômenos naturais. O esgoto afluente entra em uma extremidade da lagoa e sai na extremidade oposta. Caracteriza-se por possuir uma zona aeróbia superior, em que os mecanismos de estabilização da matéria orgânica são a oxidação aeróbia e a redução fotossintética, e uma zona anaeróbia na camada de fundo, onde ocorrem os fenômenos típicos da fermentação anaeróbia. A camada intermediária entre

essas duas zonas é dita facultativa, predominando os processos de oxigenação aeróbia e fotossintética (JORDÃO e PESSOA, 1995).

Já as lagoas de estabilização mecanicamente aeradas são utilizadas quando se deseja ter um sistema predominantemente aeróbio e de dimensões mais reduzidas. A principal diferença em relação à lagoa facultativa convencional é quanto à forma de suprimento de oxigênio, que é obtido principalmente através de aeradores (VON SPERLING, 1996).

3.3.2 Tratamento Anaeróbio

3.3.2.1 A digestão anaeróbia

A digestão anaeróbia é um processo biológico de degradação da matéria orgânica na ausência de ar. Segundo SPERLING (1996), o processo de digestão anaeróbia apresenta-se como uma das melhores alternativas para o tratamento de produtos altamente poluidores como resíduos industriais, esgoto doméstico, lixo urbano e resíduos animais, convertendo-os em produtos úteis como o metano e biofertilizantes. Há muito conhecido, o processo de digestão anaeróbia teve importantes avanços no conhecimento de seus fundamentos, particularmente no que tange à microbiologia do processo e à concepção dos reatores.

Em princípio, todos os compostos orgânicos podem ser degradados pela via anaeróbia, sendo que o processo se mostra mais eficiente e mais econômico quando os dejetos são facilmente biodegradáveis, como é o caso dos efluentes das indústrias de laticínios (CHERNICHARO, 1997).

De acordo com OMIL et al. (2003), nas duas últimas décadas os processos anaeróbios provaram ser altamente apropriados para o tratamento de efluentes da indústria de laticínios. Resultados conseguidos em diversos reatores anaeróbicos demonstram elevados índices de remoção de DQO (75 – 98%), tanto para efluentes diluídos, como em concentrações elevadas, com cargas de 4 – 24 kgDQO/m³dia, como o que acontece nos efluentes oriundo da produção de queijos.

Apesar destas vantagens, CRAVEIRO (1994) destaca algumas características desfavoráveis no processo de digestão anaeróbia, tais como: remoção de DQO menor que em processos aeróbios, levando à necessidade de um pós-tratamento, em função das características da água residuária e da legislação, a partida do processo é freqüentemente mais demorada do que nos processos aeróbios e a supervisão da operação é maior do que em processos aeróbios.

SOARES et. al. (2005) apresenta uma tabela que resume as principais vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios comparados com os aeróbios.

Tabela 3.6 - Principais vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios comparados com os aeróbios

Vantagens	Desvantagens
<ul style="list-style-type: none"> • Saldo energético positivo pela produção de CH₄ e não necessidade de aeração; • Menor quantidade de lodo produzido diminuindo custos de disposição final; • Menor quantidade de nutrientes requerida reduzindo os custos operacionais; • Reator de volume menor reduzindo a área de implantação e custos fixos de instalação; • Processos de operação mais estável; • Possibilidade de manter o reator sem alimentação por longos períodos sem perda significativa da atividade; • Redução dos compostos organoclorados com alto nível de substituição. 	<ul style="list-style-type: none"> • Longos períodos de posta em marcha dos sistemas para desenvolver uma biomassa ativa; • Necessidade de manter alta a alcalinidade, aumentando os custos operacionais; • Menor percentual de remoção da matéria orgânica resultando em um efluente de pior qualidade; • Menores taxas de conversão a temperaturas mais baixas; • Produção de compostos que causam mau cheiro como ácidos orgânicos e H₂S; • Bactérias metanogênicas são mais sensíveis a compostos tóxicos; • Alta concentração de NH₄ requerida para manter a biomassa ativa podendo comprometer a qualidade do efluente final.

FONTE: SOARES et. al., 2005

3.3.2.2 Microbiologia e bioquímica da digestão anaeróbia

A digestão anaeróbia é um processo biológico natural que ocorre na ausência de oxigênio molecular, no qual populações bacterianas interagem estreitamente para promover a fermentação estável e auto-regulada da matéria orgânica, da qual resultam, principalmente, os gases metano e dióxido de carbono (MOSEY, 1983).

Assim, um biodigestor anaeróbio apresenta como característica populacional uma forte interação sintrófica, ou seja, a necessidade recíproca entre os diversos grupos para a produção e consumo de substâncias orgânicas próprias do seu metabolismo.

Segundo HIRATA (1997), o processo degradativo anaeróbio costumava ser descrito em termos de dois estágios principais: a etapa acidogênica e a metanogênica. Nesse esquema simplificado, a fase acidogênica é descrita como sendo a etapa em que bactérias fermentativas hidrolisam a matéria orgânica complexa, muitas vezes insolúvel, e fermentam para produzir uma grande variedade de substâncias orgânicas mais simples, como ácidos orgânicos, álcoois, CO_2 e H_2 . E a fase metanogênica é descrita como sendo a etapa em que essas substâncias são utilizadas pelas bactérias metanogênicas (estritamente anaeróbias) para o crescimento, com a conseqüente produção de metano.

Entretanto, as metanobactérias não são capazes de utilizar álcoois exceto metanol e não podem catabolizar ácidos orgânicos exceto o acético e o fórmico. Por isso, torna-se necessário representar o processo anaeróbio incluindo outras populações intermediárias, conforme demonstra a Figura 3.7.

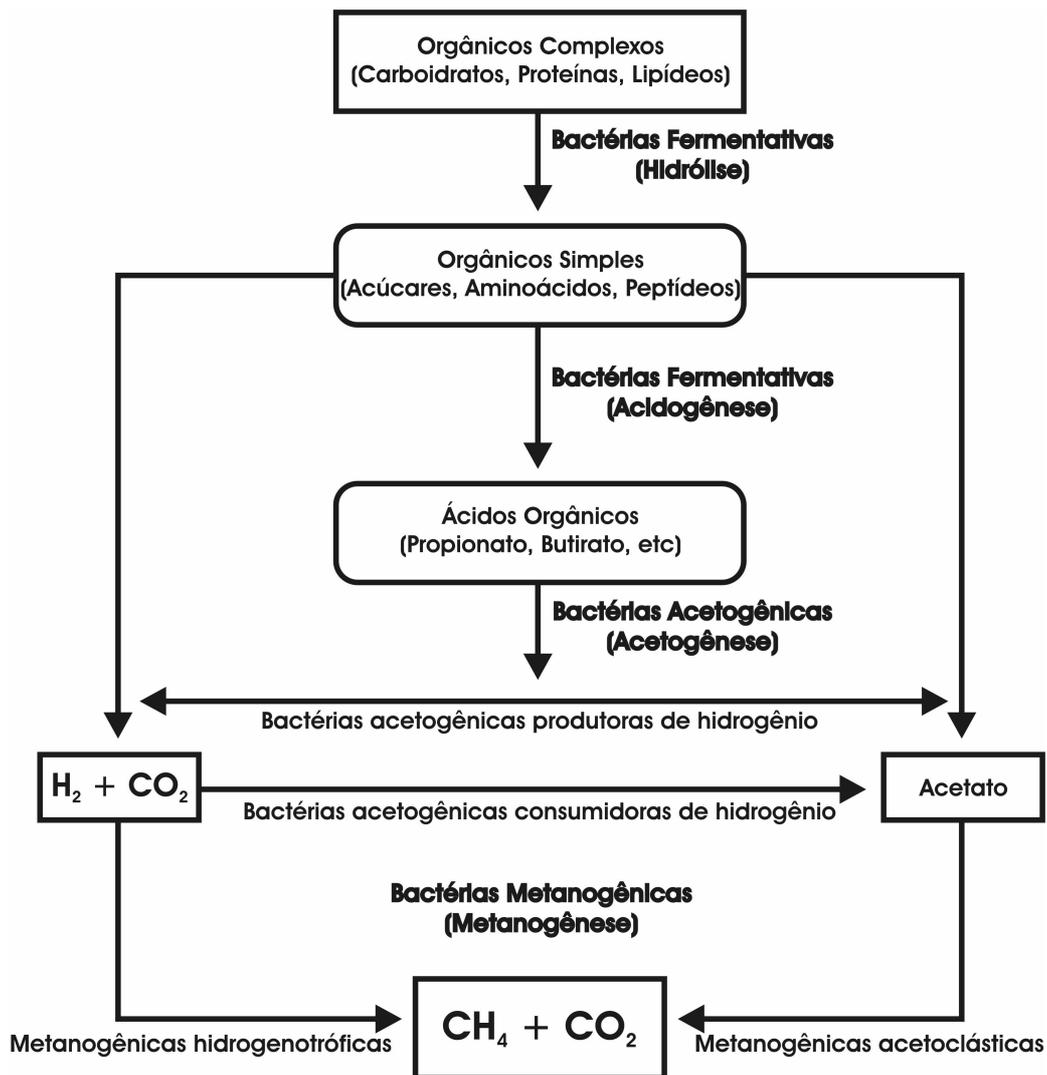


Figura 3.7 - Seqüências metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia

FONTE: CHERNICHARO (1997)

As bactérias são os principais microrganismos responsáveis pela conversão da matéria orgânica a metano, dióxido de carbono e eventualmente gás sulfídrico. Outros microrganismos podem ter certa importância no estágio inicial de fermentação, como protozoários flagelados e alguns fungos, porém são de pequena importância comparados à comunidade bacteriana (CRAVEIRO, 1994).

Segundo CHERNICHARO (1997) e conforme demonstrado na Figura 3.7, a divisão da comunidade microbiana anaeróbia geralmente é feita em três grandes grupos e mais um grupo menor.

a) Bactérias hidrolíticas fermentativas

Constituem as bactérias do primeiro grupo e são responsáveis pelos dois primeiros subprocessos, que são a hidrólise das macromoléculas a substâncias monoméricas e a subsequente fermentação das mesmas com produção de moléculas mais simples (CHERNICHARO, 1997).

Elas hidrolisam os polímeros, dissolvidos ou não, como proteínas, carboidratos e lipídeos, através da produção de enzimas extracelulares (celulases, amilases, lipases, proteases, etc.), obtendo moléculas suficientemente pequenas que podem atravessar a membrana celular. Dentro das células essas moléculas são metabolizadas a moléculas menores ainda, que são lançadas ao meio em forma de uma variedade de produtos, tais como: acetato, propionato, butirato, etanol, CO₂, H₂, etc. (HIRATA, 1997).

A fase hidrolítica é a fase limitante da velocidade do processo global quando o resíduo é constituído predominantemente de matéria orgânica não dissolvida, como celulose, proteínas e gorduras. Entre os organismos hidrolíticos fermentativos, o gênero *Clostridium* é um dos mais frequentes na decomposição de praticamente qualquer tipo de matéria orgânica. (HIRATA, 1997).

b) Bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio

Constituem o segundo grupo de bactérias e recebem este nome devido aos produtos (acetato e hidrogênio) que são formados no seu metabolismo a partir dos ácidos orgânicos e outros compostos provenientes do grupo anterior (CHERNICHARO, 1997).

No caso de partir de compostos de número ímpar de átomos de carbono, há formação também de dióxido de carbono na acetogênese (HIRATA, 1997).

As espécies pertencentes a este grupo produzem obrigatoriamente o hidrogênio através do metabolismo acetogênico e são necessariamente sintróficas. Estão presentes neste grupo o gênero *Clostridium*, além de organismos sintróficos obrigatórios como o *Syntrophobacter* e *Syntrophomonas* (HIRATA, 1997).

c) Bactérias homoacetogênicas

Este grupo, sempre presente em quantidades menores nos ambientes anaeróbios complexos, é constituído pelas bactérias acetogênicas consumidoras de H_2 , denominadas homoacetogênicas. Estas produzem acetato a partir do H_2 e CO_2 (CHERNICHARO, 1997).

A contribuição deste grupo na produção de acetato é pequena, podendo chegar a 2% do total (HIRATA, 1997).

d) Bactérias metanogênicas

Formam o terceiro grupo que apresenta a maior diversidade microbiológica entre todos os grupos presentes em um biodigestor (CHERNICHARO, 1997).

Os produtos da etapa anterior (acetato, H_2 , CO_2) são convertidos diretamente a metano e CO_2 pela ação das bactérias metanogênicas. Em reatores mesófilos e termófilos tem-se constatado que o acetato é o principal precursor do metano, representando aproximadamente dois terços do metano produzido (ETCHEBEHERE & MENES, 2005).

As metanogênicas são bactérias anaeróbias estritas e são as únicas capazes de produzir metano. Consomem um número limitado de substrato e de acordo com o tipo utilizado dividem-se em dois grandes subgrupos. São chamadas de hidrogenotróficas aquelas que utilizam o H_2 e CO_2 para a geração de metano, na reação de obtenção de energia. A fonte de carbono para elas é principalmente o CO_2 . Já as metanogênicas que utilizam a quebra do acetato formando CO_2 e CH_4 no seu metabolismo energético são chamadas acetotróficas ou acetoclásticas. As metanogênicas do gênero *Methanosarcina* são capazes de utilizar H_2 e CO_2 , acetato, bem como o metanol, metilamina e CO_2 (ETCHEBEHERE e MENES, 2005; HIRATA, 1997).

3.3.2.3 Necessidades nutricionais

As necessidades nutricionais das populações microbianas envolvidas nos processos biológicos de tratamento de esgotos são usualmente estabelecidas a partir da composição química das células microbianas. Como a composição exata é raramente conhecida, os requisitos nutrientes são

determinados com base na composição empírica das células microbianas (CHERNICHARO, 1997).

Para os microrganismos, os nutrientes servem como uma fonte de energia para o crescimento celular, fornecem os materiais requeridos para a síntese de materiais citoplasmáticos e servem como aceptores de elétrons liberados em reações de rendimento de energia. Para sustentar a reprodução e funções apropriadas, os microrganismos requerem uma fonte de energia, uma fonte de carbono para sínteses de novos materiais celulares, e nutrientes inorgânicos como nitrogênio, fósforo, enxofre, potássio, cálcio, e magnésio.

Se as concentrações ideais de nutrientes não forem supridas, alguma forma de compensação deve ser levada a efeito, seja através da aplicação de menores cargas ao sistema de tratamento, ou permitindo que a eficiência do sistema seja reduzida. Os efluentes industriais usualmente necessitam uma suplementação de nutrientes para uma degradação ótima. São os seguintes nutrientes, em ordem decrescente de importância, necessários à estimulação nutricional de bactérias metanogênicas: nitrogênio, fósforo, potássio, enxofre, cálcio, magnésio, ferro, cobalto, níquel, molibdênio, selênio, riboflavina e vitamina B₁₂ (CHERNICHARO, 1997).

a) Nitrogênio

O nitrogênio é um elemento químico presente nas águas residuárias de laticínios de diversas formas: na matéria orgânica (proteína, uréia, ácidos nucleicos), como íons, tais como NH_4^+ , NO_2^- e NO_3^- , e dependendo das condições do meio, na sua forma molecular, $\text{NH}_3(\text{g})$.

Nas águas residuárias de laticínios, o nitrogênio se origina principalmente das proteínas do leite (352 g/1000 g de leite). A maioria destas águas residuárias vai para a rede urbana e é misturada com o esgoto municipal. Aproximadamente 40% do nitrogênio é encontrado na forma de amônia e os 60% restantes formam parte da matéria orgânica (GUILLEN-JIMENEZ et al., 2000, p. 1215).

Em condições anaeróbias, o nitrogênio nas formas de nitrito e nitrato não se encontra disponível para crescimento bacteriano, uma vez que este é reduzido a nitrogênio gás e liberado na atmosfera. A amônia e a porção

de nitrogênio orgânico liberado durante a degradação são as principais fontes de nitrogênio utilizadas pelos microrganismos (CHERNICHARO, 1997).

Os requisitos de nitrogênio baseiam-se na composição química empírica da célula microbiana, de acordo com a Tabela 3.7. Embora a estimativa dos requisitos de nutrientes, com base na concentração do esgoto, não seja a mais indicada, a maioria das diretrizes contidas na bibliografia especializada refere-se à suplementação de nutrientes com base na DQO (CHERNICHARO, 1997).

Tabela 3.7 - Composição química das bactérias metanogênicas

Elemento	Concentração (g/kg SST)
Nitrogênio	65
Fósforo	15
Potássio	10
Enxofre	10
Cálcio	4
Magnésio	3

FONTE:CHERNICHARO (1997)

De acordo com Lettinga *et al.* (1996), citado por CHERNICHARO (1997), assumindo-se que os nutrientes presentes no esgoto estejam numa forma disponível para as bactérias, as seguintes relações podem ser utilizadas:

- Biomassa com baixo coeficiente de produção celular ($Y \sim 0,05$ gSSV/gDQO)
Exemplo: degradação de ácidos graxos voláteis
DQO : N : P = 1000 : 5 : 1
C : N : P = 330 : 5 : 1
- Biomassa com elevado coeficiente de produção celular ($Y \sim 0,15$ gSSV/gDQO)
Exemplo: degradação de carboidratos
DQO : N : P = 350 : 5 : 1
C : N : P = 130 : 5 : 1

Segundo HIRATA (1997), é recomendado que se mantenha uma relação entre a fonte de carbono com os principais macronutrientes como:

C : N : P : S = 150 : 5 : 1 : 1

DQO : N : P : S = 500 : 5 : 1 : 1

b) Fósforo

O fósforo é encontrado na água residuária de laticínios principalmente na sua forma inorgânica, como ortofosfato (PO_4^{3-}), polifosfato ($\text{P}_2\text{O}_7^{4-}$), e formas orgânicas, as duas últimas constituindo até 70% do fósforo contido na água residuária. Os polifosfatos são totalmente hidrolisados em ortofosfatos, e aqueles que formam parte da matéria orgânica são biologicamente degradados a ortofosfatos (GUILLEN-JIMENEZ et al., 2000).

A incorporação microbiana de fósforo na digestão anaeróbia tem sido reportada como sendo de aproximadamente 1/5 a 1/7 daquela estabelecida para o nitrogênio. A maioria dos microrganismos é capaz de utilizar o ortofosfato inorgânico, que pode ser incorporado pelas células em crescimento, através da medição de enzimas denominadas fosfatases (CHERNICHARO, 1997).

c) Enxofre

A maioria das bactérias metanogênicas utiliza o sulfeto como fonte de enxofre, embora algumas possam utilizar a cisteína. Se o sulfato inorgânico estiver presente, este é reduzido a sulfeto, reagindo então com o aminoácido serine para formar o enxofre contendo o aminoácido cisteína. O enxofre é necessário para a síntese de proteínas. Em geral, a concentração de sulfato é suficiente para prover o enxofre necessário ao crescimento bacteriano, que é requerido em quantidades relativamente pequenas, devido ao baixo conteúdo de enxofre nas células microbianas (CHERNICHARO, 1997).

d) Micronutrientes

Além do nitrogênio, enxofre e fósforo, os quais, juntamente com o carbono e o oxigênio, constituem as macromoléculas das células microbianas, um grande número de outros elementos tem se mostrado necessário ao

processo da digestão anaeróbia, são os micronutrientes, que compreendem as micromoléculas das células, responsáveis por cerca de 4% do peso seco (CHERNICHARO, 1997).

A exigência exata destes micronutrientes é difícil de ser determinada na prática, uma vez que a presença e a necessidade de sulfetos pela metanogênicas leva à precipitação destes elementos da solução, fazendo com que a concentração dos metais em equilíbrio seja muito baixa. O ferro, o cobalto, o níquel e o molibdênio são os principais micronutrientes requeridos pelas bactérias que formam o metano a partir do acetato (CHERNICHARO, 1997).

3.3.2.4 Temperatura

A formação microbiana do metano pode ocorrer numa faixa bastante ampla de temperatura. Na faixa mesófila (20 – 45°C), a temperatura ótima se situa em torno de 37°C e na faixa termófila (45 – 65°C), em torno de 55°C, sendo que a temperatura de 37°C é a mais utilizada (HIRATA, 1997).

É importante a manutenção de uma temperatura uniforme dentro do reator, uma vez que o processo anaeróbio é considerado muito sensível a mudanças bruscas de temperatura, podendo provocar um desbalanceamento entre as duas maiores populações microbianas e a conseqüente falha do processo. O limite usual é de cerca de 2°C por dia (CHERNICHARO, 1997).

As bactérias formadoras de metano predominantes em digestores anaeróbios operados na faixa mesófila de temperatura são as do gênero *Methanobacterium*, *Methanobrevibacter* e *Methanospirillum*, que são bactérias utilizadoras de hidrogênio, e dos gêneros *Metahnosarcina* e *Metahnothrix*, as quais são bactérias que utilizam o acetato para formação do metano (CHERNICHARO, 1997).

A fração de material que é digerida diminui marcadamente com a temperatura. A redução da fração de material orgânico provavelmente pode ser atribuída a uma baixa taxa de hidrólise, fazendo com que uma grande parte das partículas sólidas e macromoléculas permaneça intacta (HANNDEL, 1994)

Conforme a temperatura aumenta, a inativação e desnaturação de enzimas e proteínas assumem grande importância, até que a taxa líquida de

crescimento atinge um máximo. Acima da temperatura ótima, ocorre uma queda brusca da taxa de crescimento, quando o decaimento começa prevalecer sobre a síntese (CHERNICHARO, 1997).

3.3.2.5 pH

O valor e a estabilidade do pH no reator anaeróbio são extremamente importantes: uma taxa elevada de metanogênese só pode se desenvolver quando o pH se mantém numa faixa estreita, perto do valor neutro: se o pH tiver um fator menor que 6,3 ou superior a 7,8 a taxa de metanogênese diminui rapidamente (VAN HAANDEL, 1994).

Segundo HIRATA (1997), o valor de não deve ser menor que 6,8 para se ter uma boa atividade. São recomendáveis valores entre 7,0 – 7,4. SOARES (1990), relata que valores de pH abaixo de 6,0 e acima de 8,0, praticamente fazem cessar a produção de metano.

3.3.2.6 Reatores anaeróbios

A seguir serão descritos brevemente alguns dos reatores anaeróbios que potencialmente podem ser utilizados no tratamento dos efluentes da indústria de laticínios.

a) Filtro anaeróbio

É um reator de fluxo ascendente provido ou não de sistema de recirculação do efluente que contém, no seu interior, meio suporte para o crescimento da biomassa aderida à superfície. A matéria orgânica é estabilizada através da ação de microrganismos retidos nos interstícios ou aderidos ao material suporte formando o biofilme. O bom desempenho tanto para efluentes industriais como para despejos diluídos se deve à retenção de biomassa, por longo tempo, fixa no meio filtrante. Os elevados tempos médios de residência de sólidos, que podem chegar até 100 dias, e os tempos de detenção hidráulica curtos proporcionam aos filtros um grande potencial para a sua aplicabilidade em tratamento de águas residuárias diluídas. Esses reatores

apresentam graus mais baixos de contato entre os despejos e a biomassa, mas são mais resistentes a sobrecargas hidráulicas (METCALF & EDDY, 1991).

b) Processo anaeróbio de contato

Esse processo é o equivalente anaeróbio do sistema de lodos ativados e consiste de um reator de mistura completa seguido por decantador; o lodo sedimentado no decantador é retornado ao reator, sendo misturado com o afluente e então digerido sem que ocorra a entrada de ar; após a digestão a mistura é separada no decantador. O retorno do lodo faz com que o tempo de detenção celular (θ_c) no sistema possa ser diferente do tempo de retenção hidráulica (TRH) sendo de interesse manter elevado θ_c e baixo TRH. O problema neste tipo de tratamento é a separação de sólidos, pois a produção de gás não cessa no decantador, provocando a perda efetiva de lodo juntamente com o efluente. Devido a isso, as cargas orgânicas aplicadas ao sistema são limitadas (METCALF & EDDY, 1991).

c) Reator de leito fluidizado

Contém um meio suporte para o crescimento aderido (geralmente areia) que é mantido em suspensão graças à velocidade de escoamento ascensional imposta do líquido em seu interior. Os reatores de leito fluidizado possuem dispositivos especiais para o controle do biofilme, taxas de recirculação muito altas e que representam grande ônus sendo somente razoáveis para despejos diluídos como é o caso dos esgotos domésticos, e estruturas de biomassa prejudicadas por grandes quantidades de sólidos em suspensão no afluente. Neste tipo de reator, devido à velocidade elevada, é difícil a existência de organismos livres (GASPAR, 2003).

d) Reator de leito expandido

Neste reator o despejo flui de modo ascendente através de um leito de partículas em suspensão que serve de suporte para os microrganismos. É similar ao reator de leito fluidizado, sendo que a principal diferença entre ambos está na taxa de expansão do meio suporte. O tempo de detenção celular neste reator também é dezenas de vezes maior que o tempo de detenção hidráulica; com a variação da taxa de recirculação pode se

controlar a espessura do biofilme. O principal problema é devido ao alto consumo de energia para manter o leito expandido; na falta de energia há o problema para o reinício da operação devido a compactação do leito (GASPAR, 2003).

e) Reator anaeróbio de manta de lodo (RAFA ou UASB)

De acordo com VIDAL et al. (2000), o tratamento anaeróbio de efluentes da indústria de laticínio pode ser eficazmente aplicado com a utilização de um reator anaeróbio de manta de lodo, também conhecido como RAFA (reator anaeróbio de fluxo ascendente) ou UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*).

Segundo FLORÊNCIO (1999) este reator consiste de um tanque de fluxo ascendente no qual os microrganismos crescem dispersos, sem a necessidade de um material suporte, formando flocos ou grânulos densos com alta resistência mecânica que permanecem no reator. Na sua parte superior há um separador trifásico (sólido-líquido-gás), onde ocorre a remoção do gás produzido, assim como a digestão e retorno automático do lodo à câmara de digestão. Devido à agitação natural provocada pelo próprio fluxo hidráulico ascendente e gases gerados na digestão da matéria orgânica, o reator dispensa qualquer dispositivo adicional de mistura.

A água residuária a ser tratada entra pelo fundo do reator, percorrendo-o por um fluxo ascendente até que saia do mesmo através de um decantador interno localizado na parte superior. Durante o percurso da água residuária no seu interior a matéria orgânica solúvel vai sendo degradada e transformada em biogás (metano e gás carbônico) (SOARES e ZAIAT, 2005).

As principais características deste reator estão apresentadas na Tabela 3.8.

Tabela 3.8 - Características de um reator UASB

Altura/profundidade do reator	3 a 6 m Compartimento de decantação: 1,5 a 2,0 m Compartimento de digestão: 2,5 a 3,5 m
Tempo de detenção no decantador	1 a 2 horas
Tempo de detenção hidráulica	Maior que 4,8 horas
Carga orgânica volumétrica	Esgotos industriais: até 15 kgDQO/m ³ d Esgotos sanitários: 2,5 a 3,5 kgDQO/m ³ d
Tempo de detenção celular	Maior que 30 dias
Eficiência	Esgotos sanitários: DBO: 45 a 75% DQO: 45 a 85% Esgotos industriais: DBO: 65 a 95% DQO: 65 a 95%
Carga orgânica aplicada ao lodo	Na partida: 0,3 a 0,4 kgDQO/kgSSV.d Regime permanente: até 2,0 kgDQO/kgSSV.d
Produção de sólidos no sistema	0,11 a 0,23 kgDQO _{lodo} /kgDQO _{aplicado}
Densidade do lodo	1020 a 1040 kgSST/m ³
Concentração do lodo de descarte	2 a 5%

FONTE: SOARES e ZAIAT (2005)

Segundo KATO et al. (1997), diversos benefícios podem ser obtidos pelo tratamento de águas residuárias com reatores UASB, comparando-se com outros processos aeróbios e anaeróbios. Como exemplo cita menor volume e espaço do reator para as plantas de UASB e grande quantidade de energia que é produzida do biogás. Outra vantagem do UASB é o custo relativamente baixo da tecnologia que não requer nenhum equipamento sofisticado. Adicionalmente, o lodo granular anaeróbio é geralmente bem estabilizado e menor quantidade de lodo excedente é produzida comparando-se com o sistema aeróbio. Quando armazenado em baixas temperaturas, mantém a atividade e a sedimentabilidade mesmo quando não alimentado por um longo período.

f) Reator de manta de lodo granular expandido (EGSB)

O reator de manta de lodo granular expandido, também conhecido por EGSB (*Expanded Granular Sludge Bed*) é uma modificação do UASB. Ambos usam lodo granular, mas o EGSB opera com altas velocidades superficiais (4-10m/h), produzidas por altas taxas de recirculação e uma elevada relação entre altura e diâmetro do reator. Isso causa uma elevada mistura hidráulica que promove o contato do efluente com a biomassa, havendo necessidade de material suporte, o que pode ser uma qualidade importante para algumas aplicações (JEISON & CHAMY⁵, 1999 apud SCHULZ et al., 2000).

⁵ JEISON, D.; CHAMY, R. **Comparison of the behaviour of EGSB and UASB reactors in dilute and concentrates wastewater treatment.** *Water Science Technology.* v.40, n.8, 1999. p.91-97

4 MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 DESCRIÇÃO DO SISTEMA EXPERIMENTAL

Foram projetados três reatores contínuos, operados em regime de batelada alimentada, sendo dois mantidos em anaerobiose e um em aerobiose. Os reatores foram instalados no Laboratório de Microbiologia do Departamento de Engenharia de Alimentos da Universidade para o Desenvolvimento do Alto Vale do Itajaí (UNIDAVI) da cidade de Rio do Sul (SC).

Os reatores anaeróbios foram montados conforme demonstrado nas Figuras 4.1 e 4.2. O reator anaeróbio A, representado na Figura 4.1, foi construído a partir de um erlenmeyer de vidro transparente de um litro, selado com uma rolha de borracha. Nesta rolha havia uma saída para verificar a produção de biogás e outra onde era realizada a alimentação e retirada de amostras para posterior análises. O reator foi colocado dentro de uma estufa da marca De Leo, mantida a temperatura de 35°C.

Para medir a quantidade de metano existente no biogás formado no reator, foi acoplado à saída para o biogás um gasômetro. Este gasômetro consistia de um erlenmeyer de vidro transparente de 250 mL, que funcionava como um frasco de segurança, protegendo o reator de possíveis vazamentos de soda cáustica; e de um erlenmeyer de vidro transparente de um litro contendo uma solução de hidróxido de sódio 5%. Dessa forma, o gás carbônico presente no biogás era absorvido pela solução de hidróxido de sódio, transferindo-se da fase gasosa para a fase líquida, restando somente o metano na fase gasosa. À medida que o biogás borbulha na solução de hidróxido de sódio, esta é deslocada para uma proveta graduada de vidro transparente de 500 mL. A medida do volume de metano está relacionada com a diferença do volume de soda na proveta no início e no final de um período de operação (24 horas).

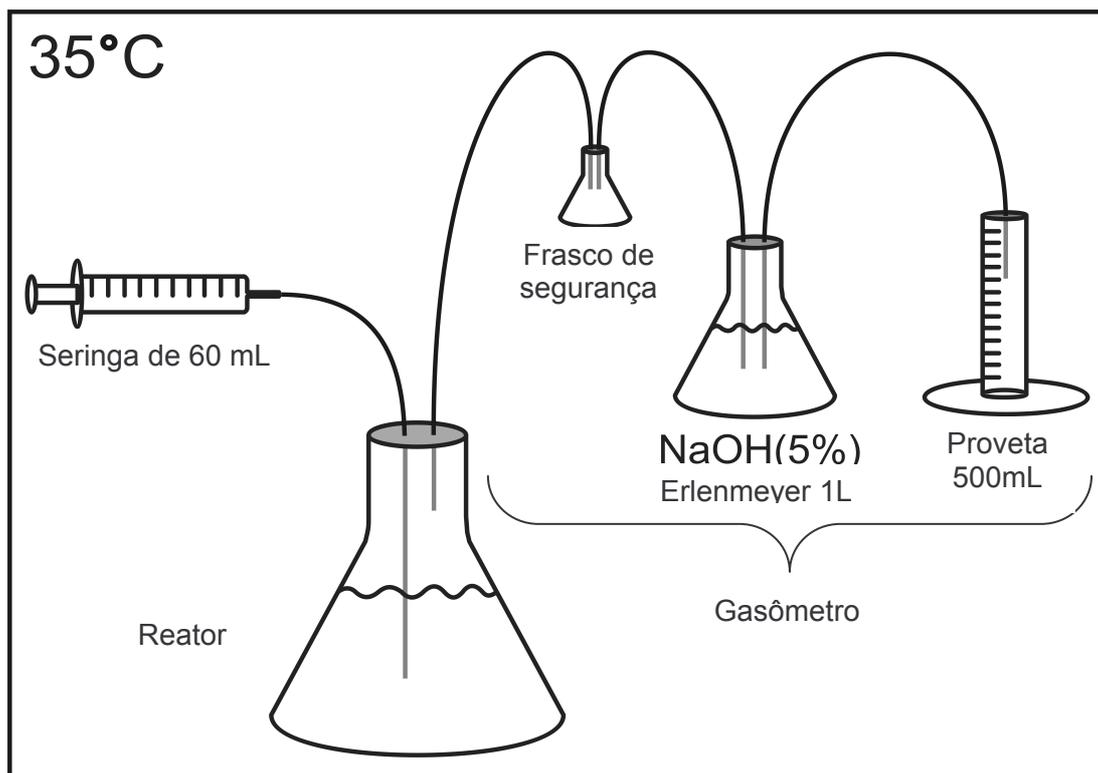


Figura 4.1 - Representação esquemática do reator anaeróbio A

O reator anaeróbio B, demonstrado na Figura 4.2, foi construído a partir de um frasco de vidro transparente de um litro, com diâmetro interno de 10 centímetros e altura de 18,5 centímetros. Na parte superior havia uma saída para verificar a produção de biogás e outra onde era realizada a alimentação e retirada de amostras para posterior análises. O reator foi colocado dentro de uma estufa da marca De Leo, mantida a temperatura de 35°C.

A medida da quantidade de metano existente no biogás foi feita através de um gasômetro acoplado à saída do reator, de maneira semelhante ao sistema montado no reator anaeróbio A, sendo que no reator anaeróbio B, utilizou-se o sistema de frasco invertido, conforme demonstrado na Figura 4.2. Este gasômetro consistia de um erlenmeyer de vidro transparente de 250 mL, que funcionava como um frasco de segurança e de um frasco de vidro transparente de um litro contendo uma solução de hidróxido de sódio 5%. Este frasco foi colocado na posição invertida mantendo uma pressão negativa no gasômetro e, conseqüentemente, no reator. À medida que o biogás borbulha na solução de hidróxido de sódio, esta é deslocada para uma proveta graduada de vidro transparente de 250 mL. A medida do volume de metano está

relacionada com a diferença do volume de soda na proveta no início e no final de um período de operação (24 horas).

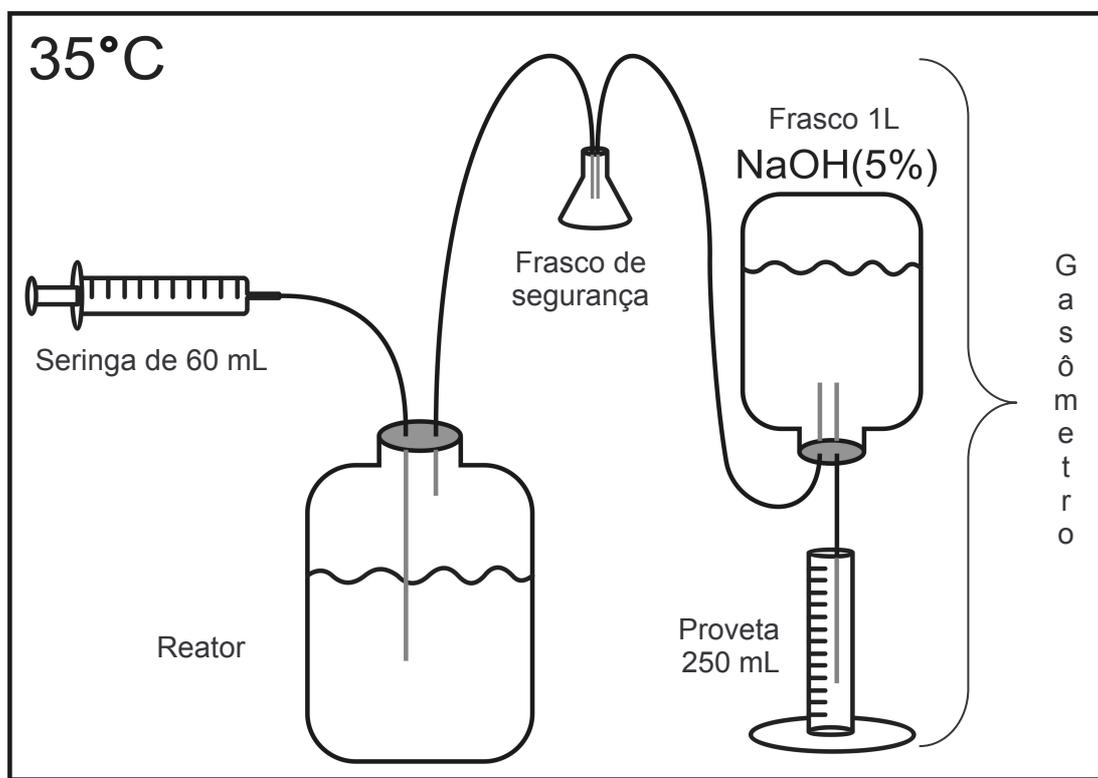


Figura 4.2 - Representação esquemática do reator anaeróbio B

O reator aeróbio foi montado conforme demonstrado na Figura 4.3. Este reator consistia de um erlenmeyer de vidro transparente de um litro e 22 centímetros de altura, mantido em uma estufa da marca De Leo à temperatura de 35°C. A aeração do reator foi promovida através de um compressor da marca Master.

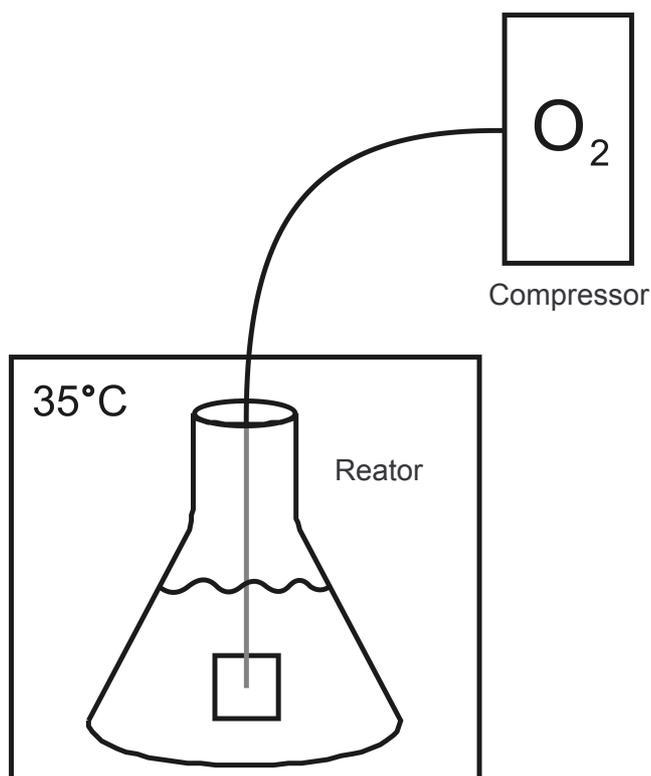


Figura 4.3 - Representação esquemática do reator aeróbio

4.2 INÓCULO

O inóculo utilizado no reator anaeróbio A foi obtido de um reator de manta de lodo com fluxo ascendente (UASB), utilizado para o tratamento do efluente da indústria alimentícia Duas Rodas Industrial, localizada na cidade de Jaraguá do Sul (SC). Este inóculo encontrava-se visivelmente bem granulado. Para que este reator apresentasse uma concentração de 10 g/L de sólidos voláteis, foi adicionado 320 mL de inóculo e completado para 1 L com água da rede sem tratamento adicional.

O inóculo utilizado no reator anaeróbio B foi obtido de reatores de manta de lodo com fluxo ascendente (UASB), utilizado para o tratamento de esgotos domésticos pela Companhia de Saneamento Básico do Estado de Santa Catarina (CASAN) na cidade de Florianópolis (SC). Este inóculo encontrava-se menos granulado que o anterior. Para que este reator apresentasse uma concentração de 10g/L de sólidos voláteis, foi adicionado

314 mL de inóculo e completado para 1 L com água da rede sem tratamento adicional.

Para o reator aeróbio foi utilizado um inóculo proveniente dos reatores aeróbios da estação de tratamento de esgoto doméstico da CASAN, também da cidade de Florianópolis (SC). Para que este reator apresentasse uma concentração de 10 g/L de sólidos voláteis foi necessário adicionar 1L do inóculo.

4.3 EFLUENTE, AMOSTRAGEM E PRESERVAÇÃO

4.3.1 A Indústria de Laticínios SoMarchi e seu Efluente

Para a alimentação dos reatores foi utilizado o efluente proveniente da indústria de laticínios SoMarchi. Esta empresa foi criada em 30 de março de 1998 e está situada em Santa Catarina na região do Alto Vale do Itajaí, no município de Laurentino, onde se realiza o processamento do leite resultando em produtos de consumo.

É um laticínio de médio porte e possui sessenta funcionários. Beneficia em torno de sessenta mil litros de leite por dia, produzindo, em média, um valor um pouco superior à seis mil quilos de queijo por dia. Processa e distribui queijos provolone, mussarela, parmesão, prato, golda, minas, ricota integral, bebida lácteas, manteiga, requeijão e creme de leite.

O efluente utilizado no experimento foi coletado na saída imediatamente anterior ao descarte no rio. Este efluente é proveniente do processo de fabricação dos produtos citados acima, constituindo-se de uma mistura de leite diluído, soro oriundo da fabricação de queijos, águas de lavagens e material em suspensão, como pequenos pedaços de queijos.

Para cada mil litros de leite utilizados no processamento dos queijos, obtem-se cerca de setecentos litros de soro. A grande maioria deste soro é utilizada para a fabricação de ricota e de bebidas lácteas, sendo descartado no efluente apenas uma pequena quantidade, que não foi utilizada para a produção destes produtos. Esta quantidade varia com a demanda

destes produtos, havendo dias em que o soro é totalmente utilizado e outros em que uma grande parte é descartada no efluente.

4.3.2 Amostragem e Preservação

Foram coletados 10 litros de efluente diariamente durante 5 dias, sendo que a coleta diária era feita em 4 horários definidos (no início e término da manhã, e no início e término da tarde), coletando-se 2,5 litros em cada horário.

O efluente foi armazenado em frascos plásticos limpos com capacidade para 5 litros, e permanecia exposto à temperatura ambiente até as 18 horas de cada dia da coleta, sem nenhum tipo de preservação química ou térmica, quando era transportado de Laurentino para Rio do sul, sendo então congelado em freezer à temperatura de -5°C .

Para se evitar mudanças na composição do efluente proveniente de dias diferentes, após a coleta do volume total (50 L), este foi descongelado e misturado em um tanque para a produção de queijos localizado no Laboratório de Tecnologia de Leite e Derivados da UNIDAVI, e novamente acondicionado aos frascos plásticos e congelado.

Antes do congelamento, foi retirada uma alíquota para posterior caracterização, determinando-se os seguintes parâmetros: DBO_5 , DQO, pH, nitrogênio amoniacal, nitrogênio orgânico total, fósforo total, sólidos totais, sólidos voláteis, sólidos suspensos totais, sólidos suspensos voláteis e alcalinidade.

4.4 PARTIDA E OPERAÇÃO DOS REATORES

A alimentação dos reatores era feita diariamente utilizando-se o efluente bruto, diluído ou não. Para cada litro de efluente bruto adicionava-se 3,164 g de cloreto de amônio, como fonte de nitrogênio, de forma a manter uma relação entre C:N:P de 35:5:1. Adicionava-se, também, 23,8 g de bicarbonato de sódio para cada litro de efluente para tamponar o meio,

seguindo como base de cálculo as reações estequiométricas de formação de ácidos e sua neutralização.

Para realizar essa complementação, descongelava-se um frasco contendo 5 litros de efluente bruto, transferia-se para 5 frascos de 1 litro, adicionando-se o cloreto de amônio e o bicarbonato de sódio. Um litro deste efluente era mantido refrigerado para a alimentação dos reatores e os demais eram novamente congelados até o momento do uso.

Com auxílio de uma seringa de 60 mL, retirava-se diariamente uma alíquota dos reatores, de acordo com a vazão demonstrada na Tabela 4.1. Logo em seguida, realimentava-se os reatores com o efluente suplementado e tamponado, exatamente com a mesma vazão retirada e carga demonstrada na Tabela 4.1. A carga orgânica volumétrica era calculada em função da concentração da matéria orgânica alimentada, que por sua vez, dependia da diluição utilizada.

Tabela 4.1 - Programa de partida e operação dos reatores

	Carga (g/L.dia)	Vazão de alimentação (mL/dia)	TRH (dias)	DQO (g/L)	Tempo de operação (dias)	Volume do reator (L)
Reator anaeróbio A	0,85 1	50 150	20 5,66	17* 5,6**	169 81	1 0,85
Reator anaeróbio B	1,2 1	50 41	14 17	17 17	63 132	0,7 0,7
Reator aeróbio	0,85 1,275	50 75	20 13,3	17 17	169 81	1 1

* Efluente bruto

** Efluente diluído (1:2)

Após 250 dias de operação optou-se por acoplar o reator anaeróbio A e o reator aeróbio. Dessa forma, o reator aeróbio passou a ser alimentado com a alíquota retirada diariamente do reator anaeróbio. O reator

anaeróbio era alimentado com o efluente diluído com vazão e carga demonstrada na Tabela 4.2. Ressalta-se que do total de 150 mL retirados diariamente do reator anaeróbio A para a posterior alimentação do reator aeróbio, 10 mL eram reservados para análises físico-químicas.

Tabela 4.2 - Programa de operação dos reatores anaeróbio A e aeróbio após o acoplamento

	Carga (g/L.dia)	Vazão de alimentação (mL/dia)	TRH (dias)	DQO (g/L)	Tempo de operação (dias)	Volume do reator (L)
Reator anaeróbio A	1,5	150	5,66	8,5*	93	0,85
Reator aeróbio	-	140	7,14	Proveniente do reator anaeróbio A	93	1

** Efluente diluído (1:2)

Nos reatores anaeróbios, a agitação era feita manualmente, duas vezes por dia, uma no início da manhã e outra após a alimentação. Dessa forma, quando se retirava a alíquota para as análises, o inóculo encontrava-se sedimentado no fundo do frasco, não sendo retirado. Já o reator aeróbio encontrava-se constantemente agitado devido a aeração do sistema. Durante os primeiros 250 dias de operação deste reator a retirada diária de alíquota para a realização das análises foi feita sem cessar a agitação do sistema, ou seja, retirando-se uma certa quantidade de inóculo. Dessa forma, antes da etapa de acoplamento dos reatores foi necessário reinocular o reator aeróbio, devido a uma grande diminuição da quantidade de inóculo neste reator. Para a reinoculação, foi utilizado novamente o inóculo obtido de reatores aeróbios utilizados para o tratamento de esgotos domésticos pela CASAN de Florianópolis. A partir disto, a retirada das alíquotas era feita após cessar a agitação e somente quando o lodo já se encontrava sedimentado.

Nos reatores anaeróbios acompanhava-se diariamente o pH, a produção de gás e a DQO; já no reator aeróbio era acompanhado diariamente o pH, a quantidade de oxigênio dissolvido e a DQO. Primeiramente, media-se o

pH das alíquotas retiradas dos reatores, em seguida filtrava-se, adicionava-se três gotas de ácido sulfúrico concentrado e, então, eram congeladas para se manterem preservadas até o momento da realização das análises de DQO. O oxigênio dissolvido era medido diretamente no reator aeróbio.

4.4.1 Cálculos

Para determinação do TRH dos reatores foi utilizada a equação 8:

$$TRH = \frac{V}{Q} \quad \text{Equação 8}$$

onde:

TRH = Tempo de retenção hidráulica (dias)

V = Volume do reator (ml)

Q = Vazão de líquido (ml/dia)

A carga dos reatores foi determinada pela equação 9:

$$C = \frac{Q \times S}{V} \quad \text{Equação 9}$$

onde:

C = Carga orgânica volumétrica (g DQO/L.dia)

Q = Vazão (L/dia)

S = Concentração (gDQO/L)

V = Volume do reator (L)

4.5 MÉTODOS ANALÍTICOS

4.5.1 Medida de pH

A medida do pH foi feita potenciometricamente em um pHmetro da marca DENVER, calibrado com soluções tampões de pH 4,0 e 7,0, conforme indicado pelo *Standard Methods for Examination of Water and Wastewater* (APHA, AWWA, WEF, 1998).

4.5.2 Medida do Oxigênio Dissolvido (OD)

A medida do oxigênio dissolvido foi feita em um oxímetro de bancada da marca DIGIMED, modelo DM-4, calibrado conforme instruções do equipamento.

4.5.3 Determinação de Sólidos

As análises de Sólidos Totais (ST) e Sólidos Voláteis (SV) foram realizadas segundo o procedimento descrito no *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, AWWA, WEF, 1998), baseado na secagem do material a 105°C durante um período de 14 horas ou até peso constante, utilizando estufa da marca QUIMIS, e após pesagem, em balança analítica da marca BOECO, calcinado a 550°C durante duas horas ou até peso constante em mufla da marca QUIMIS.

As análises de Sólidos Suspensos Totais (SST) e Sólidos Suspensos Voláteis (SSV) seguiram a mesma metodologia descrita anteriormente para as determinações de ST e SV, antecipados de uma separação do material particulado através de centrífuga da marca PRESVAC, modelo DCS-16-RV, em uma rotação de 3500 rpm durante um período de 30 minutos.

Todas as determinações de sólidos foram feitas em triplicata.

4.5.4 Determinação da Alcalinidade Total

A alcalinidade total foi medida sem uma separação dos sólidos em suspensão, titulando-se a amostra com ácido sulfúrico 0,02N até pH 3,7, conforme metodologia descrita no *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, AWWA, WEF, 1998). Esta determinação foi feita em triplicata.

4.5.5 Determinação de Nitrogênio Total (Kjeldahl) e Amoniacal

A determinação do nitrogênio total foi realizada com a utilização de kits HACH, com prévia digestão da amostra e posterior leitura em espectrofotômetro da marca HACH, modelo DR/2010, no comprimento de onda de 460 nm. Este procedimento está baseado no método de Nessler descrito no *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, AWWA, WEF, 1998).

A determinação do nitrogênio amoniacal foi também realizada com a utilização de kits HACH, com prévia destilação da amostra e posterior leitura em espectrofotômetro da marca HACH, modelo DR/2010, no comprimento de onda de 425 nm. Este procedimento também está baseado no método de Nessler descrito no *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, AWWA, WEF, 1998).

4.5.6 Determinação de Fósforo Total

A determinação de fósforo total foi realizada com a utilização de kits HACH e leitura em espectrofotômetro da marca HACH, modelo DR/2010, no comprimento de onda de 430 nm. Este procedimento está baseado no método de digestão com persulfato de potássio descrito no *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, AWWA, WEF, 1998).

4.5.7 Determinação de DQO

A determinação da DQO do efluente foi feita nele bruto, sem filtrar, já as amostras retiradas dos reatores eram filtradas antes da realização da análise.

Todas as análises de DQO foram realizadas em triplicata, segundo o procedimento do método colorimétrico de refluxo fechado, descrito no *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, AWWA, WEF, 1998), baseado na oxidação do material com dicromato de potássio, na presença de ácido sulfúrico, utilizando sulfato de prata como catalisador. Foi utilizado um espectrofotômetro da marca HACH, modelo DR/2010, no comprimento de onda de 600 nm para a determinação da absorbância das amostras. A curva padrão foi feita com uma solução de biftalato de potássio.

4.5.8 Determinação de DBO₅

A determinação de DBO foi feita seguindo o método de incubação à 20°C durante 5 dias descrito no *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, AWWA, WEF, 1998).

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 CARACTERIZAÇÃO FÍSICO-QUÍMICA DO EFLUENTE

O efluente oriundo do laticínio SoMarchi foi caracterizado conforme as análises citadas no item 4.3 e os resultados estão expressos na Tabela 5.1.

Tabela 5.1 - Resultados da caracterização do efluente do laticínio Somarchi

Análises	Resultados
pH	4,73
Alcalinidade (mgCaCO ₃ /L)	56±2
DQO (mgO ₂ /L)	17000 ±1000
DBO (mgO ₂ /L)	7583 ±468
Nitrogênio orgânico total (ppm TKN)	77,5 ±2,5
Nitrogênio, amônia (mg/L NH ₃)	5,3 ±0,5
Fósforo total (mg/L P)	154 ±16
Sólidos totais (mg/L)	15118 ±505
Sólidos voláteis (mg/L)	13234 ±530
Sólidos suspensos totais (mg/L)	2596 ±169
Sólidos suspensos voláteis (mg/L)	2548 ±196

Os resultados encontrados demonstram um pH ligeiramente ácido, característico para os efluentes de laticínios produtores de queijo, devido ao processo de fermentação da lactose, e formação de ácido láctico, conforme relatado por LÓPEZ-FIUZA et.al. (2002). Devido ao baixo valor de pH do efluente, foi necessário ajustá-lo para realizar a alimentação dos reatores. Esse ajuste foi feito com bicarbonato de sódio, que além de promover o aumento do pH foi utilizado para aumentar a alcalinidade, pois esta apresentou-se em baixos valores.

Segundo GAVALA et al. (1999) e LÓPEZ-FIUZA et. al. (2002) as águas residuárias de laticínios produtores de queijo, as quais contém o soro do queijo, oriundo do processo de fabricação, são caracterizadas pela elevada concentração de matéria orgânica. A DQO nestes efluentes pode atingir valores superiores a 50.000 mgO₂/L.

Uma vez que o efluente coletado é uma mistura do soro oriundo da fabricação do queijo, leite diluído e águas de lavagens, este apresentou uma DQO mais baixa, da ordem de 17000 mgO₂/L.

A relação DBO/DQO é de 0,44, fato que, segundo SOARES (2005), demonstra ser um efluente facilmente biodegradável, justificando o uso de um tratamento biológico para a depuração da matéria orgânica.

Com relação aos nutrientes, verifica-se que a relação de C:N:P é de 6,375:0,0828:0,154, demonstrando haver carência de nitrogênio, o que foi corrigido com a adição de cloreto de amônio, conforme descrito no item 4.4.

Quanto aos sólidos, observa-se grande quantidade de sólidos voláteis em relação aos totais, indicando que aproximadamente 90% dos compostos existentes no efluente correspondem à matéria orgânica. Observa-se também que o efluente possui pouco material em suspensão, estando a maior parte da matéria orgânica sob a forma solúvel.

5.2 ENSAIOS DE BIODEGRADABILIDADE UTILIZANDO REATORES ANAERÓBIOS

5.2.1 Evolução da DQO de Saída e Eficiência da Sua Remoção nos Reatores Anaeróbios

Os resultados do acompanhamento analítico quanto à evolução da DQO de saída nos reatores anaeróbios A e B, operando em regime de batelada alimentada, durante 250 e 195 dias, respectivamente, estão demonstrados nas Figuras 5.1 e 5.2.

A Figura 5.1 demonstra a evolução da DQO e eficiência da sua remoção no reator anaeróbio A. Durante uma primeira etapa, que durou 169 dias, este reator esteve operando com uma carga de 0,85 gDQO/dia,

utilizando-se o efluente *in natura* para a sua alimentação. O volume no reator era de 1L. Observa-se que até o 78º dia de operação, este reator não estava conseguindo degradar consideravelmente a DQO de entrada, que era de 17000 mgO₂/L. Durante este período, a sua eficiência na remoção de DQO ficou em torno de 20 e 30%. Outro problema encontrado durante esta primeira etapa foi um vazamento no gasômetro do reator, o que estava impedindo a produção de gás metano, fato este que também estava prejudicando a degradação da DQO.

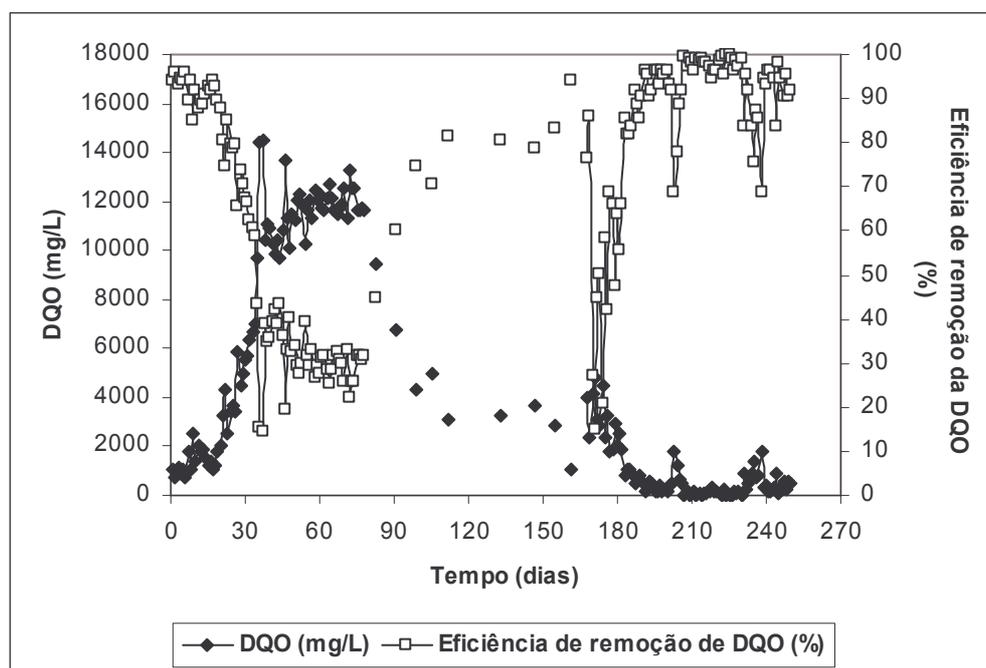


Figura 5.1 - Evolução da DQO de saída e eficiência da sua remoção no reator anaeróbico A

Frente a isto, retirou-se 150 mL de líquido do reator, que passou a operar com um volume de 850 mL, visto que além do vazamento, existia pouco espaço livre no reator, o que também poderia estar dificultando a formação de gás. Resolveu-se também parar a alimentação deste reator durante um certo período para verificar se este se recuperava. Este período é indicado na Figura 5.1 onde não existe continuidade na linha que interliga os pontos experimentais. Enquanto isso optou-se em montar um novo reator anaeróbico (reator B) com outro inóculo, para verificar se o problema estava nos

microrganismos utilizados. A evolução da degradação da DQO no reator anaeróbio B está demonstrada na Figura 5.2.

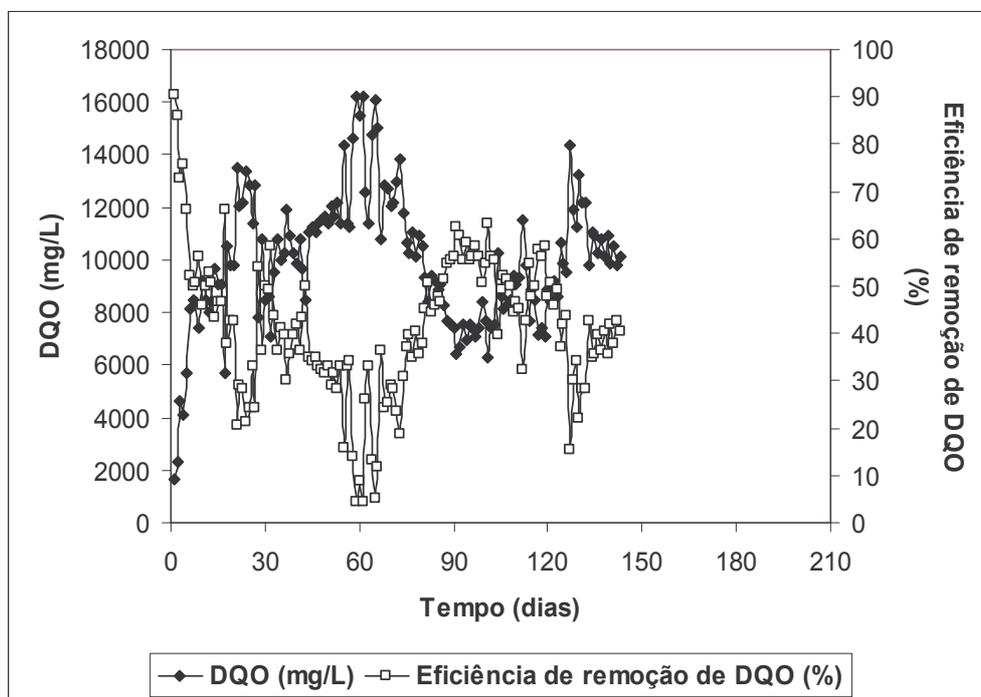


Figura 5.2 - Evolução da DQO de saída e eficiência da sua remoção no reator anaeróbio B

A partida deste reator, que apresentava um volume de 700 mL, foi feita utilizando primeiramente uma carga de 1,2 gDQO/dia, sendo que a alimentação também era feita com o efluente *in natura* (17000 mgDQO/L). Esta etapa durou 63 dias e conforme indicado na Figura 5.2, também não se obteve uma boa resposta, sendo que a eficiência de remoção da DQO neste reator chegou a atingir valores inferiores a 10%, resultados ainda piores do que os encontrados no reator anaeróbio A.

Em uma segunda etapa, que durou 80 dias, optou-se em baixar a carga deste reator para 1 gDQO/dia, utilizando para isso o efluente *in natura*. Porém, mesmo com a diminuição da carga, este reator continuou apresentando uma baixa eficiência de remoção de DQO, apresentando agora valores entre a faixa de 30 e 60%.

Assim, após esse período, decidiu-se parar a alimentação deste reator e retomar a alimentação do reator anaeróbio A, que depois de um tempo de pausa de 88 dias e com o fechamento do vazamento encontrado, estava

começando a apresentar um aumento na eficiência de remoção de DQO, o que pode ser visualizado na Figura 5.1.

O vazamento foi encontrado no 79º dia e até o 168º dia, o reator anaeróbio A permaneceu sem alimentação. A partir desse dia, quando a eficiência estava em torno de 76%, retomou-se a alimentação deste reator, agora com uma carga de 1gDQO/dia, e utilizando-se o efluente diluído em água na proporção de 1:2, respectivamente. GAVALA et. al. (1999) em seus experimentos relata a necessidade da diluição do soro presente no efluente do laticínio, até mesmo para a operação de sistemas anaeróbios de alta eficiência, como reatores UASB, para se evitar problemas de instabilidade e baixa eficiência, causados pelo alto conteúdo de matéria-orgânica presente.

Dessa forma, a partir do 169º dia, o reator anaeróbio A apresentou uma melhora na eficiência de remoção da DQO, atingindo valores superiores a 90%, conforme observado na Figura 5.1.

Utilizando-se reatores industriais, mais eficientes, as cargas aplicadas poderiam ser bem mais elevadas. GAVALA et. al. (1999), em seus experimentos, operando um reator UASB alimentado com o efluente de uma indústria de laticínios diluído em água, com cargas de 6,2 gDQO/L.d até 7,5 gDQO/L.d, atingiram valores de 85% à 90% de eficiência na remoção da DQO de entrada.

A baixa eficiência na remoção da DQO, observada durante a operação dos reatores anaeróbios A e B, demonstra uma dificuldade na partida destes reatores utilizando-se como alimentação o efluente *in natura*, que poderia estar inibindo o processo. A causa desta inibição não foi investigada, porém, efluentes altamente concentrados podem promover inibição por substrato, ou devido às altas concentrações de ácidos orgânicos voláteis que são mantidas no reator durante o processo.

LEITE et al. (2003) relatam que esses ácidos advêm da solubilização do material particulado e passam a ser substratos ou material tóxico para determinadas espécies bacterianas responsáveis pela bioestabilização do material orgânico.

Segundo KROEKER⁶ (1979), apud LEITE et al. (2003), os ácidos voláteis são tóxicos para as bactérias metanogênicas à concentração em torno de 2000 mgH_{AC}L⁻¹. As concentrações de ácidos voláteis não foram medidas durante o experimento, por isso, não se pode afirmar que esta tenha sido a causa da inibição.

AGUILAR et al. (1995), relata ainda que a degradação da lactose promove a formação de produtos como propionato, etanol ou acetato. A acumulação destes produtos intermediários causa a inibição de várias espécies microbianas com a consequente queda na produção de metano.

Outra possibilidade de inibição refere-se aos óleos e graxas presentes neste tipo de efluente. Segundo VIDAL et. al. (2000), a biodegradação de lipídeos é difícil devido a sua baixa biodisponibilidade. Segundo seus estudos, a velocidade de biodegradação anaeróbia de efluentes ricos em gorduras é menor do que em efluentes pobres em gorduras, devido a uma menor velocidade na etapa de hidrólise das gorduras durante a digestão anaeróbia.

PERLE et. al. (1995), estudando o efeito dos lipídeos provenientes de efluentes de laticínios na degradação anaeróbia, constataram que a inibição das atividades fisiológicas microbianas é bastante acentuada para efluentes contendo 100 mg/L de lipídeos, em termos de produção de biogás. Para efluentes contendo concentrações acima de 500 mg/L de lipídeos, a produção do gás metano foi nula.

As concentrações de óleos e graxas não foram medidas durante a realização do experimento. Mas de acordo com MENDES et al. (2004), a concentração de lipídeos em efluentes de laticínios pode chegar até 4680 mg/L, sendo sugerida, portanto, como uma possível causa da inibição ocorrida durante a operação dos reatores anaeróbios, quando alimentados com o efluente in natura.

⁶ KROEKER, E. J. Anaerobic treatment process stability. **Journal WPCF**, London, V. 51, n.4, 1979, 718p.

5.2.2 Evolução da Produção de Gás Metano nos Reatores Anaeróbios

Os resultados do acompanhamento analítico quanto à produção de gás metano nos reatores anaeróbios A e B durante todo o seu período de operação, estão apresentados na Figura 5.3.

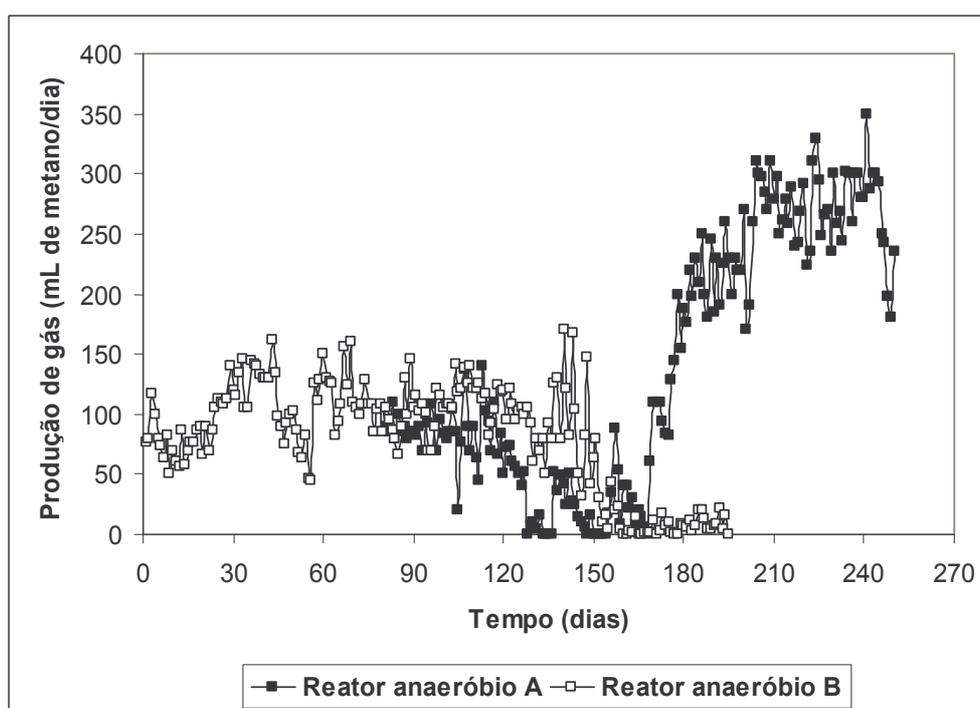


Figura 5.3 - Evolução da produção de gás metano nos reatores anaeróbios A e B

Observa-se que a produção de gás no reator anaeróbio A teve início somente após 79 dias de operação, quando foi encontrado e fechado o vazamento no gasômetro deste reator. Até o 168º, período em que este reator não estava sendo alimentado, observa-se a produção de pequena quantidade de gás, existindo até dias sem produção de gás. Após este período, com a retomada da alimentação e com o aumento da carga deste reator observa-se um aumento significativo na produção de gás, produzindo em média 300 mL de metano por dia, que corresponde aproximadamente à produção estequiométrica citada por CHERNICHARO (1997) (350 mL de metano nas CNTP por grama de DQO degradada).

Quanto ao reator anaeróbio B observa-se na Figura 5.3 que este produzia uma quantidade em torno de 100 mL de metano por dia, sendo que

esta quantidade baixou significativamente a partir do 144º dia, com a parada da alimentação, havendo dias em que não se registrou a produção de gás. Comparando-o com o reator anaeróbio A observa-se uma produção menor de gás metano devido a uma menor eficiência de remoção de DQO neste reator.

5.2.3 Evolução do pH nos Reatores Anaeróbios

O pH também foi acompanhado diariamente nos reatores anaeróbios e os resultados encontrados estão demonstrados na Figura 5.4.

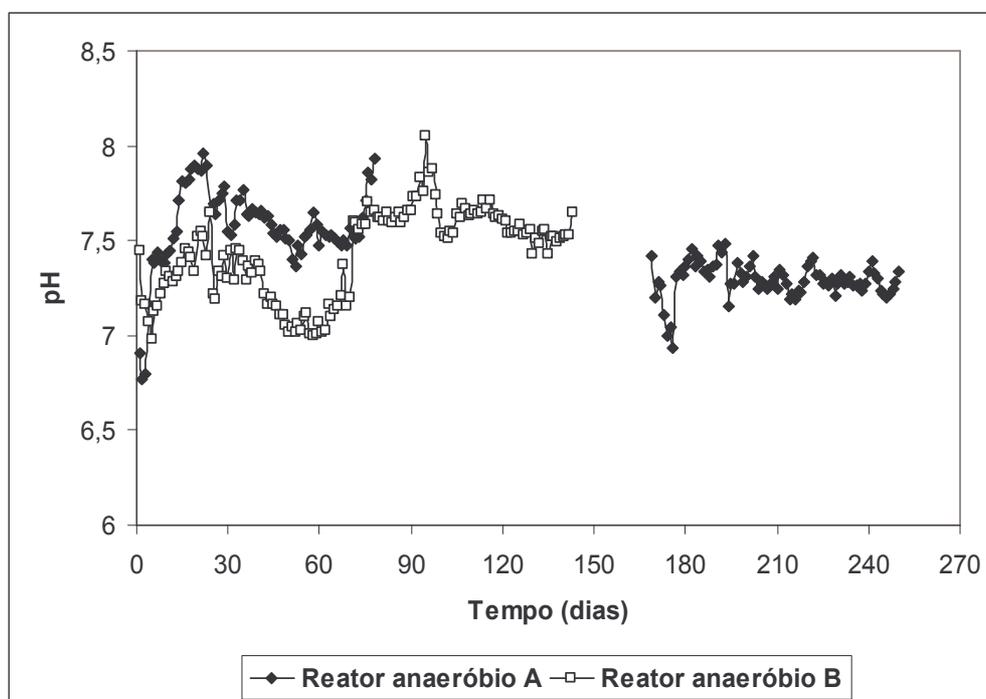


Figura 5.4 - Evolução do pH nos reatores anaeróbios A e B

O monitoramento do pH é de fundamental importância para que se consiga boa eficiência no processo anaeróbio, pois as bactérias metanogênicas são muito sensíveis às variações do pH. Segundo SOARES (1990), valores de pH abaixo de 6,0 e acima de 8,0, diminuem consideravelmente a produção de metano. Pode-se observar na Figura 5.4 que durante o experimento o pH nos reatores manteve-se na faixa ideal de crescimento para estas bactérias indicando que o sistema de tamponamento

funcionou devidamente, mesmo tendo estes ensaios apresentado problemas operacionais, o que levaria ao acúmulo de ácidos orgânicos voláteis e conseqüente abaixamento do pH. Quanto ao reator anaeróbio A, em uma primeira etapa, antes da parada de alimentação, o pH permaneceu na faixa entre 7,5 e 8,0; após a parada este pH permaneceu entre a faixa de 7,0 e 7,5, não apresentando aumentos ou quedas significativas nestes valores, que indicassem a necessidade de ajustes. Ressalta-se que durante o dia 79 até o dia 168, quando este reator não estava sendo alimentado, a análise de pH não foi realizada visto que não eram retiradas amostras diárias durante este período.

Quanto ao reator anaeróbio B, observa-se que o seu pH também se manteve na faixa entre 7,0 e 8,0, e conforme o reator anaeróbio A, não apresentou mudanças significativas nestes valores que indicassem a necessidade de ajustes adicionais.

5.3 ENSAIOS DE BIODEGRADABILIDADE UTILIZANDO REATOR AERÓBIO

5.3.1 Evolução da DQO de Saída e Eficiência da Sua Remoção no Reator Aeróbio

Paralelamente a operação dos reatores anaeróbios, montou-se um reator aeróbio, para posterior comparação de resultados e verificação da melhor alternativa de processo.

A Figura 5.5 demonstra a evolução da DQO e eficiência da sua remoção neste reator, durante os 250 dias de operação. O reator apresentava um volume de 1L. Durante uma primeira etapa, que durou 169 dias, este reator esteve operando com uma carga de 0,85 gDQO/dia, utilizando-se o efluente *in natura* para a sua alimentação. A DQO de entrada do efluente era de 17000 mgO₂/L. Observa-se que este reator respondeu muito bem a esta carga, mesmo com a utilização do efluente bruto, fato contrário ao que ocorreu com os reatores anaeróbios. A eficiência de remoção de DQO neste reator foi superior a 90% na maioria dos dias de operação.

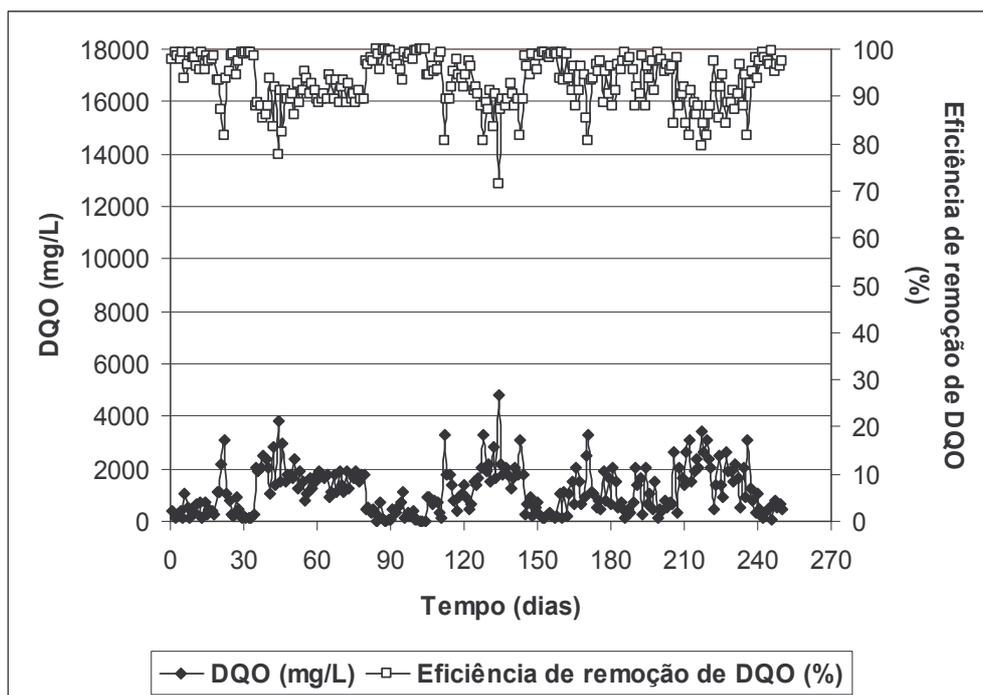


Figura 5.5 - Evolução da DQO de saída e eficiência da sua remoção no reator aeróbio

Como o reator estava respondendo muito bem a esta carga, resolveu-se, no 170º dia, aumentar a carga para 1,275 gDQO/dia, continuando a alimentação com o efluente bruto. Novamente o reator respondeu bem ao processo, permanecendo com valores superiores a 90% de remoção de DQO, na sua grande maioria.

AFONSO et al. (2000), estudando a tratabilidade dos despejos de laticínios por lodos ativados em batelada, também encontraram bons resultados de eficiência na remoção de matéria orgânica, atingindo valores entre 84,4 e 97,5% para DQO total, com taxas de aplicação variando entre 0,10 e 0,25 kgDQO/kgSSVR.d.

Valores elevados de eficiência na remoção da DQO de entrada também foram atingidos por CARTA et al. (1999), estudando a purificação aeróbia de águas residuárias de laticínios em regime contínuo. Neste estudo os autores alcançaram valores entre 92 e 98% de eficiência na remoção da DQO solúvel, com reator alimentado com um efluente artificial, similar aos efluentes de laticínios, com uma DQO de entrada de 3500 mg/L.

5.3.2 Evolução do pH no Reator Aeróbio

Os resultados do acompanhamento diário do pH no reator aeróbio estão demonstrados na Figura 5.6.

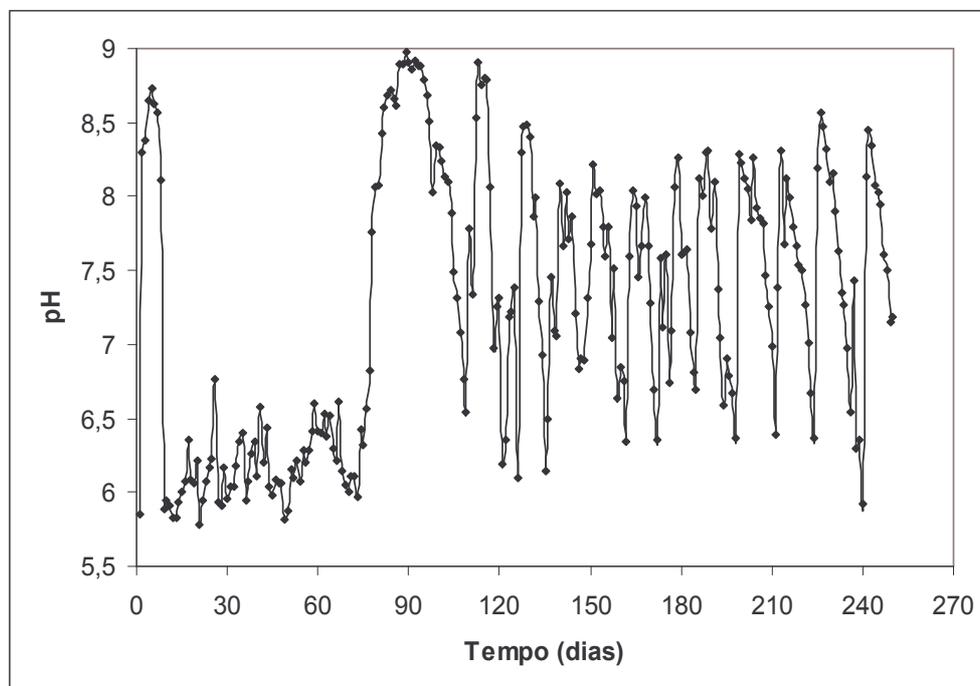


Figura 5.6 - Evolução do pH no reator aeróbio

Observa-se que este reator apresentou uma grande variação nos valores de pH, fato contrário ao que aconteceu nos reatores anaeróbios, que se mantiveram em uma faixa mais constante. Durante os primeiros 80 dias, este reator apresentou valores de pH inferiores a 7,0, o que foi corrigido adicionando-se, quando necessário, solução de hidróxido de sódio, até a neutralidade. Esta diminuição do pH no reator pode ter acontecido pela presença de CO_2 , produto da degradação aeróbia, que ao se dissolver na água forma o ácido carbônico (H_2CO_3), causando uma queda no pH.

Após este período o reator começou a apresentar valores acima de 7,0, o que foi corrigido, quando necessário, adicionando-se solução de ácido clorídrico.

5.3.3 Evolução do Oxigênio Dissolvido no Reator Aeróbio

No reator aeróbio foi também acompanhada diariamente a quantidade de oxigênio dissolvido. Os resultados encontrados estão demonstrados na Figura 5.7.

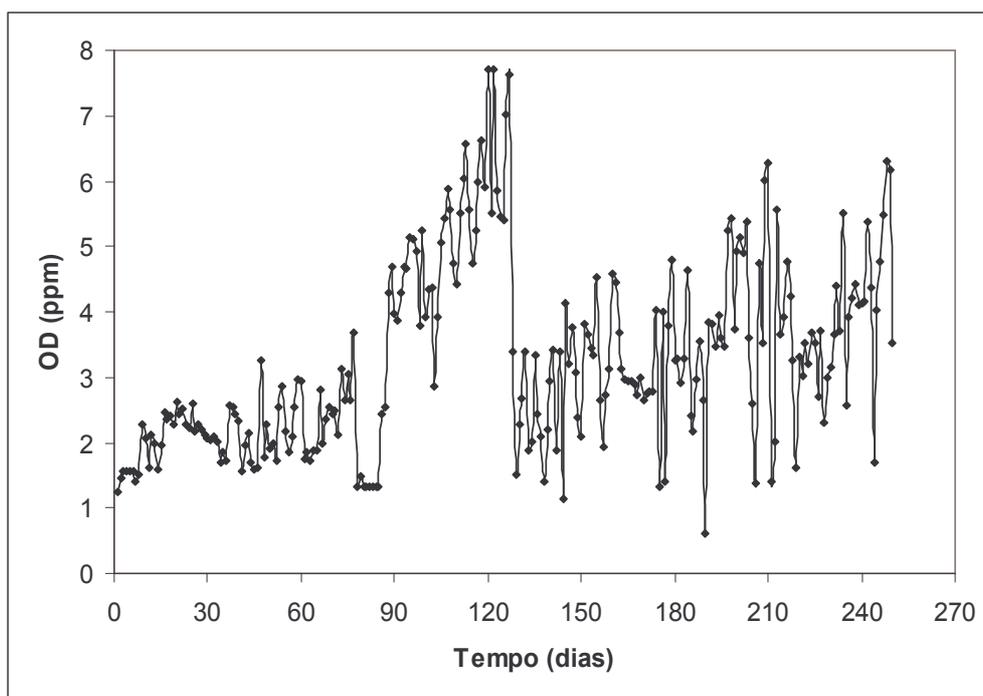


Figura 5.7 - Evolução do OD no reator aeróbio

De acordo com a Figura 5.7 observa-se que os valores de oxigênio dissolvido mantiveram-se, na sua maioria, em torno de 2,0 e 4,0. Em alguns momentos o reator apresentou valores mais elevados, o que foi corrigido diminuindo a vazão de oxigênio fornecida pelo aerador. Observa-se que a partir do 90º dia de alimentação a concentração de oxigênio dissolvido no meio ficou instável, da mesma forma que o pH. Como este parâmetro foi apenas observado e não controlado, o mesmo poderia estar contribuindo para as variações de pH observadas na Figura 5.6.

5.4 ENSAIOS DE BIODEGRADABILIDADE ACOPLANDO OS REATORES ANAERÓBIO A E AERÓBIO

5.4.1 Evolução da DQO de Saída e Eficiência da Sua Remoção nos Reatores Anaeróbio e Aeróbio Após o Acoplamento

Conforme visto no item 5.2, a partir do 170º dia de operação do reator anaeróbio A, a sua carga foi aumentada para 1 gDQO/dia, porém a concentração foi diminuída, diluindo-se o efluente de alimentação com água (1:2). A partir disso, este reator começou a apresentar uma eficiência de remoção de DQO superior a 90%.

O reator manteve-se assim durante os 80 dias seguintes e a partir de então, aumentou-se a carga para 1,5 gDQO/dia e também a sua concentração, diluindo-se o efluente de alimentação com água, agora na proporção de 1:1. Além disso, resolveu-se acoplá-lo ao reator aeróbio para se verificar a eficiência desse sistema. Dessa forma, o reator aeróbio passou a ser alimentado com a saída do reator anaeróbio A. Esse sistema permaneceu em operação durante 93 dias.

Os resultados da evolução da DQO nos reatores após o acoplamento estão demonstrados na Figura 5.8.

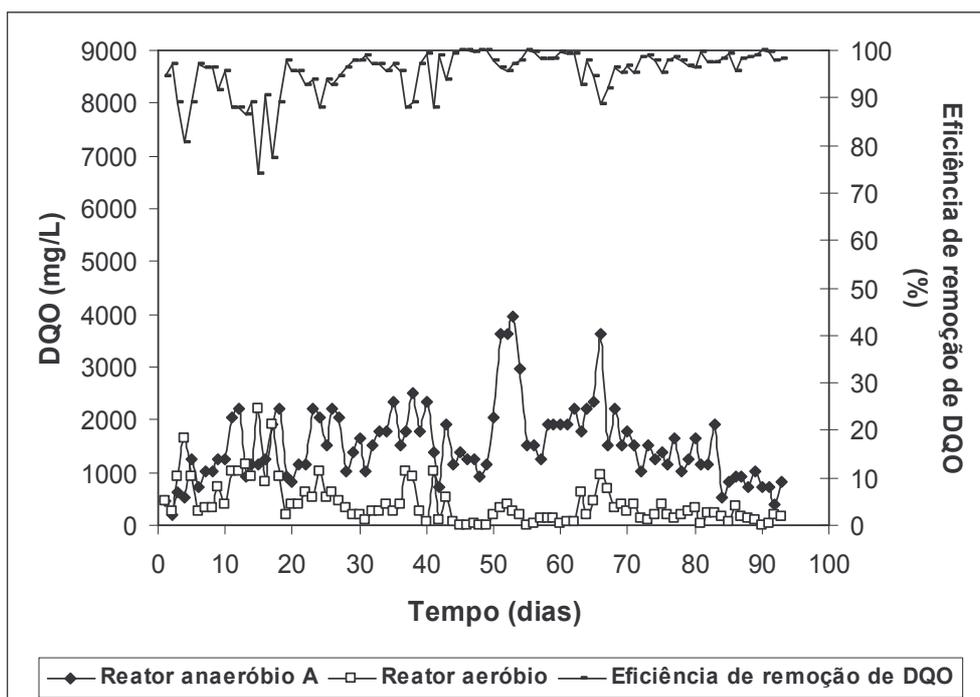


Figura 5.8 - Evolução da DQO nos reatores anaeróbico A e aeróbico e eficiência de remoção após o acoplamento

De acordo com a Figura 5.8, observa-se que a DQO remanescente do reator anaeróbico A, era quase que totalmente degradada no reator aeróbico. Observa-se a ótima eficiência deste sistema, obtendo, em alguns momentos, valores de até 100%.

LETTINGA e HULSHOFF POL (1991) já relatavam a utilização de bactérias aeróbias como um pós-tratamento para o polimento da DBO residual do tratamento anaeróbico de efluentes, podendo-se atingir elevados graus de remoção de matéria orgânica.

5.4.2 Evolução da Produção de Gás Metano no Reator Anaeróbico Após o Acoplamento

A evolução da produção de gás metano no reator anaeróbico após o acoplamento está demonstrada na Figura 5.9, onde pode-se observar um aumento na produção de gás devido ao aumento na quantidade e concentração da carga deste reator, passando a produzir entre 350 e 400 mL de gás metano por dia.

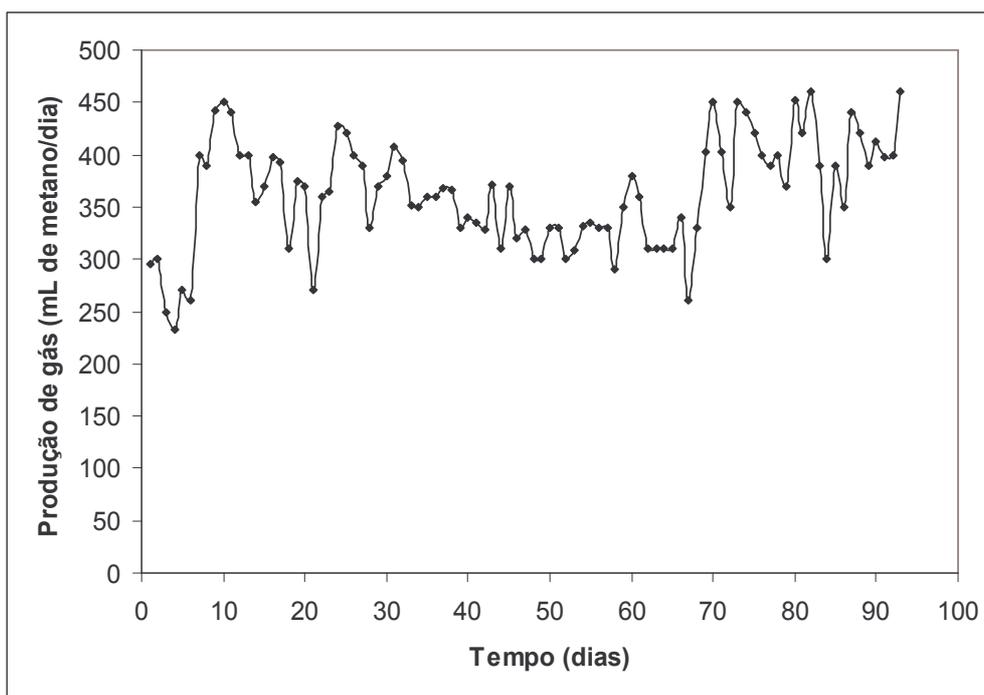


Figura 5.9 - Evolução da produção de gás metano no reator anaeróbio A após o acoplamento

5.4.3 Evolução do pH nos Reatores Anaeróbio e Aeróbio Após o Acoplamento

Os resultados do acompanhamento diário do pH dos reatores estão demonstrados na Figura 5.10, onde se observa novamente que o reator anaeróbio manteve o pH em uma faixa mais constante do que o reator aeróbio, o qual necessitava de ajuste com solução de ácido clorídrico para que seu pH se mantivesse próximo a 7,0.

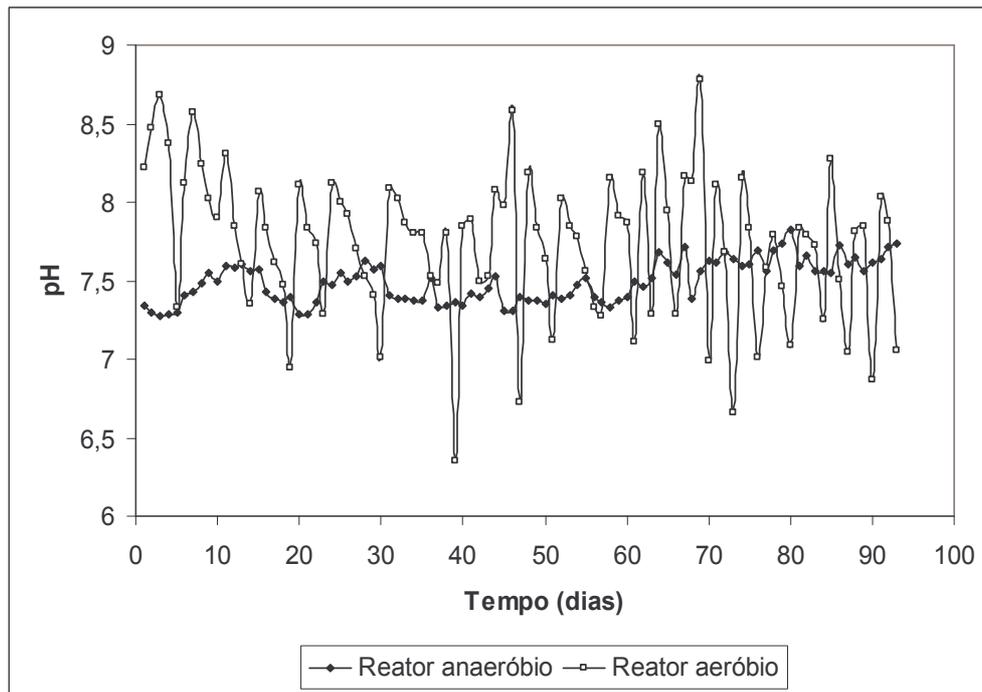


Figura 5.10 - Evolução do pH nos reatores anaeróbico A e aeróbico após o acoplamento

5.4.4 Evolução do OD nos Reator Aeróbico Após o Acoplamento

A Figura 5.11 apresenta os resultados do acompanhamento do oxigênio dissolvido no reator aeróbico após o acoplamento. Observa-se que os valores permaneceram na faixa entre 2,0 e 4,0, conforme ocorria antes do acoplamento dos reatores.

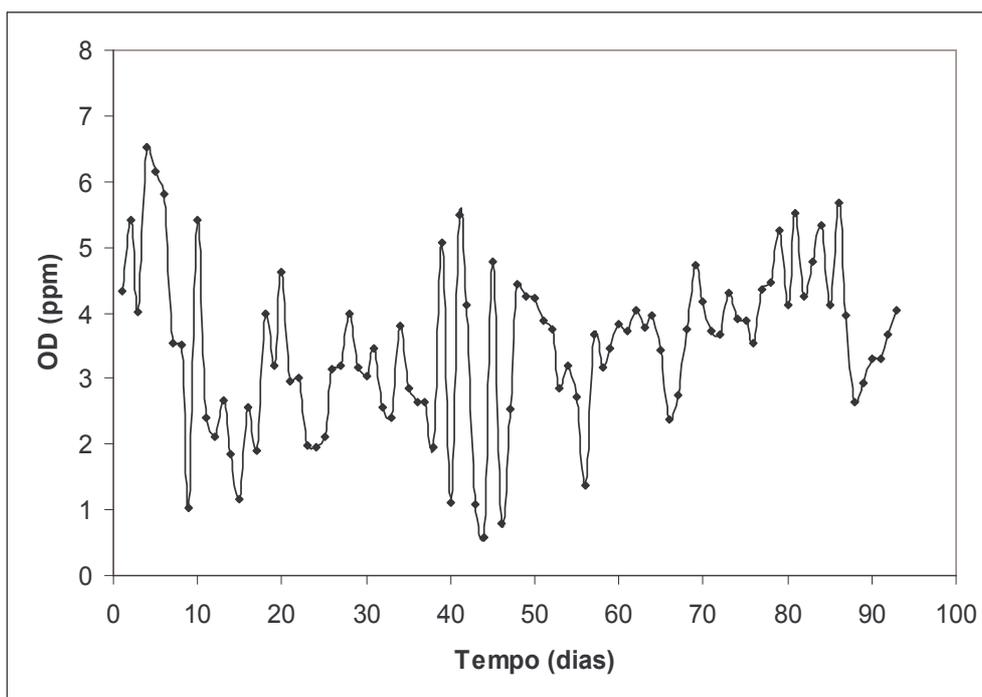


Figura 5.11 - Evolução do OD no reator aeróbio após o acoplamento

5.5 CONSIDERAÇÕES FINAIS

Avaliando-se a aplicabilidade do tratamento biológico dos efluentes da indústria de laticínios, os resultados mostraram que ambos os processos, aeróbio ou anaeróbio, foram eficientes na degradação da matéria orgânica. Pode-se observar que, no intervalo de cargas e nas condições aplicadas durante os experimentos, o reator aeróbio mostrou-se mais eficiente. Porém, em escala industrial, ou utilizando outros tipos de reatores mais eficientes, estas condições poderiam ser bem diferentes, o que poderia levar a resultados mais vantajosos quando aplicado o processo anaeróbio. Mesmo com os resultados deste trabalho, questões mais gerais relativas à comparação dos processos aeróbios com os anaeróbios devem ser consideradas, como o processo aeróbio produzir grandes quantidades de lodos residuais, os quais deverão ser dispostos em aterros sanitários, acarretando em alto custo financeiro para a empresa, além do alto consumo de energia necessário para manter a aeração do sistema.

O processo anaeróbio foi inibido quando alimentado com o efluente *in natura*, mas apresentou melhores resultados quando a alimentação foi feita através da diluição do efluente com água. O que provocou a inibição não foi investigado, porém, efluentes altamente concentrados podem promover inibição por substrato, devido às altas concentrações de ácidos orgânicos voláteis que são mantidas no reator durante o processo. Em uma situação real, numa partida de um reator em escala industrial pode-se diluir o efluente através da recirculação do efluente tratado do próprio reator anaeróbio. A utilização de um processo anaeróbio, seguido de um processo aeróbio de polimento, tem sido muito utilizada, com o intuito de unir as vantagens dos dois tipos de processos, diminuindo assim suas desvantagens. Este tipo de sistema vêm apresentando ótimas respostas, o que pode ser observado nos resultados obtidos após o acoplamento dos reatores, apresentando uma ótima eficiência, atingindo valores próximos a 100%, mostrando que este deve ser o caminho a ser seguido na aplicação de um sistema de tratamento desta indústria.

6 CONCLUSÕES

O efluente de uma indústria de laticínios foi eficazmente tratado por processos biológicos anaeróbios e aeróbios chegando-se aos seguintes resultados e conclusões:

- I. A operação dos reatores anaeróbios A e B demonstrou grande dificuldade em alimentá-los com o efluente *in natura*, onde se obtiveram valores inferiores a 30% de eficiência na remoção da DQO de entrada, operando com cargas de 0,85 gDQO/dia e 1,2 gDQO/dia, respectivamente. Já alimentando o reator anaeróbio A com o efluente diluído em água na proporção de 1:2 e com uma carga de 1,0 gDQO/dia, houve um significativo aumento na sua eficiência, atingindo valores superiores a 90% na remoção da DQO de entrada.
- II. O reator aeróbio não apresentou esta dificuldade, mostrando-se mais eficiente mesmo quando alimentado com o efluente bruto, atingindo valores superiores a 90% de remoção de DQO de entrada, quando operado com cargas de até 1,275 gDQO/dia.
- III. Após o acoplamento dos reatores, obteve-se ótimos resultados de eficiência na remoção da DQO de entrada, alcançando valores superiores a 80%, atingindo em vários momentos cerca de 100% de eficiência, com o reator anaeróbio operando com uma carga de 1,5 gDQO/dia, alimentado com o efluente diluído em água na proporção de 1:1. Isto demonstra que a aplicação de um processo de digestão anaeróbia seguido por um processo aeróbio para o tratamento de águas residuárias das indústrias de laticínios é benéfico, podendo promover elevados graus de remoção da DQO, quando alimentado com o efluente diluído.

7 SUGESTÕES DE TRABALHOS FUTUROS

- Verificar a eficiência dos reatores operando com cargas maiores às aplicadas neste trabalho;
- Verificar se há algum tipo de inibição associada ao efluente das indústrias de laticínios;
- Diminuir gradativamente a diluição do reator anaeróbio até que se possa alimentar o mesmo com o efluente *in natura*;
- Testar o processo com outros tipos de reatores de alta eficiência, de tal forma a otimizar o processo;
- Otimizar a adição de nitrogênio e de agente tamponante a fim de diminuir os custos operacionais.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AFONSO, M. L. C.; PAWLOWSKY, U.; PATZA, M. G. **Tratabilidade dos despejos de laticínios por lodos ativados em batelada**. In: XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2000, Fortaleza. Anais do XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2000. v. III.

AGUILAR, A.; CASAS, C.; LEMA, J.M. Degradation of volatile fatty acids by differently enriched methanogenic cultures: kinetics and inhibition. **Water Research**, Vol. 29, n.2, 1995. p. 505-509.

APHA-AWWA-WEF. **Standard methods for examination of water and wastewater**, 20th ed. Washington DC: American Public Health Association, 1998.

BENTO, A. P.; HOFFMANN, H. **Processos aeróbios de tratamento de matéria orgânica: Microbiologia, ecologia e bioquímica**. In: V CURSO DE TRATAMENTO BIOLÓGICO DE RESÍDUOS, 2005, Florianópolis/SC. PROSUL/CNPq – UFSC/UDELAR/UNPL. p. 1-15.

BRAILE, P. M. **Manual de tratamento de águas residuárias industriais**. São Paulo: CETESB, 1993. p. 2-10, 139-174.

BRASIL. Lei Federal n. 6.938, de 31 de agosto de 1981, art. 3º, inciso III. Dispõe sobre a Política Nacional do Meio Ambiente, seus fins e mecanismos de formulação e aplicação, e dá outras providências. **Diário Oficial da União**, Brasília, 02 set. 1981.

CARTA, F., ALVAREZ, P., ROMERO, F., PEREDA, J. Aerobic purification of dairy wastewater in continuous regime; reactor with support. **Process Biochemistry**, n.34, 1999. p. 613-619.

CHERNICHARO, C. A. L. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – Universidade Federal de Minas Gerais, 1997. v. 5: Reatores anaeróbios. p. 23-70, 98-120.

CIDASC – Companhia Integrada de Desenvolvimento Agrícola de Santa Catarina. **Relação de Estabelecimentos com S.I.E.** Disponível em: <http://www.cidasc.sc.gov.br/html/servico_animal/sie.htm> Acesso em: 06 mar. 2005.

CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE. Resolução n. 357 de 17 de março de 2005. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências. Relator: Marina Silva. **Diário Oficial da União**, Brasília, 18 mar. 2005. Sec. 1, p. 58-63.

CRAVEIRO, A. M. **Desempenho e estudos cinéticos de biodigestores híbridos com diferentes porcentagens de enchimento**. São Paulo, 1994. 246 p. Tese (Doutorado em Engenharia Química). Escola Politécnica da Universidade de São Paulo.

EMBRAPA – Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária. Divisão Gado de Leite. **Leite em números: produção**. Disponível em: < <http://www.cnpq.embrapa.br/producao/producao.php> > Acesso em 22 jun. 2005.

ETCHEBEHERE, C.; MENES, R. J. **Processos anaeróbios de tratamento de matéria orgânica – Microbiologia, ecologia e bioquímica**. In: V CURSO DE TRATAMENTO BIOLÓGICO DE RESÍDUOS, 2005, Florianópolis/SC. PROSUL/CNPq – UFSC/UDELAR/UNPL. p. 4-6.

FLORÊNCIO, M. L. **Sistemas de tratamento anaeróbio**. In: IV CURSO DE TRATAMENTO BIOLÓGICO DE RESÍDUOS, 1999, Florianópolis/SC. CBAB, MCT/CNPq - CPGEQ/UFSC, CDB, p. 24.

GASPAR, P. M. F. **Pós tratamento de efluente de reator UASB em sistema de lodos ativados visando a remoção biológica do nitrogênio associada à remoção físico-química do fósforo.** São Paulo, 2003. 286 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Hidráulica e Sanitária). Escola Politécnica da Universidade de São Paulo.

GAVALA, H. N.; KOPSINIS, H.; SKIADAS, I, V.; STAMATELATOU, K.; LYBERATOS, G. Treatment of Dairy Wastewater Using an Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor. **J. Agric. Eng.**, n.73, 1999. p. 59-63.

GUILLEN-JIMENEZ, E.; ALVAREZ-MATEOS, P.; ROMERO-GUZMAN, F.; PEREDA-MARIN, J. Bio-mineralization of organic matter in dairy wastewater, as affected by pH. **Wat. Res.** Vol. 34, n. 4, 2000. p. 1215-1224.

HIRATA, Y. S. **Características e interações microbianas nos processos de tratamento biológico aeróbio e anaeróbio.** In: III CURSO DE TRATAMENTO BIOLÓGICO DE RESÍDUOS, 1997, Florianópolis/SC. CBAB, MCT/CNPq - CPGEQ/UFSC, CDB, p. 3-33.

JORDÃO, E. P.; PESSOA, C. A. **Tratamento de esgotos domésticos.** 3º ed. Rio de Janeiro: ABES, 1995. p. 36-40, 371-600.

KATO, M. T.; FIEL, J. A.; LETTINGA, G. Anaerobe tolerance to oxygen and the potentials of anaerobic and aerobic cocultures for wastewater treatment. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, Vol. 14, n. 4, 1997.

LEITE, V. D.; SOUSA, J. T.; PRASAD, S.; LOPES, W. S.; ATHAYDE JUNIOR, G.B.; DANTAS, A. M. M. Tratamento de resíduos sólidos de centrais de abastecimento e feiras livres em reator anaeróbio de batelada. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental.** Vol. 7, n.2, 2003.

LETTINGA, G.; HULSHOFF POL, L.W., UASB - Process design for various types of wastewaters. **Wat. Sci. Technol.** Vol.24, 1991. p.87-107.

MENDES, A. A.; Freitas, L.; Castro, H. F.; **Resumos do VI Seminário Brasileiro de Tecnologia Enzimática**, Rio de Janeiro, Brasil, 2004.

MENDONÇA, S. R. **Lagoas de estabilização e aeradas mecanicamente: novos conceitos**. João Pessoa: Universidade Federal da Paraíba, 1990. p. 78-80, 278-300.

METCALF & EDDY, INC. **Wastewater Engineering: Treatment, Disposal and Reuse**. 3rd ed.. McGraw-Hill, 1991. p. 369-371.

MOSEY, F. E. Mathematical Modeling of the Anaerobic Process: Regulatory Mechanisms for the Formation of Short-Chain Volatile Acids from Glucose. **Wat. Sci. Tech.** n. 15, 1983, p. 209-232.

OMIL, F.; GARRIDO, J. M.; ARROJO, B.; MÉNDEZ, R. Anaerobic filter reactor performance for the treatment of complex dairy wastewater at industrial scale. **Water Research**. n. 37, 2003. p. 4099–4108.

PELCZAR Jr, M. J.; CHAN, E. C. S.; KRIEG, N. R. **Microbiologia – conceitos e aplicações**, 2^o ed. São Paulo: Makron Books, 1996. v. 1. p.147-148.

PERLE, M.; KIMCHIE, S.; SHELEF, G. Some biochemical aspects of the anaerobic degradation of dairy wastewater. **Water Research**. Vol. 29, n. 6, 1995. p. 1549-1554.

RAMASAMY, E. V.; ABBASE, S. A. Energy recovery from dairy waste-waters: impacts of biofilm support system on anaerobic CST reactors. **Applied Energy**. n. 65, 2000. p. 91-98.

SANTA CATARINA. Decreto n. 14.250, de 5 de junho de 1981. Regulamenta dispositivos da Lei n.º 5.793, de 15 de outubro de 1980, referentes à proteção e a melhoria da qualidade ambiental. **Diário Oficial do Estado de Santa Catarina**, Florianópolis, 09 jun. 1981.

SANT'ANNA Jr, G. L. **Processos aeróbios de tratamento de matéria orgânica – Reatores e processos.** In: V CURSO DE TRATAMENTO BIOLÓGICO DE RESÍDUOS, 2005, Florianópolis/SC. PROSUL/CNPq – UFSC/UDELAR/UNPL. p. 11-25.

SCHULZ, C. K.; SANTOS, M. S. dos; KOETZ, P. R.; VSCHORNCK, F. Tratamento de efluentes da indústria de arroz parboilizado em reatores EGSB. **Revista Brasileira de Agrociência**, V. 7, n. 1, jan-abr, 2001. p. 68-72.

SOARES, H. M. **Digestão anaeróbia de efluentes de fábricas de cervejas e refrigerantes em reator tipo fluxo ascendente com manta de lodo (UASB).** São Paulo, 1990. Dissertação (mestrado). Escola Politécnica da Universidade de São Paulo.

_____. **Águas residuárias – Geração, caracterização e princípios básicos de tratamento.** In: V CURSO DE TRATAMENTO BIOLÓGICO DE RESÍDUOS, 2005, Florianópolis/SC. PROSUL/CNPq – UFSC/UDELAR/UNPL. p.1-13.

SOARES, H. M.; ZAIAT, M. **Processos anaeróbios de tratamento de matéria orgânica – Sistemas de tratamento.** In: V CURSO DE TRATAMENTO BIOLÓGICO DE RESÍDUOS, 2005, Florianópolis/SC. PROSUL/CNPq – UFSC/UDELAR/UNPL. p. 3-16.

VAN HAANDEL, A. C.; LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos – Um manual para regiões de clima quente.** Campina Grande (PB): Universidade Federal da Paraíba, 1994. v. 1. p. 208.

VIDAL, G., CARVALHO, A., MÉNDEZ, R., LEMA, J. M. Influence of the content in fats and proteins on the anaerobic biodegradability of dairy wastewaters. **Bioresource Technology**, n. 74, 2000, p. 231-239.

VON SPERLING, Marcos. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. 2º ed. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – Universidade Federal de Minas Gerais, 1996. v. 1: Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos. p. 16-20, 46, 189-190.

_____. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – Universidade Federal de Minas Gerais, 1996. v. 2: Princípios básicos do tratamento de esgotos. p. 11-35.

_____. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – Universidade Federal de Minas Gerais, 1997. v. 4: Lodos ativados. p. 15-24.

ANEXOS

ANEXO A – Resultados do monitoramento dos reatores anaeróbio A e aeróbio

	Anaeróbio A			Aeróbio		
	pH	gás (ml)	DQO (mg/L)	pH	OD (ppm)	DQO (mg/L)
15/jun/2004	6,91		1031,50	5,85	1,25	385,90
16/jun/2004	6,77		722,15	8,30	1,46	147,70
17/jun/2004	6,80		1144,55	8,38	1,56	253,80
18/jun/2004	7,16		923,30	8,65	1,56	385,90
19/jun/2004	7,40		1031,50	8,73	1,56	147,70
20/jun/2004	7,38		722,15	8,62	1,56	1031,50
21/jun/2004	7,44		1775,76	8,57	1,41	542,54
22/jun/2004	7,39		1031,55	8,11	1,52	147,70
23/jun/2004	7,38		2500,00	5,89	2,27	316,72
24/jun/2004	7,43		1384,41	5,95	2,06	316,72
25/jun/2004	7,45		2055,58	5,91	1,61	629,57
26/jun/2004	7,51		1775,76	5,83	2,12	722,17
27/jun/2004	7,55		1913,90	5,83	1,99	147,70
28/jun/2004	7,71		1510,53	5,93	1,59	722,17
29/jun/2004	7,81		1262,26	6,00	1,95	253,83
30/jun/2004	7,80		1384,41	6,07	2,47	461,26
1/jul/2004	7,82		1031,55	6,36	2,35	385,93
2/jul/2004	7,88		1262,26	6,08	2,41	253,83
3/jul/2004	7,90		1775,76	6,06	2,29	1144,58
4/jul/2004	7,88		2055,58	6,21	2,63	1144,58
5/jul/2004	7,87		3294,19	5,78	2,43	2200,61
6/jul/2004	7,96		4307,02	5,95	2,52	3130,86
7/jul/2004	7,90		2500,00	6,07	2,27	1031,55
8/jul/2004	7,66		3459,39	6,17	2,23	820,15
9/jul/2004	7,69		3626,28	6,22	2,59	253,83
10/jul/2004	7,64		3459,39	6,76	2,17	197,42
11/jul/2004	7,71		5865,40	5,93	2,29	923,34
12/jul/2004	7,75		4479,58	5,91	2,21	461,26
13/jul/2004	7,79		5000,00	6,17	2,13	147,70
14/jul/2004	7,55		5520,64	5,96	2,07	197,42
15/jul/2004	7,53		5693,38	6,04	2,04	147,70
16/jul/2004	7,58		6375,34	6,04	2,09	147,70
17/jul/2004	7,71		6708,34	6,18	2,02	147,70
18/jul/2004	7,71		7034,04	6,34	1,69	253,83
19/jul/2004	7,77		9653,30	6,40	1,86	2055,58
20/jul/2004	7,64		14385,04	5,94	1,71	1913,9
21/jul/2004	7,63		14527,61	6,07	2,57	2055,58
22/jul/2004	7,67		10404,33	6,26	2,54	2500,00
23/jul/2004	7,65		11081,92	6,34	2,43	2348,81
24/jul/2004	7,64		10946,11	6,11	2,32	2055,58
25/jul/2004	7,66		10269,34	6,58	1,57	1031,55

26/jul/2004	7,62		9884,19	6,20	1,95	2810,57
27/jul/2004	7,63		10404,33	6,44	2,14	1384,41
28/jul/2004	7,58		9653,30	6,04	1,69	3794,67
29/jul/2004	7,54		10810,43	5,98	1,60	1510,83
30/jul/2004	7,52		13664,07	6,08	1,61	2969,60
31/jul/2004	7,56		11353,84	6,06	3,25	1510,83
1/ago/2004	7,56		10134,55	6,06	1,78	1775,76
2/ago/2004	7,51		11489,93	5,82	2,27	1775,76
3/ago/2004	7,50		11217,83	5,88	1,92	1641,34
4/ago/2004	7,40		12034,72	6,16	2,00	2348,82
5/ago/2004	7,36		12307,14	6,10	1,73	1262,26
6/ago/2004	7,47		11898,49	6,21	2,53	1913,90
7/ago/2004	7,43		10269,34	6,07	2,85	1510,83
8/ago/2004	7,52		11626,08	6,29	2,16	820,16
9/ago/2004	7,53		12034,72	6,20	1,86	1031,55
10/ago/2004	7,56		11353,84	6,29	2,08	1641,34
11/ago/2004	7,65		12443,30	6,41	2,55	1262,26
12/ago/2004	7,58		12034,72	6,60	2,97	1510,83
13/ago/2004	7,47		12307,14	6,41	2,94	1775,76
14/ago/2004	7,55		11726,27	6,40	1,74	1913,90
15/ago/2004	7,53		11626,08	6,53	1,86	1775,76
16/ago/2004	7,52		12170,94	6,38	1,72	1641,34
17/ago/2004	7,53		12715,42	6,52	1,87	1775,76
18/ago/2004	7,51		12170,94	6,30	1,87	923,34
19/ago/2004	7,49		11626,08	6,21	2,80	1144,58
20/ago/2004	7,47		11489,93	6,61	2,00	1775,76
21/ago/2004	7,50		11762,27	6,14	2,36	1144,58
22/ago/2004	7,47		11898,49	6,05	2,54	1913,90
23/ago/2004	7,57		12579,40	6,00	2,43	1384,41
24/ago/2004	7,52		11353,84	6,11	2,48	1144,58
25/ago/2004	7,51		13258,43	6,11	2,13	1913,90
26/ago/2004	7,52		12579,40	5,97	3,13	1262,26
27/ago/2004	7,62		12579,4	6,43	2,64	1775,76
28/ago/2004	7,71		11626,08	6,32	3,04	1641,34
29/ago/2004	7,86		11626,08	6,56	2,66	1913,90
30/ago/2004	7,82		11762,27	6,82	3,67	1510,83
31/ago/2004	7,93		11626,08	7,76	1,32	1775,76
1/set/2004				8,06	1,48	1775,76
2/set/2004		105		8,08	1,32	461,26
3/set/2004		90		8,43	1,32	542,53
4/set/2004		85		8,60	1,32	316,72
5/set/2004		110	9423,00	8,68	1,32	461,26
6/set/2004		80		8,72	1,32	19,31
7/set/2004		100		8,66	1,32	197,42
8/set/2004		85		8,61	2,44	722,17
9/set/2004		90		8,90	2,53	69,04
10/set/2004		80		8,89	4,29	5,76
11/set/2004		85		8,98	4,68	69,04
12/set/2004		85		8,91	3,97	40,46
13/set/2004		82	6795,92	8,86	3,87	461,26
14/set/2004		90		8,92	4,29	316,72
15/set/2004		70		8,88	4,70	542,53

16/set/2004		100		8,88	4,65	722,17
17/set/2004		93		8,79	5,13	1144,58
18/set/2004		108		8,68	5,11	147,70
19/set/2004		70		8,51	4,94	316,72
20/set/2004		70		8,03	3,80	197,42
21/set/2004		95	4307,02	8,35	5,25	385,93
22/set/2004		84		8,33	3,91	40,46
23/set/2004		80		8,24	4,34	40,46
24/set/2004		85		8,13	4,37	19,31
25/set/2004		104		8,10	2,86	19,31
26/set/2004		85		7,89	3,91	19,31
27/set/2004		20	5000,00	7,49	5,06	923,34
28/set/2004		77		7,32	5,43	923,34
29/set/2004		137		7,08	5,87	629,57
30/set/2004		90		6,76	5,57	820,15
1/out/2004		69		6,54	4,75	722,17
2/out/2004		89		7,78	4,42	316,72
3/out/2004		63		7,34	5,52	104,84
4/out/2004		45	3130,86	8,53	6,05	3294,19
5/out/2004		140		8,91	6,56	1775,76
6/out/2004		102		8,75	5,56	1775,76
7/out/2004		94		8,80	4,73	1384,41
8/out/2004		70		8,79	5,25	820,16
9/out/2004		110		8,06	5,99	385,93
10/out/2004		66		6,98	6,62	923,34
11/out/2004		84		7,26	5,90	1031,55
12/out/2004		50		7,31	7,70	1384,41
13/out/2004		72		6,19	5,51	923,34
14/out/2004		74		6,35	7,70	461,26
15/out/2004		60		7,19	5,86	629,57
16/out/2004		56		7,22	5,45	1510,83
17/out/2004		50		7,38	5,40	1384,41
18/out/2004		40		6,10	7,02	1641,34
19/out/2004		52		8,30	7,64	2055,58
20/out/2004		0		8,47	3,38	3294,19
21/out/2004		7		8,48	1,52	1913,90
22/out/2004		10		8,40	2,27	2200,61
23/out/2004		4		7,86	2,68	1510,83
24/out/2004		16		7,99	3,40	2810,57
25/out/2004		0	3294,19	7,29	1,88	1641,34
26/out/2004		0		6,93	2,01	4826,25
27/out/2004		0		6,14	3,33	2200,61
28/out/2004		0		6,49	2,44	1775,76
29/out/2004		52		7,46	2,10	2055,58
30/out/2004		36		7,09	1,40	1775,76
31/out/2004		49		7,06	2,19	1262,26
1/nov/2004		42		8,09	2,95	1641,34
2/nov/2004		24		7,66	3,41	2055,58
3/nov/2004		51		8,03	1,87	1775,76
4/nov/2004		28		7,71	3,38	3130,86
5/nov/2004		24		7,86	1,15	1775,76
6/nov/2004		14		7,21	4,12	253,82

7/nov/2004		10		6,84	3,21	629,57
8/nov/2004		6	3626,27	6,90	3,75	923,34
9/nov/2004		0		6,89	3,08	197,42
10/nov/2004		16		7,32	2,38	542,53
11/nov/2004		0		7,68	2,09	722,17
12/nov/2004		0		8,21	3,81	253,82
13/nov/2004		0		8,02	3,65	147,70
14/nov/2004		0		8,04	3,44	104,84
15/nov/2004		0		7,80	3,34	253,82
16/nov/2004		18	2810,57	7,60	4,52	316,72
17/nov/2004		35		7,80	2,66	197,42
18/nov/2004		88		7,04	1,94	104,84
19/nov/2004		54		7,51	2,74	197,42
20/nov/2004		8		6,64	3,12	1031,55
21/nov/2004		40		6,85	4,58	104,84
22/nov/2004		41	1031,55	6,75	4,45	1144,58
23/nov/2004		22		6,34	3,69	197,42
24/nov/2004		30		7,59	3,13	1031,55
25/nov/2004		8		8,04	2,98	1510,83
26/nov/2004		20		7,93	2,93	629,57
27/nov/2004		14		7,46	2,93	2055,58
28/nov/2004		6		7,67	2,90	1510,83
29/nov/2004		0	3964,38	7,99	2,73	629,57
30/nov/2004	7,42	60	2348,82	7,66	2,99	923,34
1/dez/2004	7,20	110	4135,22	7,28	2,66	2500,00
2/dez/2004	7,28	110	4826,25	6,69	2,75	3294,19
3/dez/2004	7,26	110	3130,86	6,35	2,77	1144,58
4/dez/2004	7,11	94	2810,57	7,58	2,78	1031,55
5/dez/2004	7,00	84	4479,58	7,11	4,02	542,53
6/dez/2004	7,04	82	2348,82	7,61	1,33	820,16
7/dez/2004	6,93	129	3294,19	6,74	4,00	461,26
8/dez/2004	7,31	145	1775,76	7,09	1,40	1913,90
9/dez/2004	7,34	200	1913,90	8,06	3,80	820,16
10/dez/2004	7,32	155	2969,60	8,26	4,79	1641,34
11/dez/2004	7,36	188	2055,58	7,61	3,26	629,57
12/dez/2004	7,40	176	2500,00	7,62	3,29	2055,58
13/dez/2004	7,46	220	1913,90	7,64	2,91	1510,83
14/dez/2004	7,36	198	820,16	7,08	3,28	542,53
15/dez/2004	7,42	230	1031,55	6,81	4,64	722,17
16/dez/2004	7,39	210	1031,55	6,69	2,42	461,26
17/dez/2004	7,34	250	923,34	8,12	2,18	104,84
18/dez/2004	7,35	200	461,26	8,01	2,98	461,26
19/dez/2004	7,31	180	629,57	8,30	3,55	316,72
20/dez/2004	7,36	245	820,16	8,31	2,64	722,17
21/dez/2004	7,37	185	542,53	7,78	0,62	2055,58
22/dez/2004	7,47	230	197,42	8,10	3,85	1384,41
23/dez/2004	7,44	190	253,82	7,37	3,82	1641,34
24/dez/2004	7,48	225	542,53	7,04	3,46	253,82
25/dez/2004	7,15	260	461,26	6,59	3,95	2055,58
26/dez/2004	7,27	230	197,42	6,90	3,60	629,57
27/dez/2004	7,27	200	197,42	6,79	3,47	1031,55
28/dez/2004	7,38	230	385,93	6,67	5,24	461,26

29/dez/2004	7,33	220	197,42	6,37	5,42	1510,83
30/dez/2004	7,28	220	253,82	8,29	3,73	147,70
31/dez/2004	7,31	270	197,42	8,23	4,93	461,26
1/jan/2005	7,36	170	385,93	8,12	5,14	385,93
2/jan/2005	7,42	190	461,26	8,05	4,89	820,16
3/jan/2005	7,31	260	1775,76	7,84	5,39	542,53
4/jan/2005	7,25	310	1262,26	8,26	3,60	722,17
5/jan/2005	7,28	300	629,57	7,92	2,60	629,57
6/jan/2005	7,26	298	461,26	7,85	1,39	2653,98
7/jan/2005	7,25	285	19,31	7,82	4,75	316,72
8/jan/2005	7,27	270	147,70	7,47	3,52	2055,58
9/jan/2005	7,31	310	40,46	7,26	6,01	1641,34
10/jan/2005	7,25	279	104,84	6,99	6,29	1384,41
11/jan/2005	7,35	298	197,42	6,39	1,41	2653,98
12/jan/2005	7,32	250	40,46	7,38	2,01	3130,86
13/jan/2005	7,27	261	69,04	8,31	5,56	1510,83
14/jan/2005	7,19	278	40,46	7,68	3,65	1913,90
15/jan/2005	7,22	259	104,84	8,12	3,91	2348,82
16/jan/2005	7,19	289	104,84	7,99	4,77	2055,58
17/jan/2005	7,24	240	147,70	7,80	4,25	3459,39
18/jan/2005	7,23	242	316,72	7,67	3,27	2653,98
19/jan/2005	7,28	268	197,42	7,54	1,62	3130,86
20/jan/2005	7,36	292	197,42	7,50	3,32	2348,82
21/jan/2005	7,39	224	69,04	7,27	3,02	2055,58
22/jan/2005	7,41	235	19,31	7,01	3,52	461,26
23/jan/2005	7,32	310	253,82	6,67	3,20	1384,41
24/jan/2005	7,32	329	5,76	6,37	3,68	2500,00
25/jan/2005	7,27	295	5,76	8,19	3,51	1384,41
26/jan/2005	7,28	249	40,46	8,57	2,70	923,34
27/jan/2005	7,26	266	197,42	8,47	3,71	2653,98
28/jan/2005	7,30	270	69,04	8,32	2,31	1913,90
29/jan/2005	7,21	235	147,70	8,10	3,00	1913,90
30/jan/2005	7,27	300	40,46	8,16	3,15	1510,83
31/jan/2005	7,32	258	923,34	7,90	3,66	2200,61
1/fev/2005	7,27	268	253,82	7,63	4,40	1641,34
2/fev/2005	7,28	244	461,26	7,35	3,70	542,53
3/fev/2005	7,31	302	923,34	7,27	5,51	2055,58
4/fev/2005	7,26	300	1384,41	6,98	2,57	923,34
5/fev/2005	7,26	260	722,17	6,54	3,93	3130,86
6/fev/2005	7,27	300	820,16	7,43	4,21	1262,26
7/fev/2005	7,24	300	1775,76	6,30	4,43	820,16
8/fev/2005	7,27	280	316,72	6,35	4,10	316,72
9/fev/2005	7,34	280	385,93	5,92	4,12	1031,55
10/fev/2005	7,39	350	197,42	8,13	4,16	461,26
11/fev/2005	7,33	287	197,42	8,45	5,38	104,84
12/fev/2005	7,30	300	316,72	8,34	4,36	316,72
13/fev/2005	7,24	300	923,34	8,08	1,69	461,26
14/fev/2005	7,22	293	104,84	8,03	4,03	542,53
15/fev/2005	7,20	250	316,72	7,95	4,78	69,04
16/fev/2005	7,22	242	542,53	7,61	5,49	820,16
17/fev/2005	7,25	198	253,82	7,50	6,30	542,53
18/fev/2005	7,28	180	542,53	7,15	6,16	629,57

19/fev/2005	7,34	235	461,26	7,19	3,51	461,26
20/fev/2005	7,34	295	461,26	8,22	4,34	461,26
21/fev/2005	7,30	300	197,42	8,47	5,41	253,82
22/fev/2005	7,27	250	629,57	8,68	4,02	923,34
23/fev/2005	7,29	232	542,53	8,37	6,51	1641,34
24/fev/2005	7,30	270	1262,26	7,33	6,15	923,34
25/fev/2005	7,41	261	722,17	8,12	5,81	253,82
26/fev/2005	7,43	400	1031,55	8,57	3,53	316,72
27/fev/2005	7,48	390	1031,55	8,24	3,50	316,72
28/fev/2005	7,55	442	1262,26	8,02	1,02	722,17
1/mar/2005	7,50	450	1262,26	7,90	5,41	385,93
2/mar/2005	7,59	440	2055,58	8,31	2,41	1031,55
3/mar/2005	7,58	400	2200,61	7,85	2,11	1031,55
4/mar/2005	7,60	400	923,34	7,60	2,67	1144,58
5/mar/2005	7,56	355	1144,58	7,35	1,86	923,34
6/mar/2005	7,57	370	1144,58	8,07	1,15	2200,61
7/mar/2005	7,43	398	1262,26	7,83	2,55	820,16
8/mar/2005	7,39	392	1919,90	7,62	1,89	1919,90
9/mar/2005	7,36	310	2200,61	7,47	4,00	923,34
10/mar/2005	7,40	375	923,34	6,95	3,19	197,42
11/mar/2005	7,29	370	820,16	8,11	4,63	385,93
12/mar/2005	7,29	270	1144,58	7,83	2,97	385,93
13/mar/2005	7,36	360	1144,58	7,74	3,01	629,57
14/mar/2005	7,49	364	2200,61	7,29	1,98	542,53
15/mar/2005	7,47	428	2055,58	8,12	1,95	1031,55
16/mar/2005	7,55	420	1510,83	8,00	2,10	542,53
17/mar/2005	7,50	400	2200,61	7,92	3,15	629,57
18/mar/2005	7,53	390	2055,58	7,70	3,19	461,26
19/mar/2005	7,63	330	1031,55	7,53	4,00	316,72
20/mar/2005	7,57	369	1384,41	7,41	3,17	197,42
21/mar/2005	7,59	380	1641,34	7,01	3,03	197,42
22/mar/2005	7,41	408	1031,55	8,09	3,45	104,84
23/mar/2005	7,39	394	1510,83	8,02	2,55	253,82
24/mar/2005	7,39	352	1775,76	7,87	2,39	253,82
25/mar/2005	7,37	350	1775,76	7,80	3,81	385,93
26/mar/2005	7,37	360	2348,82	7,80	2,84	253,82
27/mar/2005	7,52	360	1510,83	7,53	2,65	385,93
28/mar/2005	7,33	368	1775,76	7,48	2,65	1031,55
29/mar/2005	7,34	366	2500,00	7,80	1,95	923,34
30/mar/2005	7,36	330	1775,76	6,35	5,08	253,82
31/mar/2005	7,34	340	2348,82	7,85	1,10	69,04
1/abr/2005	7,42	335	1384,41	7,89	5,50	1031,55
2/abr/2005	7,40	328	722,17	7,49	4,13	104,84
3/abr/2005	7,45	371	1919,90	7,53	1,08	542,53
4/abr/2005	7,53	310	1144,58	8,08	0,58	69,04
5/abr/2005	7,31	370	1384,41	7,98	4,79	5,76
6/abr/2005	7,31	320	1262,26	8,58	0,78	5,76
7/abr/2005	7,40	328	1262,26	6,72	2,53	40,46
8/abr/2005	7,37	300	923,34	8,19	4,43	5,76
9/abr/2005	7,37	300	1144,58	7,84	4,26	5,76
10/abr/2005	7,35	330	2055,58	7,64	4,22	197,42
11/abr/2005	7,41	330	3626,27	7,12	3,87	316,72

12/abr/2005	7,38	301	3626,27	8,02	3,76	385,93
13/abr/2005	7,41	308	3964,38	7,85	2,84	253,82
14/abr/2005	7,47	331	2969,60	7,78	3,20	197,42
15/abr/2005	7,52	335	1510,83	7,56	2,71	5,76
16/abr/2005	7,40	330	1510,83	7,33	1,37	40,46
17/abr/2005	7,36	330	1262,26	7,28	3,66	147,70
18/abr/2005	7,33	290	1919,90	8,15	3,18	147,70
19/abr/2005	7,37	350	1919,90	7,91	3,45	147,70
20/abr/2005	7,40	380	1919,90	7,87	3,82	19,31
21/abr/2005	7,49	360	1919,90	7,11	3,71	73,85
22/abr/2005	7,46	310	2200,61	8,19	4,04	73,85
23/abr/2005	7,52	310	1775,76	7,29	3,77	631,13
24/abr/2005	7,68	310	2200,61	8,49	3,95	192,96
25/abr/2005	7,62	310	2348,82	7,94	3,43	461,67
26/abr/2005	7,54	340	3626,27	7,29	2,38	960,00
27/abr/2005	7,71	260	1510,83	8,17	2,74	692,20
28/abr/2005	7,38	330	2200,61	8,13	3,74	314,78
29/abr/2005	7,56	402	1510,83	8,78	4,72	410,00
30/abr/2005	7,63	450	1775,76	6,99	4,17	271,26
1/mai/2005	7,61	403	1510,83	8,11	3,73	410,00
2/mai/2005	7,68	350	1031,55	7,68	3,68	126,91
3/mai/2005	7,64	451	1510,83	6,66	4,31	98,71
4/mai/2005	7,59	440	1262,26	8,15	3,90	192,96
5/mai/2005	7,60	420	1384,40	7,84	3,89	410,00
6/mai/2005	7,69	400	1144,58	7,01	3,55	192,96
7/mai/2005	7,56	390	1641,34	7,58	4,36	126,91
8/mai/2005	7,69	400	1031,55	7,79	4,46	192,96
9/mai/2005	7,74	370	1262,26	7,46	5,25	271,26
10/mai/2005	7,82	452	1641,34	7,09	4,12	314,78
11/mai/2005	7,59	420	1144,58	7,84	5,53	20,23
12/mai/2005	7,66	460	1144,58	7,79	4,25	230,63
13/mai/2005	7,56	390	1913,90	7,72	4,78	230,63
14/mai/2005	7,56	300	542,54	7,25	5,33	158,36
15/mai/2005	7,55	390	820,15	8,27	4,13	52,42
16/mai/2005	7,72	350	923,34	7,51	5,68	361,08
17/mai/2005	7,60	441	923,34	7,04	3,95	158,36
18/mai/2005	7,65	420	722,17	7,81	2,65	126,91
19/mai/2005	7,56	390	1031,55	7,85	2,92	98,71
20/mai/2005	7,61	412	722,17	6,87	3,30	2,88
21/mai/2005	7,64	398	722,17	8,03	3,29	20,23
22/mai/2005	7,71	400	385,92	7,88	3,66	192,96
23/mai/2005	7,74	460	820,15	7,05	4,05	158,36

ANEXO B – Resultados do acompanhamento do reator anaeróbio B

	Anaeróbio B		
	pH	gás (ml)	DQO (mg/L)
29/set/2004	7,45	77	1641,34
30/set/2004	7,18	80	2348,82
1/out/2004	7,16	117	4652,72
2/out/2004	7,07	100	4135,22
3/out/2004	6,98	80	5723,24
4/out/2004	7,13	74	8146,16
5/out/2004	7,15	63	8498,42
6/out/2004	7,22	82	8381,51
7/out/2004	7,27	50	7423,69
8/out/2004	7,34	70	9192,83
9/out/2004	7,31	60	8498,42
10/out/2004	7,28	56	8027,60
11/out/2004	7,31	86	8381,51
12/out/2004	7,34	58	9653,30
13/out/2004	7,38	70	9077,64
14/out/2004	7,46	76	9077,64
15/out/2004	7,44	76	5723,74
16/out/2004	7,41	86	10539,53
17/out/2004	7,34	90	9768,64
18/out/2004	7,52	66	9768,64
19/out/2004	7,55	89	13529,05
20/out/2004	7,52	70	12034,72
21/out/2004	7,42	86	12170,94
22/out/2004	7,65	106	13393,83
23/out/2004	7,22	112	12851,35
24/out/2004	7,19	110	11353,84
25/out/2004	7,34	108	12851,35
26/out/2004	7,31	112	7788,44
27/out/2004	7,42	140	10810,43
28/out/2004	7,30	120	8498,42
29/out/2004	7,45	115	8614,90
30/out/2004	7,29	134	7050,35
31/out/2004	7,46	146	9538,11
1/nov/2004	7,45	106	10810,43
2/nov/2004	7,39	106	10000,00
3/nov/2004	7,29	145	10269,34
4/nov/2004	7,36	142	11898,50
5/nov/2004	7,33	140	10946,11
6/nov/2004	7,39	133	10269,34
7/nov/2004	7,37	130	9884,19
8/nov/2004	7,34	130	10810,43
9/nov/2004	7,22	130	9653,30
10/nov/2004	7,16	162	8498,42
11/nov/2004	7,20	134	11081,92

12/nov/2004	7,16	98	11217,83
13/nov/2004	7,15	90	11081,92
14/nov/2004	7,11	75	11353,84
15/nov/2004	7,11	92	11489,93
16/nov/2004	7,05	100	11626,08
17/nov/2004	7,02	102	11353,84
18/nov/2004	7,04	86	12034,72
19/nov/2004	7,02	68	11626,08
20/nov/2004	7,06	64	12170,94
21/nov/2004	7,03	82	11353,84
22/nov/2004	7,10	46	14335,72
23/nov/2004	7,12	45	11353,84
24/nov/2004	7,01	126	11217,83
25/nov/2004	7,00	111	14602,43
26/nov/2004	7,01	129	16225,73
27/nov/2004	7,07	150	15494,75
28/nov/2004	7,02	130	16225,73
29/nov/2004	7,03	127	12579,40
30/nov/2004	7,16	126	11353,84
1/dez/2004	7,10	83	14735,30
2/dez/2004	7,14	94	16104,74
3/dez/2004	7,15	109	15000,00
4/dez/2004	7,21	156	10810,43
5/dez/2004	7,37	124	12851,35
6/dez/2004	7,15	160	12715,42
7/dez/2004	7,20	110	12034,72
8/dez/2004	7,60	106	12170,94
9/dez/2004	7,59	100	12987,18
10/dez/2004	7,56	108	13798,90
11/dez/2004	7,58	128	11762,27
12/dez/2004	7,58	109	10674,90
13/dez/2004	7,70	109	10269,34
14/dez/2004	7,65	85	11081,92
15/dez/2004	7,66	104	10134,55
16/dez/2004	7,62	109	10946,11
17/dez/2004	7,62	85	10539,53
18/dez/2004	7,60	105	9307,93
19/dez/2004	7,65	95	8381,51
20/dez/2004	7,60	86	9423,00
21/dez/2004	7,59	80	9192,83
22/dez/2004	7,62	67	8846,79
23/dez/2004	7,65	89	9077,64
24/dez/2004	7,59	130	8264,11
25/dez/2004	7,62	100	7667,71
26/dez/2004	7,66	146	7546,15
27/dez/2004	7,66	106	7423,69
28/dez/2004	7,73	116	6404,78
29/dez/2004	7,73	102	6666,86
30/dez/2004	7,83	108	7546,15
31/dez/2004	7,76	101	6923,73
1/jan/2005	8,05	70	7546,15
2/jan/2005	7,86	70	7423,69

3/jan/2005	7,88	90	7050,35
4/jan/2005	7,74	122	7423,69
5/jan/2005	7,64	115	8381,51
6/jan/2005	7,54	105	7667,71
7/jan/2005	7,52	109	6271,64
8/jan/2005	7,51	109	7423,69
9/jan/2005	7,55	105	7546,15
10/jan/2005	7,54	142	10269,34
11/jan/2005	7,64	118	8614,90
12/jan/2005	7,62	122	8146,16
13/jan/2005	7,69	139	8264,11
14/jan/2005	7,67	125	8498,42
15/jan/2005	7,63	140	9423,00
16/jan/2005	7,64	122	9077,64
17/jan/2005	7,66	122	9307,93
18/jan/2005	7,64	125	11489,93
19/jan/2005	7,65	112	9768,64
20/jan/2005	7,71	117	7667,71
21/jan/2005	7,67	82	8846,79
22/jan/2005	7,71	92	8498,42
23/jan/2005	7,64	104	7175,85
24/jan/2005	7,62	124	7423,69
25/jan/2005	7,63	119	7050,35
26/jan/2005	7,61	120	8846,79
27/jan/2005	7,60	95	8381,51
28/jan/2005	7,54	121	9192,83
29/jan/2005	7,54	109	8614,90
30/jan/2005	7,55	96	10674,90
31/jan/2005	7,55	102	9884,19
1/fev/2005	7,58	105	9538,11
2/fev/2005	7,53	100	14385,04
3/fev/2005	7,54	105	11898,50
4/fev/2005	7,56	92	11217,83
5/fev/2005	7,43	60	13258,43
6/fev/2005	7,51	80	12170,94
7/fev/2005	7,48	70	12170,94
8/fev/2005	7,55	80	9768,64
9/fev/2005	7,56	50	11081,92
10/fev/2005	7,43	92	10946,11
11/fev/2005	7,52	80	10269,34
12/fev/2005	7,52	125	10810,43
13/fev/2005	7,49	130	10134,55
14/fev/2005	7,51	80	10946,11
15/fev/2005	7,52	170	9884,19
16/fev/2005	7,53	121	10539,53
17/fev/2005	7,53	83	9768,64
18/fev/2005	7,65	168	10134,55