

AMÁLIA MICHELLE GOMES COSTA

**DESEMPENHO DE FILTRO ANAERÓBIO NO TRATAMENTO
DE EFLUENTE FORMULADO COM DIFERENTES
CONCENTRAÇÕES DE SORO DE QUEIJO**

Dissertação apresentada à Universidade Federal de Viçosa, como parte das exigências do Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia de Alimentos, para obtenção do título de *Magister Scientiae*.

VIÇOSA
MINAS GERAIS – BRASIL
2008

**Ficha catalográfica preparada pela Seção de Catalogação e
Classificação da Biblioteca Central da UFV**

T

C837d
2008

Costa, Amália Michelle Gomes, 1981-

Desempenho de filtro anaeróbico no tratamento de efluente formulado com diferentes concentrações de soro de queijo / Amália Michelle Gomes Costa.

– Viçosa, MG, 2008.

xv, 76f.: il. (algumas col.) ; 29cm.

Inclui anexos.

Orientador: Frederico José Vieira Passos.

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Viçosa.

Referências bibliográficas: f. 61-66.

1. Indústria de laticínios - Eliminação de resíduos.
2. Soro de queijo. 3. Resíduos industriais. 4. Lactose.

I. Universidade Federal de Viçosa. II. Título.

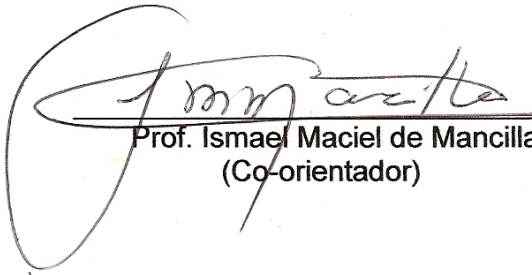
CDD 22.ed. 637.1

AMALIA MICHELLE GOMES COSTA

**DESEMPENHO DE FILTRO ANAERÓBIO NO TRATAMENTO
DE EFLUENTE FORMULADO COM DIFERENTES
CONCENTRAÇÕES DE SORO DE QUEIJO**

Dissertação apresentada à Universidade Federal de Viçosa, como parte das exigências do Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia de Alimentos, para obtenção do título de *Magister Scientiae*.

APROVADA: 18 de agosto de 2008.



Prof. Ismael Maciel de Mancilla
(Co-orientador)



Prof. Nélcio José de Andrade
(Co-orientador)



Prof. Paulo Henrique Alves da Silva



Profª Vanessa Riani Olmi Silva



Prof. Frederico José Vieira Passos
(Orientador)

A Deus.

Aos meus pais, S zar Augusto e Adeilde.

  minhas irmãs, M rcia e Tattiane.

AGRADECIMENTOS

À Universidade Federal de Viçosa (UFV), em especial ao Departamento de Tecnologia de Alimentos (DTA), pela oportunidade do aprimoramento acadêmico.

Ao professor Frederico José Vieira Passos, pela confiança e pela orientação na execução deste trabalho.

Ao professor Ismael Maciel de Mancilha, pelo incentivo e pelas sugestões.

Ao professor Nélio José de Andrade, pelo apoio e pelos conselhos.

Aos demais professores do Departamento de Tecnologia de alimentos, que permitiram a realização deste trabalho.

Às minhas estagiárias, Bethânia, Vanelle e Neisse, pela dedicação e contribuição na execução deste trabalho.

Aos funcionários do DTA-UFV, em especial à Piu, ao Tiago, à Vaninha, à Geralda e ao “seu” Zé, pela grande contribuição deste trabalho.

Aos colegas do Laboratório de Biotecnologia e Processos Fermentativos, Danilo, Bruno, Vanessa e Orlando, pelos conselhos e pelo apoio.

Aos meus colegas de graduação e pós-graduação, que estão comigo nesta caminhada, Priscilla, Marcus, Leandro e Nívio.

Às minhas amigas, que jamais esquecerei, Karla Daniele, Ivaneide (Iva), Silvânia Farias (Sil), Maike, Fabiane, Geysel e Gardênia, agradeço pela força, pelos conselhos e pela paciência.

BIOGRAFIA

AMÁLIA MICHELLE GOMES COSTA, filha de Sézar Augusto Santos Costa e Adeilde Lima Gomes, nasceu em Itabuna, Estado da Bahia, em 23 de Novembro de 1981.

Em 1999, concluiu o ensino médio no Colégio Gama de Itabuna, Bahia.

Em março de 2000, ingressou no curso de Engenharia de Alimentos na Universidade Estadual do Sudoeste da Bahia (UESB), em Itapetinga, Estado da Bahia, graduando-se em 2005.

Iniciou no Programa de Pós-Graduação na Universidade Federal de Viçosa (UFV), em maio de 2006, em nível de mestrado, em Ciência e Tecnologia de Alimentos.

Em 18 de agosto de 2008 submeteu-se à defesa da dissertação, obtendo o título de *Magister Scientiae* em dezembro de 2008.

SUMÁRIO

	Página
LISTA DE TABELAS	vii
LISTA DE FIGURAS	ix
RESUMO	xii
ABSTRACT	xiv
1. INTRODUÇÃO	1
2. REVISÃO DE LITERATURA	4
2.1. Efluentes industriais	4
2.1.1. Caracterização dos efluentes	5
2.1.2. Legislação ambiental.....	7
2.1.3. Geração de resíduos em indústrias de laticínios.....	9
2.1.3.1. Soro de queijo	11
2.2. Tratamento de efluentes	14
2.2.1. Tratamento biológico de efluentes	15
2.2.1.1. Processos anaeróbios.....	16
2.2.1.2. Microbiologia do processo anaeróbio.....	16
2.2.1.3. Fatores que afetam a microbiologia da digestão anaeróbia	20

	Página
2.2.2. Sistemas de tratamento anaeróbio.....	22
2.2.3. Sistemas de tratamento anaeróbio convencional e de alta taxa	23
2.2.3.1. Filtro anaeróbio	24
3. MATERIAL E MÉTODOS.....	29
3.1. Formulação e caracterização do efluente	29
3.2. Filtro anaeróbio de fluxo ascendente	31
3.3. O inoculo	31
3.4. Tratamentos dos efluentes.....	32
3.4.1. Etapa I.....	32
3.4.2. Etapa II.....	34
3.4.3. Etapa III.....	35
3.4. Métodos analíticos	36
3.4.1. Demanda química de oxigênio.....	36
3.4.2. pH.....	37
3.4.3. Acidez	37
3.4.4. Alcalinidade total	37
3.4.5. Sólidos	38
3.4.5.1. Sólidos totais (ST).....	38
3.4.5.2. Sólidos totais fixos (STF)	38
3.4.5.3. Sólidos totais voláteis (STV).....	38
3.4.5.4. Sólidos em suspensão (SS)	39
3.4.5.5. Sólidos suspensos fixos (SSF).....	39
3.4.5.6. Sólidos suspensos voláteis (SSV).....	39
3.4.5.7. Sólidos dissolvidos (SD).....	40
3.4.5.8. Sólidos sedimentáveis (SS)	40
4. RESULTADOS E DISCUSSÃO	41
4.1. Caracterização dos efluentes.....	41
4.2. Etapas de tratamentos	43
4.2.1. Etapa I.....	43
4.2.2. Etapa II.....	48
4.2.3. Etapa III.....	52
4.3. Efeito da carga orgânica volumétrica na porcentagem de remo- ção de DQO	58
5. CONCLUSÕES	59
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	61
ANEXOS	67

LISTA DE TABELAS

	Página
1 Composição do soro de queijo doce e ácido	12
2 Vantagens e desvantagens do processo anaeróbio para tratamento de efluentes	23
3 Composição do meio sintético	30
4 Tabela nutricional do soro de queijo em pó	30
5 Formulação dos efluentes sintéticos	30
6 Condições operacionais utilizadas durante avaliação da etapa I...	33
7 Condições operacionais utilizadas durante avaliação da etapa II..	34
8 Condições operacionais utilizadas durante avaliação da etapa III.	35
9 Caracterização do efluente I (meio sintético), efluente II (meio sintético com 12,5 % de soro de queijo) e efluente III (meio sintético com 25 % de soro de queijo)	41
10 Valores de DQO, SST e SSV encontrados para o efluente II e III corrigidos para 100 % de soro de queijo.....	43
11 Caracterização do efluente III após 12 dias de alimentação contínua do filtro anaeróbio sob diferentes vazões, TDHs e cargas orgânicas volumétrica	44

12	Caracterização dos efluentes I, II e III após 24 dias de alimentação contínua do filtro anaeróbio sob diferentes vazões, cargas orgânicas e TDHs.....	49
13	Caracterização do efluente III após 12 dias de alimentação contínua do filtro anaeróbio em série, com vazão de $0,2 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$, carga orgânica volumétrica de $1,86 \text{ kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$ e TDH de 10,4 dias	53
14	Caracterização do efluente III após 12 dias de alimentação contínua do filtro anaeróbio em série, $0,4 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$, com carga orgânica volumétrica de $3,72 \text{ kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$ e TDH de 5,2 dias	54
15	Caracterização do efluente III após 12 dias de alimentação contínua do filtro anaeróbio em série, com vazão de $\text{mL}\cdot\text{min}^{-1}$, com carga orgânica volumétrica $5,60 \text{ kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$ e TDH de 3,46 dias	55
1A	Teste de média (Tukey) da etapa I, comparando três vazões, em função da DQO	69
2A	Teste de média (Tukey) da etapa I, comparando três vazões, em função do pH.....	69
1B	Teste de Média (Tukey) da etapa II, comparando três efluentes (I, II, III) com vazão de $0,2 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$, em função da DQO.....	72
2B	Teste de Média (Tukey) da etapa II, comparando três efluentes (I, II, III) com vazão de $0,2 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$, em função do pH.....	72
1C	Teste de Média (Tukey) da etapa III, comparando com vazão de $0,2 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$, em função da DQO	75
2C	Média (Tukey) da etapa III, comparando com vazão de $0,2 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$, em função do pH.....	75
3C	Teste de Média (Tukey) da etapa III, comparando com vazão de $0,4 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$, em função da DQO	75
4C	Teste de Média (Tukey) da etapa III comparando a vazão de $0,4 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$, em função do pH.....	75
5C	Média (Tukey) da etapa III comparando com vazão de $0,6 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$, em função da DQO	76
6C	Teste de Média (Tukey) da etapa III comparando a vazão de $0,6 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$, em função do pH.....	76

LISTA DE FIGURAS

	Página
1 Balanço esquemático de DQO nos sistemas aeróbio e anaeróbio	16
2 Seqüências metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia	18
3 Filtro anaeróbio	25
4 Filtro anaeróbio de fluxo ascendente	31
5 Representação esquemática do funcionamento do filtro anaeróbio de forma isolada: Etapa I. Efluente III (A), bomba peristáltica(B), efluente I tratado (C) e saída de gás(D)	33
6 Representação esquemática do funcionamento do filtro anaeróbio de forma Isolada: Etapa II. Efluente I (A1), efluente II (A2), efluente III (A3), bomba peristáltica (B), efluentes tratados (C) e saída de gás (D)	34
7 Representação esquemática do funcionamento do filtro anaeróbio de forma isolada: Etapa III. Efluente III (A), bomba peristáltica (B), efluente tratado (C) e saída de gás (D)	35
8 Porcentagem de remoção de DQO do efluente III tratado no reator filtro anaeróbio, por tempo de operação (Tempo), com vazão de $0,2 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$ e carga orgânica volumétrica de $3,66 \text{ kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$ (a), $0,4 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$ com carga orgânica volumétrica $7,17 \text{ DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$ (b) e $0,6 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$ com carga orgânica volumétrica $11,02 \text{ kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$ (c).....	47

9	Porcentagem de remoção de DQO dos efluentes tratados por tempo de operação, com carga orgânica volumétrica de 1,74 kg DQO.m ⁻³ .dia ⁻¹ (a), 2,88 kg DQO.m ⁻³ .dia ⁻¹ (b) e 3,6 kg DQO.m ⁻³ .dia ⁻¹ , sob vazão de alimentação de 0,2 mL.min ⁻¹ e TDH de 5,2 dias	51
10	Porcentagem de remoção de DQO do efluente III tratado, no reator filtro anaeróbio em série, por tempo de operação (Tempo), com vazão de 0,2 mL.min ⁻¹ , carga orgânica volumétrica de 1,86 kg DQO.m ⁻³ .dia ⁻¹ e TDH de 10,4 dias (a) vazão de 0,4mL.min ⁻¹ , carga orgânica volumétrica de 3,72 kg DQO.m ⁻³ .dia ⁻¹ e TDH de 5,2 dias (b), e vazão de 0,6 mL.min ⁻¹ , carga orgânica volumétrica 5,60 kg DQO.m ⁻³ .dia ⁻¹ e TDH de 3,46 dias (c)	56
11	Porcentagem de remoção de DQO no filtro anaeróbio em diferentes cargas orgânicas volumétricas das etapas I, II e III.....	58

ANEXOS

1A	Porcentagem de remoção de DQO (a), DQO (b), pH (c) do efluente III tratado, no reator filtro anaeróbio por tempo de operação (Tempo), com vazão de 0,2 mL.min ⁻¹ , carga orgânica volumétrica de 3,66 kg DQO.m ⁻³ .dia ⁻¹ e TDH de 5,2 dias	68
2A	Porcentagem de remoção de DQO (a), DQO(b), pH (c) do efluente III tratado, no reator filtro anaeróbio por tempo de operação (Tempo), com vazão de 0,4 mL.min ⁻¹ , carga orgânica volumétrica de 7,17 kg DQO.m ⁻³ .dia ⁻¹ e TDH de 2,6 dias	68
3A	Porcentagem de remoção de DQO (a), DQO (b), pH (c) do efluente III tratado, no reator filtro anaeróbio por tempo de operação (tempo), com vazão de 0,6 mL.min ⁻¹ , carga orgânica volumétrica de 11,02 kg DQO.m ⁻³ .dia ⁻¹ e TDH de 1,73 dia	69
1B	Porcentagem de remoção de DQO (a), DQO (b), ph (c) do efluente III tratado, no reator filtro anaeróbio por tempo de operação (Tempo), com vazão de 0,2 mL.min ⁻¹ , carga orgânica volumétrica de 1,74 kg DQO.m ⁻³ .dia ⁻¹ e TDH de 5,2 dias	70
2B	Porcentagem de remoção de DQO (a), DQO(b), pH(c) do efluente III tratado, no reator filtro anaeróbio por tempo de operação (Tempo), com vazão de 0,2 mL.min ⁻¹ , carga orgânica volumétrica de 2,88 kg DQO.m ⁻³ .dia ⁻¹ e TDH de 5,2 dias	71
3B	Porcentagem de remoção de DQO (a), DQO (b), pH (c) do efluente III tratado, no reator filtro anaeróbio por tempo de operação (Tempo), com vazão de 0,2 mL.min ⁻¹ , carga orgânica volumétrica de 3,66 kg DQO.m ⁻³ .dia ⁻¹ e TDH de 5,2 dias	71

<p>1C Porcentagem de remoção de DQO (a), DQO(b), pH (c) do efluente III tratado, no reator filtro anaeróbio em série, por tempo de operação (Tempo), com vazão de $0,2 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$, carga orgânica volumétrica de $1,86 \text{ kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$ e TDH de 10,4 dias</p>	<p>73</p>
<p>2C Porcentagem de remoção de DQO (a), DQO(b), pH (c) do efluente III tratado, no reator filtro anaeróbio em série, por tempo de operação (Tempo), com vazão de $0,4 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$, carga orgânica volumétrica de $3,72 \text{ kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$ e TDH de 5,2 dias</p>	<p>74</p>
<p>3C Porcentagem de remoção de DQO (a), DQO (b), pH (c) do efluente III tratado, no reator filtro anaeróbio em série, por tempo de operação (Tempo), com vazão de $0,6 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$, carga orgânica volumétrica de $11,02 \text{ Kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$ e TDH de 3,46 dias</p>	<p>74</p>

RESUMO

COSTA, Amália Michelle Gomes, M.Sc., Universidade Federal de Viçosa, agosto de 2008. **Desempenho de filtro anaeróbio no tratamento de efluente formulado com diferentes concentrações de soro de queijo.** Orientador: Prof. Frederico Vieira Passos. Co-orientadores Ismael Maciel de Mancilha e Nélio José Andrade.

O soro de queijo possui alta quantidade de substâncias orgânicas, representada, principalmente, pela lactose e pelas proteínas, podendo causar grande impacto ambiental quando lançada no meio ambiente sem qualquer tratamento. Portanto, buscam-se alternativas de tratamento do soro que minimizem ou eliminem os efeitos negativos da sua descarga. Nesta direção, o objetivo deste estudo foi avaliar o desempenho do sistema de tratamento de efluente, filtro anaeróbio (FA) de fluxo ascendente, em escala laboratorial no tratamento de efluente formulado com diferentes concentrações de soro de queijo. Foram avaliadas vazões de alimentação de 0,2, 0,4 e 0,6 mL.min⁻¹ e, conseqüentemente, diferentes cargas orgânicas volumétricas de 3,66, 7,17 e 11,02 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹. A porcentagem de redução da DQO variou de 60 a 88 % na sua remoção; mantendo-se a vazão de 0,2 mL.min⁻¹, foram testadas diferentes concentrações de soro de queijo e, conseqüentemente, diferentes cargas orgânicas volumétricas de 1,74, 2,88 e 3,66 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹. Nesta etapa, a porcentagem de remoção de DQO variou de 82 a 88%. Finalmente, o sistema foi operado utilizando dois filtros anaeróbios, conectados em série,

para tratamento dos efluentes, sob diferentes vazões de alimentação e foram observadas que as vazões de 0,2, 0,4 e 0,6 mL.min⁻¹ proporcionaram uma porcentagem de redução de DQO de 93,77, 91,87 e 85,43 %, respectivamente. De acordo com os resultados, foi possível concluir que filtro anaeróbio de fluxo ascendente poderá ser alternativa para o pré-tratamento de efluente que contenha soro de queijo.

ABSTRACT

COSTA, Amália Michelle Gomes, M.Sc., Universidade Federal de Viçosa, August, 2008. **Performance of anaerobic filter in treatment of formulated effluent with different concentrations cheese whey.** Adviser: Frederico Vieira Passos. Co-Advisers: Ismael Maciel de Mancilha and Nélio José Andrade.

The whey of cheese has a high amount of organic substances, mainly represented by the lactose and protein, and may cause great environmental impact when released into the environment without any treatment, so to seek alternative treatment of whey, which minimize or eliminate the negative effects of its discharge. In this direction, the goal of this study was to evaluate the performance of the system of effluent treatment, upflow anaerobic filter (FA), in laboratory scale in the treatment of formulated effluent with different concentrations cheese whey. It was evaluated flow rates of food by 0.2, 0.4 and 0.6 mL.min⁻¹ and consequently different loads organic volume 3.66, 7.17 and 11.02 kg COD.m⁻³.day⁻¹. The percentage of the COD reduction ranged from 88 to 60% in the removal of COD. Keeping up the flow of 0.2 mL.min⁻¹, were tested different concentrations of whey of cheese and therefore different loads organic volume, 1.74, 2.88 and 3.66 kg COD.m⁻³.day⁻¹. In this step, the percentage of removal of COD ranged from 82-88%. Finally, the system was operated using two anaerobic filters connected in series for the treatment of effluent, under different flow rates of food and observed that for the flow rates of 0.2, 0.4 and

0.6 mL/min, provided a percentage reduction of COD of 93.77, 91.87 and 85.43% respectively. According to the results, it was possible to conclude that upflow anaerobic filter may be an alternative to pre-treatment of tributary that containing whey of cheese.

1. INTRODUÇÃO

O aumento da população mundial e as constantes intervenções do homem no meio ambiente estão alterando a qualidade das águas superficiais e subterrâneas com descargas poluidoras, tornando cada vez mais escassos os recursos hídricos.

Embora exista uma preocupação universal em se evitar a contaminação ambiental, grande parte dos processos produtivos é intrinsecamente poluente. Ao longo das décadas, a atividade industrial produziu rejeitos gasosos, líquidos e sólidos, nocivos ao meio ambiente. Da mesma forma, processos industriais que utilizam grandes volumes de água contribuem significativamente com a contaminação dos corpos d'água, principalmente pela ausência de sistemas de tratamento para os grandes volumes de efluentes produzidos. Uma importante parcela do processo de contaminação pode ser atribuída às atividades de refinarias de petróleo, indústrias químicas, têxteis, alimentícios, dentre outros.

Dentre as atividades industriais, o setor de alimentos destaca-se pelo seu elevado consumo de água e pela geração de efluentes por unidade produzida. A indústria de laticínios é um exemplo desse setor, na qual as operações de equipamentos geram grande volume de efluente, com elevada carga orgânica. Esta carga orgânica é constituída basicamente de leite (tanto matéria-prima quanto seus derivados), refletindo em um efluente com elevada Demanda Química de Oxigênio (DQO), Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO), óleos e matérias graxas, nitrogênio, fósforo, entre outros (BRIÃO, 2000).

O soro consiste na fração líquida do leite resultante da produção de queijo, cuja composição varia de acordo com a composição do leite e com o processo de fabricação dos diversos tipos de queijos. Em um laticínio com queijaria, em razão do soro, que contém DBO entre 30.000,0 a 60.000,0 mg.L⁻¹, as águas residuárias geradas apresentam maior carga orgânica (MATOS, 2005).

A produção mundial de soro vem aumentando nos últimos anos, com o impulso da indústria de laticínios, atingindo 100 bilhões de litros. No Brasil, em 1998, a produção foi de 3,6 bilhões de litros, enquanto os EUA produziram 31 bilhões de litros, em 1999 (SILVEIRA, 2004).

O soro *in natura* pode ser usado na produção de doces e de bebidas lácteas, na irrigação do solo, na alimentação animal, na produção de ricota e de vários fármacos. Mesmo com várias alternativas para o uso do soro na indústria de alimentos há uma busca por outras soluções simples, de baixo custo para o tratamento deste soro descartado pela indústria alimentícia.

Para concepção e dimensionamento de sistemas de tratamento de águas residuárias, deve-se definir, primeiramente, o objetivo do tratamento, o nível do tratamento que se quer alcançar e a destinação do efluente tratado. Caso pretenda-se lançar o efluente em corpo receptor, o sistema deve ser planejado de forma que se atenda à Legislação Ambiental.

Nos últimos anos, a legislação que trata da qualidade do efluente da indústria de laticínios tornou-se mais rigorosa com relação ao destino do soro de queijo, na tentativa de preservar o meio ambiente; porém 50 % do soro de queijo produzido no Brasil ainda é descartado na natureza como resíduo inútil (SILVEIRA, 2004). Em muitos laticínios o soro de queijo é descartado junto com os efluentes líquidos, sendo considerado forte agravante por causa do seu elevado potencial poluidor. Assim, o soro de queijo constitui, sem dúvida, em importante fonte de contaminação ambiental, sendo necessário o desenvolvimento de técnicas que permitam eliminar o efeito negativo da sua descarga.

Os processos biológicos são muito utilizados para tratamento de efluentes de indústrias de laticínios, em virtude da grande quantidade de matéria orgânica facilmente biodegradável presente em sua composição. O tratamento biológico, aeróbico ou anaeróbico, implica na conversão de matéria

orgânica em dióxido de carbono e água (*digestão aeróbia*) ou em metano e dióxido de carbono (*digestão anaeróbica*) (CHERNICHARO, 2007). Os processos biológicos mais citados na literatura e encontrados em estações de tratamento em escala real são sistemas anaeróbios de altas taxas, como filtro anaeróbio, manta de lodo e os sistemas convencionais, sendo os mais importantes os digestores de lodo, tanques sépticos e lagoas anaeróbias.

Na digestão anaeróbia, para obtenção de metano e dióxido de carbono, é necessária uma série de transformações microbiológicas, realizadas por interação de microrganismos que degradam os compostos orgânicos complexos. Assim, a digestão anaeróbia é afetada por diversos parâmetros, como pH, temperatura, composição química do efluente, presença de nutrientes, entre outros.

A utilização dos sistemas anaeróbios de altas taxas permite que os sistemas possam ser operados com elevados tempos de retenção de sólidos e baixos tempos de detenção hidráulica, tornando-os mais viáveis, além das vantagens como baixo custo de implantação e operação, baixo requerimento de área, baixa geração de lodo, entre outros. Sendo assim, o sistema anaeróbio pode ser aplicado no tratamento de efluentes da indústria de alimentos (CHERNICHARO, 2007).

A partir do momento que o homem começou a notar que a natureza não suportava mais a poluição gerada pelos despejos domésticos e industriais, muitos pesquisadores passaram a desenvolver processos alternativos de tratamento, com intuito de diminuir a carga orgânica poluidora. A investigação de processos que possibilitem soluções eficientes e de custo compatível é considerada prioritária para preservar o bem-estar humano e o meio ambiente (PASSIG, 1999).

Portanto, o presente trabalho teve tem como objetivo avaliar o desempenho de um reator do tipo filtro anaeróbio de fluxo ascendente, em escala laboratorial, na remoção da carga orgânica de efluente formulado com diferentes concentrações de soro de queijo, sob diferentes vazões de alimentação.

2. REVISÃO DE LITERATURA

2.1. Efluentes Industriais

Os despejos líquidos industriais caracterizam-se por enorme variedade de poluentes, tanto em tipo e composição, como em volumes e concentrações. Os efluentes líquidos industriais são um dos principais responsáveis pela contaminação das águas, quando lançados sem tratamento adequado aos cursos naturais, produzindo uma série de danos ao meio ambiente e ao homem.

Segundo a ABNT, NBR 9.800/1987, efluente líquido industrial é o despejo líquido proveniente do estabelecimento industrial, compreendendo emanções de processo industrial, águas de refrigeração poluída (águas servidas de utilidades), águas pluviais poluídas e esgoto doméstico. Por outro lado, água residuária é definida como qualquer despejo ou resíduo líquido com potencialidade de causar poluição (BORTOLI, 2006).

Vários poluentes são encontrados nesses despejos líquidos, incluindo alguns ou todos os produtos químicos presentes na matéria-prima de alimentação, nos produtos finais e secundários. De uma maneira geral, estes poluentes podem ser divididos em duas grandes classes: os de natureza orgânica e os inorgânicos. Listam-se entre os orgânicos os hidrocarbonetos, ácidos e sais orgânicos, álcoois, aldeídos e cetonas, éteres, compostos nitrogenados, fenólicos, sulfurosos, entre outros. Os poluentes químicos

inorgânicos de interesse incluem nutrientes, constituintes não-metálicos, metais e gases. Os metais presentes nos efluentes do processo, como alumínio, platina molibdênio, ferro, cromo, níquel, cobalto, cobre e outros, podem apresentar alto valor econômico e nesses casos são normalmente recuperados (MEES, 2006)

2.1.1. Caracterização dos efluentes

As características dos despejos industriais variam essencialmente com o tipo da indústria e com o processo industrial utilizado. Possuem características químicas (pH, alcalinidade, acidez, dureza, ferro, manganês, cloretos, nitrogênio, fósforo, oxigênio dissolvido e matérias orgânica e inorgânicas), físicas (cor, turbidez, sabor, odor, temperatura) e biológicas. Segundo von SPERLING (2005), os principais parâmetros caracterizadores de efluentes predominantemente orgânicos são: sólidos, indicadores de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo e indicadores de contaminação fecal.

A matéria sólida é de grande importância em termos de dimensionamento e controle de operações das unidades de tratamento e pode ser classificada em função das dimensões das partículas (sólidos em suspensão, sólidos coloidais e sólidos dissolvidos) e da sedimentabilidade (sólidos sedimentáveis, sólidos flutuantes ou flotáveis e sólidos não-sedimentáveis), em função da secagem a alta temperatura entre 550 a 600°C (sólidos voláteis e fixos) e, por fim, em função da secagem em temperatura média, na faixa de 103 a 105 °C.

A matéria orgânica carbonácea presente nos despejos é uma característica de primordial importância, sendo a causadora do principal problema de poluição das águas, ou seja, o consumo de oxigênio dissolvido pelos microrganismos nos seus processos de utilização e estabilização da matéria orgânica (von SPERLING, 2005).

A matéria orgânica está contida na fração de sólidos voláteis, mas normalmente é medida de forma indireta pela demanda bioquímica de oxigênio (DBO), demanda química de oxigênio (DQO) e pelo método direto carbono orgânico total (COT). Essa matéria ao ser biodegradada nos corpos receptores causa decréscimo da concentração de oxigênio dissolvido no meio hídrico, deteriorando a qualidade ou inviabilizando a vida aquática (MEES, 2006).

A demanda bioquímica de oxigênio (DBO) é a quantidade de oxigênio necessária para estabilizar a matéria orgânica carbonácea por meio da ação de microrganismos, principalmente de bactérias por processos bioquímicos, enquanto a demanda química de oxigênio (DQO) pode ser definida como a quantidade de oxigênio requerida para oxidação da matéria orgânica presente em um efluente, por meio de um agente químico. O carbono orgânico total (COT) mede diretamente o carbono liberado na forma de CO_2 , e não indiretamente pela quantidade de oxigênio consumida como na DBO e DQO (MEES, 2006).

Segundo von Sperling (2005), o nitrogênio é um componente de grande importância em termos da geração e do próprio controle da poluição das águas, principalmente por causa dos seguintes aspectos:

a) na poluição das águas, o nitrogênio é um elemento indispensável para o crescimento das algas, podendo, por isso, sob certas condições, conduzir lagos e represas à eutrofização; o nitrogênio no processo de conversão da amônia (NH_3) a nitrito (NO^{-2}) e este a nitrato (NO^{-3}), implica em consumo de oxigênio do corpo receptor; o nitrogênio na forma de amônia (NH_3) livre é diretamente tóxico para os peixes; e

b) no tratamento de esgotos, o nitrogênio é um elemento indispensável para o crescimento dos microrganismos responsáveis pelo tratamento do esgoto; o nitrogênio no processo de conversão da amônia (NH_3) a nitrito (NO^{-2}) e este a nitrato (NO^{-3}) que eventualmente possam ocorrer em uma estação de tratamento, implica em consumo de oxigênio e alcalinidade.

O fósforo total nos esgotos apresenta-se sob a forma de fosfatos, de formas inorgânicas (polifosfatos e ortofosfatos) e orgânica (ligada a compostos orgânicos). A presença excessiva de fósforo causa a eutrofização dos corpos d'água. von SPERLING (2005) complementa que a importância do fósforo associa-se principalmente nos seguintes aspectos: é um nutriente essencial para o crescimento dos microrganismos responsáveis pela estabilização da matéria orgânica; é um nutriente essencial para o crescimento de algas e plantas aquáticas, podendo, com isso, em certas condições, conduzir a fenômenos de eutrofização em lagos e represas.

É encontrado em rios e esgotos, bactérias, fungos, vírus e algas, além de grupos de plantas e animais. As bactérias constituirão talvez o elemento

mais importante deste grupo de organismos, responsáveis que são pela decomposição e estabilização da matéria orgânica, tanto na natureza como nas unidades de tratamento biológico. Os microrganismos desempenham diversas funções de fundamental importância, principalmente as relacionadas com a transformação da matéria dentro dos ciclos biogeoquímicos. Outro aspecto de grande relevância em termos de qualidade biológica da água é o relativo à possibilidade de veicular doenças. A potencialidade de uma água veicular doenças pode ser efetuada de forma indireta, pelos organismos indicadores de contaminação fecal, pertencentes, principalmente, ao grupo coliforme (von SPERLING, 2005; MEES, 2006).

2.1.2. Legislação ambiental

Além dos requisitos de qualidade citados anteriormente, que traduzem de uma forma generalizada e conceitual a qualidade desejada para a água, há a necessidade de se estabelecer também padrões de qualidade, embasados por um suporte legal. Os padrões nacionais são definidos por cada país, têm *status* de lei e são estabelecidos com base em suas características específicas. Dependendo da sua estrutura política, os padrões regionais podem existir para cada estado ou outra forma de divisão, ou outra forma de divisão política em um país, esses padrões regionais podem ser iguais ou mais restritivos do que os correspondentes padrões nacionais (von SPERLING, 2005).

A legislação ambiental é muito complexa, mesmo aquela somente aplicada à indústria. Para o tratamento dos efluentes industriais necessita-se conhecer os padrões de lançamento dos efluentes para diversos estados brasileiros, com enfoque especial para suas especificidades. A legislação é a primeira condicionante para um projeto de uma estação de tratamento de efluentes industriais, sendo importante ressaltar que as diferenças das legislações muitas vezes inviabilizam a cópia de uma estação de tratamento que apresente sucesso em um estado para outro. Uma estação de tratamento de efluentes industriais (ETEI) pode ser suficiente para atender à legislação de um estado, mas não atender a todos os limites estabelecidos por outro Estado (GIORDANO, 2004).

No Brasil, a Resolução CONAMA nº 357, de março de 2005 (BRASIL, 2005), dispõe sobre a classificação dos corpos de água e das diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e os padrões lançamento de efluentes, e dá outras providências.

Segundo a resolução CONAMA nº 357, de março de 2005 no Art. 24 (BRASIL, 2005), os efluentes de qualquer fonte poluidora somente poderão ser lançados nos corpos de água, direta ou indiretamente, após devido tratamento e desde que obedeçam às condições, aos padrões e às exigências dispostos na resolução e em outras normas aplicáveis. Os órgãos ambientais federal, estaduais e municipal, no âmbito de sua competência, deverão, por meio de norma específica ou no licenciamento da atividade ou empreendimento, estabelecer a carga poluidora máxima para o lançamento de substâncias passíveis de estarem presentes ou serem formadas nos processos produtivos, listadas ou não, desta Resolução, de modo a não comprometer as metas progressivas obrigatórias, intermediárias e final, estabelecidas pelo enquadramento para o corpo de água.

Segundo o artigo 34 da Resolução CONAMA nº 357 (BRASIL, 2005), os efluentes de qualquer fonte poluidora somente poderão ser lançados, direta ou indiretamente, nos corpos de água, desde que obedeçam as seguintes condições:

- pH entre 5 a 9;
- temperatura inferior a 40 °C, sendo que a variação de temperatura do corpo receptor não deverá exceder a 3 °C na zona de mistura;
- materiais sedimentáveis até 1 mL/L em teste de 1 hora em cone Imhoff. Para o lançamento em lagos e lagoas, cuja velocidade de circulação seja praticamente nula, os materiais sedimentáveis deverão estar virtualmente ausentes;
- regime de lançamento com vazão máxima de até 1,5 vez a vazão média do período de atividade diária do agente poluidor, exceto nos casos permitidos pela autoridade competente;
- óleos e graxas: I) óleos minerais até 20 mg.L⁻¹; e
II) óleos vegetais e gorduras animais até 50 mg.L⁻¹; e
- ausência de materiais flutuantes.

2.1.3. Geração de resíduos em indústrias de laticínios

A descarga de efluentes gerados pela agricultura e indústrias de alimentos constitui um dos principais problemas ambientais em todo o mundo. A presente tendência de globalização tem levado à construção de indústrias cada vez maiores, implicando em descarga de grandes volumes de efluente no ambiente (LÓPEZ-FIUZA *et al.*, 2002).

Os resíduos de indústrias de alimentos são muito variáveis em composição e podem incluir sólidos e líquidos, alimentos ricos em proteína ou em carboidratos, alimentos gordurosos e resíduos químicos provenientes tanto do processamento como dos procedimentos de limpeza. Normalmente, os resíduos de indústrias de alimentos não causam nenhum risco e são biodegradáveis, porém a quantidade gerada e seu alto teor de matéria orgânica podem desencadear sérios problemas ambientais, caso não recebam nenhum tipo de tratamento antes da disposição nos corpos receptores. Os padrões para efluentes exigidos pelas autoridades locais ou regionais variam muito e dependem do local de descarga do efluente, do grau de diluição no corpo receptor, entre outros fatores (HAYES, 1995).

Os laticínios representam importante setor da indústria alimentícia, tanto do ponto de vista econômico quanto social. Entretanto, considerando o grande número de empresas que lançam seus efluentes sem nenhum tipo de tratamento nos cursos d'água, a contribuição dessas indústrias em termos de poluição hídrica, principalmente com relação à carga orgânica, é bastante significativa. O problema se agrava mais quando se considera que 90% dos laticínios em funcionamento são de pequeno e médio portes, não possuindo pessoal preparado para lidar com as mudanças necessárias à implementação de tecnologias limpas e com a operação de sistemas de tratamento de efluentes (MACHADO, 1999).

Os efluentes líquidos das indústrias de laticínios abrangem os efluentes líquidos industriais, os esgotos sanitários gerados e as águas pluviais captadas na respectiva indústria. As águas de refrigeração e as de caldeiras não são geralmente consideradas como águas residuárias, tendo em vista que o seu uso costuma ser feito em sistema de recirculação.

Os constituintes presentes no efluente industrial provenientes de laticínios incluem substâncias orgânicas associadas ao leite, como gorduras, proteínas e carboidratos; podem ainda estar presentes ingredientes como açúcar, pedaços de frutas, essências, condimentos diversos, subprodutos como o soro (produção de queijo) e o leiteiro (produção de manteiga), além de detergentes e desinfetantes usados nas operações de lavagem e sanitização; areia e poeira removidas nas operações de lavagens de pisos e latões de leite e lubrificantes empregados em determinados equipamentos, entre outros. A vazão e o volume dos efluentes estão intimamente relacionados ao volume de água consumido pelo laticínio (MACHADO, 1999).

Segundo Strydom *et al.* (1997), o valor da relação entre a vazão de efluentes líquidos e a vazão de água consumida pelos laticínios costuma situar-se entre 0,75 e 0,95. Em planos de controle ambiental apresentados à Fundação Estadual do Meio Ambiente (FEAM), o valor desse mesmo coeficiente varia entre 0,89 e 0,96. Apesar da similaridade com os esgotos domésticos, os efluentes de laticínios apresentam algumas características que merecem consideração especial, como: ampla variação de vazão, carga, composição, temperatura, pH e alta demanda de oxigênio inicial. Portanto, em relação aos esgotos domésticos, eles são consideravelmente mais concentrados e mais rapidamente degradáveis.

Embora os efluentes líquidos decorrentes dos vários processos empregados pela indústria de laticínios tenham natureza geralmente similar entre si, refletindo o efeito das perdas de leite e seus derivados, a sua composição detalhada é influenciada pelos seguintes fatores: processos industriais em curso; volume de leite processado; condições e tipos de equipamentos utilizados; práticas de redução da carga poluidora e do volume de efluentes; atitudes de gerenciamento e da direção da indústria em relação às práticas de gestão ambiental; quantidade de água utilizada nas operações de limpeza e no sistema de refrigeração (MACHADO *et al.*, 2002).

O efluente líquido é considerado um dos principais responsáveis pela poluição causada pela indústria de laticínios. Em muitos laticínios, o soro de queijo é descartado junto com os efluentes líquidos, sendo considerado um forte agravante devido ao seu elevado potencial poluidor (DBO entre 30.000 a 50.000 mg O₂.L⁻¹). Uma fábrica com produção média de 300.000 litros de soro

por dia polui o equivalente a uma cidade com 150.000 habitantes. Atualmente, constitui prática incorreta descartar o soro, direta e indiretamente, nos cursos de água (SILVA, 2006).

2.1.3.1. Soro de queijo

Na Idade Média, o soro era utilizado em drogas farmacêuticas como componente de unguentos para queimaduras, como bálsamo para pele ou como neutralizante para cabelos, mas, raramente, era usado na alimentação humana (KOSIKOWSKI, 1979). O uso do soro teve grande evidência em meados do Século XIX, na Europa Ocidental, com a criação de mais de 400 “casas de soro”. Por volta de 1940, na Europa Central, foi usado no tratamento de dispepsia, uremia, gota, anemia, artrite, doenças hepáticas e até tuberculose, quando se recomendava a ingestão de cerca de 1.500 g.dia^{-1} de soro (HOLSINGER *et al.*, 1974).

O soro, um derivado lácteo, apresenta em sua composição química aproximadamente 93 a 94 % de água; 4,5 a 5,0 % de lactose; 0,7 a 0,9 % de proteínas solúveis; 0,6 a 1,0 % de sais minerais; e quantidades apreciáveis de outros componentes como vitaminas do grupo B. O extrato seco do soro de leite é aproximadamente de 7 %, onde 4,5 % correspondem à lactose, 0,9 % às proteínas solúveis e 0,6 % aos sais minerais, quantidades estas dependentes dos procedimentos utilizados no processo de fabricação de queijo e métodos utilizados na obtenção do soro em pó (GIROTO *et al.*, 2001). Dos componentes presentes no soro, a lactose e as proteínas solúveis são os mais importantes; nas quais as proteínas possuem alto valor nutricional, pois contêm todos os aminoácidos essenciais e a lactose por ser fonte de material energético para diversos processos biotecnológicos e como componente utilizado na indústria farmacêutica e alimentícia (TIMOFIECSYK, 2000).

Há dois tipos de soro: o doce e o ácido. No Brasil, a produção de soro é constituída quase que exclusivamente de soro doce, provindo da fabricação de queijos (mussarela, prato, minas frescal, meia-cura e outros) por coagulação enzimática do leite em pH próximo de 6,7. O soro ácido resulta da manufatura da caseína e de queijos feitos de leite coagulado, inicialmente por ácido, como cottage, quark, requeijão e ricota e contém maiores níveis de cálcio e fósforo. A

lactose é o maior constituinte de ambos os soros, em geral, mais presente no soro doce. A Tabela 1 apresenta a composição do soro doce e ácido. Além desses componentes, pode-se incluir o soro desproteínizado, que é o soro obtido da coagulação das proteínas a quente (MACHADO *et al.*, 2002; CARVALHO *et al.*, 2007).

Tabela 1 – Composição do soro de queijo doce e ácido

Componentes	Soro Doce (%)	Soro Ácido (%)
Água	93-94	94-95
Sólidos totais	6-7	5-6
Lactose	4,5-5	3,8-4,2
Proteína (N x 6,38)	0,8-1	0,6-1
Nitrogênio não-protéico (% do N Total)	22	27
Acido láctico	0,1-0,2	0,7-0,8
Cinzas	0,5-0,7	0,7-0,8

Fonte: Machado *et al.* (2002).

Na Comunidade Econômica Européia, aproximadamente 45 % do soro gerado têm sido utilizados na forma líquida, 30 % na forma de soro de leite em pó, 15 % como lactose e derivados desta e 10 % usado na produção de proteína concentrada. Os Estados Unidos da América é o maior produtor mundial de soro em pó e derivados (GIROTO *et al.*, 2001). O elevado custo para desidratação do soro limita sua adoção como prática comum. (REVILLION, 2000). Conseqüentemente, grande parte do soro de queijo produzido em diversas partes do mundo ainda é incorporada às águas residuais dos laticínios, sendo a principal fonte poluidora do meio ambiente gerada por esse setor.

No Brasil, grande parte do soro de queijo ainda é descartada na natureza sem nenhum tipo de tratamento (SILVEIRA, 2004). Além de constituir grande problema ambiental, o não-aproveitamento do soro no Brasil coloca o produto como o segundo derivado lácteo mais importado, perdendo apenas pelo leite em pó. Em 2006, o Brasil importou mais de 30 mil toneladas de soro em pó correspondendo um valor acima de 35,5 milhões de dólares (MILKPOINT, 2008).

Em decorrência dos problemas enfrentados pelas indústrias para efetuarem o tratamento do soro como resíduo industrial, adequando-o às exigências dos órgãos de inspeção e saúde pública, começou na década de 1960 os testes de aproveitamento para o soro de queijo (KOSIKOWSKI, 1967; NELSON e BROWN, 1969). A identificação de alternativas para um adequado aproveitamento do soro de leite é de fundamental importância, em função de sua qualidade nutricional, do seu volume e de seu poder poluente.

Dentre as alternativas podem ser citados o uso do soro *in natura* para alimentação animal, fabricação de ricota, fabricação de bebida láctea, concentração, produção de soro em pó, separação das proteínas e lactose com posterior secagem, as quais constituem formas de valorização deste derivado lácteo, ao mesmo tempo contribuindo para melhoria do meio ambiente e proporcionando ganhos às indústrias, porém cada alternativa para ser aplicada, envolve análise técnica e econômica para sua viabilização (MACHADO, 2001)

Mesmo com várias alternativas para o uso do soro na indústria de alimentos há uma busca por soluções simples, de baixo custo e mais compatíveis ambientalmente para o tratamento deste soro descartado da indústria alimentícia. Atualmente, apenas 50 % da produção mundial de soro de queijo gerado são tratados ou transformados em produtos alimentícios; o restante é disposto em rios e lagos, ou outros corpos de água, causando grave impacto ambiental (MACHADO, 2001).

Quando considerado resíduo líquido industrial e despejado junto com os demais resíduos líquidos das indústrias de laticínios, o soro de leite pode significar a duplicação do sistema de tratamento, pois possui DBO muito alta. Por apresentar alta concentração de matéria orgânica e nitrogênio, sua estabilização por métodos convencionais de tratamento biológico é dificultada (BRAILE, 1971, citado por GIROTO *et al.*, 2001).

Devido a essa alta quantidade de substâncias orgânicas, representadas principalmente pela lactose (aproximadamente 70 % dos sólidos totais) e pelas proteínas (aproximadamente 20 % dos sólidos totais), o soro de queijo impõe alto valor de demanda biológica de oxigênio (DBO) às plantas de tratamento de águas residuais. Os valores de DBO alcançam de 30.000 a 60.000 mg O₂.L, dependendo do processamento específico utilizado na fabricação de queijos e do conteúdo de lactose (REVILLION, 2000). Caso pretenda-se lançar o

efluente em corpo receptor, o sistema deve ser planejado de forma que se atenda à legislação ambiental, cuja exigência é de que ou o efluente atinja o padrão de lançamento ($\text{DBO de } 60 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1}$) ou que o sistema tenha eficiência de 85 % na remoção de DBO, e que o lançamento do efluente tratado não venha alterar a classe de enquadramento dos cursos d'água (MATOS, 2005). Processos biológicos, como lodos ativados, são geralmente utilizados em tratamentos deste tipo de resíduo, devido à elevada carga orgânica do efluente (ALMEIDA, 2004).

2.2. Tratamento de efluentes

O tratamento de efluentes é usualmente classificado em quatro níveis: preliminar, primário, secundário e terciário. O tratamento preliminar de águas residuárias objetiva apenas a remoção dos sólidos grosseiros, enquanto o tratamento primário visa à remoção de sólidos sedimentáveis e parte do material orgânico do efluente. Em ambos, predominam os mecanismos físicos de remoção de poluentes e, no tratamento secundário, predominam mecanismos biológicos, cujo objetivo é, principalmente, a remoção de material orgânica e, eventualmente, de nutrientes (nitrogênio e fósforo). O tratamento terciário objetiva a remoção de poluentes específicos, que são usualmente tóxicos ou compostos não-biodegradáveis ou, ainda, a remoção complementar de poluentes não suficientemente removidos no tratamento secundário, sendo este tratamento muito raro no Brasil (von SPERLING, 2005).

O sistema de tratamento secundário, envolvendo processos biológicos, é muito utilizado para tratamento de efluentes de indústrias de laticínios, em virtude da grande quantidade de matéria orgânica presente em sua composição. Os processos biológicos mais citados na literatura especializada e encontrados em estações de tratamento em escala real são: filtro biológico, lagoas de estabilização, lodos ativados convencional, filtro anaeróbio e reator UASB (GURGEL, 2001).

2.2.1. Tratamento biológico de efluentes

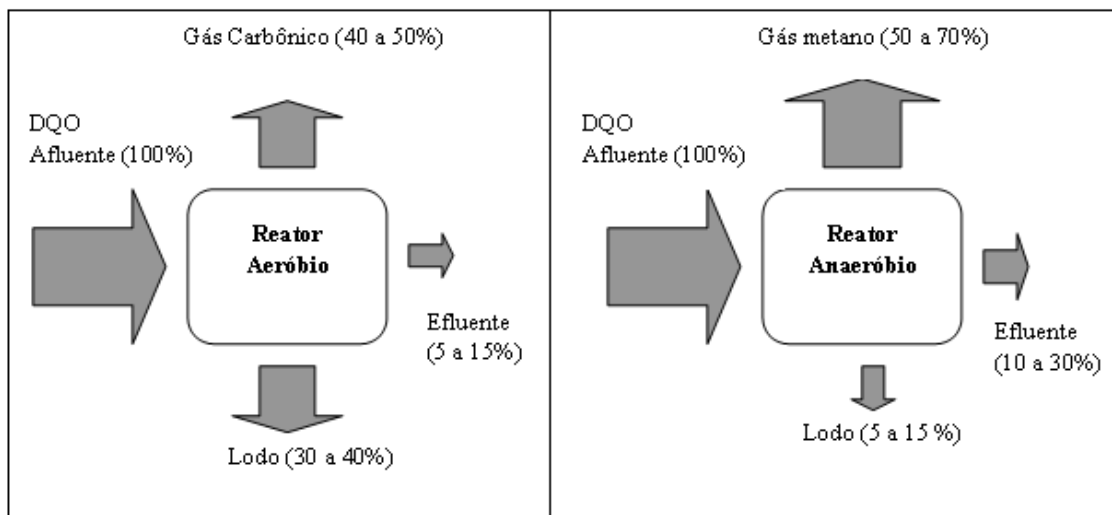
Os mecanismos biológicos que ocorrem no tratamento biológico de efluentes reproduzem de certa maneira os processos naturais que ocorrem em um corpo d'água após o lançamento de despejos. No corpo d'água, a matéria orgânica é convertida em produtos mineralizados inertes por mecanismo naturais, no qual é chamado de processo de autodepuração. Para o tratamento de efluentes, os mesmos fenômenos básicos ocorrem, porém, a diferença é que há uma introdução de tecnologias, que têm como objetivo fazer o processo de depuração se desenvolva em condições controladas e em taxas mais elevadas (von SPERLLING, 2005)

A característica principal dos processos biológicos está na capacidade dos microrganismos envolvidos utilizarem os compostos orgânicos biodegradáveis, transformando-os em subprodutos que podem se apresentar na forma sólida (lodo biológico), líquida (água) e gasosa (metano, gás carbônico, entre outros.). Qualquer que seja o processo biológico utilizado, aeróbico ou anaeróbico, a capacidade de utilização dos compostos orgânicos depende da atividade microbiana da biomassa presente no processo biológico. (CHERNICHARO, 2007)

Nos sistemas aeróbios, em torno de 40 a 50 % da matéria orgânica sofrem degradação biológica com a consequente conversão em CO₂. Ocorre incorporação de 50 a 60 % da matéria orgânica na forma de biomassa microbiana, constituindo-se o lodo excedente do sistema. O material orgânico não-convertido em gás ou em biomassa deixa o reator como material não-degradado, que totaliza em torno de 5 a 10 %. Os sistemas aeróbios de tratamento mais utilizados são as lagoas aeradas e os sistemas de lodo ativado; estes são considerados sistemas muito eficientes na remoção de matéria orgânica, nutrientes e patógenos e, por isso, não há necessidade de implantação de sistemas de tratamento terciário (OLMI, 2002).

Já nos sistemas anaeróbios, pode-se verificar que cerca de 70 a 90 % do material orgânico biodegradável contido no despejo são convertidos em biogás, que é removido da fase líquida e deixa o reator na forma gasosa, sendo que uma parcela (5 a 15 %) do material orgânico é convertida em biomassa microbiana, vindo a constituir o lodo excedente do sistema que se apresenta

mais concentrado e com melhores características de desidratação. O material não-degradado pelo sistema totaliza em torno de 10 a 30 %. A Figura 1 possibilita uma visualização mais clara de algumas vantagens da digestão anaeróbia, notadamente no que se refere à produção de gás metano e à baixa produção de sólidos (CHERNICHARO, 2007).



Fonte: adaptado de CHERNICHARO (2007).

Figura 1 – Balanço esquemático de DQO nos sistemas aeróbio e anaeróbio.

2.2.1.1. Processos anaeróbios

Os processos anaeróbios baseiam-se na utilização de microrganismos na ausência de oxigênio livre. Para degradação da matéria orgânica, esta degradação refere-se às reações que reduzem as dimensões de partículas, tornando-as solúveis ou, em nível molecular, quebram cadeias ou ligações triplas ou duplas existentes. Os produtos finais do processo anaeróbico são metano e compostos inorgânicos, incluindo o dióxido de carbono e amônia (NASCIMENTO, 1996).

2.2.1.2. Microbiologia do processo anaeróbio

A microbiota envolvida na digestão anaeróbica atua nas reações específicas que ocorrem na transformação de matéria orgânica em metano;

que por sua vez apresenta baixa solubilidade em água, sendo o processo de digestão anaeróbica eficaz na remoção da matéria orgânica presente no líquido, sendo, assim, um processo muito utilizado em sistemas de tratamento de águas residuárias (FORESTI *et al.*, 1999, citados por FONTOURA, 2002).

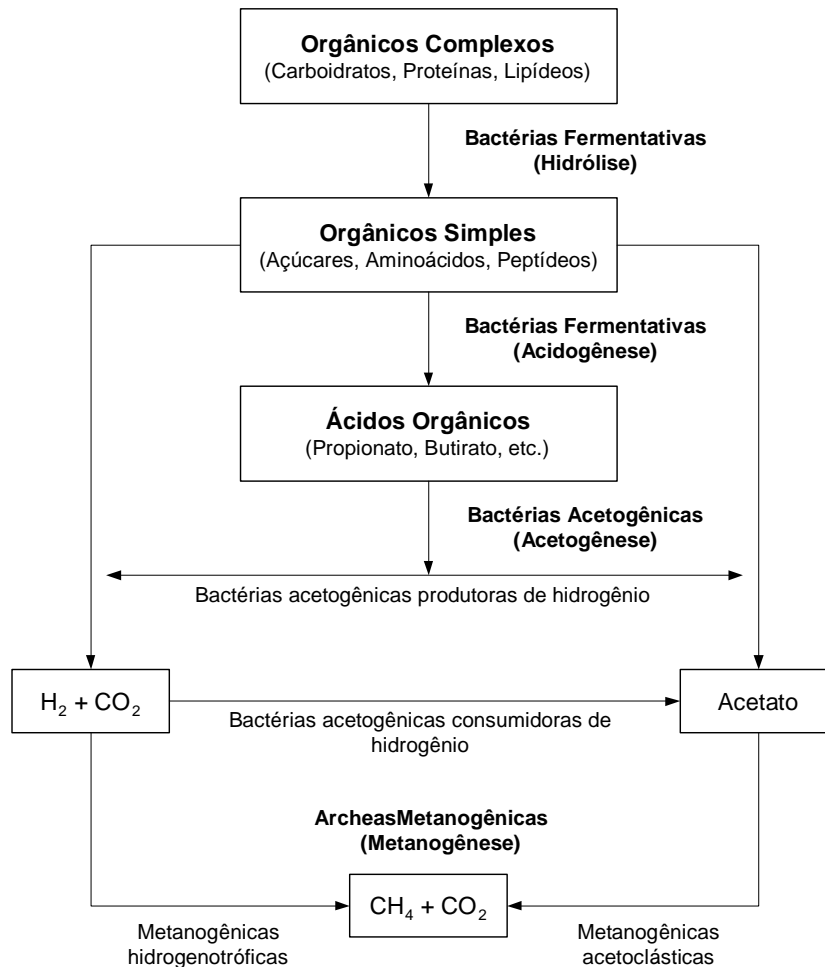
A transformação dos compostos orgânicos complexos em metano envolve uma seqüência de transformações microbianas realizadas por um consórcio de microrganismos composto, principalmente de bactérias, embora alguns fungos e protozoários possam ser encontrados em digestores anaeróbios. Bactérias anaeróbias facultativas e estritas (*Bacteroides*, *Bifidobacterium*, *Clostridium* e *Lactobacillus*, *Streptococcus*) estão envolvidas no processo, havendo interações de sinergismo entre os diversos grupos de microrganismos incluídos (BITTON, 1994).

Embora o processo de digestão anaeróbica seja simplificadaamente considerado como duas fases, acidogênica e metanogênica, ele pode ser dividido em várias rotas metabólicas, com participação de diversos grupos microbianos, cada grupo com comportamento fisiológico diferente (Figura 2) (CHERNICHARO, 2007).

O processo de digestão anaeróbia pode ser subdividido em cinco fases principais: hidrólise, acidogênese, acetogênese, metanogênese e sulfetogênese (CHERNICHARO, 2007).

- Hidrólise: ocorre a atuação de bactérias hidrolíticas, que convertem uma variedade de moléculas orgânicas complexas (polissacarídeos, lipídeos e proteínas) em compostos dissolvidos de menor peso molecular, como compostos de um único carbono, ácidos orgânicos, açúcares solúveis, ácidos graxos, entre outros. Os principais microrganismos com capacidade hidrolítica no processo de digestão anaeróbia são: *Clostridium*, *Micrococcus*, *Staphylococcus*, *Bacteróides*, *Butyvirio*, *Bacillus*, *Eubacterium*, entre outros. Geralmente, a fase hidrolítica é catalisada por enzimas extracelulares excretadas pelas bactérias fermentativas como proteases, celulasas e lipases.

- Acidogênese: os compostos dissolvidos gerados no processo anterior (hidrólise) são absorvidos nas células das bactérias fermentativas e após a acidogênese são excretados sob a forma de substâncias orgânicas simples, como ácidos orgânicos simples, ácidos graxos voláteis de cadeia curta, alcoóis, ácido láctico e compostos minerais, como CO₂, H₂, NH₃ entre outros. Nesta fase



Fonte: adaptada de Chernicharo (2007).

Figura 2 – Seqüências metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia.

a fermentação acidogênica é realizada por um grupo diversificado de bactérias, a maioria anaeróbia estrita. Algumas espécies, como as bactérias entéricas, são anaeróbias facultativas e podem metabolizar o material orgânico pela via oxidativa, sendo de extrema importância nos sistemas de tratamento de resíduos, uma vez que o oxigênio dissolvido, eventualmente presente, poderia se tornar uma substância tóxica aos anaeróbios estritos, caso não fosse removido (van HAANDEL e LETTINGA, 1994).

- Acetogênese: nesta fase ocorre a oxidação dos produtos originados da etapa anterior (acidogênica), por bactérias acetogênicas, produzindo compostos como acetato, dióxido de carbono e H₂ que serão utilizados como substrato para produção de metano. Esse grupo de microrganismos requer

baixa tensão de hidrogênio para conversão de ácidos orgânicos. Sob pressão parcial de hidrogênio relativamente alta, a formação de acetato é reduzida e o substrato é convertido em ácido propiônico, ácido butírico e etanol em maior proporção do que em metano. Existe, portanto, relação simbiótica entre bactérias acetogênicas e arqueobactérias metanogênicas, sendo as metanogênicas auxiliares na manutenção da baixa tensão de hidrogênio requerida pelas bactérias acetogênicas (BITTON, 1994).

- Metanogênese: compostos oriundos na etapa anterior são metabolizados por arqueas acetogênicas, nas quais reduzem ácido acético em metano e por arqueas hidrogenotróficas, a partir da redução de dióxido de carbono. Nesta fase, o processo global de degradação anaeróbia de compostos orgânicos em metano e dióxido de carbono é efetuado por microrganismos metanogênicos, classificadas atualmente dentro do domínio archaea. Estas arqueas são anaeróbios estritos, que utilizam um número limitado de substratos, compreendendo ácido acético, hidrogênio/dióxido de carbono, ácido fórmico, metanol, metilaminas e monóxido de carbono (CHERNICHARO, 2007). As archaea metanogênicas desempenham o papel vital em ambientes anaeróbios, por remover o excesso de hidrogênio e os produtos da fermentação, que são produzidos na fase anterior. As arqueas metanogênicas são divididas em função da sua fisiologia, no qual os dois grupos principais são:

a) metanogênicas acetoclásticas: utilizam acetato como fonte de carbono e energia, produzindo gás carbônico e metano. Estes microrganismos são responsáveis por cerca de 60 a 70 % de toda produção de metano, a partir do grupo metil do ácido acético. Os dois gêneros mais freqüentes isolados em reatores anaeróbios são *Methasarcina* e *Methanosaeta*; e

b) metanogênicas hidrogenotróficas: utilizam o gás carbônico como fonte de carbono e acceptor final de elétrons, e o hidrogênio como fonte de energia, no qual o hidrogênio funciona como agente redutor. Os gêneros mais freqüentes de isolados em reatores anaeróbios são *Methanobacterium*, *Methanospirillum*, *Methanobrevibacter*, *Methanoculleus* e *Methanocorpusculum*. Ao contrário das acetoclásticas, a grande maioria das espécies de arqueas metanogênicas hidrogenotróficas é capaz de produzir metano, a partir do hidrogênio e gás carbônico, resultando maior energia; e

- sulfetogênese: nesta fase, sulfato, sulfito e outros compostos sulfurados são reduzidos a sulfetos, por meio da ação de um grupo de bactérias anaeróbias estritas, denominadas bactérias redutoras de sulfato (ou bactérias sulforedutoras). As espécies do grupo de bactérias sulforredutoras têm em comum o metabolismo dissimilatório do sulfato, sob condições de anaerobiose estrita, e são consideradas um grupo versátil de microrganismo, capazes de utilizar uma ampla gama de substratos, incluindo toda a cadeia de ácidos orgânicos voláteis, diversos ácidos aromáticos, hidrogênio, metanol, etanol, glicerol, açúcares, aminoácidos e vários compostos fenólicos. A capacidade de utilizar acetato, hidrogênio que torna as bactérias redutoras de sulfato agentes competidores por substratos comuns a metanogênicas. Neste caso, a concentração de sulfato no meio é que vai definir qual o processo na utilização do acetato e hidrogênio. Na ausência de sulfato, o processo de digestão ocorre de acordo com a Figura 2, mas com a presença de sulfato em efluentes, muitos dos compostos intermediários, formados pelas rotas metabólicas no digestor anaeróbio; assim, as bactérias sulforredutoras passam a ser competidoras pelos substratos disponíveis (CHERNICHARO, 2007).

2.2.1.3. Fatores que afetam a microbiologia da digestão anaeróbia

O crescimento microbiano é influenciado pelas características físicas e químicas do ambiente. Fatores físicos, em geral, atuam como agentes seletivos, enquanto os fatores químicos podem, ou não, serem seletivos (CHERNICHARO, 2007).

A digestão anaeróbia é particularmente suscetível a um controle rigoroso das condições ambientais, uma vez que o processo requer a interação das bactérias fermentativas e metanogênicas. Atenção especial deve ser dispensada às arqueobactérias metanogênicas, consideradas as mais vulneráveis a alterações das condições do meio (LETTINGA *et al.*, 1996). Fatores ambientais importantes no controle da digestão anaeróbia de águas residuárias são a temperatura, o pH, a composição química do efluente, a presença de nutrientes, a competição das metanogênicas com as bactérias redutoras de sulfato e a presença de materiais tóxicos (BITTON, 1994; van HAANDEL e LETTINGA, 1994).

A taxa máxima de digestão anaeróbia é obtida em uma faixa de temperatura de 30 a 40 °C, no qual a temperatura influencia tanto na taxa de digestão como a fração de sólidos orgânicos, que pode ser metabolizada, porém para valores menores que 30 °C, a taxa de digestão anaeróbia decresce a uma taxa de 10 % por 1 °C. As temperaturas baixas podem acarretar a diminuição da eficiência de digestão; por isso, o processo anaeróbio é mais indicado para regiões tropicais (NASCIMENTO, 1996; OLMÍ, 2002).

Outro fator de grande importância é o pH, que sobre o processo anaeróbio se manifesta de duas formas: diretamente, afetando, por exemplo, a atividade de enzimas por meio de alteração em suas conformações; ou indiretamente, afetando a toxicidade de diferentes compostos. 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 em uma faixa estreita próxima à neutralidade, sendo a faixa ótima de 7,0 a 7,2. Se o pH for menor que 6,3 ou superior a 7,8, a taxa de metanogênese decresce rapidamente (LETTINGA *et al.*, 1996). Assim, em sistemas de tratamento de efluentes por processo anaeróbio, o controle de pH deverá satisfazer primordialmente as bactérias anaeróbias.

Os requerimentos nutricionais para o crescimento da massa microbiana e os fatores de crescimento são: energia, carbono, macronutrientes inorgânicos (nitrogênio e fósforo), micronutrientes inorgânicos (enxofre, cálcio, ferro, magnésio, entre outros), além dos fatores orgânicos de crescimento como vitaminas, aminoácidos, pirimidinas e outros (NASCIMENTO, 1996).

Para que os processos biológicos de tratamento sejam operados com sucesso, os nutrientes inorgânicos necessários ao crescimento dos microrganismos devem ser fornecidos em quantidades suficientes. O não-suprimento de nutrientes deve ser compensado de alguma forma, seja por meio da aplicação de menores cargas ao sistema de tratamento, ou permitindo que a eficiência do sistema seja reduzida (RAJESHWARI *et al.*, 2000; CHERNICHARO, 2007). Enquanto concentrações inferiores às recomendadas como ótimas podem ser limitantes ao crescimento bacteriano, concentrações superiores podem causar efeitos inibidores; estes efeitos podem ser comprovados por PAULA JUNIOR *et al.* (1995), no qual o experimento realizado utilizou reator UASB, em escala de laboratório, utilizando glicose

como principal substrato, e verificaram que concentrações acima de 100 mg de sulfeto/L ocorreram efeitos de estimulação, enquanto concentrações próximas de 500 mg de sulfeto/L reduziram a eficiência à remoção da DQO de 98 % para 70 %, assim produzindo um efeito tóxico e inibitório.

2.2.2. Sistemas de tratamento anaeróbio

Os sistemas anaeróbios de tratamento de efluentes são conhecidos há mais de um século; porém, até a década de 1960, o processo de digestão anaeróbia foi utilizado essencialmente para estabilização do lodo gerado em sistemas de tratamento de águas residuárias. O controle do processo geralmente era precário e os reatores eram operados como reservatório de lodo; por causa destes aspectos, o volume do reator era muito grande e o tempo de detenção hidráulica freqüentemente maior que 30 dias (NASCIMENTO, 1996).

Segundo Young e Yang (1989), durante as décadas de 1950 e 1960, o tratamento anaeróbio era conhecido como uma construção onerosa, devido à baixa carga orgânica volumétrica. Aplicação de altas cargas orgânicas volumétricas era impossibilitada devido às configurações dos reatores. Os primeiros reatores anaeróbicos como tanques de IMHOFF, digestores de mistura completa, entre outros, apresentavam tempo de detenção hidráulica igual ao tempo de retenção da biomassa, ou seja, igual ao tempo requerido para que as reações anaeróbicas aconteçam.

As principais vantagens e desvantagens do tratamento anaeróbio são apresentadas conforme ilustra a Tabela 2, onde as principais vantagens do sistema anaeróbio são: a baixa produção de lodo, a aeração se torna desnecessária; são tecnologias simples de baixo custo e maior facilidade de operação e manutenção (NASCIMENTO, 1996).

Tabela 2 – Vantagens e desvantagens do processo anaeróbio para tratamento de efluentes

Vantagens	Desvantagens
Baixa produção de sólidos	A partida do processo pode ser lenta
Baixo consumo de nutrientes como nitrogênio e fósforo	Remoção insatisfatória de nitrogênio, fósforo e organismos patogênicos
Baixo consumo de energia	Possibilidade de geração de maus odores; e de problemas de corrosão
Produção de gás metano	Produção de efluente com aspectos desagradáveis
Tolerância a elevadas cargas orgânicas e volumétricas	A bioquímica e a microbiologia da digestão anaeróbia são complexas, necessitando de mais estudos
Baixa demanda de área	Possibilidade de distúrbios devido a choques de carga orgânica e hidráulica
Baixos custos de implantação	Presenças de compostos tóxicos ou ausência de nutrientes podem inibir as bactérias anaeróbias
Aplicabilidade em pequena e grande escala	
Possibilidade de biodegradação de compostos xenobióticos e recalcitrantes	

Fonte: Chernicharo (2007).

2.2.3. Sistemas de tratamento anaeróbio convencional e de alta taxa

Os sistemas de tratamento anaeróbio convencionais são operados com baixas cargas orgânicas volumétricas, uma vez que os mesmos não dispõem de mecanismos de retenção de grandes quantidades de biomassa de elevada atividade. São características do sistema anaeróbio convencional que os diferenciam dos sistemas anaeróbios de alta taxa são: ausência de mecanismo de retenção de sólidos no sistema, baixas cargas volumétricas e elevados tempos de detenção (CHERNICHARO, 2007). Os sistemas convencionais os mais importantes são: digestores de lodo, tanques sépticos e lagoas anaeróbias.

Com os avanços de pesquisas na área de tratamento anaeróbico verificado nos últimos anos foram desenvolvidos os *sistemas de alta taxa*, na qual a principal característica é que este sistema tem a capacidade de reter grandes quantidades de biomassa, de elevada atividade, mesmo com a aplicação de baixos tempos de detenção hidráulica; assim consegue-se manter

um elevado tempo de retenção de sólidos, mesmo com aplicação de elevadas cargas hidráulicas no sistema, tendo resultado a obtenção de reatores compactos, com volumes bastante inferiores aos digestores anaeróbios convencionais. Dentre os sistemas de alta taxa, os mais importantes são: sistema com crescimento bacteriano aderido e disperso (CHERNICHARO, 2007).

2.2.3.1. Filtro anaeróbio

O conceito de crescimento bacteriano aderido pressupõe o desenvolvimento de bactérias agregadas a um material inerte, levando a formação de um filme biológico (biofilme). O exemplo mais conhecido de reatores com crescimento bacteriano aderido em leito fixo são os filtros anaeróbios (CHERNICHARO, 2007).

O filtro anaeróbio é um tanque contendo material de enchimento, geralmente pedras britadas ou materiais inertes, formando um leito fixo. Na superfície de cada peça do material de enchimento ocorre a fixação e o desenvolvimento de microrganismos na forma de biofilme e também, agrupando-se na forma de flocos ou grânulos nos interstícios do material de enchimento. Esses microrganismos são retidos e concentrados no reator, de forma que permita um tempo de retenção celular maior que o tempo de detenção hidráulica. O movimento convectivo, originado na produção de biogás, assegura a agitação da biomassa em digestão (OLMI, 2002). Os compostos orgânicos solúveis percolam nos interstícios do leito filtrante, entram em contato com a biomassa ativa retida, sendo, então, convertidos em produtos intermediários finais, especialmente metano e gás carbônico. São, portanto, reatores com fluxo através do lodo ativo e com biomassa aderida, ou retida, no leito fixo (GONÇALVES *et al*, 1995).

Embora venham sendo utilizados para tratamento de esgotos desde a década de 1950, os filtros anaeróbios tornaram-se populares no Brasil somente a partir de 1982, quando a Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT) revisou a Norma sobre construção e instalação de tanques sépticos e disposição dos efluentes finais, recomendando o uso de filtros anaeróbios para pós-tratamento dos efluentes de tanques sépticos. Muitos dos filtros anaeróbios

implantados com base nas diretrizes para projeto e construção de filtros anaeróbios da Norma da ABNT de 1982 tiveram problemas operacionais, mas a Norma teve o mérito de difundir a alternativa e provocar sua evolução tecnológica (ANDRADE *et al.*, 2002).

Os filtros anaeróbios são reatores de construção e operação simples; geralmente são cobertos, mas podem ser implantados sem cobertura, quando não houver preocupação com maus odores, têm vários formatos, podem operar em dois sentidos de fluxo, ascendente (*upflow*) e descendente (*downflow*) (NETO *et al.*, 2000).

Nos filtros de fluxo ascendente (Figura 3), o líquido penetra pela base, distribuído por um fundo falso ou tubos perfurados, flui através do material de enchimento e é descarregado pelo topo, coletado em canaletas ou tubos perfurados. Os filtros com fluxo ascendente apresentam a maior retenção de lodo em excesso e os maiores riscos de entupimento dos interstícios, sendo mais indicados para esgotos com baixa concentração de sólidos suspensos, a não ser que se previna contra a colmatagem das camadas inferiores do leito. Nos filtros de fluxo descendente, o caminho é inverso e o leito pode ser submerso afogado ou não (CHENICHARO, 2007).

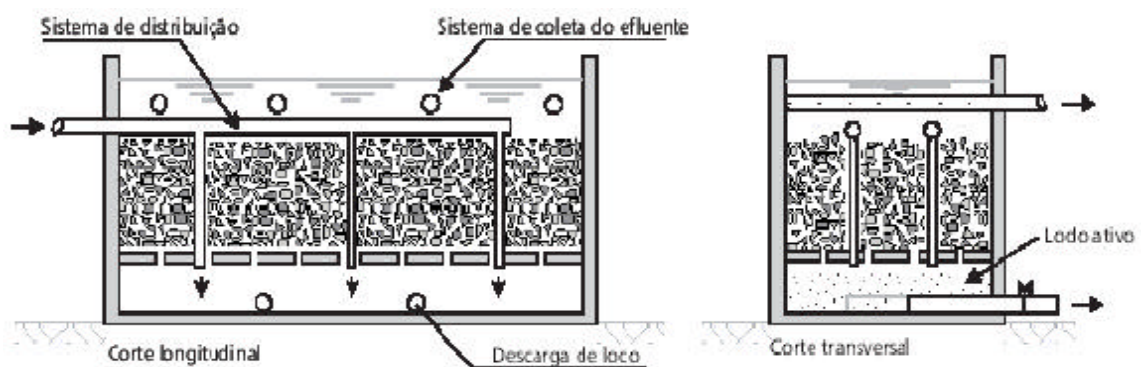


Figura 3 – Filtro anaeróbio.

O filtro anaeróbio tem sido utilizado com sucesso para tratar diferentes efluentes utilizando diferentes suportes. As principais finalidades do material de enchimento (suporte) são: permitir a fixação de grande quantidade de biomassa; aumentar o tempo de retenção celular; melhorar o contato entre os constituintes do efluente e os sólidos biológicos contidos no reator; atuar como

uma barreira física, evitando que os sólidos sejam carregados para fora do sistema de tratamento; e ajudar a promover a uniformização do escoamento no reator. Evidentemente, devem-se preferir materiais de fácil aquisição, estruturalmente resistentes e leves, inertes, que facilitem a distribuição do fluxo e dificultem a obstrução (NETO *et al.*, 2000).

O filtro fica submerso e os espaços vazios existentes entre o meio suporte são preenchidos com meio do efluente líquido. O meio suporte ocupa 50 a 70 % de profundidade do filtro.

As principais vantagens dos filtros anaeróbios é que podem operar com tempo de detenção hidráulica (TDH) baixo, com mínimo consumo energético e capazes de suportar variações de vazões, com baixa perda dos sólidos biológicos. No entanto, um dos principais problemas verificados na sua operação é a colmatação ou o entupimento do suporte; então, para evitar esse problema é preciso instalar previamente dispositivos de limpeza ao longo da altura do filtro que permitam a retirada do excesso de sólidos retidos no meio suporte, além de uma cuidadosa operação do pré-tratamento e um descarte periódico do excesso de lodo (GARCIA-MORALES *et al.*, 2001).

Os filtros anaeróbios podem ser utilizados como única e direta forma de tratamento de esgotos, contudo são mais apropriados para o tratamento de águas residuárias com contaminantes predominantemente dissolvidos, que propiciam menor risco de entupimento dos interstícios do meio suporte.

Em algumas indústrias como laticínios, processamento de frutas e hortaliças, refrigerantes, entre outros, o filtro anaeróbio têm sido utilizado como principal unidade de tratamento dos efluentes, mas para esgotos sanitários têm sido mais aplicados como pós-tratamento.

O tratamento de efluentes oriundos da indústria de laticínios utilizando filtro anaeróbio vem sendo estudado ao longo dos anos. Viraraghavan e Kikkeri (1990) avaliaram em escala de laboratório a eficiência do filtro anaeróbio no tratamento de efluente originado de laticínios, onde obteve taxa de remoção de 78 a 92 % com o tempo de detenção hidráulica de quatro dias. Em outro estudo, Viraraghavan e Kikkeri (1991) observaram o desempenho do filtro anaeróbio de alta taxa no tratamento do efluente de laticínios, e observaram que em termos de DQO removida não houve diferença significativa por variação de temperatura entre 20 a 30°C.

Monroy *et al.* (1994) utilizaram filtro anaeróbio para tratamento de efluente originado de indústria de sorvetes, onde avaliaram o efeito do suporte poroso e não-poroso. O reator com suporte não-poroso mostrou instabilidade com cargas orgânicas (CO) acima de 4 kg DQO. m⁻³ d⁻¹, enquanto o reator com suporte poroso foi mais estável, com CO acima de 21 kg DQO. m⁻³ d⁻¹. Os autores observaram que a melhor taxa de remoção apresentada foi de 70 %, com CO de 5,5 kg DQO. m⁻³ d⁻¹.

Viraraghavan e Varadarajan (1996) estudaram o efeito da temperatura no tratamento do soro e efluente de laticínios com filtro anaeróbio. Os reatores foram operados às temperaturas de 12,5, 21 e 30 °C com TDHs diferentes. Já para o soro, o sistema foi operado a 16, 20, 26 e 30 °C, com diferentes TDHs. Observaram que a porcentagem na taxa de remoção para efluente de laticínio variou de 45 a 92 %; já para tratamento com soro, a eficiência máxima na taxa de remoção a 30 °C foi de com 93 % de remoção da carga orgânica.

Puñal *et al.* (1999) avaliaram em escala laboratorial dois sistemas: alimentação simples (AS) e por múltiplas alimentações (MA), em diferentes alturas no reator, utilizando filtro anaeróbio para tratar soro proveniente de efluente de laticínio, onde foi operado com carga orgânica volumétrica de 20 kg DQO.m⁻³.d⁻¹. Avaliaram também a atividade da biomassa formada em relação à altura no reator e observaram que com MA a distribuição da biomassa foi mais homogênea do que com AS. Observaram também que a atividade específica da biomassa nas diferentes alturas na alimentação do efluente foi melhor em MA.

Bodik *et al.* (2002) estudaram o efeito da temperatura e do tempo de detenção hidráulica (TDH), utilizando filtro anaeróbio no tratamento de uma mistura de substrato sintético e efluente da indústria de leiteira, com TDH variando de 6 a 46 horas e temperatura variando 9 a 23 °C. Observaram que a taxa de remoção de DQO foi de 46 a 92 % dependendo da temperatura e TDH usada.

Omil *et al.* (2003) estudaram o desempenho do filtro anaeróbio no tratamento de efluente de laticínio em escala industrial e observaram que após de dois anos de operação, com a carga orgânica volumétrica de alimentação de 5 a 6 kg DQO.m⁻³.d⁻¹, a taxa de remoção manteve-se acima de 90 %.

Gannoun *et al.* (2008) investigaram a digestão de anaeróbia do efluente soro de queijo, no qual utilizaram como pré-tratamento filtro anaeróbio de fluxo ascendente. O pré-tratamento foi administrado para resolver os problemas de inibição durante o tratamento anaeróbio, causada pelo soro de queijo devido às grandes concentrações de gorduras, proteínas e carboidrato e evitar os problemas como entupimento do reator. Foi feita a diluição do soro de queijo como pré-tratamento, induzindo rendimentos de taxa de remoção de 50 % de DQO e 60 % de sólidos suspensos totais (SST), após a acidificação por *Lactobacillus paracasei* a 32 °C durante 20 h e neutralização com óxido de cálcio. O soro já tratado foi usado para alimentar o filtro anaeróbio a uma temperatura de 35 °C e observaram que a taxa de remoção foi de 80 a 90%. Em concentrações de 5 g DQO.L⁻¹ e TDH variando de quatro para dois dias, o desempenho do reator em relação à remoção de DQO foi de 90,2 para 77,2%, respectivamente.

3. MATERIAL E MÉTODOS

O presente trabalho foi realizado no Laboratório de Biotecnologia e Processos Fermentativos do Departamento de Tecnologia de Alimentos da Universidade Federal de Viçosa, Minas Gerais.

3.1. Formulação e caracterização do efluente

Utilizou-se como efluente diferentes combinações de meio sintético estéril, segundo YU *et al.* (2001) (Tabela 3) e soro de queijo em pó (Tabela 4). Pretendeu-se com a utilização do meio sintético minimizar o efeito das variações de suas características físico-químicas e microbiológicas, facilitando a padronização do efluente no trabalho.

Os efluentes sintéticos foram formulados a partir da variação do meio sintético e o soro de queijo em pó diluído (60 g/L) em % v/v, conforme a Tabela 5.

Na caracterização destes efluentes quantificou-se a Demanda Química de Oxigênio (DQO), sólidos totais, sólidos totais fixos, sólidos totais voláteis, sólidos suspensos, sólidos suspensos fixos, sólidos suspensos voláteis, sólidos dissolvidos, sólidos sedimentáveis, pH, acidez e alcalinidade.

Tabela 3 – Composição do meio sintético

Constituintes	Concentração (mg/L)
Peptona	800
Glicose	2.720
Extrato de carne	560
Bicarbonato de sódio (NaHCO ₃)	2500
Cloreto de cálcio (CaCl ₂ . 2 H ₂ O)	38
Sulfato de magnésio (MgSO ₂ .7 H ₂ O)	42
Cloreto de amônio (NH ₄ Cl)	320
Sulfato ferroso (Fe SO ₄)	32
Fosfato de potássio monobásico (KH ₂ PO ₄)	80
Sulfeto de sódio (Na ₂ S. 5 H ₂ O)	50

Fonte: YU *et al.* (2001).

Tabela 4 – Tabela nutricional do soro de queijo em pó

Informação Nutricional	Porção de 100 g
Valor calórico	370 Kcal
Carboidratos	75 g
Proteínas	13 g
Gorduras totais	2 g
Gorduras saturadas	1 g
Colesterol	0 mg
Fibra alimentar	0 g
Cálcio	590 mg
Ferro	0 mg
Sódio	880 mg

Fonte: Leitbom.

Tabela 5 – Formulação dos efluentes sintéticos

Efluente	Meio sintético (% v/v)	Soro % (v/v)
I	100	0
II	87,5	12,5
III	75	25

3.2. Filtro anaeróbio de fluxo ascendente

Os experimentos foram realizados em reatores do tipo filtro anaeróbio de fluxo ascendente. Os reatores foram constituídos de tubos de policloreto de vinila (PVC), com diâmetro interno de 7,5 cm e altura de 38 cm, volume total de 1,7 L e volume de trabalho de 1,5 L, contendo como suporte a pedra brita nº 1. (Figura 4). O reator constou de uma entrada inferior para alimentação com efluente bruto e duas saídas superiores, sendo uma para o efluente tratado e outra para liberação dos gases produzidos durante o tratamento dos efluentes.



Figura 4 – Filtro anaeróbio de fluxo ascendente.

3.3. O inóculo

O inóculo utilizado no decorrer do experimento foi o lodo obtido em digestor anaeróbio estável, integrante da estação de tratamento de efluentes de uma agroindústria processadora de carne de aves e de um laticínio na proporção de 1:2. O lodo foi coletado da parte inferior do digestor,

acondicionado em galão plástico e mantido à temperatura de aproximadamente 10 °C até o momento de utilização.

Para obtenção da suspensão de células utilizada como inóculo, o lodo foi submetido a uma etapa de lavagem das células. O lodo foi centrifugado a 10.000 rpm e à 10 °C, seguido de ressuspensão em água peptonada 0,1 %, adicionada de sulfeto de sódio ($\text{Na}_2\text{S} \cdot 5\text{H}_2\text{O}$) na concentração de 50 mg.L^{-1} para garantir o meio redutor. O volume de água peptonada adicionado foi equivalente ao volume de sobrenadante retirado. Em seguida, o precipitado foi ressuspenso em meio sintético (Tabela 3), constituindo-se, dessa forma, a suspensão de células utilizadas como inóculo nos experimentos. Nesta fase de preparação e adaptação foram conduzidos utilizando-se o meio sintético.

Durante o experimento, os reatores foram operados à temperatura ambiente. Após o preparo de lodo, seguiu-se para a sua fase de adaptação. Esta fase é de grande importância, pois permitiu a formação de biofilme no suporte do filtro anaeróbio. Na fase de adaptação, adicionou-se um litro de inóculo no reator, que foi alimentado com meio sintético, de forma contínua, com auxílio de uma bomba peristáltica Masterflex modelo 7520-10 sob a vazão de $0,5 \text{ mL.min}^{-1}$ por 35 dias. Após este período, os reatores foram alimentados continuamente com meio sintético durante 20 dias e vazão de $1,0 \text{ mL.min}^{-1}$. Após 55 dias de adaptação, o reator passou a ser alimentado continuamente, com diferentes efluentes e diferentes vazões por 75 dias.

3.4. Tratamentos dos efluentes

Após o período de adaptação do lodo, os filtros anaeróbios foram operados em três etapas distintas.

3.4.1. Etapa I

Nesta etapa, os filtros anaeróbios foram avaliados separadamente (Figura 5) em relação ao efluente alimentado.

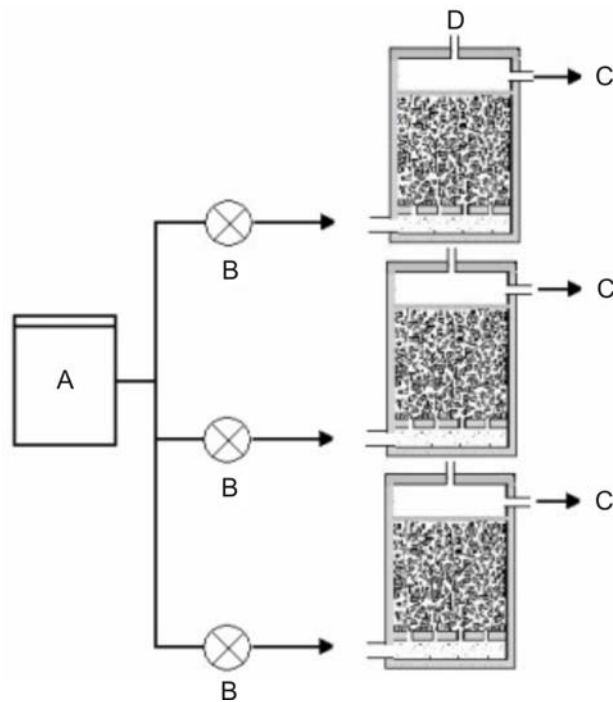


Figura 5 – Representação esquemática do funcionamento do filtro anaeróbio de forma isolada: Etapa I. Efluente III (A), bomba peristáltica(B), efluente I tratado (C) e saída de gás(D).

Foram aplicadas diferentes vazões e, conseqüentemente, diferentes tempos de detenção hidráulica e cargas orgânicas volumétricas, conforme a Tabela 6. O efluente III foi utilizado nesta etapa, em razão de que sua formulação contém a maior porcentagem de soro, dentre os efluentes estudados. O tempo total de operação desta etapa foi de 18 dias e o período de acompanhamento de DQO, pH, acidez e alcalinidade foi de 12 dias consecutivos.

Tabela 6 – Condições operacionais utilizadas durante avaliação da etapa I

Efluente	Vazão (Q) (mL.min ⁻¹)	Tempo de Detenção Hidráulica (TDH) (dia)	Carga Orgânica Volumétrica (COV) (kg DQO. m ⁻³ d ⁻¹)
III	0,2	5,2	3,66
III	0,4	2,6	7,17
III	0,6	1,7	11,02

3.4.2. Etapa II

Nesta etapa, os filtros anaeróbios foram avaliados separadamente (Figura 6) em relação às aplicações de diferentes efluentes e, conseqüentemente, diferentes cargas orgânicas volumétricas, vazão de $0,2 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$ e tempo de detenção hidráulica de 5,2 dias, conforme a Tabela 7. O tempo total de operação desta etapa foi de 32 dias e o período de acompanhamento de DQO, pH, acidez e alcalinidade foi de 24 dias sucessivos.

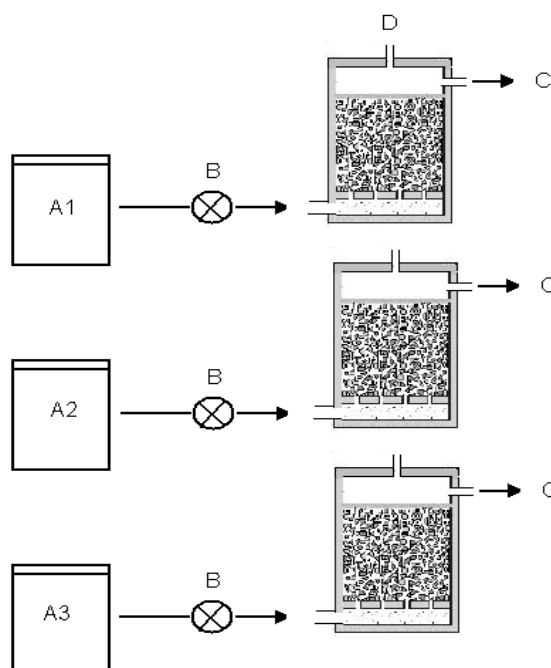


Figura 6 – Representação esquemática do funcionamento do filtro anaeróbio de forma Isolada: Etapa II. Efluente I (A1), efluente II (A2), efluente III (A3), bomba peristáltica (B), efluentes tratados (C) e saída de gás (D).

Tabela 7 – Condições operacionais utilizadas durante avaliação da etapa II

Efluente	Vazão(Q) ($\text{mL}\cdot\text{min}^{-1}$)	Tempo de Detenção Hidráulica (TDH) (dia)	Carga Orgânica Volumétrica (COV) (kg DQO. $\text{m}^{-3} \text{ d}^{-1}$)
I	0,2	5,2	1,74
II	0,2	5,2	2,88
III	0,2	5,2	3,66

3.4.3. Etapa III

Nesta etapa foram utilizados dois reatores filtros anaeróbios em série (Figura 7).

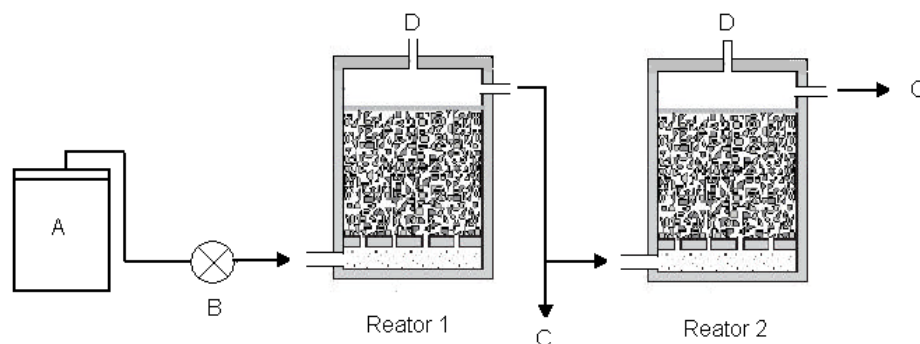


Figura 7 – Representação esquemática do funcionamento do filtro anaeróbio de forma isolada: Etapa III. Efluente III (A), bomba peristáltica (B), efluente tratado (C) e saída de gás (D).

Os reatores foram avaliados separadamente, em relação às aplicações de diferentes vazões e, conseqüentemente, diferentes tempos de detenção hidráulica e cargas orgânicas volumétricas, conforme detalhado na Tabela 8. O efluente III foi utilizado nesta etapa, porque sua formulação contém a maior porcentagem de soro dentre os efluentes estudados. O tempo total de operação desta etapa foi de 18 dias e o período de acompanhamento de DQO, pH, acidez e alcalinidade de 12 dias sucessivos.

Tabela 8 – Condições operacionais utilizadas durante avaliação da etapa III

Efluente	Vazão(Q) (mL.min ⁻¹)	Tempo de Detenção Hidráulica (TDH) (dia)	Carga Orgânica Volumétrica (COV) (kg DQO.m ⁻³ d ⁻¹)
III	0,2	10,4	1,86
III	0,4	5,2	3,72
III	0,6	3,4	5,60

Durante o período de alimentação contínua em todas as etapas descritas acima, as amostras de descarga foram retiradas periodicamente para análise de DQO, pH, acidez e alcalinidade. Considerou-se que os reatores

atingiram regime permanente, quando a diferença da porcentagem de remoção de DQO entre pelo menos três coletas consecutivas não ultrapassasse 10 %. Foram avaliados os parâmetros DQO, pH, acidez, alcalinidade e sólidos em triplicata nos efluentes tratados, conforme as etapas do trabalho de pesquisa, depois de alcançado o regime permanente.

As médias dos resultados dos parâmetros, DQO, pH, acidez e alcalinidade dos efluentes tratados durante o período de acompanhamento (sendo este período o número de repetições) de cada etapa avaliada foram comparadas pelo teste de média Tukey, a 5% de probabilidade. As análises estatísticas foram realizadas utilizando-se procedimentos do programa SAS - *Statistical Analysis System*, versão 9.1, licenciado para a UFV/2006.

3.4. Métodos analíticos

3.4.1. Demanda química de oxigênio

A demanda química de oxigênio (DQO) foi determinada segundo APHA (1995), onde em tubos próprios para determinação de DQO foram adicionados 2,0 mL de solução de sulfato de prata e ácido sulfúrico, 1,5 mL de solução de dicromato de potássio e sulfato de mercúrio em meio ácido e 2,5 mL da amostra dos tratamentos. O branco foi obtido seguindo o mesmo procedimento citado acima, permutando amostra por água destilada; as amostras foram diluídas na proporção 1:10. Os tubos foram colocados no termoreator TR300 por 2 horas a 148 °C, para completa oxidação do efluente. Após esse tempo, os tubos foram removidos e esfriados por 15 min; agitaram-se e realizaram-se as leituras de absorvância das amostras em um $\lambda = 600$ nm.

O valor de DQO das amostras foram obtidos por meio da curva de calibração, utilizando-se o solução-padrão de Biftalato de potássio, sendo a DQO teórica igual a $1,176 \text{ mg O}_2.\text{mg}^{-1}$ de sal.

3.4.2. pH

Para determinação do potencial hidrogeniônico utilizou-se um potenciômetro digital, em que o eletrodo é imerso diretamente na amostra sem diluição (APHA, 1995).

3.4.3. Acidez

Para determinação da acidez transferiu-se 15 mL da amostra para um béquer de 125 mL, adicionou-se três gotas do indicador de fenolftaleína e titulou-se com NaOH 0,02N até pH 8,3 até o ponto de viragem, no qual a cor apresentou coloração levemente rósea (APHA, 1995). A acidez é expressa em carbonato de cálcio e obtida a partir da seguinte equação:

$$\text{Acidez (mg.L}^{-1}\text{)} = 58,6 \times f \times V$$

em que

f = fator de correção da concentração; e

V = volume de NaOH 0,02 N gastos na titulação (mL)

3.4.4. Alcalinidade total

Transferiu-se 15 mL da amostra em um béquer, adicionando-se três gotas de indicador alaranjado de metila; em seguida, titulou-se com solução de H₂SO₄ 0,2 N até atingir o pH 4,5 (APHA, 1995). A alcalinidade total foi expressa em:

$$\text{Alcalinidade total (mg.L}^{-1}\text{.CaCO}_3\text{)} = 666,6 \times f \times V$$

em que

f = fator de correção para solução de H₂SO₄ 0,2N; e

V = volume total gasto da solução H₂SO₄ na titulação (mL).

3.4.5. Sólidos

3.4.5.1. Sólidos totais (ST)

A determinação do teor de sólidos totais, fixos e voláteis, foi realizada a partir da metodologia descrita por APHA (1995). Alíquotas de 10 mL da amostra foram colocadas em cadinhos de porcelana secos e tarados (P1) e, posteriormente, secados em estufa a 105 °C por um período não inferior a 1 hora. A secagem foi considerada completa até o peso constante (P2). O teor de sólidos foi obtido a partir da equação:

$$ST \text{ (g.L}^{-1}\text{)} = (P2 - P1) \cdot 1000/Va$$

em que

P1 = peso do cadinho (g);

P2 = peso do cadinho mais resíduo seco a 105 °C (g); e

Va = volume da amostra (mL).

3.4.5.2. Sólidos totais fixos (STF)

Cadinhos com o resíduo da secagem (103 a 105 °C) foram levados à mufla (550 a 600 °C), onde permaneceram por 20 min até que o resíduo possuísse coloração cinza. Os cadinhos com cinzas foram levados ao dessecador, resfriados e, posteriormente, pesados (P3). O teor de sólidos totais fixos foi obtido pela equação:

$$STF \text{ (g.L}^{-1}\text{)} = (P3 - P1) \cdot 1000/Va$$

em que

P3 = peso do cadinho mais resíduo seco na mufla (g).

3.4.5.3. Sólidos totais voláteis (STV)

O teor de sólidos totais voláteis foi obtido pela equação:

$$STV \text{ (g.L}^{-1}\text{)} = ST - STF$$

3.4.5.4. Sólidos em suspensão (SS)

A determinação do teor de sólidos suspensos foi realizada segundo metodologia descrita por APHA (1995), onde alíquotas de 5 mL da amostra foram filtradas através de um filtro de fibra de vidro (MILLIPORE AP 20) previamente seco e tarado (P1); e, subsequentemente, o filtro foi colocado em estufa a 105 °C para secagem completa até peso constante (P2). O teor de sólidos suspensos (SS) foi obtido pela equação:

$$SS \text{ (g.L}^{-1}\text{)} = (P2 - P1) \cdot 1000/Va$$

em que

P1 = peso do filtro(g); e

P2 = peso do filtro mais o resíduo seco a 105 °C(g).

3.4.5.5. Sólidos suspensos fixos (SSF)

A determinação do teor de sólidos suspensos fixos foi realizada segundo metodologia descrita por APHA (1995) onde, o resíduo seco retido no filtro obtido no item anterior foi levado à mufla a 600 °C por 20 minutos; em seguida, resfriado e pesado (P3). O teor de sólidos suspensos fixos foi obtido a partir da equação:

$$SSF \text{ (g.L}^{-1}\text{)} = (P3 - P1) \cdot 1000/Va$$

em que

P1 = peso do filtro(g); e

P3 = peso do filtro mais o resíduo seco a 600 °C (g).

3.4.5.6. Sólidos suspensos voláteis (SSV)

A determinação do teor de sólidos suspensos voláteis foi realizada segundo metodologia descrita por APHA (1995) e obtida a partir da equação abaixo:

$$SSV \text{ (g.L}^{-1}\text{)} = SS - SSF$$

3.4.5.7. Sólidos dissolvidos (SD)

A determinação do teor de sólidos dissolvidos (SD), sólidos dissolvidos fixos (SDF) e sólidos dissolvidos (SDV), foram realizados segundo APHA (1995), a partir das equações abaixo:

$$SD (g.L^{-1}) = ST - SS$$

$$SDF (g.L^{-1}) = STF - SSF$$

$$SDV (g.L^{-1}) = STV - SSV$$

3.4.5.8. Sólidos sedimentáveis (SS)

Para determinação do teor de sólidos sedimentáveis utilizou-se a metodologia de IMHOFF e IMHOFF (1986), no qual a amostra homogeneizada foi colocada em cone de Imhoff (cone de vidro com 40 cm de altura e capacidade de 1 L), permanecendo em repouso por 45 minutos; em seguida, fez-se um movimento rotativo alternado ao cone, com finalidade de que os sólidos que ficaram aderidos às paredes se soltassem e sedimente, assim deixando a amostra em repouso por mais 15 minutos, e finalmente fez-se a leitura do precipitado diretamente no cone, onde os teores de sólidos sedimentáveis foram expressos em mililitros de sólidos por litro de amostra.

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1. Caracterização dos efluentes

A Tabela 9 apresenta a caracterização dos efluentes utilizados no presente trabalho: meio sintético, meio sintético com 12,5% (% v/v) de soro de queijo e meio sintético com 25% (% v/v) de soro de queijo.

Tabela 9 – Caracterização do efluente I (meio sintético), efluente II (meio sintético com 12,5 % de soro de queijo) e efluente III (meio sintético com 25 % de soro de queijo)^{1/}

Parâmetros	Efluente I	Efluente II	Efluente III
DQO (mgO ₂ .L ⁻¹)	9080,0 ± 692, 8	15013,3 ±1962,9	19393,3 ± 2531,5
pH	8,883 ± 0,01	8,406 ± 0,01	7,84 ± 0,01
Acidez (mg.L ⁻¹)	-	-	3,90 ± 0,75
Alcalinidade (mg.L ⁻¹)	1325,20 ± 110,14	1307 ± 105,2	1212,54 ± 0,89
ST (g.L ⁻¹)	4,80± 0,39	9,31 ± 0,41	15,16 ± 0,65
STF (g.L ⁻¹)	2,06 ±0,20	2,26 ± 0, 04	2,46 ± 0,03
STV (g.L ⁻¹)	2,73 ±0,56	7,05 ± 0, 72	12,92 ± 0,98
SST (g.L ⁻¹)	0,36 ± 0,11	1,16 ± 0, 24	1,53 ± 0, 09
SSF (g.L ⁻¹)	0,30 ± 0,06	0,31± 0, 06	0, 28 ± 0,10
SSV(g.L ⁻¹)	0,06± 0,05	0,85 ± 0, 22	1,25 ± 0,17
SDT(g.L ⁻¹)	4,43 ± 0,33	8,14 ± 0, 50	13,62 ± 0,56
SDF(g.L ⁻¹)	1,75 ± 0,15	1,95 ± 0, 09	2,18 ± 0,11
SDV(g.L ⁻¹)	2,67± 0,58	6,19± 0, 87	11,45 ± 1,12
SS (mL.L ⁻¹)	0	0	0,1

^{1/} Valores médios ± desvio-padrão de triplicatas

Observa-se que os efluentes sintéticos I, II e III apresentaram valores de DQO crescentes (9.080, 15.013 e 19.393 mg O₂.L⁻¹), indicando que o aumento da porcentagem de soro de queijo no meio sintético provoca aumento de DQO. Os efluentes estudados possuem alto potencial poluente e alta biodegradabilidade devido a sua composição, sendo susceptível ao tratamento anaeróbio.

Observa-se que os valores de pH variaram de 7,84 a 9,08; houve redução dos valores de pH quando houve aumento da concentração de soro no efluente sintético. O aumento da concentração do soro também representou redução dos valores de alcalinidade e na concentração de sólidos, exceto sólidos sedimentáveis e acidez.

Van Den Berg *et al.* (1983) encontraram valores de DQO para efluente soro de queijo *in natura* de 61.250 mg O₂.L⁻¹; pH de 4,6, sólidos suspensos totais de 5.077 mg.L⁻¹ (5,07 g.L⁻¹); e sólidos suspensos voláteis de 4.900 mg.L⁻¹ (4,9 g.L⁻¹). Em estudo mais recente, Van Den Berg *et al.* (1992) caracterizaram o soro de queijo gerado por uma indústria de laticínio. Observaram que a DQO do soro foi de 61.000 mgO₂.L⁻¹, sólidos suspensos de 1.780 mg.L⁻¹ (1,78 g.L⁻¹); e sólidos suspensos voláteis de 1.560 mg.L⁻¹ (1,56 g.L⁻¹). Mendez *et al.* (1989) também caracterizaram o soro de queijo e obtiveram valores médios de 66.000 mg.L⁻¹ (66 g.L⁻¹) para DQO, pH variando de 4 a 6; sólidos totais igual a 63.000 mg.L⁻¹ (63 g.L⁻¹); sólidos voláteis iguais a 57.000 mg.L⁻¹ (57 g.L⁻¹); e sólidos suspensos voláteis iguais a 2.000 mg.L⁻¹ (2,0 g.L⁻¹).

Se os valores para DQO, sólidos suspensos totais e sólidos suspensos voláteis dos encontrados no efluente II e III forem convertidos para o equivalente a 100 % de soro de queijo, utilizando balanço de massa, obtém-se valores próximos aos encontrados por Van Den Berg *et al.* (1983, 1992). Estes valores estão apresentados na Tabela 10.

Tabela 10 – Valores de DQO, SST e SSV encontrados para o efluente II e III corrigidos para 100 % de soro de queijo

Parâmetro	Soro Puro*	Efluente II (12,5% de soro)	Efluente III (25% de soro)
DQO (mg O ₂ .L ⁻¹)	61.000,0	5.7104,0	50.333,2
SST (g.L ⁻¹)	5,077	6,766	5,022
SSV (g.L ⁻¹)	4,9	6,397	4,829

* Parâmetros do soro de queijo segundo Van Den Berg *et al.* (1983, 1992).

4.2. Etapas de tratamentos

4.2.1. Etapa I

Nesta etapa, o efluente III (meio sintético com 25 % de soro de queijo) foi tratado por filtros anaeróbios, sob as seguintes condições operacionais, vazão de 0,2, 0,4 e 0,6 mL.min⁻¹, correspondendo às cargas orgânicas volumétricas de 3,66, 7,17 e 11,02 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹ e tempo de detenção hidráulica de 5,2, 2,6 dias e 1,73 dia, respectivamente.

Os resultados das características dos efluentes tratados com filtro anaeróbio após 12 dias de alimentação contínua são apresentados na Tabela 11.

Os valores de pH do efluente tratado nas vazões 0,4 e 0,6 mL.min⁻¹ (Tabela 10) foram reduzidos para valores inferiores a 6,0. Esta redução de pH do efluente pode estar relacionada com a diminuição do tempo de detenção hidráulica, não permitindo que as etapas do processo de digestão anaeróbia fossem completadas, já que o crescimento ótimo das arqueas metanogênicas acontece em pH entre 7,0 a 7,2. Este fato também levou a decréscimo na taxa de remoção da DQO do efluente estudado. De acordo com Lettinga *et al.* (1996), taxa elevada de metanogênese, fase da digestão anaeróbia no qual há a produção de metano e dióxido de carbono a partir acetato, hidrogênio e dióxido de carbono, poderá ser observada quando o pH se mantiver numa faixa próxima à neutralidade, entre 7,0 a 7,2. Se o pH for menor que 6,3 ou superior a 7,8, a taxa de metanogênese decresce rapidamente.

Quadro 11 – Caracterização do efluente III após 12 dias de alimentação contínua do filtro anaeróbio sob diferentes vazões, TDHs e cargas orgânicas volumétrica

Parâmetros	Vazão = 0,2 mL.min ⁻¹ , COV = 3,66 kg DQO.m ⁻³ .dia ⁻¹ TDH = 5,2 dias		Vazão = 0,4 mL.min ⁻¹ , COV = 7,17 kg DQO.m ⁻³ .dia ⁻¹ TDH = 2,6 dias		Vazão = 0,6 mL.min ⁻¹ , COV = 11,7 kg DQO.m ⁻³ .dia ⁻¹ TDH = 1,7 dia	
	Valores	% de Remoção	Valores	% de Remoção	Valores	% de Remoção
DQO (mgO ₂ .L ⁻¹)	2137,78 ± 211,70	88,97	7320,22± 619,26	62,24	7478 ± 186,6	61,43
pH	7,61 ± 0, 54	-	5, 82 ± 0, 47	-	5,63 ± 1,01	-
Acidez (mg.L ⁻¹)	17,79 ± 16,3	-	52,35 ± 25,2	-	75,12± 45,24	-
Alc.Total (mg.L ⁻¹)	2470,71 ± 218,22	-	1398,08 ± 260,07	-	374,97 ± 197,29	-
ST (g.L ⁻¹)	3,82 ± 0,19	74,8	3,94 ± 0,30	74,0	12,10 ± 1,13	20,15
STF (g.L ⁻¹)	1,58 ± 0,16	35,7	2,25 ± 0,45	8,5	11,23 ± 0,84	356,5*
STV (g.L ⁻¹)	2,23 ± 0,36	82,7	1,69 ± 0,14	86,8	0,87 ± 0,28	93,22
SST (g.L ⁻¹)	1,3 ± 0,05	15,2	0,85 ± 0,07	44,5	0,8 ± 0,14	47,80
SSF (g.L ⁻¹)	0,86 ± 0,05	207,1*	0,71 ± 0,09	153,6*	0,54 ± 0,28	92,86*
SSV(g.L ⁻¹)	0,44 ± 0,01	64,9	0,14 ± 0,02	88,8	0,26 ± 0,14	79,25
SDT(g.L ⁻¹)	2,52 ± 0,25	81,5	3,09 ± 0,37	77,3	11, 30 ± 0, 99	17,03
SDF(g.L ⁻¹)	0,725 ± 0,106	66,7	1,54 ± 0,55	29,4	10,69 ± 0,56	390,37*
SDV(g.L ⁻¹)	1,79 ± 0,36	84,6	1,55 ± 0, 35	86,7	0,61 ± 0,43	94,72
SS (mL.L ⁻¹)	1,60	1.500,0*	2,80	2.700,0*	3,1	3.000,00*

* Média das duplicatas ± desvio padrão; * Acréscimo.

Os valores do pH do efluente tratado nos reatores sob diferentes vazões de alimentação (0,2, 0,4, 0,6 mL.min⁻¹) se estabeleceram após o equilíbrio iônico dos diferentes sistemas ácido-base presentes, já que os valores de pH não variaram ao longo do tratamento do efluente. Os sistemas de ácidos fracos não completamente ionizados são os mais importantes para estabelecer o pH e, em particular, o sistema carbônico (CO₂ - HCO₃⁻ - CO₃⁼) pode ser determinante para o valor e estabilidade do pH no reator (van HAANDEL e LETTINGA, 1994). Os microrganismos responsáveis pela fermentação ácida são bem menos sensíveis a alterações de pH, podendo prevalecer sobre a fermentação metanogênica, a um pH baixo, resultando no aumento acentuado de acidez do efluente tratado pelos reatores filtro anaeróbio operados com diferentes vazões. Assim, aumento do nível de ácidos voláteis serve como indicador de perturbações no sistema e, conseqüentemente, indicará redução das porcentagens de redução de DQO, o que ocorreu nesta etapa.

Campos (1998) verificou que a produção de metano pelas bactérias metanogênicas ocorre na faixa de 6,8 a 7,4, e que valores abaixo de 6,0 podem inibir por completo a geração de metano.

Pode-se verificar variação da porcentagem de remoção dos teores de sólidos dos efluentes tratados sob diferentes condições operacionais do reator (Quadro 11). A vazão de 0,2 mL.min⁻¹ resultou em redução de 74,8 % dos sólidos totais, 35,7 % dos sólidos totais fixos, 82,7 % dos sólidos totais voláteis, 15,2 % dos sólidos suspensos totais, 64,9 % dos sólidos suspensos voláteis, 81,5 % dos sólidos dissolvidos totais, 66,7 % dos sólidos dissolvidos fixos e 84,6 % dos voláteis.

Para a vazão de alimentação 0,4 mL.min⁻¹, a redução foi de 74,0 % dos sólidos totais, 8,54 % dos sólidos totais fixos, 86,88 % dos sólidos totais voláteis, 44,5 % dos sólidos suspensos totais, 88,8 % para sólidos suspensos voláteis, 77,3 % dos sólidos dissolvidos totais, 29,4% dos sólidos dissolvidos fixos e 86,67 % para sólidos dissolvidos voláteis.

Já para a vazão de alimentação igual a 0,6 mL.min⁻¹, houve remoção de 20,15 % dos sólidos totais, 93,22 % de sólidos totais voláteis, 47,8 % de sólidos suspensos totais, 79,25 % de sólidos suspensos voláteis, 17,03% de sólidos dissolvidos totais e 94,72 % de sólidos dissolvidos voláteis. Em todas as vazões avaliadas não houve redução de sólidos sedimentáveis.

As maiores porcentagens de remoção de sólidos nesta etapa foram dos sólidos que possuem como principal característica elevados teores de matéria orgânica, como os sólidos totais voláteis, sólidos suspensos totais, sólidos suspensos voláteis e sólidos dissolvidos voláteis, quando comparados à Tabela 9.

Comparando as vazões testadas com a taxa de remoção de DQO do filtro anaeróbio, observa-se que o aumento da vazão de alimentação de 0,2 até 0,6 mL.min⁻¹ e das respectivas cargas orgânicas volumétricas de 3,66 até 11,02 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹, proporcionaram decréscimo do percentual de remoção de DQO do efluente. A porcentagem de redução de DQO para as vazões 0,2, 0,4 e 0,6 mL.min⁻¹ foram iguais a 88,97, 62,24 e 61,43 %, respectivamente. O perfil de remoção de DQO durante o período de 12 dias é apresentado na Figura 8.

Omil *et al.* (2003) utilizaram o filtro anaeróbio de fluxo ascendente em escala laboratorial tratando o efluente de laticínio, com carga orgânica de 5 a 6 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹ e TDH de cinco dias, apresentando taxa de remoção de DQO de 90 %, valores próximos aos obtidos neste trabalho.

Resultados semelhantes também foram obtidos por Monroy *et al.* (1994), que utilizaram filtro anaeróbio em escala-piloto para tratar o efluente de indústria de sorvete, com carga orgânica de 5,5 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹ e com TDH de 0,5 dia, obtendo uma taxa de remoção de DQO de 75 %. Demirel *et al.* (2005), utilizando filtro anaeróbio alimentado com efluente de laticínio, com carga orgânica de 2 a 10 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹ e com tempo de detenção hidráulica variando de 10 a 50 horas (0,41 a 2,08 dia), obtiveram taxa de remoção de DQO de 70 a 80 %.

O filtro anaeróbio utilizado por Ince *et al.* (2000) no tratamento do efluente de laticínio, com carga orgânica de alimentação até 21 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹ e TDH de 0,5 dia, apresentando taxa de remoção de DQO de 80 %, bem mais eficiente que os resultados observados neste trabalho, em especial quando observado os valores de cargas orgânicas de alimentação.

Nas condições estabelecidas no presente trabalho observa-se que todos os efluentes desta etapa possuíram redução de DQO, porém não atingiram os níveis solicitados pela legislação vigente, Resolução CONAMA (2005) e a

Deliberativa Normativa COPAM (1986/1998), que relatam que a remoção de DQO deverá ser maior do que 90 %.

Os efluentes tratados nesta etapa, sob diferentes vazões de alimentação, atenderam às especificações da legislação no que se refere ao pH do efluente. Todavia, não atenderam à legislação vigente nos parâmetros sólidos sedimentáveis, que deve ser menor que 1 mL/L e nem na porcentagem de remoção de DQO, que deverá ser maior que 90%.

Apesar das porcentagens de remoção de DQO nos efluentes tratados (Figura 8) não variarem mais que 10% nos últimos dias de operação, é possível que um período mais prolongado permitisse maior adaptação do lodo na formação de biofilme no meio suporte, o que proporcionaria diminuição no carreamento do lodo e aumento das porcentagens de remoção dos parâmetros avaliados dos efluentes tratados, em especial na remoção de DQO.

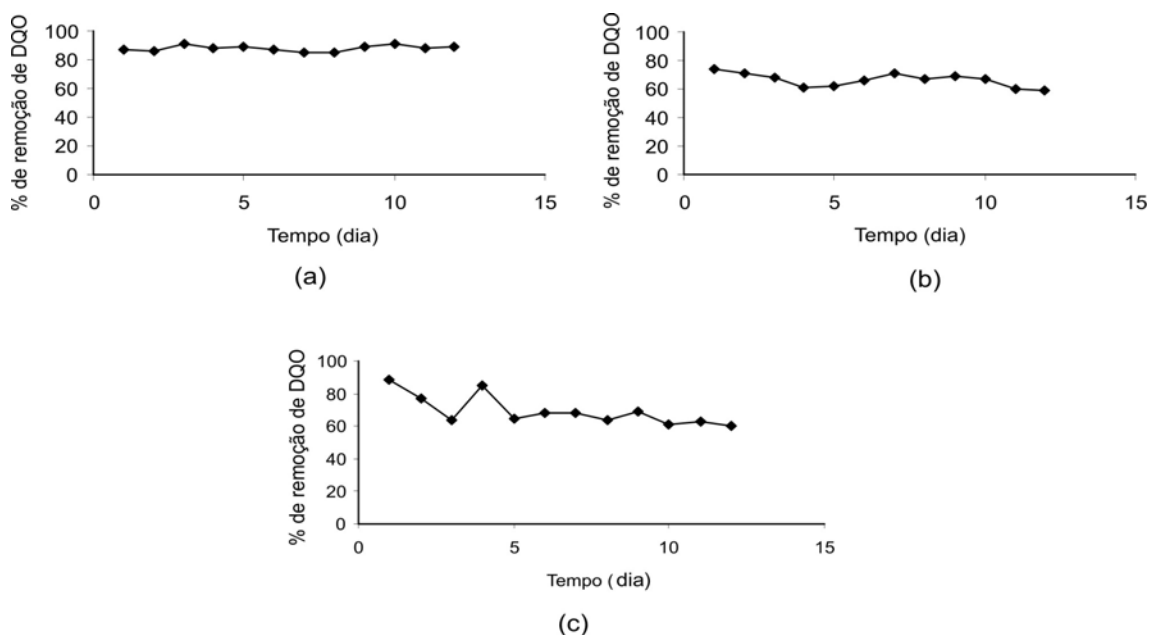


Figura 8 – Porcentagem de remoção de DQO do efluente III tratado no reator filtro anaeróbio, por tempo de operação (Tempo), com vazão de 0,2 mL.min⁻¹ e carga orgânica volumétrica de 3,66 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹ (a), 0,4 mL.min⁻¹ com carga orgânica volumétrica 7,17 DQO.m⁻³.dia⁻¹ (b) e 0,6 mL.min⁻¹ com carga orgânica volumétrica 11,02 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹ (c).

Nas análises estatísticas dos resultados obtidos, observa-se diferença significativa a 5% de probabilidade pelo teste Tukey, entre o tratamento com

vazão $0,2 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$ em relação aos reatores operados com vazões $0,4$ e $0,6 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$, nos parâmetros, DQO, pH e alcalinidade, enquanto para o parâmetro acidez não houve diferença significativa entre as vazões em estudo.

Algumas hipóteses podem estar relacionadas com a baixa eficiência da etapa I. Essas seriam as baixas vazões utilizadas, podendo ter provocado o aparecimento de volumes mortos, onde a degradação não ocorreu. Outra hipótese foi a do filtro anaeróbio não possuir dispositivo de limpeza ao longo de sua altura, o que permitiria a retirada do excesso de sólidos retidos no meio suporte, sendo então necessário um descarte periódico do excesso do lodo.

4.2.2 Etapa II

Neste experimento os efluentes I, II e III com 0, 12,5 e 25 % de soro de queijo, respectivamente, foram tratados por filtros anaeróbios, sob a vazão de $0,2 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$ com conseqüentes cargas orgânicas volumétricas de 1,74, 2,88 e $3,66 \text{ kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$ e tempo de detenção hidráulica de 5,2 dias, cujos resultados estão apresentados na Tabela 12.

De acordo com a Tabela 12, o efluente I apresentou valores de pH, acidez e alcalinidade iguais a, 8,2, $2,41 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $2.435,5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente. Enquanto o efluente II tratado obteve, respectivamente, valores de pH, acidez e alcalinidade iguais a, 8,2, 5,54 e $2.784,69 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, o efluente III tratado resultou em valores de pH, acidez e alcalinidade iguais a, 7,8, 10,32 e $630,21 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente. Se compararmos com o Quadro 9, observa-se que os três efluentes tratados tiveram aumento dos valores de acidez e alcalinidade, e redução do pH nos efluentes I e II, enquanto o pH do efluente III manteve-se inalterado.

Mesmo os efluentes I e II que apresentaram leve acréscimo nos valores de pH, o sistema manteve-se na faixa ótima para o desenvolvimento das bactérias metanogênicas (pH entre 6 e 8).

O processo de neutralização do pH pode ser explicado por Fulford (1988), que afirma que a formação de ácido orgânico no início do processo pode reduzir o pH, fazendo com que as bactérias metanogênicas comecem a transformar os ácidos em produtos gasosos e retorno do pH a um nível próximo da neutralidade, o que possivelmente ocorreu durante este experimento.

Tabela 12 – Caracterização dos efluentes I, II e III após 24 dias de alimentação contínua do filtro anaeróbio sob diferentes vazões, cargas orgânicas e TDHs

Parâmetros	Efluente I		Efluente II		Efluente III	
	Vazão = 0,2 mL.min ⁻¹ , COV = 1,74 kg DQO.m ⁻³ .dia ⁻¹ TDH = 5,2 dias		Vazão = 0,2 mL.min ⁻¹ ; COV = 2,88 kg DQO.m ⁻³ .dia ⁻¹ TDH = 5,2 dias		Vazão = 0,2 mL.min ⁻¹ , COV = 3,66 kg DQO.m ⁻³ .dia ⁻¹ TDH = 5,2 dias	
	Valores	% de remoção	Valores	% de remoção	Valores	% de remoção
DQO (mgO ₂ .L ⁻¹)	1629,60 ± 2071,65	82,05	1786,85 ± 1208,32	88,10	2358,21 ± 1145,31	87,84
pH	8,25 ± 0,30	-	8,20 ± 0,53	-	7,792 ± 0,33	-
Acidez (mg.L ⁻¹)	2,41 ± 1,24	-	5,54 ± 4,25	-	10,32 ± 6,35	-
Alc.Total (mg.L ⁻¹)	2435,5 ± 348	-	2784,69 ± 425,87	-	2100,48 ± 210,02	-
ST (g.L ⁻¹)	2,85 ± 0,06	40,52	3,36 ± 0,10	63,92	5,60 ± 0,28	63,02
STF (g.L ⁻¹)	1,81 ± 0,00	12,02	2,46 ± 0,08	9,40*	3,12 ± 0,18	27,07*
STV (g.L ⁻¹)	1,04 ± 0,07	62,00	0,89 ± 0,18	87,30	2,48 ± 0,46	80,8
SST (g.L ⁻¹)	0,27 ± 0,01	26,23	0,97 ± 0,07	16,81	0,84 ± 0,06	44,81
SSF (g.L ⁻¹)	0,06 ± 0,00	80,33	0,38 ± 0,03	23,32*	0,72 ± 0,04	159,29*
SSV(g.L ⁻¹)	0,21 ± 0,01	244,26*	0,58 ± 0,10	31,30	0,12 ± 0,1	90,42
SDT(g.L ⁻¹)	2,585 ± 0,07	41,69	2,38 ± 0,17	70,71	4,76 ± 0,35	65,07
SDF(g.L ⁻¹)	1,755 ± 0,00	0,17	2,07 ± 0,09	6,56*	2,4 ± 0,18	10,09*
SDV(g.L ⁻¹)	0,83 ± 0,08	68,98	0,30 ± 0,26	95,02	2,36 ± 0,53	79,77
SS (mL.L ⁻¹)	1,6	-*	1,46 ± 0,05	-*	1,2	-*

* Média das duplicatas ± desvio padrão; * Acréscimo.

Observa-se ainda que as porcentagens na remoção de sólidos dos efluentes tratados podem ser visualizadas na Tabela 13. Esta remoção variou entre 0,17 a 95,02 %. Com redução mais acentuada nos três efluentes tratados, nos sólidos totais, sólidos totais voláteis, sólidos suspensos totais, sólidos suspensos voláteis, sólidos dissolvidos totais e sólidos dissolvidos voláteis. Segundo Campos *et al.* (2004), a eficiência na remoção de sólidos presentes nos efluentes é devido a materiais de fácil biodegradação, como proteínas, açúcares, lipídios, entre outros.

Observa-se ainda acréscimo no teor de sólidos totais fixos, sólidos suspensos fixos, sólidos dissolvidos fixos e sólidos sedimentáveis para os reatores operados com o efluente II e III; já no reator operado com efluente I houve acréscimo apenas nos sólidos suspensos voláteis e sólidos sedimentáveis. Estes acréscimos podem ser resultantes do carreamento do lodo do reator ou mesmo da produção de biogás, cujo movimento ascensional das bolhas pode provocar a perda de sólidos.

Nota-se que os efluentes testados nesta etapa foram constituídos de material de fácil degradação, devido aos altos valores de sólidos totais voláteis em relação aos sólidos totais fixos. A eficiência na remoção de sólidos totais voláteis na maioria das vezes foi positiva, o que não ocorreu com os sólidos totais fixos. Segundo Leite (1997), para resíduos com percentuais maiores de sólidos voláteis totais, haverá maior acréscimo na taxa de produção de gás metano, pois os sólidos totais voláteis são constituídos apenas de matéria orgânica.

Os efluentes gerados na saída do reator apresentaram lodo volumoso, com características pobres de sedimentabilidade (flocos de lodo).

As cargas orgânicas de 1,74, 2,88 e 3,66 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹ aplicadas nos filtros anaeróbios apresentaram remoção média de DQO de 82,05, 88,10 e 87,84 %, respectivamente. Observa-se que as taxas de remoção de DQO dos efluentes tratados foram muito próximas. O comportamento da remoção de DQO sob diferentes cargas orgânicas é apresentado na Figura 9.

Resultados semelhantes também foram obtidos por INCE (1998), que utilizou filtro anaeróbio de fluxo ascendente, em escala laboratorial, para tratar efluente de indústria de sorvete com carga orgânica de 6 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹ e obteve porcentagem de remoção de DQO de 85 %.

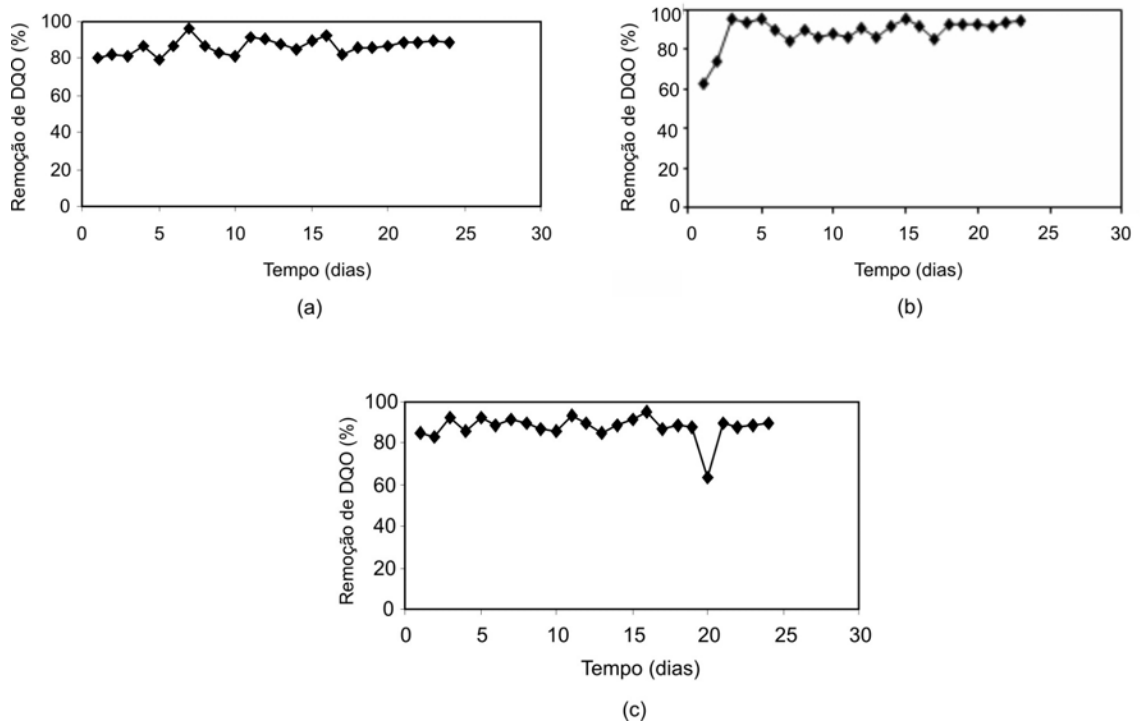


Figura 9 – Porcentagem de remoção de DQO dos efluentes tratados por tempo de operação, com carga orgânica volumétrica de 1,74 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹ (a), 2,88 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹ (b) e 3,6 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹, sob vazão de alimentação de 0,2 mL.min⁻¹ e TDH de 5,2 dias.

Monroy *et al.* (1994) encontraram resultados semelhantes aos do presente trabalho, avaliando filtro anaeróbio em escala-piloto para tratar o efluente de indústria de sorvete com carga orgânica de 5,5 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹ e obteve taxa de remoção de DQO de 75 %.

Outros autores, como Cordoba *et al.* (1988) e Viraraghavan *et al.* (1996), avaliaram a remoção de DQO e o desempenho do filtro anaeróbio para o tratamento de soro de queijo e efluentes de laticínio. Cordoba *et al.* (1988) trataram soro de queijo e avaliaram quatro valores de temperaturas (30, 26, 20 e 16 °C) e obtiveram porcentagem de remoção de DQO máxima de 93 %, à temperatura de 30 °C e carga orgânica volumétrica de 3,0 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹; por outro lado, quando o filtro anaeróbio foi operado com carga orgânica de 2 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹, à temperatura de 16 °C, a porcentagem de remoção foi de 81 %. Viraraghavan *et al.* (1990) trataram efluente de laticínio com três temperaturas (12,5, 21 e 30 °C), TDHs de um a seis dias e cargas orgânicas entre 0,63 a 4,03 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹. Quando o TDH foi de quatro dias e carga orgânica volumétrica de 1,04 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹, observaram que nas

temperaturas de 30, 21 e 12,5 °C houve remoção de DQO de 92, 85 e 78 %, respectivamente, demonstrando que o aumento da temperatura aumenta a porcentagem de remoção de DQO, segundo as condições estudadas.

Omil *et al.* (2003) estudaram a desempenho do filtro anaeróbio no tratamento de efluente de laticínio em escala industrial e observaram que após dois anos de operação, com a carga orgânica de alimentação de 5 a 6 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹, a taxa de remoção de DQO manteve-se acima de 90 %. Os resultados obtidos neste trabalho foram superiores aos dos autores citados.

Nas condições estabelecidas nesta etapa, observa-se que todos os efluentes tratados apresentaram redução de DQO, porém não atingiram todas as conformidades da legislação vigente, Resolução CONAMA (2005) e Deliberativa Normativa COPAM (1986/1998) (BRASIL, 2005)

Os efluentes tratados nesta etapa atenderam às especificações estabelecidas pela legislação, no que se refere ao pH do efluente tratado; todavia, não atenderam à legislação vigente nos parâmetros sólidos sedimentáveis, que deve ser menor que 1 mL.L⁻¹ e nem na porcentagem de remoção de DQO, que deverá ser maior que 90 %.

Por meio da análise estatística dos resultados constatou-se que não houve diferença significativa a 5% de probabilidade entre os efluentes em estudo, em relação às variáveis DQO e acidez; entretanto, observa-se que houve diferença significativa nos parâmetros pH e alcalinidade.

4.2.3. Etapa III

Nesta etapa do experimento, o efluente III (meio sintético com 25 % de soro de queijo) foi tratado através do sistema combinado de dois filtros anaeróbios em série. Os reatores em série foram operados por um período de 12 dias, com vazão de 0,2, 0,4 e 0,6 mL.min⁻¹, e conseqüentes tempos de detenção hidráulica de 10,4, 5,2 e 3,46 dias e cargas orgânicas volumétricas de 1,86, 3,72 e 5,6 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹, cujos resultados são apresentados nas Tabelas 13, 14 e 15.

Tabela 13 – Caracterização do efluente III após 12 dias de alimentação contínua do filtro anaeróbio em série, com vazão de 0,2 mL.min⁻¹, carga orgânica volumétrica de 1,86 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹ e TDH de 10,4 dias

Parâmetros	Reator 1	% de Remoção (Reator 1)	Reator 2	% de Remoção (Reator 2)
DQO (mg O ₂ .L ⁻¹)	1332,75 ± 612,82	89,0	1207,92 ± 314,17	93,77
pH	7,75 ± 0,67	-	8,34 ± 0,26	-
Acidez (mg.L ⁻¹)	11,89 ± 10,06	-	5,94 ± 0,1	-
Alcalinidade (mg.L ⁻¹)	2581,52 ± 502,14	-	2762,55 ± 125,08	-
ST (g.L ⁻¹)	4,055 ± 0,24	73,25	3,715 ± 0,12	75,5
STF (g.L ⁻¹)	2,18 ± 0,02	11,18	2,23 ± 0,09	9,35
STV (g.L ⁻¹)	1,87 ± 0,22	85,5	1,48 ± 0,02	88,5
SST (g.L ⁻¹)	0,26 ± 0,10	82,71	0,35 ± 0,02	76,84
SSF (g.L ⁻¹)	0,12 ± 0,11	57,14	0,18 ± 0	35,71
SSV(g.L ⁻¹)	0,29 ± 0,01	76,85	0,35 ± 0,04	72,07
SDT(g.L ⁻¹)	3,79 ± 0,14	72,19	3,36 ± 0,14	75,34
SDF(g.L ⁻¹)	2,06 ± 0,09	5,28	2,05 ± 0,09	5,96
SDV(g.L ⁻¹)	1,58 ± 0,24	86,45	1,13 ± 0,06	90,27
SS (mL.L ⁻¹)	1,2 ± 0	1100*	0,4 ± 0	300,00*

* Média das duplicatas ± desvio padrão; * Acréscimo.

Pode-se observar aumento no pH em todas as vazões utilizadas, ao comparar o reator 1 e 2, conforme as Tabelas 13, 14 e 15. Na vazão de alimentação 0,2 mL.min⁻¹ (Tabela 13), os reatores 1 e 2 apresentaram valores de pH iguais a 7,7 e 8,3, respectivamente. Quando os mesmos foram operados com a vazão de 0,4 mL.min⁻¹ (Tabela 14) obtiveram valores de pH iguais a 5,2 (reator 1) e 7,5 (reator 2). Para vazão de alimentação 0,6 mL.min⁻¹ (Tabela 15) os valores de pH foram iguais a 5,2 (reator 1) e 7,1 (reator 2).

Os valores dos pHs observados nas vazões 0,4 e 0,6 mL.min⁻¹ no reator 1 caracterizam o processo de digestão anaeróbia incompleto. A redução do pH indica que houve maior atuação de bactérias acetogênicas. A continuidade do processo no reator 2 permite o aumento do pH para valores nos quais as bactérias metanogênicas podem atuar de forma satisfatória, entre 6,3 e 7,8.

Tabela 14 – Caracterização do efluente III após 12 dias de alimentação contínua do filtro anaeróbio em série, $0,4 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$, com carga orgânica volumétrica de $3,72 \text{ kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$ e TDH de 5,2 dias.

Parâmetros	Reator 1	% de Remoção (Reator 1)	Reator 2	% de Remoção (Reator 2)
DQO ($\text{mg O}_2\cdot\text{L}^{-1}$)	$5808 \pm 431,09$	70,05	$1575,08 \pm 93,15$	91,87
pH	$5,22 \pm 0,16$		$7,51 \pm 0,34$	-
Acidez ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	$103,69 \pm 18,27$	-	$14,05 \pm 4,57$	-
Alcalinidade ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	$1108,08 \pm 52,63$	-	$2299,2 \pm 61,45$	-
ST ($\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$)	$6,03 \pm 0,34$	60,19	$4,27 \pm 0,01$	71,83
STF ($\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$)	$2,69 \pm 0,02$	9,55*	$2,86 \pm 1,36$	16,46*
STV ($\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$)	$3,34 \pm 0,33$	74,14	$1,40 \pm 1,35$	89,12
SST ($\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$)	$1,67 \pm 0,60$	8,94*	$0,44 \pm 0,08$	71,3
SSF ($\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$)	$0,25 \pm 0,09$	10,71	$0,16 \pm 0,05$	42,86
SSV ($\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$)	$1,42 \pm 0,50$	13,33*	$0,28 \pm 0,02$	77,65
SDT ($\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$)	$4,36 \pm 0,26$	67,96	$3,83 \pm 0,09$	71,89
SDF ($\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$)	$2,44 \pm 0,09$	12,16*	$2,70 \pm 1,42$	24,08*
SDV ($\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$)	$1,92 \pm 0,16$	83,54	$1,12 \pm 1,32$	90,35
SS ($\text{mL}\cdot\text{L}^{-1}$)	$1,1 \pm 0,14$	1000*	$0,9 \pm 0,14$	800*

* Média das duplicatas \pm desvio padrão; * Acréscimo.

Observa-se que houve aumento de alcalinidade e redução de acidez, comparando-se os reatores 1 e 2 nas três vazões utilizadas, que denota que o sistema em série possui capacidade de tamponamento (capacidade de neutralizar ácidos).

Verifica-se que todos os parâmetros de sólidos avaliados no sistema operado com a vazão de $0,2 \text{ mL/L}$, na descarga do reator 2, resultaram em redução variando entre 5,96 a 95,3%. Os sistemas operados com vazão de $0,4$ e $0,6 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$ apresentaram redução de sólidos totais, sólidos totais voláteis, sólidos suspensos totais, sólidos suspensos fixos, sólidos suspensos voláteis, sólidos dissolvidos totais e voláteis, tanto para o reator 1 quanto para o reator 2. Nestes mesmos efluentes tratados houve acréscimo de sólidos totais fixos e sólidos dissolvidos fixos, indicando que o sistema não foi eficiente na remoção de compostos inorgânicos, sais e óxidos solúveis e houve arraste de lodo.

Tabela 15 – Caracterização do efluente III após 12 dias de alimentação contínua do filtro anaeróbio em série, com vazão de mL.min⁻¹., com carga orgânica volumétrica 5,60 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹ e TDH de 3,46 dias.

Parâmetros	Reator 1	% de Remoção (Reator 1)	Reator 2	% de Remoção (Reator 2)
DQO (mg O ₂ .L ⁻¹)	5611,9 ± 591,81	71,06	2826,5 ± 418,33	85,43
pH	5,195 ± 0,27	-	7,10 ± 0,19	-
Acidez (mg.L ⁻¹)	134,18 ± 45,78	-	22,44 ± 10,85	-
Alcalinidade (mg.L ⁻¹)	659,30 ± 52,21	-	1602,27 ± 258,59	-
ST (g.L ⁻¹)	5,96 ± 0,01	60,65	4,70 ± 0,19	68,96
STF (g.L ⁻¹)	2,63 ± 0,08	6,91*	2,75 ± 0,19	11,99*
STV (g.L ⁻¹)	3,33 ± 0,07	74,18	1,95 ± 0,38	84,90
SST (g.L ⁻¹)	1,11 ± 0,07	27,6	0,62 ± 0,08	59,55
SSF (g.L ⁻¹)	0,09 ± 0,04	67,86	0,02 ± 0,25	92,86
SSV(g.L ⁻¹)	1,02 ± 0,11	18,6	0,6 ± 0,16	52,11
SDT(g.L ⁻¹)	4,85 ± 0,06	64,37	4,08 ± 0,10	70,02
SDF(g.L ⁻¹)	2,54 ± 0,12	16,51*	2,73 ± 0,44	25,46*
SDV(g.L ⁻¹)	2,31 ± 0,19	80,15	1,35 ± 0,55	88,42
SS (mL.L ⁻¹)	1,4	1300,00	1,2	1.100*

* Média das duplicatas ± desvio padrão; * Acréscimo.

O perfil da remoção de DQO sob diferentes cargas orgânicas volumétricas durante o período de operação está apresentado na Figura 9.

Na vazão de alimentação 0,2 mL.min⁻¹, os reatores 1 e 2 apresentaram valores de porcentagem de remoção de DQO iguais a 93,13% e 93,77 %, respectivamente. Nos reatores operados com vazão de 0,4 mL.min⁻¹, os valores de porcentagem de remoção de DQO foram iguais a 70,05 % (reator 1) e 91,74 % (reator 2). Para vazão de alimentação 0,6 mL.min⁻¹, os valores de remoção de DQO foram iguais a 71,06 % (reator 1) e 85,43 % (reator 2). Estes valores indicam que o aumento da superfície de contato do efluente com o biofilme formado no meio suporte, proporcionou aumento da porcentagem de remoção de DQO.

Para vazão de 0,2 mL.min⁻¹, ou seja, com a menor carga orgânica volumétrica, apenas o reator I já foi suficiente, pois alcançou porcentagem de remoção de DQO acima de 90 %; isso, provavelmente ocorreu devido à baixa

carga orgânica volumétrica, que permitiu porcentagem de remoção mais elevada, o que pode ser comprovado pelo valor de pH no reator 1 que foi em torno de 7,7, enquanto para os fluxos 0,4 e 0,6 mL.min⁻¹ onde as cargas orgânicas volumétricas foram mais elevadas, não permitiram digestão anaeróbia eficiente, pois alcançaram porcentagens de remoção abaixo de 71 %, que pode ser observada pelos valores de pH mais reduzidos (entre 5,1e 5,2). Assim, a digestão anaeróbia foi completada no segundo reator, e que denotou aumento dos valores de pH, indicando presença de bactérias metanogênicas e, conseqüentemente, aumento na remoção de DQO do efluente estudado.

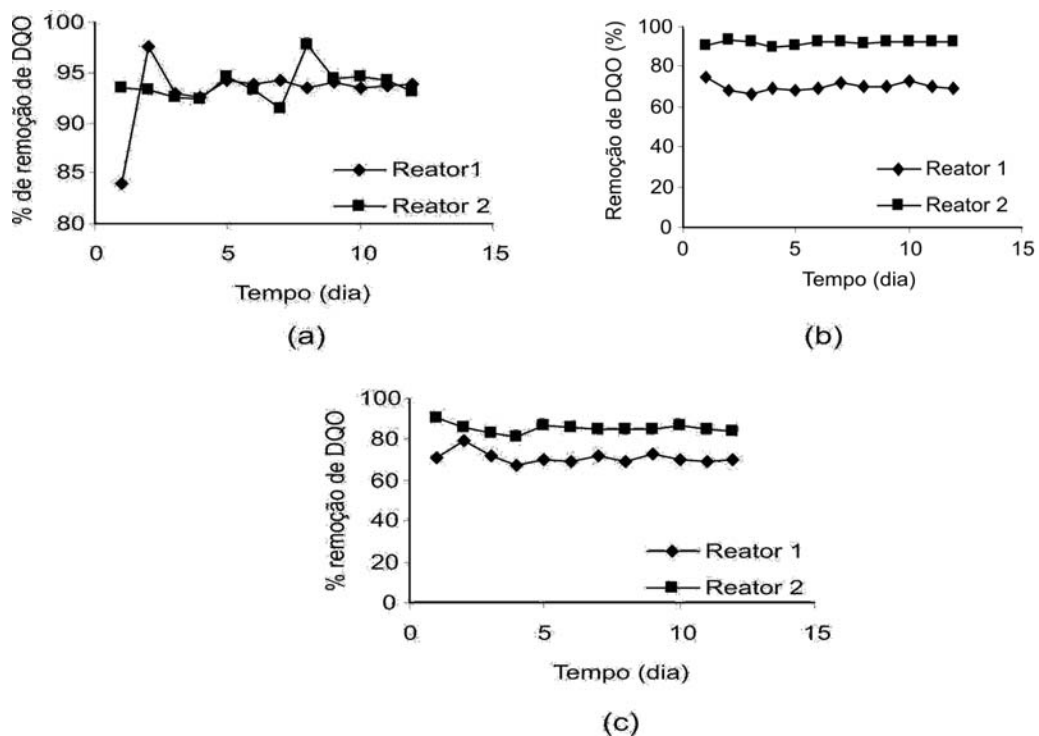


Figura 10 – Porcentagem de remoção de DQO do efluente III tratado, no reator filtro anaeróbio em série, por tempo de operação (Tempo), com vazão de 0,2 mL.min⁻¹, carga orgânica volumétrica de 1,86 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹ e TDH de 10,4 dias (a) vazão de 0,4mL.min⁻¹, carga orgânica volumétrica de 3,72 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹ e TDH de 5,2 dias (b), e vazão de 0,6 mL.min⁻¹, carga orgânica volumétrica 5,60 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹ e TDH de 3,46 dias (c).

Comparando as vazões testadas com a taxa de remoção de DQO do filtro anaeróbio em série, observa-se que o aumento da vazão de alimentação de 0,2 até 0,6 mL.min⁻¹ na descarga do reator 2, proporcionou decréscimo do percentual de remoção de DQO do efluente. A porcentagem de redução de DQO no segundo reator para as vazões 0,2, 0,4 e 0,6 mL.min⁻¹ foram iguais a 93,77, 91,74 e 85,43%, respectivamente.

Ao comparar os dados obtidos nos reatores I desta etapa com a etapa I, sob as mesmas condições de carga orgânica, vazão e TDH, pode-se observar que os resultados nesta etapa foram melhores, pois apresentou valores de porcentagem de remoção de DQO superiores à etapa I. Nesta etapa, os reatores operavam há 75 dias, o que pode significar sistema estável, e apresentou maior fixação de biomassa.

Os efluentes tratados nesta etapa, sob vazões de alimentação de 0,2 e 0,4 mL.min⁻¹, atenderam as especificações da legislação (Resolução CONAMA, 2005 e Deliberativa Normativa COPAM, 1986/1998), no que se refere à remoção de DQO (\geq a 90%), pH (5 a 9) e sólidos sedimentáveis (\leq 1 mL.L⁻¹). No entanto, para o efluente tratado sob vazão de alimentação 0,6 mL.min⁻¹ só atendeu à legislação vigente no parâmetro pH.

Por meio da análise estatística dos resultados obtidos constatou-se que não houve diferença significativa a 5 % de probabilidade pelo teste Tukey, no sistema combinado em série com vazão de 0,2 mL.min⁻¹, comparando a descarga dos reatores 1 e 2, em relação às variáveis DQO, acidez, alcalinidade e pH.

Constatou-se ainda que houve diferença no sistema combinado em série com vazão de 0,4 e 0,6 mL.min⁻¹, comparando a descarga dos reatores 1 e 2, em relação às variáveis DQO, pH, acidez e alcalinidade.

Por meio das análises estatísticas pode-se observar que houve diferença a 5 % de probabilidade pelo teste Tukey no sistema combinado em série, comparando as descargas dos reatores 2, sob diferentes vazões em relação às variáveis DQO, pH.

4.3. Efeito da carga orgânica volumétrica na porcentagem de remoção de DQO

Observa-se que na Figura 11 a etapa II apresentou tendência de aumento das porcentagens de remoção de DQO, quando os reatores foram operados com cargas orgânicas volumétricas até 3,66 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹, operando somente com a vazão 0,2 mL.min⁻¹ TDH de 5,2 dias. Na etapa I, apresentou tendência de decréscimo nas porcentagens de remoção de DQO, quando os reatores foram operados com cargas orgânicas volumétricas acima de 3,66 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹, sob diferentes vazões (0,2, 0,4 e 0,6 mL.min⁻¹) e, conseqüentemente, diferentes TDHs (5,2, 2,6 e 1,73 dias). Enquanto na etapa III apresentou tendência de decréscimo das porcentagens de remoção de DQO, quando os reatores foram operados com cargas orgânicas volumétricas até 5,6 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹, sob diferentes vazões (0,2, 0,4 e 0,6 mL.min⁻¹) e, conseqüentemente, diferentes TDHs (10,4, 5,2 e 3,46 dias). Os valores de TDHs da etapa III foram maiores que a etapa I, pois houve aumento do volume global do reator.

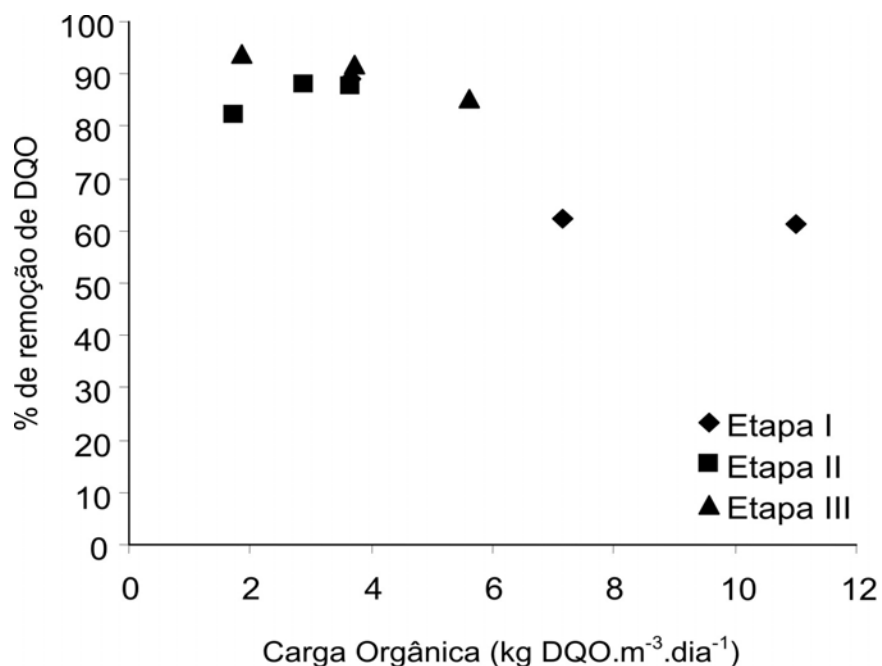


Figura 11 – Porcentagem de remoção de DQO no filtro anaeróbio em diferentes cargas orgânicas volumétricas das etapas I, II e III.

5. CONCLUSÕES

Observou-se que os efluentes sintéticos I, II e III apresentaram valores de DQO crescentes (9.080, 15.013 e 19.393 mg O₂ .L⁻¹), indicando que o aumento da porcentagem de soro de queijo no meio sintético, provoca aumento de DQO. Os efluentes estudados possuem alto potencial poluente e alta biodegradabilidade devido a sua composição, sendo susceptível ao tratamento anaeróbio.

Para as condições operacionais avaliadas neste estudo, o reator filtro anaeróbio de fluxo ascendente apresentou, em todas as etapas, reduções de DQO.

Na etapa I, observou-se que com o aumento da vazão de alimentação houve redução dos percentuais de remoção de DQO. Comparando as vazões testadas com a taxa de remoção de DQO do filtro anaeróbio, observa-se que o aumento da vazão de alimentação de 0,2 até 0,6 mL.min⁻¹ e das respectivas cargas orgânicas volumétricas de 3,66 até 11,02 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹, proporcionaram decréscimo do percentual de remoção de DQO do efluente, variando de 89 a 61, 4%.

Na etapa II, o reator filtro anaeróbio apresentou remoção de DQO variando de 82 a 88 % dos efluentes estudados. Constatou-se também que os reatores operados com cargas orgânicas volumétricas menores que 3,66 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹ não aumentaram expressivamente a porcentagem de remoção de DQO.

Na etapa III, os reatores foram conectados em série sob diferentes condições de vazões (0,2, 0,4, 0,6 mL.min⁻¹) e, conseqüentemente, com diferentes cargas orgânicas, apresentaram porcentagens de remoção de DQO crescente ao comparar os reatores 1 com os reatores 2, indicando que o aumento da superfície de contato do efluente com o biofilme formado no meio suporte, proporcionou aumento da porcentagem de remoção de DQO.

Os resultados obtidos neste trabalho sugerem que o filtro anaeróbio poderá ser utilizado para auxiliar um outro sistema, já que, como sistema isolado nas condições estudadas, apresentou eficiência limitada mesmo com baixas vazões de alimentação.

RERERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALMEIDA, E.; ASSALIN, M. R.; ROSA, M. A. Tratamento de efluentes industriais por processos oxidativos na presença de ozônio. **Química Nova**, v. 27, n. 5, p. 818-824, 2004.

ANDRADE NETO, C. O.; HAANDEL, A. V.; MELO, H. N. S. O Uso do filtro anaeróbio para pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios no Brasil. In: SIMPÓSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 10. Braga, Portugal. **Anais...** Braga-Portugal, 2002.

APHA (American Public Health Association); AWWA (American Water and Wastewater Association); WPCF (Water Pollution Control Federation). **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 19. ed. Washington-DC: APHA, 1995.

BITTON, G. **Wastewater microbiology**. New York: Wiley-Lyss, 1994. p. 478.

BODIK, I.; HERDOVÁ, B.; DRTIL, M. The use of upflow anaerobic filter and AnSBR for wastewater treatment at ambient temperature. **Water Research**, p. 1084-1088, 2002.

BORTOLI, J. R. M. **Tecnologia em gerenciamento ambiental** Medianeira: Paraná, 2006. p. 1.

BRAILE, P. M. Tratamento de despejos de laticínios. In: **Manual de tratamento de águas residuárias industriais**. São Paulo: CETESB/FESB, 1971.

BRASIL – Resolução CONAMA nº 357, de 17 de março de 2005, publicada no DOU nº 53, de 18 de março de 2005, Seção 1, p. 58-63.

BRIÃO, V. B.; TAVARES, C. R. G. Geração de efluentes na indústria de laticínios: atitudes preventivas e oportunidades. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 23., ABES – **Anais...** Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2002. p. 2.

BRIÃO, V. B. **Estudo de prevenção à poluição em uma indústria de laticínios**. Maringá, 2000. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Estadual de Maringá, Maringá, 2000.

CAMPOS, C. M. M, LUIZ F. A. R; BOTELHO, C. G; DAMASCENO L.H.S. Avaliação da eficiência do Reator UASB Tratando Efluente De Laticínio Sob Diferentes Cargas Orgânicas. **Ciência Agrotécnica**, Lavras-MG, v. 28, n. 6, p. 1376-1384, 2004.

CAMPOS, C. M. M. **Apostila - reatores anaeróbios de última geração**. Lavras: UFLA, 1998. p. 59.

CARVALHO, B. M. A.; CARVALHO, L. M.; ALCÂNTRA L. A. P.; BONOMO, R.C.F. Métodos de detecção de fraude em leite por adição de soro de queijo. **Revista Eletrônica de Veterinária**, v. 7, n. 6, 2007.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios**. Belo Horizonte: DESA/UFMG, 2006. p. 246.

COPAM. **Legislação ambiental**. 3. ed. Belo Horizonte: Imprensa Oficial, 1986. 183 p.

FONTOURA, D. V. R. **Contribuição a modelagem do reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHFL) para tratamento de águas residuárias**. 2002. 110 p. Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2002.

FREIRE, R. S.; PELEGRINI, R.; KUBOTA L. T.; DURAN, N. Novas tendências para o tratamento de resíduos industriais contendo espécies organocloradas. **Química Nova**, São Paulo, v. 23, n. 4, p. 504-511, 2000.

FULFORD, D. **Running a biogás program: a handbook**. London: Intermediate Technology, 1988. 187 p.

GANNOUN, H.; KHELIFI, E.; BOUALLAGUI, H.; TOUHAMI, Y.; HAMDY, M. Ecological clarification of cheese whey prior to anaerobic digestion in upflow anaerobic filter. **Bioresource Technology**, 2008 (no prelo).

GARCIA-MORALES, J. L.; ROMERO, L. I.; SALES, D. Influence of operational conditions on the specific activity of an anaerobic filter. **World Congress Anaerobic Digestion**, v. 2, p. 261-263, 2001.

GIROTO, J. M.; PAWLOWSKY, U. O soro de leite e as alternativas para o seu beneficiamento. **Brasil Alimentos**, n. 1, p. 43-44, 2001.

GONÇALVES, R. F.; CHERNICHARO, C. A.; ANDRADE NETO, C. O.; ALEM SOBRINHO, P.; KATO, M. T.; COSTA, R. H. R.; AISSE, M. M.; ZAIAT, M.; HAYES, P. R. **Food Microbiology and Hygiene**. 2. ed. London: Chapman e Hall, 1995. 516 p.

GURGEL, R. M. M.; SILVA, P. C.; FREIRE, V. H. Controle ambiental em indústrias de laticínio. **Brasil Alimentos**, n. 7, p. 35, 2001.

HAYES, P. R. **Food microbiology and hygiene**. 2. ed. London: Chapman e Hall, 1995. p. 516.

HOLSINGER, V. H.; POSATI, L. P.; DEVILBISS, E. D. Whey beverages: a review. **Journal of Dairy Science**, v. 57, p. 849-859, 1974.

IMHOFF, K. R. **Manual de tratamento de águas residuárias**. São Paulo: Edgard Blücher Ltda., 1986. p. 301.

INCE, O. Potential energy production from anaerobic digestion of dairy wastewater. **Journal Environment Science Health Part**, p. 1219-1228, 1998.

JORDÃO, E. P.; PESSÔA, C. A. **Tratamentos de esgotos domésticos**. 4. ed. Rio de Janeiro, 2005. p. 424, 461.

KOSIKOWSKI, F. U. Greater utilization of whey powder for human consumption and nutrition. **Journal of Dairy Science**, v. 50, n. 8, p. 1343-1345, 1967.

KOSIKOWSKI, F. U. Whey utilization and whey products. **Journal of Dairy Science**, v. 62, p. 49-60, 1979.

LEITE, V. D. **Processo de tratamento anaeróbio de resíduos sólidos urbanos inoculados com lodo de esgoto industrial**. 1997. 250 f. Tese (Doutorado) – Universidade de São Paulo, São Carlos, 1997.

LETTINGA, G.; HULSHOF POL, L. W.; ZEEMAN, G. **Biological wastewater treatment: anaerobic wastewater treatment**. Lectures Notes. Wageningen: Wageningen Agricultural University, 1996.

LÓPEZ-FIUZA, J.; BUYS, B.; MOSQUERA-CORRAL, A.; OMIL, F.; MÉNDEZ, R. Toxic effects exerted on methanogenic, nitrifying and denitrifying bacteria by chemicals used in a milk analysis laboratory. **Enzyme and Microbial Technology**, v. 31, p. 976-985, 2002.

MACHADO R. M. G.; SILVA, P. C. M.; CASSEB, M. S.; PRINCE, A. A.; FREIRE, V. H. Sistemas de tratamento utilizados para efluentes líquidos de laticínios. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 20., 1999. **Anais...** ABES - Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 1999. p. 386.

MACHADO, R. M. G *et al.* **Alternativas tecnológicas para o controle ambiental em pequenas e médias indústrias de laticínios**. Disponível em: <<http://www.cepis.ops-oms.org/residuossolidos>>. Acesso em: 2 maio 2008.

MACHADO, R. M. G.; FREIRE, V. H.; SILVA, P. C.; FIGUERÊDO, D. V.; FERREIRA, P. E. **Controle ambiental nas pequenas e médias indústrias de laticínios**. Belo Horizonte: Projeto Minas Ambiente, 2001. p. 224.

MATOS, A. T. **Curso sobre tratamento de resíduos agroindustriais**. Fundação Estadual do Meio Ambiente, 2005. Disponível em: <<http://www.ufv.br/dec/simea/apresentacoes/CursoMatosFEAM2005.pdf>>. Acesso em: 2 maio 2008.

MEES, J. B. R. **Tratamento de resíduos líquidos I**. Tecnologia em Gerenciamento Ambiental, Ministério da Educação, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Campus Medianeira, 2006. p. 7-21. Disponível em: <<http://www.md.utfpr.edu.br/Intranet/professores/adm/download/apostilas/131513.pdf>>. Último acesso: 13 /05/2008.

MENDEZ R.; BLAZQUEZ, R.; LORENZO, F.; LEMA, J. M. Anaerobic treatment of cheese whey: start-up and operation. **Water Science Technology**, p. 1857-1860, 1989.

MILKPOINT 2007. **Importações brasileira de lácteos**. Disponível em: <<http://www.milkpoint.com.br/estatisticas/Importacoes.Brasileiras.htm>>. Acesso em: 15 abr. 08.

MONROY, O.; JOHNSON, K. A.; WHEATLEY, A. D.; HAWKES, F.; CAINE, M. The anaerobic filtration of dairy waste: results of a pilot trial. **Bioresource Technology**, p. 243-251, 1994.

NASCIMENTO, R. A. **Desempenho de reator anaeróbio de manta de lodo utilizando efluentes líquidos de indústria alimentícias**. 1996. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Faculdade de Engenharia Civil, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1996.

NELSON, F.E.; BROWN, W. Corrosion whey utilization in fruit juice drinks. **Journal of Dairy Science**, v. 52, n. 6, p. 901, 1969.

NETO, C. O. A.; PEREIRA, M. G.; MELO, H. N. S. Materiais alternativos para enchimento de filtros anaeróbios: conduíte cortado e tijolo cerâmico vazado. In: **Oficina e Seminário Latino-Americano de Digestão Anaeróbia**, UFPE, v. 1. p. 28-35, 2000.

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**, p. 4099-4108, 2003.

OLMI, V. R. **Desempenho de sistemas anaeróbios de alta taxa no tratamento de efluente gerado em unidade de criação de suínos.** Dissertação (Mestrado em Ciência e Tecnologia de Alimentos) – Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, 2002.

PAULA JUNIOR, D. R.; FORESTI, E. **Sulfide toxicity on a UASB reactor.** Padua: World-Wide Symposium, 1995.

PASSIG, F. H.; BLUNDI, C. E. Filtro anaeróbio de fluxo ascendente: uma nova concepção. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, ABES – Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, **Anais...** 2002. p. 273-283.

PAYRAUDEAU, M.; PAFONNIE, C.; GOUSAILLES, M. Tertiary nitrification in an upflow biofilter on floating media: influence of temperature en COD load. **Water Science and Technology**, London, v. 41, n. 4-5, p. 21-27, 2000.

PUÑAL, A., MENDEZ, R.J., LEMA, J. M. Characterization and comparison of biomasses from single- and multi-fed upflow anaerobic filters **Bioresource Technology**, p. 293-300,1999.

RAJESHWARI chg.; BAKRISHNAM, M.; KANSAL, A.; LATA, K.; KISHORE, V. V. N. State of the art of anaerobic digestion technology for industrial waster treatment. **Renewable e Sustainable Energy Reviews**, v. 4, p. 135-156, 2000.

REVILLION, J. P.; BRANDELLI, A.; AYUB, M. A. Z. Production of yeast extracts from whey for food use: market and technical considerations. **Ci. e Tecnol. Aliment.**, Campinas, v. 20, n. 2, 2000.

SAS – STATISTICAL ANALYSIS SYSTEM, versão 9.1. The SAS Institute, Cary, NC, 1999.

SILVA, M. S. O. A. **Análises físico-químicas para controle de estações de tratamento de esgotos.** São Paulo: CETESB, 1997. p. 226.

SILVEIRA, W. B. **Produção de etanol em permeado de queijo por *kluveromyces marxianus* UFV-3.** 2004. Dissertação (Mestrado em Ciência e Tecnologia de Alimentos) – Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, 2004.

STRYDOM, J. P.; BRITZ, T. J.; MOSTERT, J. F. Two-phase anaerobic digestion of three different dairy effluents using a hybrid bioreactor. **Water SA**, v. 23, n. 2, p. 151-155, 1997.

TIMOFIECSYK, F. R. *et al.* Minimização de resíduos em indústria de alimentos. **Boletim do Centro de Pesquisa e Processamento de Alimentos**, v. 18, p. 221-235, 2000.

VAN DER MERWE, M.; BRITZ, T. J. Anaerobic digestions of baker's yeast factory effluent using an anaerobic filter and a hybrid digester. **Bioresource Technology**, p. 169-1993, 1993.

VAN DEN BERG, L.; KENNEDY, K. J. Dairy waste treatment with anaerobic stationary fixed film reactors. **Water Science Technology**, p. 359-68, 1983.

VAN DEN BERG, L.; KENNEDY, K. J. **Dairy waste treatment with anaerobic stationary fixed film reactors**. Design of anaerobic processes for the treatment of industrial and municipal wastes. Pennsylvania: Technomic Publishing Company, 1992. p. 89-96.

VAN HAANDEL, A. C.; LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos: um manual para regiões de clima quente**. Campina Grande, 1994. p. 208.

VIRARAGHAVAN, T.; KIKKERI, S. R. Dairy wastewater treatment using anaerobic filters. **Can. Agric. Eng.**, 1991. p. 143149.

VIRARAGHAVAN, T.; KIKKERI, S. R. Effect of temperature on anaerobic filter treatment of dairy wastewater. **Water Science Technologic**, 1990. p. 191-198.

VIRARAGHAVAN, T.; VARADARAJAN, R. Low-temperature kinetics of anaerobic-filter wastewater treatment. **Bioresource Technology**, 1996. p. 165-171.

VON SPERLING, M. Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos. In: ____ (Ed.). **Princípios de tratamento biológico de águas residuárias**. Vol. 1, Belo Horizonte: DESA-UFMG, 2005.

VON SPERLING, M. Princípios básicos do tratamento de esgotos. In: ____ (Ed.). **Princípios de tratamento biológico de águas residuárias**. Vol. 2, Belo Horizonte: DESA-UFMG, 2005.

YOUNG, J. C.; YANG, B. **Design considerations for full-scale anaerobic filters**. Fayetteville: University of Arkansas, 1989. 27 p.

YU, H. Q.; TAY, J. H; FANG, H. H. P. The role of calcium in sludge granulation during UASB reactor start-up. **Water Research**, v. 35, n. 4, p. 1052-1060, 2001.

ANEXOS

ANEXO A

ETAPA I

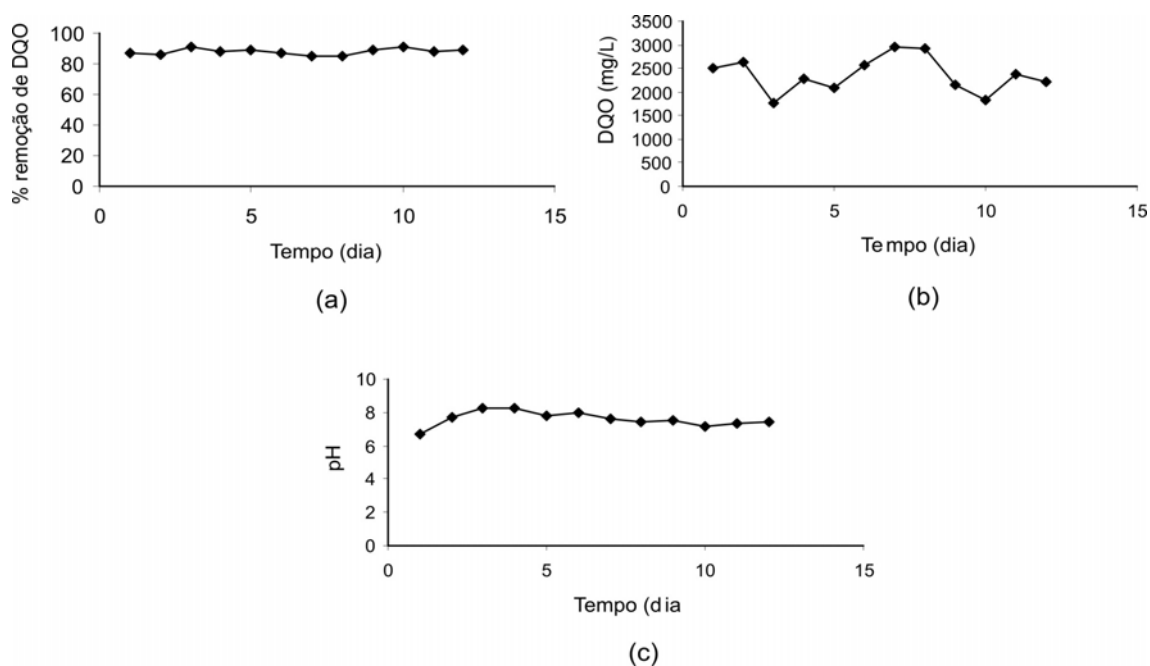


Figura 1A – Porcentagem de remoção de DQO (a), DQO (b), pH (c) do efluente III tratado, no reator filtro anaeróbio por tempo de operação (Tempo), com vazão de $0,2 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$, carga orgânica volumétrica de $3,66 \text{ kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$ e TDH de 5,2 dias.

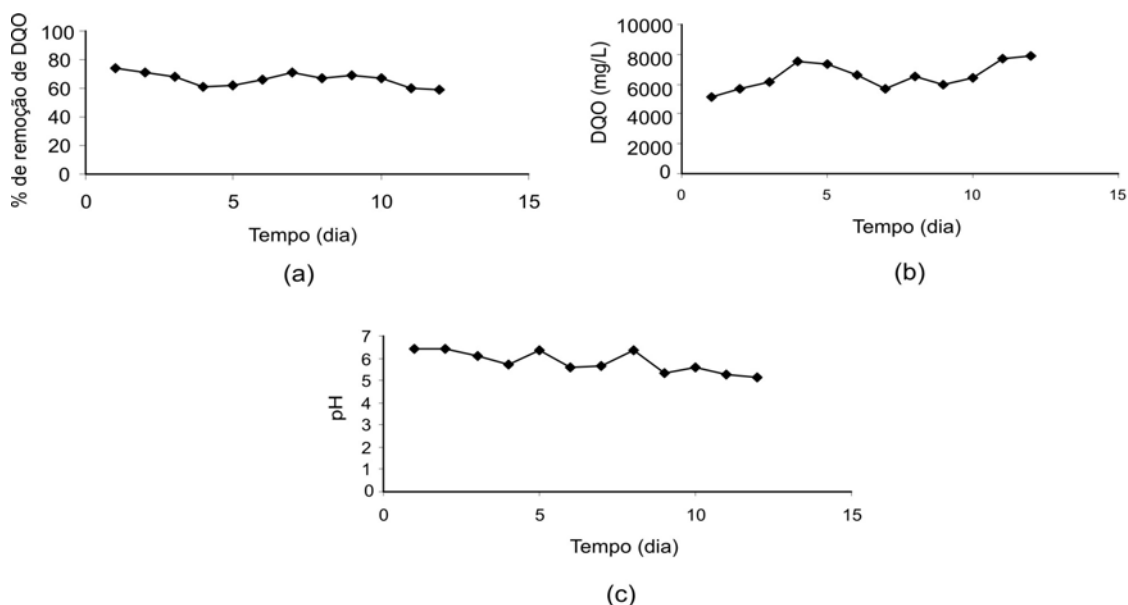


Figura 2A – Porcentagem de remoção de DQO (a), DQO (b), pH (c) do efluente III tratado, no reator filtro anaeróbio por tempo de operação (Tempo), com vazão de $0,4 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$, carga orgânica volumétrica de $7,17 \text{ kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$ e TDH de 2,6 dias.

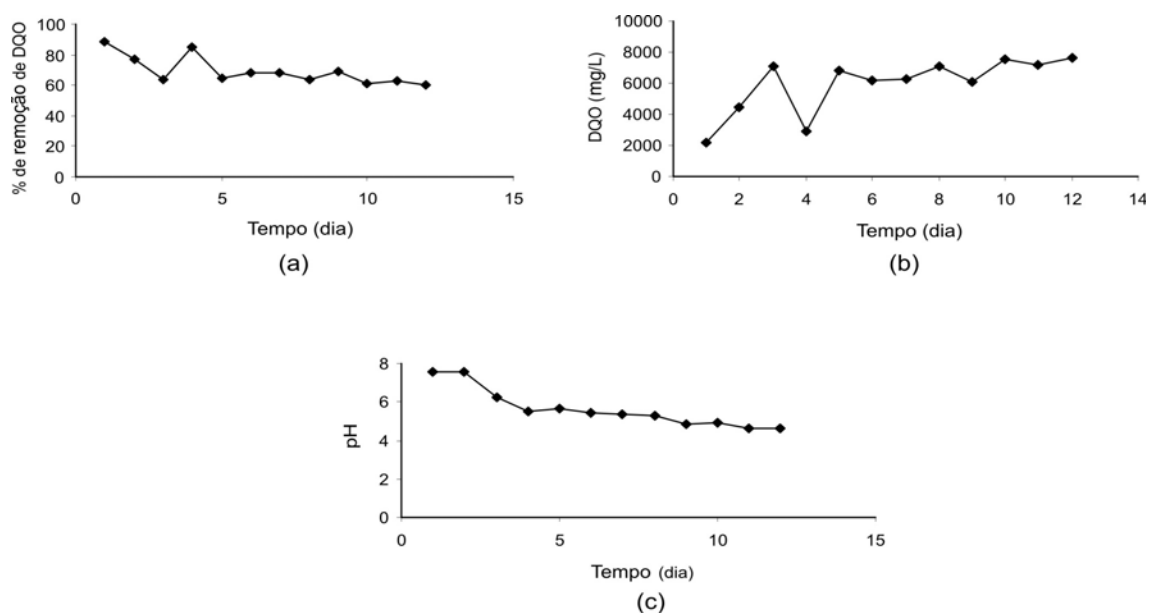


Figura 3A – Porcentagem de remoção de DQO (a), DQO (b), pH (c) do efluente III tratado, no reator filtro anaeróbio por tempo de operação (tempo), com vazão de $0,6 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$, carga orgânica volumétrica de $11,02 \text{ kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$ e TDH de 1,73 dia.

Tabela 1A – Teste de média (Tukey) da etapa I, comparando três vazões, em função da DQO

Vazão ($\text{mL}\cdot\text{min}^{-1}$)	COV ($\text{kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$)	Média	Número de Observações (Dias)	Tukey
0,2	3,66	2.137,78	12	a
0,4	7,17	7.320,22	12	b
0,6	11,02	7.478,00	12	b

Média com letras iguais são significativamente equivalentes.

Tabela 2A – Teste de média (Tukey) da etapa I, comparando três vazões, em função do pH

Vazão ($\text{mL}\cdot\text{min}^{-1}$)	COV ($\text{kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$)	Média	Número de Observações (Dias)	Tukey
0,2	3,66	7,6133	12	a
0,4	7,17	5,8292	12	b
0,6	11,02	5,6342	12	b

Média com letras iguais são significativamente equivalentes.

ANEXO B

ETAPA II

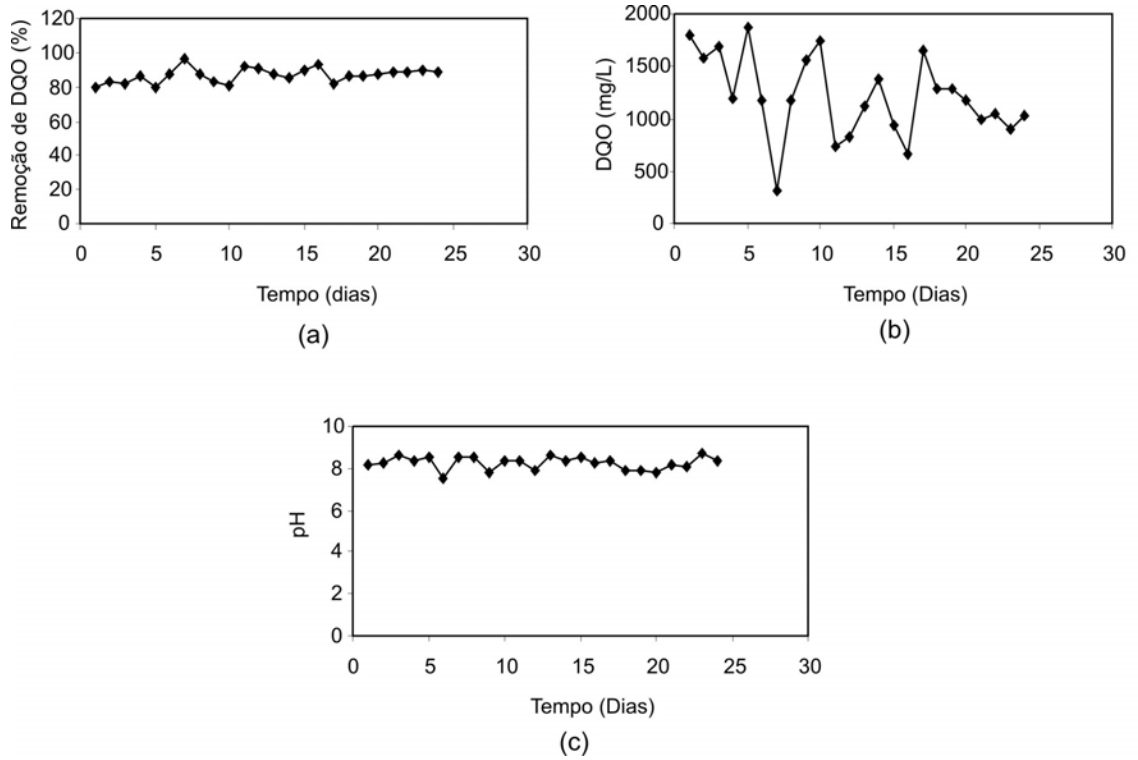


Figura 1B – Porcentagem de remoção de DQO (a), DQO (b), pH (c) do efluente III tratado, no reator filtro anaeróbio por tempo de operação (Tempo), com vazão de $0,2 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$, carga orgânica volumétrica de $1,74 \text{ kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$ e TDH de 5,2 dias.

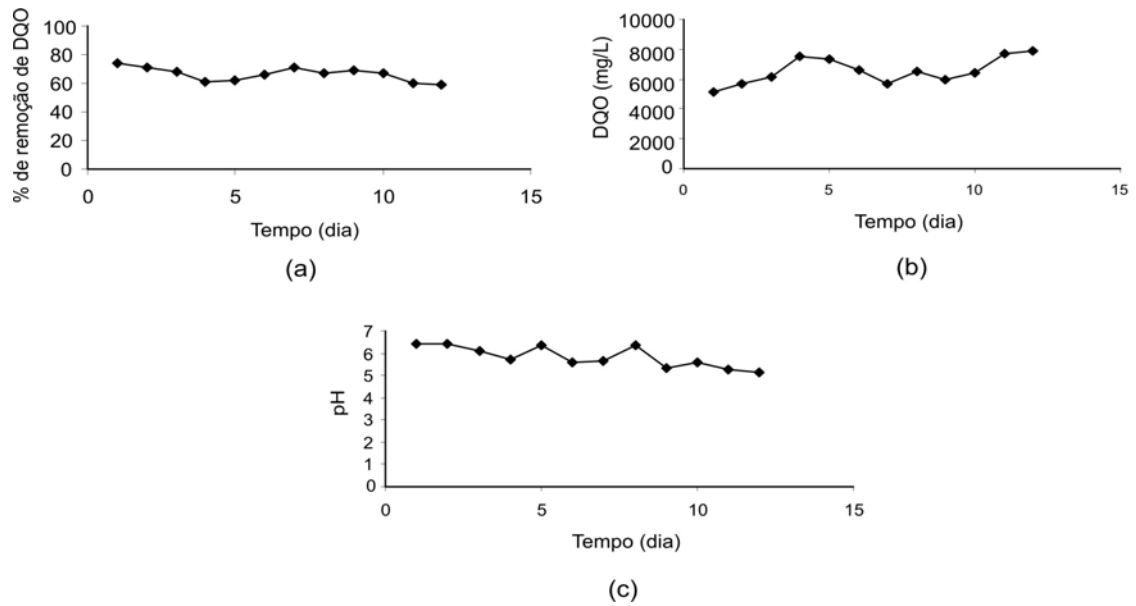


Figura 2B – Porcentagem de remoção de DQO (a), DQO(b), pH(c) do efluente III tratado, no reator filtro anaeróbio por tempo de operação (Tempo), com vazão de $0,2 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$, carga orgânica volumétrica de $2,88 \text{ kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$ e TDH de 5,2 dias.

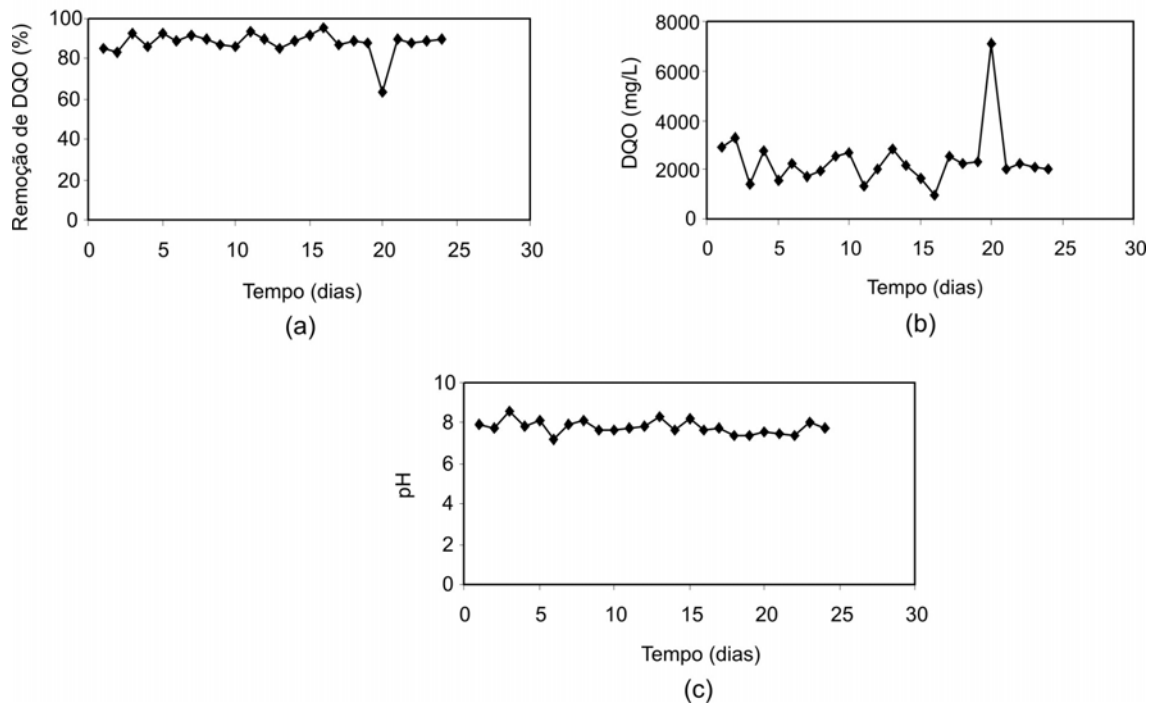


Figura 3B – Porcentagem de remoção de DQO (a), DQO (b), pH (c) do efluente III tratado, no reator filtro anaeróbio por tempo de operação (Tempo), com vazão de $0,2 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$, carga orgânica volumétrica de $3,66 \text{ kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$ e TDH de 5,2 dias.

Tabela 1B – Teste de Média (Tukey) da etapa II, comparando três efluentes (I, II, III) com vazão de 0,2 mL.min⁻¹, em função da DQO

Vazão (mL.min ⁻¹)	COV (kg DQO.m ⁻³ . dia ⁻¹)	Média	Número de Observações (Dias)	Tukey
0,2	1,74	1629.60	24	a
0,2	2,88	1786.85	24	a
0,2	3,66	2358.21	24	a

Média com letras iguais são significativamente equivalentes.

Tabela 2B – Teste de Média (Tukey) da etapa II, comparando três efluentes (I, II, III) com vazão de 0,2 mL.min⁻¹, em função do pH

Vazão (mL.min ⁻¹)	COV (kg DQO.m ⁻³ . dia ⁻¹)	Média	Número de Observações (Dias)	Tukey
0,2	1,74	8,2513	24	a
0,2	2,88	8,2063	24	b
0,2	3,66	7.7921	24	b

Média com letras iguais são significativamente equivalentes.

ANEXO C

ETAPA III

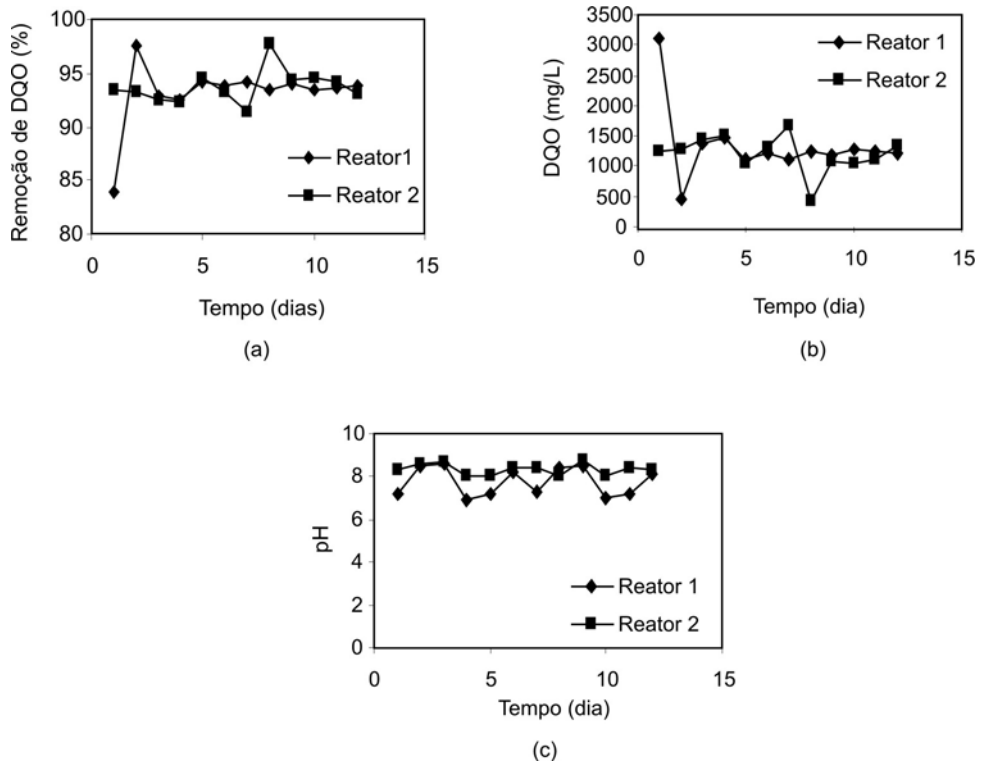


Figura 1C – Porcentagem de remoção de DQO (a), DQO(b), pH (c) do efluente III tratado, no reator filtro anaeróbico em série, por tempo de operação (Tempo), com vazão de $0,2 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$, carga orgânica volumétrica de $1,86 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$ e TDH de 10,4 dias.

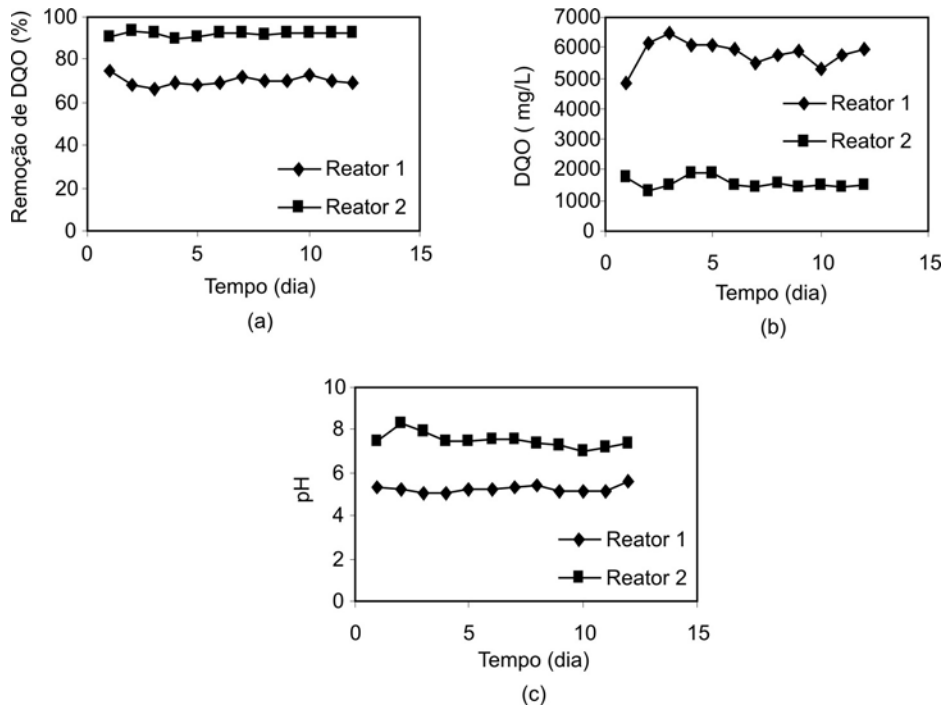


Figura 2C – Porcentagem de remoção de DQO (a), DQO(b), pH (c) do efluente III tratado, no reator filtro anaeróbio em série, por tempo de operação (Tempo), com vazão de $0,4 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$, carga orgânica volumétrica de $3,72 \text{ kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$ e TDH de 5,2 dias.

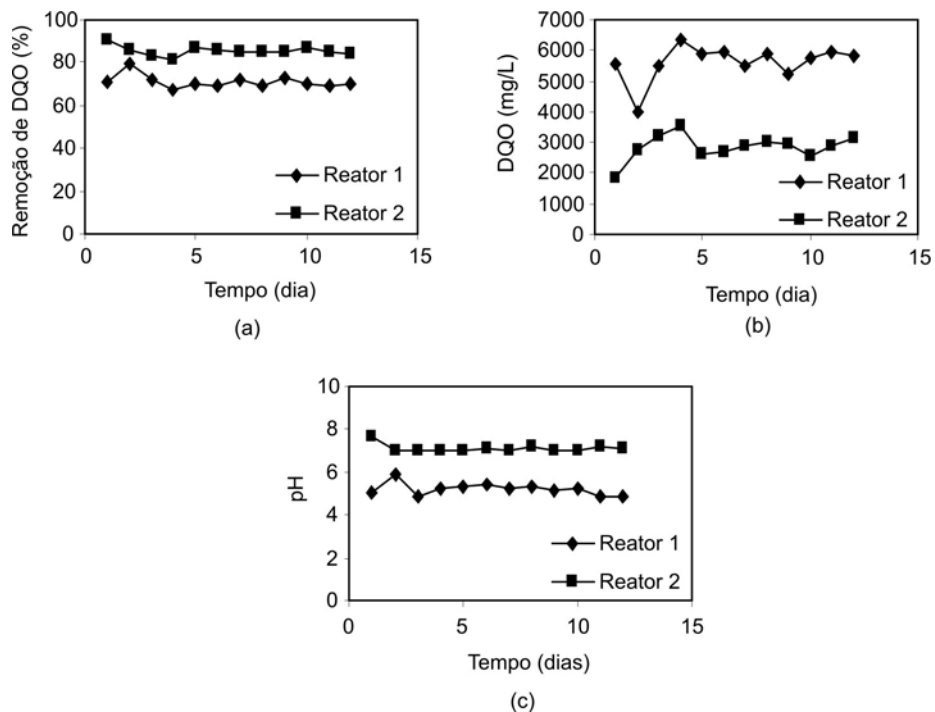


Figura 3C – Porcentagem de remoção de DQO (a), DQO (b), pH (c) do efluente III tratado, no reator filtro anaeróbio em série, por tempo de operação (Tempo), com vazão de $0,6 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$, carga orgânica volumétrica de $11,02 \text{ Kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$ e TDH de 3,46 dias.

Tabela 1C – Teste de Média (Tukey) da etapa III, comparando com vazão de 0,2 mL.min⁻¹, em função da DQO

Vazão (mL.min ⁻¹)	Reator	COV (kg DQO.m ⁻³ . dia ⁻¹)	Média	Número de Observações (Dias)	Tukey
0,2	1	1,86	1.332,8	12	a
0,2	2	1,86	1.207,9	12	a

Média com letras iguais são significativamente equivalentes

Tabela 2C – Média (Tukey) da etapa III, comparando com vazão de 0,2 mL.min⁻¹, em função do pH

Vazão (mL.min ⁻¹)	Reator	COV (kg DQO.m ⁻³ . dia ⁻¹)	Média	Número de Observações (Dias)	Tukey
0,2	1	1,86	8,34	12	a
0,2	2	1,86	7.75	12	b

Média com letras iguais são significativamente equivalentes.

Tabela 3C – Teste de Média (Tukey) da etapa III, comparando com vazão de 0,4 mL.min⁻¹, em função da DQO

Vazão (mL.min ⁻¹)	Reator	COV (kg DQO.m ⁻³ . dia ⁻¹)	Média	Número de Observações (Dias)	Tukey
0,4	1	3,72	5.808,0	12	a
0,4	2	3,72	1.575,1	12	b

Média com letras iguais são significativamente equivalentes.

Tabela 4C – Teste de Média (Tukey) da etapa III comparando a vazão de 0,4 L.min⁻¹, em função do pH

Vazão (mL.min ⁻¹)	Reator	COV (kg DQO.m ⁻³ . dia ⁻¹)	Média	Número de Observações (Dias)	Tukey
0,4	1	3,72	7,514	12	a
0,4	2	3,72	5,225	12	b

* Média com letras iguais são significativamente equivalentes

Tabela 5C – Média (Tukey) da etapa III comparando com vazão de 0,6 mL.min⁻¹, em função da DQO

Vazão (mL.min ⁻¹)	Reator	COV (kg DQO.m ⁻³ . dia ⁻¹)	Média	Número de Observações (Dias)	Tukey
0,6	1	5,60	5611,9	12	a
0,6	2	5,60	2826,5	12	b

* Média com letras iguais são significativamente equivalentes

Tabela 6C - Teste de Média (Tukey) da etapa III comparando a vazão de 0,6 mL.min⁻¹, em função do pH

Vazão (mL.min ⁻¹)	Reator	COV (kg DQO.m ⁻³ . dia ⁻¹)	Média	Número de Observações (Dias)	Tukey
0,6	1	5,60	7,105	12	a
0,6	2	5,60	5,19	12	b

* Média com letras iguais são significativamente equivalentes.