UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
FACULDADE DE ZOOTECNIA E ENGENHARIA DE ALIMENTOS

Carla C (Lucas Kyem) Araújo dos Santos

**TRATAMENTO DE EFLUENTE DE LATICÍNIO EM REATOR
ANAERÓBIO COMPARTIMENTADO.**

Pirassununga

2016

Carla C (Lucas Kyem) Araújo dos Santos

**TRATAMENTO DE EFLUENTE DE LATICÍNIO EM REATOR
ANAERÓBIO COMPARTIMENTADO.**

Versão corrigida

Dissertação apresentada à
Faculdade de Zootecnia e Engenharia
de Alimentos da Universidade de São
Paulo, como parte dos requisitos para
a obtenção do Título de Mestre em
Ciências.

Área de Concentração:
Biotecnologia Ambiental

Orientador: Profa Dra. Giovana
Tommaso

Pirassununga

2016

A237t ARAÚJO DOS SANTOS, Carla C (Lucas Kyem)
TRATAMENTO DE EFLUENTE DE LATICÍNIO EM REATOR
ANAERÓBIO COMPARTIMENTADO. / Carla C (Lucas Kyem)
ARAÚJO DOS SANTOS ; orientadora Giovana Tommaso. --
Pirassununga, 2016.
70 f.

Dissertação (Mestrado - Programa de Pós-Graduação
em Engenharia de Alimentos) -- Faculdade de
Zootecnia e Engenharia de Alimentos, Universidade
de São Paulo.

1. Tratamento anaeróbio. 2. Reator anaeróbio
compartimentado. 3. Efluente de laticínio . 4. ABR.
5. Degradação Anaeróbia de lipídeos . I. Tommaso,
Giovana , orient. II. Título.

Carla C (Lucas Kyem) Araújo dos Santos

***Tratamento de efluente de laticínio em reator anaeróbio
compartimentado.***

Dissertação apresentada à
Faculdade de Zootecnia e Engenharia
de Alimentos da Universidade de São
Paulo, como parte dos requisitos para
a obtenção do Título de Mestre em
Ciências dos Alimentos.

Área de Concentração:
Biotecnologia Ambiental

Data de aprovação: ____/ ____/ ____

Banca Examinadora:

Profa.Dra. Giovana Tommaso – Presidente da Banca Examinadora
Faculdade de Zootecnia e Engenharia de Alimentos-USP -
Orientador(a)

— Rogers Ribeiro

— Marcelo Zaiat

Dedicatória

Aos meus pais que me deram todo suporte no passado para que eu pudesse chegar até aqui;

Aos meus irmãos que nunca abriram mão dos nossos laços;

Aos amigos que permaneceram depois de tudo ter mudado;

Aos amigos novos que me acolheram.

Agradecimentos

À professora Giovana Tommaso, a quem tenho profunda admiração que se estende para além da vida profissional.

Aos companheiros de laboratório, que foram fundamentais para cada momento de trabalho ser agradável e acolhedor.

Aos professores e funcionários, que não hesitaram em respeitar minhas vivências e demandas.

E aos amigos que fiz durante todo tempo de pesquisa tanto dentro como fora da Universidade.

RESUMO

SANTOS, C. C. (L. K.) A. ***Tratamento de efluente de laticínio em reator anaeróbio compartimentado***. 2016. 71 f. Dissertação (Mestrado) – Faculdade de Zootecnia e Engenharia de Alimentos, Universidade de São Paulo, Pirassununga, 2016.

Os efluentes com elevadas concentrações de lipídios, apesar de demonstrarem elevado potencial para produção de metano podem causar inibição da atividade do consórcio anaeróbio, impossibilitando a produção de biogás. O presente trabalho teve como objetivo o estudo de um reator anaeróbio compartimentado (ABR) com cinco compartimentos tratando efluente simulado de laticínio. Para tanto, a biomassa, foi adaptada por 51 dias e em seguida submetida a tempos de detenção de hidráulica (TDH) de 72h, 24h e 12h, tendo o monitoramento se estendido por 340 dias. Enquanto operando com TDH de 24, o sistema foi submetido a choques hidráulicos e de carga orgânica através da diminuição do TDH para 12 h. O reator absorveu bem a carga, e em 36 horas recuperou os valores prévios de eficiência. Quando operou permanentemente com 12 horas, todavia, problemas de flotação de biomassa e obstruções foram constantes. As eficiências de remoção de matéria orgânica alcançadas para cada condição aplicada foram de $92 \pm 3,0$; $91 \pm 1,8$ e $90 \pm 2,4\%$ para os TDH de 72h, 24h e 12h, respectivamente. Esses valores foram estatisticamente semelhantes (Anova e L-Fisher). A percentagem de metano no biogás aumentou com a redução de TDH, tendo sido 41 ± 23 , 53 ± 27 e $62 \pm 12\%$ quando os TDH foram 72, 24 e 12 horas, respectivamente. A produção média de alcalinidade foi de $320 \pm 25 \text{ mg.CaCO}_3.\text{L}^{-1}$, sendo esta observada desde o início da operação. A relação média entre alcalinidade intermediária e parcial foi de 0.1 ± 0.06 em amostras coletadas na saída do sistema. Embora apresentando problemas de obstrução com o menor TDH, o ABR foi eficiente, robusto e confiável ao tratar efluente de laticínios, tendo produzido um efluente líquido de alta qualidade e biogás rico em metano.

Palavras chave: tratamento anaeróbio, reator anaeróbio compartimentado, efluente de laticínios, ABR e degradação anaeróbia de lipídeos.

ABSTRAT

SANTOS, C. C. (L. K.) A. ***Anaerobic treatment of dairy wastewater in an anaerobic baffled reactor.*** 2016. M.Sc. Dissertation – Faculdade de Zootecnia e Engenharia de Alimentos, Universidade de São Paulo, Pirassununga, 2016.

Effluents with high concentrations of lipids, although demonstrating high potential for methane production represents potential inhibition of the anaerobic consortium activity, depleting the production of biogas. This project was carried out monitoring an anaerobic hybrid baffled reactor with five compartments (ABR) treating simulated dairy wastewater. The biomass, was adapted for 51 days and then subjected to hydraulic retention times (HDT) of 72h, 24h and 12h, resulting in a monitoring period of 340 days. While operating with 24h of HRT, the system was subjected to three organic and hydraulic shock loads, when its HDT was decreased to 12 h. The reactor absorbed the shock within 36 hours, achieving similar efficiencies to the previous condition. Nevertheless, although presenting high organic matter efficiencies, when permanently operating with HDT of 12 h, clogging problems due to biomass flotation were constant. The organic matter removal efficiencies for each operational condition were $92 \pm 3\%$, $91 \pm 1.8\%$, $90 \pm 2.4\%$. Those values were statistically similar. The methane percentage in the biogas increased with the HDT reduction, being 41 ± 23 , 53 ± 27 , and $62 \pm 12\%$ when the HDT were 72, 24 and 12 hours. Alkalinity production was observed since the beginning of operation. The mean relation between intermediate and partial alkalinity was 0.1 ± 0.006 in samples collected in the system output. Although presenting clogging problems with the smallest HDT, the ABR was efficient, robust and reliable when treating dairy effluents, producing a high quality liquid effluent and a methane rich biogas.

Key words: anerobic treatment, anaerobic baffled reactor, dairy effluents, lipids anaerobic degradation.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Reator auxiliar contendo biomassa expulsa pelo ABR	27
Figura 2.Desenho esquemático do ABR	29
Figura 3. Reator ABR compartimentado e seus aparatos evidenciados..	31
Figura 4.Conformação granular da biomassa	32
Figura 5.Biomassa imobilizada em espuma de poliuretano.....	33
Figura 6. Entrada (Efluente simulado) e Saída (Efluente tratado).....	37
Figura 7.A. Concentração da matéria orgânica expressa em DQO (mg.L-1) em amostras não filtradas da entrada (•) e para amostras não filtradas da saída (▲) e eficiência de remoções de matéria orgânica (■) - B: Concentração da matéria orgânica expressa em DQO (mg.L ⁻¹) para afluente filtrada (•) para amostras de efluente íntegro e (▲) e para eficiência de remoções de matéria orgânica (■)	39
Figura 8. Produção de Alcalinidade (mg.L ⁻¹ CaCO ₃) durante todo o processo de operação. Sendo valores mensurados no afluente (•) e valores mensurados no efluente (■).B; Variação de Acidez (mg.L ⁻¹ CaCO ₃) durante todo o processo de operação. Sendo valores para afluente (■) valores mensurados no efluente (•)	41
Figura 9. Amostragem espacial ao longo do reator. Sendo DQO para amostras filtradas de cada compartimento (•) e para amostras não filtradas para cada compartimento (•) e Eficiência de remoção da matéria orgânica (•) quando o TDH de 72 horas foi aplicado.	44
Figura 10.Perfil de amostragem espacial Alcalinidade total (■) e Alcalinidade a bicarbonato (•).....	45
Figura 11.Perfil de amostragem espacial Acidez volátil, quando tempo de detenção de hidráulica foi 72 horas.....	46
Figura 12.Biomassa granular acinzentada expulsa do reator ABR quando TDH 24 horas	47
Figura 13. Amostragem de substrato ao longo do ABR. Sendo DQO para amostras íntegras de cada compartimento (*) e para amostras filtradas para cada compartimento (•) e Eficiência de remoção da matéria orgânica (■) quando o TDH de 24 horas foi aplicado	50
Figura 14.Perfil espacial de ácidos voláteis totais ao longo do ABR quando TDH foi 24 horas	51
Figura 15.Perfil espacial de alcalinidade ao longo do ABR operado com TDH de 24 h. Sendo (•) Alcalinidade a bicarbonato mgCaCO ₃ .L ⁻¹ e Alcalinidade total (■).....	51
Figura 16.Choque de carga orgânica e hidráulico oscilando TDH entre 24h e 12h. Sendo amostras filtradas (•) e amostras íntegras (•)	53
Figura 17.Alcalinidade à bicarbonato (•) e Alcalinidade total (•) durante choque de carga orgânica e hidráulica com TDH oscilando entre 24h e 12h. .	54
Figura 18. Acidez volátil durante choque de carga orgânica e hidráulica com TDH oscilando entre 24h e 12h. Sendo entrada (•) e saída (•).....	54
Figura 19. Amostragem espacial ao longo do ABR. Sendo DQO para amostras filtradas de cada compartimento (•) e não filtradas para cada	

compartimento (▲) e Eficiência de remoção da matéria orgânica (■) quando o TDH de 12 horas foi aplicado	56
Figura 20. Perfil da amostragem espacial de concentrações de metabolitos. Sendo (•) Alcalinidade a bicarbonato e alcalinidade total (▲) quando TDH foi de 12 horas	57
Figura 21. Perfil da amostragem espacial de acidez volátil de concentrações de metabolitos, quando TDH foi de 12 horas	57
Figura 22. Reator aberto ao final do experimento.....	58
Figura 23. Diagrama de caixa das condições operacionais ao longo do processo operacional para amostras brutas. B: Para amostras filtradas.	59
Figura 24. Eficiência de remoção de matéria orgânica por condição aplicada.....	61
Figura 25. Remoção de sólidos totais voláteis por condição operacional	61

LISTA DE TABELAS

Tabela 1.Composição do efluente simulado à base de leite.....	34
Tabela 2.Composição da solução de macronutrientes (Zehnder et al. 1980)...	34
Tabela 3.Composição da solução de micronutrientes (Zehnder et al. 1980)....	34
Tabela 4. Valores médios das variáveis monitoradas na operação total do reator.....	41

LISTA DE ABREVIações

ABR: Anaerobic baffled reactor

AGCL: Ácido graxo de cadeia longa

AGV: Ácido graxo volátil

AI/AP: Relação de Alcalinidade intermediária/ Alcalinidade Parcial

ASBBR: anaerobic sequencing biofilm batch reactor

ASBR: Anaerobic sequencing batch reactor

CO1: Condição operacional 1 (referente a TDH de 72h)

CO2: Condição operacional 2 (referente a TDH de 24h)

CO3: Condição operacional 3 (referente a TDH de 12h)

COV: Carga Orgânica Volumétrica

DBO: Demanda Bioquímica de Oxigênio

DQO: Demanda Química de Oxigênio

TDH: Tempo de detenção hidráulica

UASB: Upflow anaerobic sludge blanket

Vg: Volume de gás

Sumário

1.	INTRODUÇÃO	14
2.	OBJETIVOS	16
2.1.	Objetivos específicos	16
3.	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	17
3.1.	Tratamento Anaeróbio de Efluentes	17
3.1.1.	Fatores que influenciam no desempenho da digestão anaeróbia em tratamento de efluentes	18
3.2.	Tratamento de Efluentes de Laticínio	20
3.3.1.	ABR (Anaerobic Baffled Reactor – Reator Anaeróbio Compartimentado)	24
4.	MATERIAL E MÉTODOS	26
4.2.	Reator	28
4.3.	Inóculo	32
4.4.	Biomassa Imobilizada	32
4.5.	Efluente simulado	33
4.6.	Métodos Analíticos	35
4.6.1.	Análises físico-químicas	35
5.	RESULTADOS E DISCUSSÕES	37
5.1.	Período Operacional	37
5.2.	PRIMEIRA CONDIÇÃO OPERACIONAL	43
5.3.	SEGUNDA CONDIÇÃO OPERACIONAL	46
5.3.1.	Choque de carga orgânico e hidráulico	52
5.4.	TERCEIRA CONDIÇÃO DE OPERAÇÃO	55
6.	COMPARAÇÃO DAS TRÊS CONDIÇÕES OPERACIONAIS APLICADAS	59
7.	CONCLUSÃO	63
8.	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	64

1. INTRODUÇÃO

A indústria de laticínios, como a maioria das agroindústrias, gera águas residuárias caracterizadas por altas demandas biológica de oxigênio (DBO) e química de oxigênio (DQO). As frações que representam os principais contribuintes de carga orgânica para esses efluentes são carboidratos, proteínas e gorduras provenientes do leite (**PERLE et al., 1995**).

Efluentes lácteos podem ser tratados por meio de métodos biológicos ou físico-químicos, entretanto, por razões como custo e eficiência, os tratamentos biológicos são os comumente empregados (**VIDAL et al., 2000**).

Dentre os processos biológicos empregados para tratamento de efluentes de laticínios, está a digestão anaeróbia, que apresenta vantagens como baixa produção de lodo em comparação com os processos aeróbios. Trata-se de um processo biológico natural, no qual um consórcio microbiano atua na estabilização da matéria orgânica e, conseqüentemente, produz dióxido de carbono e metano, entre outros gases, em ambientes isentos de oxigênio molecular dissolvido (**DEMIREL, et al, 2005**).

Segundo Rajeshwari et al. (2000), a digestão anaeróbia é considerada a melhor opção para o tratamento de efluentes com elevadas concentrações de matéria orgânica como os efluentes de laticínios.

Apesar da digestão anaeróbia ser favorável para o tratamento de efluentes de laticínios, existem problemas importantes a serem levados em consideração que são: a necessidade de tempos de residência mais extensos para que as moléculas de gordura possam ser completamente degradadas, e os efeitos tóxicos advindos do potencial acúmulo de ácidos graxos resultantes da decomposição das moléculas de gorduras (**OMIL, et al., 2003**).

Petruy e Lettinga (1997) e Hwu e Lettinga (1997) demonstraram que os ácidos graxos de cadeia longa, oriundos da hidrólise de lipídeos podem acarretar problemas de inibição na digestão anaeróbia. Entretanto, tempos de residência mais longos e aparatos desenvolvidos especificamente para melhorar

fenômenos de transferência entre a gordura e os microrganismos podem facilitar esse processo.

Sendo assim, são necessários estudos para o desenvolvimento de reatores para otimização do tratamento de efluentes complexos gordurosos, como os efluentes de laticínios, com configurações capazes de diminuir ou solucionar os problemas relacionados à flotação de biomassa e interferências nos fenômenos de transferência de massa.

Para pequenos laticínios, todavia, os custos de implantação de um sistema de tratamento eficiente pode ser um obstáculo para atingir padrões de águas residuárias com valores aceitáveis para lançamento (**LEAL, et al., 2005**). Dessa forma, as buscas por técnicas e/ou configurações de reatores eficientes, tanto em relação à remoção de compostos quanto em relação aos custos aquisição, implantação e monitoramento, são imperativas.

O reator anaeróbio compartimentado ABR (do inglês, Anaerobic Baffled Reactor) se destaca, pois, trata-se de uma configuração simples e robusta para o tratamento de efluentes. Barber e Stuckey, (1999) afirmaram através de uma extensa revisão de literatura, que esta configuração consegue resistir a severos choques hidráulicos e de cargas orgânicas, a variações de temperatura, e tolerar a presença de substâncias tóxicas devido a sua capacidade de separar fases longitudinalmente.

Este trabalho teve como objetivo estudar aplicação de um reator ABR com cinco compartimentos e em configuração híbrida da biomassa para o tratamento de efluente simulado de laticínio, submetido a valores crescentes cargas orgânicas

2. OBJETIVOS

Estudar a aplicação de reator do tipo ABR em configuração híbrida para o tratamento de efluente simulado de laticínios.

2.1. Objetivos específicos

Os objetivos específicos desse trabalho são:

- Estudar o processo anaeróbio de degradação de efluentes gordurosos em ABR submetidos a valores crescentes de carga orgânica;
- Estudar a estabilidade do processo quando submetido a choques hidráulicos com consequente aumento da carga orgânica volumétrica.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. Tratamento Anaeróbio de Efluentes

A digestão anaeróbia é um processo biológico que consiste na atuação de um consórcio composto por diferentes tipos de microrganismos, na ausência de oxigênio molecular, convertendo compostos orgânicos complexos (carboidratos, proteínas e lipídios) em produtos mais simples como metano e gás carbônico. A aplicação de tratamento anaeróbio para efluentes de laticínios é possível e largamente utilizada, todavia pesquisas acerca de novas configurações de reatores são ainda necessárias (**NETO, 2007; DEMIREL, et al., 2005**).

A digestão anaeróbia é um sistema ecológico delicadamente balanceado que envolve processos metabólicos complexos acontecendo em etapas sequenciais, que dependem da atividade de, no mínimo, três grupos de microrganismo: Bactérias fermentativas (acidogênicas), bactérias sintróficas (acetogênicas) e arqueas metanogênicas (**LETTINGA, et al., 1996**). De acordo com Chernicharo (2007), sua ação pode ser simplificada em quatro estágios:

Hidrólise: Ocorre com atuação de bactérias hidrolíticas, que convertem uma variedade de moléculas complexas como polissacarídeos, lipídios e proteínas, em moléculas mais simples e de menor peso molecular como os ácidos graxos de cadeia longa (AGCL), glicerol, açúcares solúveis e aminoácidos. Normalmente, essa etapa é catalisada por enzimas extracelulares excretadas pelas bactérias fermentativas como proteases, celulasas e lipases.

Acidogênese: Os compostos mais simples gerados na primeira etapa são consumidos pelas bactérias fermentativas e excretados sob a forma de ácidos graxos voláteis (AGV) de cadeia curta, álcoois e hidrogênio.

Acetogênese: Os produtos excretados pelas bactérias na etapa anterior são oxidados por bactérias acetogênicas, produzindo compostos como acetato, dióxido de carbono e hidrogênio que serão utilizados para produção de metano.

Metanogênese: Os compostos resultantes da oxidação ocorrida na etapa anterior são metabolizados por arqueas acetogênicas que produzem metano, a partir da utilização de ácido acético, hidrogênio e formiato.

Segundo Chernicharo (2007), o processo de digestão anaeróbia apresenta vantagens, tais como:

- Baixa produção de sólidos, cerca de 8 vezes menor que em sistemas aeróbios;
- Baixo consumo de energia e baixo custo operacional;
- Produção de metano, um gás combustível de elevado poder calorífico;
- Possibilidade de preservação da biomassa, sem alimentação do reator, por vários meses;
- Tolerância a elevadas cargas orgânicas;
- Aplicabilidade em pequena e grande escala;
- Baixo consumo de nutrientes.

3.1.1. Fatores que influenciam no desempenho da digestão anaeróbia em tratamento de efluentes

Existem vários fatores que podem interferir no desempenho da digestão anaeróbia de efluentes, dentre eles: temperatura, pH, alcalinidade, nutrientes, tempo de detenção e carga orgânica aplicada (**FORESTI et al., 1999**).

- **Temperatura**

Campos et al. (2004) afirmam que, dos fatores físicos que afetam a digestão anaeróbia, a temperatura é dos mais importantes na seleção das espécies, pois pode afetar a velocidade do metabolismo dos microrganismos, o equilíbrio iônico e a solubilidade dos substratos. De acordo com Isoldi et al. (2006), os microrganismos não possuem meios de controlar sua temperatura interna que é determinada pela temperatura ambiente.

A segunda e terceira etapas da digestão anaeróbia sofrem grande influência de variações de temperatura, uma vez que envolvem microrganismos acetogênicos e metanogênicos, que trabalham na realização de reações bioquímicas intrinsecamente acopladas, sendo os metanogênicos os mais sensíveis à mudança de temperatura. Contudo, vale comentar que a sua taxa de declínio é muito baixa a temperaturas inferiores a 15°C, sendo possível a preservação da biomassa anaeróbia durante extensos períodos sem afetar demais sua capacidade de degradação **(RAJESHWARI, et al., 2000)**.

- **pH, Acidez e Alcalinidade**

Reações anaeróbias são altamente dependentes do pH. A faixa de pH ideal para as arqueias produtoras de metano é 6,8 a 7,2 enquanto para as bactérias formadoras de ácido, valores mais baixos de pH são desejáveis **(CHERNICHARO, 2006)**.

Normalmente o pH de um sistema anaeróbio é mantido em valores para evitar a predominância das bactérias formadoras de ácidos, isto é, o pH é mantido em valores ideais para os microrganismos metanogênicos, pois, a predominância de bactérias acidogênicas pode causar acúmulo de AGV **(SPEECE, 1997)**.

Dependendo da composição da matéria orgânica, as bactérias acidogênicas podem produzir ácidos voláteis em concentração suficiente para provocar queda do pH. Todavia, em meios ricos em proteínas, a concentração de íons amônio gerada nessa fase tende a compensar tal efeito, uma vez que tais íons quando dissolvidos têm comportamento alcalino **(NOGUEIRA, 1986)**. O acúmulo de ácidos voláteis pode resultar na falência do sistema **(RAJESHWARI, et al., 2000; CHERNICHARO, 2006)**.

É fundamental que os substratos do reator proporcionem capacidade tampão suficiente para neutralizar o eventual acúmulo de ácidos voláteis. Comumente, o bicarbonato de sódio é utilizado para tamponar o meio sem perturbar o delicado equilíbrio físico e químico da população microbiana **(CHERNICHARO, 2006)**.

- **Nutrientes**

Os microrganismos envolvidos no processo de digestão anaeróbia requerem micronutrientes e elementos tais como fósforo, enxofre, potássio, cálcio, magnésio, ferro, níquel, cobalto, zinco, manganês e cobre para um crescimento ótimo. Embora estes elementos sejam necessários em concentrações extremamente baixas, a falta desses nutrientes tem um efeito adverso sobre o crescimento e desempenho do consórcio **(CHERNICHARO, 1997)**

O autor supracitado ainda indica que concentração mínima de macro e micronutrientes pode ser calculada com base na DQO biodegradável do efluente a ser tratado. Em geral, a concentração de nutrientes no efluente deve ser ajustada para um valor até duas vezes maior ao da concentração de nutrientes mínima necessária assegurando a existência de um pequeno excesso dos nutrientes necessários.

- **Carga Orgânica Volumétrica e Tempo de Detenção Hidráulica**

A carga orgânica volumétrica (COV) é a massa de material orgânico afluente por unidade de tempo e por unidade de volume do reator. Enquanto, que o tempo de detenção hidráulica (TDH) é o tempo que o efluente permanece dentro do reator para que possa ser degradado **(FORESTI et al., 1999; CHERNICHARO, 1997)**. Os autores citados afirmam que equilíbrio do processo de digestão anaeróbia do afluente pode ser afetado por sobrecargas orgânicas podendo ocorrer a predominância da fase ácida sobre a metanogênica, prejudicando o processo como um todo.

Considerar esses fatores em um processo anaeróbio é fundamental para que os grupos de microrganismos tenham condições ambientais adequadas ao seu crescimento e possam converter matéria orgânica em metano de forma satisfatória **(FERNANDES, 2004)**.

3.2. Tratamento de Efluentes de Laticínio

A indústria de processamento de leite é um dos setores mais importantes da indústria de alimentos, entretanto aliada a essa importante atividade está a consequente produção de resíduos **(TOMMASO et al., 2011)**.

Braile e Cavalcanti (1993) afirmam que as águas de limpeza correspondem ao mesmo volume de leite processado, e nas fábricas que processam diversos produtos, têm-se um volume de despejos de 1,1 a 6,8 litros de efluente para cada litro de leite processado. Em anuência, Vidal, et al. (2000) comenta que a maior parte do volume de efluentes gerados vem da limpeza de tanques, silos, pasteurizadores, homogeneizadores, tubulações e de equipamento com baixa eficiência ou mau funcionamento.

Os pequenos laticínios enfrentam dificuldades para cumprir as rigorosas exigências da legislação ambiental no que diz respeito à eliminação das altas concentrações de matéria orgânica e nutrientes de seus efluentes para atingir os restritos padrões necessários à disposição desses efluentes tratados em corpos d'água receptores **(LEAL et al., 2005)**.

Uma das formas para redução do potencial de poluição das águas residuárias das indústrias de produtos lácteos é a reutilização de componentes desses resíduos, como por exemplo o soro de leite aplicado para alimentação de bovinos **(DAVID et al., 2010)** ou até em bebidas à base de frutas **(SIQUEIRA et al., 2013)**

Entre os processos de tratamento biológico, lagoas de estabilização, plantas de lodos ativados e processos anaeróbios são comumente empregados para o tratamento de águas residuais de processamento de leite **(DEMIREL et al., 2005)**.

Embora lipídios presentes no efluente de laticínio sejam biodegradáveis através de processos biológicos, o acúmulo de compostos intermediários de sua degradação, os ácidos graxos de cadeia longa (AGCL), compostos com elevado potencial de inibição, é apontado como principal causa de instabilidade de processos anaeróbios **(CHEN et al., 2008)**. A presença de AGCL, mesmo em concentração baixas, também pode vir a causar inibição do processo anaeróbio, quando dificulta a agregação de microrganismos ocasionando flotação da biomassa e impedindo a formação de grânulos **(SAYED et al., 1998)**.

Vidal et al., (2000) observaram a influência do teor de lipídeos, carboidratos e proteínas na biodegradabilidade anaeróbia de efluentes sintéticos de laticínios. Nas menores concentrações de gordura não ocorreu flotação da

biomassa, porém foram detectados acúmulos de compostos intermediários (AGV) em concentração suficiente para afetar o processo. Os resultados apontaram que a digestão anaeróbia foi mais lenta nos efluentes ricos em lipídeos, mas neste caso o acúmulo de AGV não ocorreu, o que sugeriu que a hidrólise mais lenta das moléculas de gorduras favoreceu a etapa metanogênica.

A flotação da biomassa ocorre em função da diminuição de sua densidade por causa do acúmulo de gordura, o AGCL na sua superfície, e da consequente dificuldade de liberação de gases produzidos durante o processo de degradação da matéria orgânica **(PETRUY e LETTINGA, et al., 1997)**. A flotação da biomassa e a inibição das atividades das bactérias acetogênicas e arqueias metanogênicas são os problemas mais citados em processos anaeróbios de degradação de efluentes gordurosos **(ALVES et al., 2009; HWU et al., 1998)**.

Alves, et al., (2009) afirmaram que efluentes contendo altas concentrações de lipídeos não foram efetivamente tratados em reatores de alta taxa, entretanto, ainda segundo os autores, efluentes ricos em lipídeos são substratos potenciais ideais para a produção de biogás, já que 1g de lipídeo gera 1,425 L de biogás (contendo até 68,5% de metano) enquanto que as mesmas massas de carboidratos e proteínas produzem, respectivamente, 0,830L (50% metano) e 0,921L (68,8% de metano). Apesar de promissora, a produção de biogás a partir de lipídeos em escala industrial, sem sobrecarregar ou inibir os sistemas de tratamento ainda é um desafio.

3.3. Reatores anaeróbios aplicados ao tratamento de efluentes de laticínios

Nas duas últimas décadas, os processos anaeróbios provaram sua aplicabilidade para o tratamento efluente de laticínios. O tratamento anaeróbio de efluentes das indústrias de laticínios foram avaliadas numa série de estudos, dentre os quais alguns serão brevemente comentados a seguir.

Os reatores anaeróbios com biomassa imobilizada operado em bateladas sequenciais (ASBBR) foram utilizados para o tratamento de efluentes de laticínio com objetivo de favorecer os fenômenos de transferência de massa no sistema e solucionar por completo o problema de flotação de biomassa **(RAJESHWARI, et al. 2000)**

Os estudos realizados com os modelos ASBBR consideraram que o meio de suporte funciona como um fator de proteção física dos microrganismos em relação à presença de potenciais compostos inibitórios em função da presença do biofilme, o que evita a flotação e o arraste da biomassa. O reator apresenta também boa estabilidade e robustez, sendo essa característica, apontada como principal vantagem deste sistema.

Penteado et al., (2011) operaram um ASBBR tratando efluente de laticínio aplicando agitação de 0 a 500 rpm. Os autores afirmaram que, com o aumento da agitação, houve o aumento a eficiência de remoção de matéria orgânica. Foi observada também a alteração do equilíbrio em relação a formação e consumo de ácidos voláteis, o que ocasionou a instabilidade do sistema quando a agitação foi diminuída, possivelmente em função de limitações cinéticas.

Reatores anaeróbios operados em bateladas sequenciais com biomassa suspensa (ASBR) também foram investigados no tratamento de efluentes de laticínios como no trabalho de Mockaitis, et al. (2006), que realizaram avaliação do tratamento do soro de queijo em ASBR com agitação, aplicando aumento de carga orgânica. O reator foi operado em ciclos de 8h e carga orgânica volumétrica variando de 0,6 a 4,8 mgDQO/L. As eficiências de remoção foram acima de 90%.

Vale salientar a importância dos estudos realizados com reatores tipo UASB (do inglês Upflow anaerobic sludge blanket), cujo o maior problema é a flotação da biomassa que pode resultar na completa lavagem do sistema **(HWU et al.,1998)**.

Nesse sentido, Gomes et al, (2011) alcançaram ótimos resultados de remoção de matéria orgânica em reator tipo UASB híbrido tratando efluentes de laticínio com cargas orgânicas compreendidas entre $1\text{gDQO.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$ a $15,7\text{gDQO.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$, sob TDH de 24 horas. Os autores verificaram eficiências médias de remoção de 94% quando carga orgânica foi de $8\text{gDQO.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$ e 89% quando a maior carga orgânica volumétrica foi aplicada. Além da diminuição na eficiência, nesta condição a biomassa perdeu sua conformação granular e o leito fixo superior foi crucial para manutenção do sistema.

Bedoya e Souza (2009) realizaram a investigação do desempenho de um reator anaeróbio UASB tratando soro. O UASB foi operado com TDH de 1,3 dia e as cargas orgânicas entre 1,7 e 18,5 gDQO.L⁻¹.d⁻¹. Os níveis máximos de redução de DQO e sólidos totais voláteis (STV) alcançado foram de 98% e 97,2%, respectivamente, com uma carga orgânica no reator 9,6 gDQO.L⁻¹.d⁻¹, mostrando uma redução da eficiência remoção de DQO para níveis de 77% quando a carga orgânica foi aumentada para 18,6 g DQO/ D.L. A máxima produção de gás de metano gerado foi de 0,27L CH₄/ g DQO. Os autores concluíram que o reator é viável para tratar soro de leite.

Leal, et al. (2006) estudaram o tratamento biológico de efluente simulado de laticínio contendo concentrações elevadas de óleos e graxas (200, 600 e 1000 mg/L). O trabalho foi realizado utilizando-se dois reatores UASB semelhantes. Um reator foi alimentado com águas residuárias a partir de pré-tratamento com hidrólise enzimática e o outro com o efluente integral e sem o pré-tratamento. O desempenho de ambos os reatores foi semelhante até a concentração de 600 mg /L. Os benefícios do passo de hidrólise se tornaram evidentes com a concentração mais elevada estudada (1000 mg/L), quando observaram-se remoções médias de DQO de 90% no reator alimentado com o efluente hidrolisado e 82% no reator alimentado com efluente bruto.

Gutiérrez et al. (1991) avaliaram um UASB em escala de bancada (4L) operado por mais de um ano, alimentado com efluente de laticínio que produzia somente queijos, aplicando carga orgânica volumétrica de 31g DQO/litro. Foi observada redução de DQO de aproximadamente 90%, houve flotação da biomassa quando esporadicamente ocorreram choques de carga orgânica com variação de 31 g DQO/litro para 45 g DQO/litro.

3.3.1. ABR (Anaerobic Baffled Reactor – Reator Anaeróbio Compartimentado)

Segundo Weiland e Rozzi (1991), a principal vantagem do ABR é a sua capacidade para separar a acidogênese da metanogênese espacialmente no reator, permitindo que o sistema possua duas fases distintas e reduzindo os custos envolvidos na operação.

De acordo com Cohen, et al. (1982), a separação longitudinal das fases favorece a atividade microbiológica das bactérias e arqueias. Desta forma, diferentes grupos do consórcio podem se desenvolver sob condições favoráveis.

Esta configuração ainda apresenta vantagens como tempos mais longos de retenção de biomassa e melhor resistência a choques orgânicos e hidráulicos **(BARKER E STUKEY, 1999)**.

Segundo Nachaiyasit e Stukey (1997), a configuração do reator ABR faz com que a maior parte da biomassa não seja exposta a estresses causados pela presença de compostos tóxicos no efluentes, promovendo assim estabilidade elevada no reator.

Grobicki e Stukey (1992) investigaram os padrões de mistura e zonas mortas em reator ABR. Os resultados indicaram que especialmente em tempos de detenção hidráulicos baixos, a fração de volume morto no ABR é baixa em comparação com outros reatores anaeróbios como o UASB.

Para este sistema, a aplicação da recirculação aliviou problemas de acúmulo de ácidos voláteis na parte inicial do reator. Grobicki e Stukey, (1992) apontaram que a aplicação de recirculação ocasionou a diluição da concentração de compostos tóxicos acumulados e a minimização de processo inibitório por excesso de substrato.

Boopathy (1998) estudou quatro ABRs (de dois a cinco compartimentos, respectivamente), para averiguar a influência do número de compartimentos no tratamento de águas de suinocultura com tempo de detenção de 14 dias. A eficiência aumentou com o aumento do número de compartimentos de 70% a 78% na remoção na remoção de DQO.

Diversos estudos relatam a aplicabilidade de ABRs para tratamento de diversos efluentes como os advindos de laticínio **(GUTIÉRREZ et al., 1991)** suinocultura **(BOOPATHY, 1998)** e abatedouros **(BEUX, 2005)**. Elevados tempos de retenção de biomassa foram possíveis, mesmo sem granulação **(BARBER E STUKEY, 1999)**.

Em função do exposto, esse trabalho avaliou a aplicação de um ABR com cinco compartimentos para o tratamento de efluente simulado de laticínios em

função de sua simplicidade de construção e de sua flexibilidade de operação. Acredita-se que se bem projetados e operados, tais reatores possam se apresentar como uma das soluções para o tratamento desse tipo de efluente aumentando a sustentabilidade ambiental e econômica de plantas processadoras de produtos lácteos de pequeno e médio porte.

4. MATERIAL E MÉTODOS

4.1. Desenho experimental

O experimento, que foi realizado a partir do monitoramento de um ABR em escala de bancada, foi instalado no Laboratório de Biotecnologia Ambiental do departamento de Engenharia de Alimentos, na Universidade de São Paulo. O experimento constituiu-se de alimentação diária do reator com efluente simulado (à base de leite em pó desnatado e creme de leite fresco) e na realização de análises de monitoramento.

Foram aplicadas três condições experimentais variando-se os tempos de detenção hidráulica, e ao final de cada condição realizaram-se amostragem espaciais para verificar as concentrações de substratos e metabolitos intermediários ao longo do sistema.

A operação do reator foi dividida em etapas de adaptação da biomassa e monitoramento do sistema. A adaptação da biomassa durou 59 dias e o monitoramento foi realizado durante 340 dias, nos quais variaram-se os tempos de detenção hidráulica aplicados no sistema. Tal procedimento resultou em 3 condições experimentais com TDH de 72, 24 e 12 horas e cargas orgânicas volumétricas crescentes. Nestas condições experimentais o reator foi monitorado por 90, 105 e 71 dias, respectivamente. Durante o final da segunda condição, 15 dias foram dedicados a aplicação de choques hidráulicos, com redução do TRH para 12 horas.

- **Adaptação da Biomassa (partida do reator)**

Após preenchimento do reator com biomassa granular e imobilizada, ocorreu a partida do sistema com alimentação contínua de efluente simulado. Durante esta etapa, o reator foi mantido em temperatura ambiente. O tempo de retenção

hidráulica de foi de 72 horas, mantido através da aplicação de vazão de 0,22L/h durante 51 dias.

- **Monitoramento do sistema**

- **Primeira condição operacional**

O reator continuou sendo operado com TDH de 72 horas e COV de 1 Kg/m³.dia, entretanto, o que diferiu a partida da primeira condição experimental é que o parâmetro temperatura foi controlado. Nessa condição o reator foi mantido em câmara termostatzada com temperatura de 37 ± 1 ° C.

- **Segunda condição operacional**

O tempo de detenção hidráulica (TDH) foi diminuído para 24 horas através da aplicação de vazão de 0,65L/h e COV de 2,96 Kg.m³.dia. Um reator auxiliar mecanicamente agitado (Figura 1) foi utilizado para manutenção temporária da biomassa expulsa pelo ABR em função de flotação e entupimento. O reator auxiliar contava com sistema de agitação com 60 rpm.

Figura 1. Reator auxiliar contendo biomassa expulsa pelo ABR

Choque de carga orgânica e hidráulico

Ao final da segunda condição operacional, foi realizada uma sequência de três choques hidráulicos que consistiram na redução do TDH para 12 horas durante 36 horas, com posterior retomada de TDH de 24 horas por 72 horas

○ Terceira condição

Após a realização do ensaio de choque hidráulico, aplicou-se a terceira condição que consistiu em diminuir o tempo de detenção hidráulica para 12 horas, com vazão de 1,3 L/h e COV de 5,92 kg.m³.dia. No final dessa condição o sistema foi aberto para inspeção, a massa de biomassa foi quantificada em cada compartimento. Análises de sólidos da biomassa granular e da biomassa imobilizada foram realizadas para calcular o crescimento da biomassa durante a operação do sistema.

4.2. Reator

Na Figura 2 é possível verificar o desenho esquemático do reator utilizado, enquanto na Figura 3, detalhes importantes do reator podem ser identificados. O reator foi construído em escala de bancada com volume total de 25L (B x H x L = 25 x 20 x 50 cm), com cinco compartimentos semelhantes. Os primeiros e o segundo compartimentos (ambos com volume útil de 4,9L) foram preenchidos com biomassa granular. Como a flotação da biomassa já era esperada, o sistema contou com aparatos para impedir que a biomassa se deslocasse ao longo dos compartimentos. Nos terceiro e quarto compartimentos a biomassa foi imobilizada em espuma de poliuretano (em matrizes cúbicas de 0,5 cm de lado). O quinto compartimento foi destinado à saída do sistema, e contou com leito não inoculado de espumas de poliuretano. Considerando a porosidade de 40% (Zaiat, 1994) os volumes úteis dos três compartimentos com espumas de poliuretano eram de 1,96L, totalizando 15,68L de volume útil no sistema.

Em seguida, na Figura 3 é possível verificar informações sobre os aparatos para coleta amostral, alimentação e saída.

Figura 2. Desenho esquemático do ABR

Fonte: próprio autor

Figura 3. Reator ABR compartimentado e seus aparatos evidenciados.

4.3. Inóculo

O inóculo foi proveniente de um reator UASB que tratava efluentes de uma indústria de produtos à base de amido e foi gentilmente cedido pela Ingredion Brasil. Os primeiros e segundo compartimentos receberam cerca de 1,6 L de lodo (1/3 de seu volume útil) e o restante do volume reacional foi completado com substrato sintético. A conformação da biomassa granular está apresentada na Figura 4.

Figura 4. Conformação granular da biomassa

4.4. Biomassa Imobilizada

Imobilizou-se a biomassa em cubos de espuma de poliuretano com 0,5 cm de lado. Para realização desse procedimento, foi necessária a destruição da conformação granular do lodo com a utilização de *mixer* comercial (Potência 200W). As espumas limpas foram mergulhadas no lodo desagregado, e alimentadas em seguida com solução de substrato sintético a base de leite em pó dissolvido em água. O recipiente foi coberto com um plástico filme para

diminuir o contato com oxigênio, e assim a biomassa permaneceu por um período de 24 horas.

Após o repouso, as espumas foram retiradas e levemente pressionadas para desprender o excesso de biomassa. As matrizes foram, então, acondicionadas nos terceiro e quarto compartimentos que foram prontamente completados com substrato sintético para que a biomassa imobilizada não ficasse exposta a ambiente aeróbio. A figura 5 apresenta uma amostra dos suportes nos quais a biomassa desagregada foi aderida (antes e depois do processo de inoculação).

Figura 5. Biomassa imobilizada em espuma de poliuretano.

(Fonte: Próprio)

4.5. Efluente simulado

Efluente simulado de laticínio com concentração de matéria orgânica expressa em DQO de 3g/L foi utilizado para a alimentação do ABR. O efluente era tamponado com 1g/L de bicarbonato de sódio e, como o pH resultante era alto (entre 9-12), corrigiam-se os valores para faixa de 7 – 7,5 com solução 10% de HCl. A composição do efluente sintético foi baseada em caracterização previamente realizada por Cichello et al. (2013) e pode ser verificada na Tabela 1.

Tabela 1.Composição do efluente sintético à base de leite

Composição do efluente sintético	
Reagentes	Concentração
Leite em pó desnatado	2g DQO/L
Crema de leite	1g DQO/L
Ácido Peracético	0,0181 ml/L
Água Oxigenada	0,028 ml/L
Ácido Nítrico	0,39 ml/L
Solução de Macronutrientes	1,8 ml/L
Solução de Micronutrientes	1 ml/L

As composições das soluções de macronutrientes e micronutrientes utilizadas para a suplementação do efluente sintético estão descritas nas Tabelas 2 e 3.

Tabela 2.Composição da solução de macronutrientes (Zehnder et al. 1980)

Solução de macronutrientes	
Reagentes	Quantidade
NH ₄ Cl	17,0 g
KH ₂ PO ₄	3,7 g
CaCl ₂ .2H ₂ O	8,0 g
MgSO ₄ .2H ₂ O	9,0 g
Água Ultrapura	q.s.p 1000mL

Tabela 3.Composição da solução de micronutrientes (Zehnder et al. 1980).

Solução de micronutrientes	
Reagentes	Quantidade (g)
FeCl ₂ .6H ₂ O	2,00
H ₃ BO ₃	0,05
ZnCl ₂	0,05
CuCl ₂ .2H ₂ O	0,038
MnCl ₂ .4H ₂ O	0,5
(NH ₄) ₆ Mo ₇ O ₂₄ .4H ₂ O	0,05
AlCl ₃ .6H ₂ O	0,09
CoCl ₂ .6H ₂ O	2,00
NiCl ₂ .6H ₂ O	0,092
Na ₂ SeO ₃ .5H ₂ O	0,164
EDTA	1
Resazurina	0.2 g
HCl 37%	1 mL
Água ultra pura	q.s.p. 1000 mL

4.6. Métodos Analíticos

4.6.1. Análises físico-químicas

O monitoramento do reator ocorreu com frequência de três vezes por semana em todas as condições, quando as seguintes análises foram efetuadas com amostras coletadas na entrada e saída do reator: DQO em amostras filtradas (à vácuo em membranas de 1,2 μm) e não filtradas, alcalinidade e acidez, aferimento de pH, série de sólidos e vazão do efluente. As análises de DQO e a série de sólidos foram realizadas de acordo com as metodologias descritas no Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA/AWWA/WEF, 1998). Alcalinidade e ácidos voláteis totais foram realizadas segundo as metodologias propostas por Ripley et al. (1986) e Dillalo e Albertson (1961), respectivamente.

4.6.2. Análise da composição do biogás e cálculo da percentagem de metano

As análises de biogás foram realizadas por cromatografia gasosa em amostras coletadas nas saídas superiores dos cinco compartimentos do reator, ao longo da operação. Foi injetado 0,5 ml de biogás em um cromatógrafo gasoso da marca Shimadzu, modelo GC-2014, equipado com coluna micro empacotada com comprimento de 1,0 m e diâmetro interno de 1 mm. Gás Hélio foi utilizado como gás de arraste, com fluxo de 10 mL.min⁻¹. A coluna foi mantida a temperatura de 40°C por 3 minutos, e aquecida com rampa de 60°C.min⁻¹ até 150°C, permanecendo nesta temperatura por 1 minuto. O injetor foi mantido a 100°C. Injeção de padrão contendo 50% de CH₄ e 50% de CO₂ (mol/mol) foi realizada antes e depois das injeções para obtenção do fator de conversão entre área e massa de metano presente nas amostras.

Os volumes de gases (V_g) metano ou dióxido de carbono foram calculados de acordo com a equação 1, onde:

0,25: é o volume que corresponde volume de gás no padrão (mL);

ÁP: é a área do pico de amostra de biogás injetada (CH₄ ou CO₂); e

x: é a média das áreas do padrão injetado.

Equação (1)

$$Vg = 0,25 * \frac{AP}{x}$$

Considerando que o biogás era composto somente por metano e dióxido de carbono, suas percentagens na mistura foram calculadas.

4.7. Tratamento estatístico

Os valores médios de remoção de matéria orgânica para cada condição operacional foram tratados estatisticamente pelo programa *InfoStar*, aplicando o método de ANOVA (Análise de Variância) e também o teste L-Fisher para comparar todos pares de médias, ao nível de significância de 5%. Para tanto foram utilizados os dados coletados durante os últimos 30 dias de operação de cada condição para garantir que o reator se encontrava em estado dinâmico de equilíbrio.

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste item serão apresentados e discutidos os resultados obtidos no presente trabalho, conforme as condições operacionais estudadas. Inicialmente a discussão trará os resultados de todo o tempo de operação e em seguida serão apresentados e discutidos os resultados de cada condição operacional praticada.

5.1. Período Operacional

O efluente simulado utilizado para alimentação do reator apresentava turbidez e coloração branco-azulada devido a seus componentes orgânicos e à presença de algumas vitaminas e resazurina, utilizada para certificar que reator estava em completa anaerobiose. A saída apresentava um aspecto transparente levemente rosado, devido a traços da resazurina que, ao entrarem em contato com oxigênio, mudava a coloração da solução. As diferenças descritas podem ser visualizadas na Figura 6.

Figura 6. Entrada (Efluente simulado) e Saída (Efluente tratado)

Os primeiros 59 dias de operação foram destinados à partida do sistema. De acordo com Chernicharo (2007) a partida de reatores anaeróbios pode ser

definida como um período transiente inicial, comumente marcado por instabilidades operacionais, quando ocorre a adaptação do lodo tanto aos componentes do efluente quanto às condições ambientais. A adaptação do lodo é necessária e proporciona condições favoráveis para que ocorra uma seleção natural microbiana, para tornar possível a remoção de matéria orgânica do efluente que se deseja tratar. O período de adaptação da biomassa foi realizado com aplicação de tempo de detenção hidráulica (TDH) de 72 horas, em temperatura ambiente. Esta condição foi mantida por 59 dias

Após análise do período todo, verificou-se que a adaptação da biomassa do reator ocorreu em 28 dias, durante os quais a eficiência de remoção de matéria orgânica do sistema aumentou de 51 para 90%. Findo este período, o reator foi monitorado por mais 31 dias e apresentou eficiência média de remoção de matéria orgânica de $91 \pm 9\%$ e $91 \pm 2\%$ para amostras não filtradas e filtradas, respectivamente (Figura 7 A e B)

Estes resultados são comparáveis aos obtidos por ZANELLA (1999), que avaliou o tempo de detenção hidráulica de 30 horas como ótimo para partida de um reator compartimentado híbrido anaeróbio/aeróbio para tratar esgoto sanitário. O THD foi reduzido posteriormente para 10 horas com bons resultados na remoção de matéria orgânica expressa em DQO e BDO, de 72,0% de DQO e de 76,0% respectivamente.

No presente trabalho aplicou-se um tempo de detenção hidráulica de 72h, que é superior ao de Zanella (1999), que obteve em seu trabalho valores de produção de alcalinidade de 20 a 110 mg.CaCO₃.L⁻¹, verificados aproximadamente aos vinte dias de operação. Sugere-se que o TDH mais elevado aplicado no presente trabalho, possa ter relação com produção de alcalinidade evidenciada desde o início da operação, tendo sido em média 702 ± 357 mg.CaCO₃.L⁻¹. Tal resultado indica um processo com potencial estável desde a partida. Os valores médios de ácidos voláteis totais mensurados na entrada e na saída foram baixos, $147,9 \pm 13$ mg CH₃COOH.L⁻¹ e $127,3 \pm 12$ mg CH₃COOH.L⁻¹, respectivamente. (Figura 7 A e 7 B).

A relação média entre alcalinidade intermediária e a alcalinidade parcial (AI/AP) foi de 0,1 na saída do reator. Riplay (1986) propôs a determinação desta

relação e valores superiores 0,3 indicam a ocorrência de distúrbios no processo de digestão anaeróbia. Contudo, Chernicharo (2007) pontua que, devido às características e peculiaridades de cada efluente que se deseja tratar, mesmo ocorrendo relações superiores a 0,3 alguns reatores não demonstram distúrbios no processo.

A Figura 7A apresenta as eficiências de remoção de matéria orgânica em cada TDH ao longo de todo o tempo de operação. A concentração média de matéria orgânica expressa em DQO foi de 3078 mg.L⁻¹ na entrada do reator, e 273 mg.L⁻¹ na saída do sistema, o que representou eficiência remoção de matéria orgânica de 91±2,4%. Observou-se DQO média filtrada de 2419 mg.L⁻¹ na entrada e de 234 mg.L⁻¹ na saída, o que representou eficiência de remoção de matéria orgânica de 91±3% em relação as amostras filtradas (Figura 7B). Nas amostras de biogás analisadas a fração média de metano foi 46±23%.

Figura 7.A. Concentração da matéria orgânica expressa em DQO (mg.L⁻¹) em amostras não filtradas da entrada (•) e para amostras não filtradas da saída (▲) e eficiência de remoções de matéria orgânica (■) - B: Concentração da matéria orgânica expressa em DQO (mg.L⁻¹) para afluente filtrada (•) para amostras de efluente íntegro e (▲) e para eficiência de remoções de matéria orgânica (■)

(Fonte: Próprio)

O reator demonstrou estabilidade durante todo tempo de operação, apresentado produção média de alcalinidade de 396 ± 248 mg.L⁻¹ CaCO₃, enquanto que os valores de acidez foram de 217 ± 70 CH₃COOH.L⁻¹ para entrada. O substrato continha ácido peracético e provavelmente a adição deste componente casou a acidez volátil mensurada. Na saída do reator as concentrações foram 215 ± 122 CH₃COOH.L⁻¹.

Figura 8. Produção de Alcalinidade ($\text{mg.L}^{-1} \text{CaCO}_3$) durante todo o processo de operação. Sendo valores mensurados no afluente (•) e valores mensurados no efluente (■). **B**; Variação de Acidez ($\text{mg.L}^{-1} \text{CaCO}_3$) durante todo o processo de operação. Sendo valores para afluente (■) valores mensurados no efluente (•)

(Fonte: Próprio)

A média da relação AI/AP, mensurada na saída do reator, para todo o período de operação foi de $0,1 \pm 0,06$.

A Tabela 4 apresenta os valores médios dos parâmetros monitorados nas três condições operacionais praticadas. Os valores de remoção de sólidos suspensos totais alcançaram até $68 \pm 22\%$ ao longo de todo período operacional

Tabela 4. Valores médios das variáveis monitoradas na operação total do reator.

Médias das variáveis								
Entrada (mg.L ⁻¹)			Saída (mg.L ⁻¹)		Eficiência (%)	Produção de Alcalinidade (mg.CaCO ₃ .L ⁻¹)	Variação de Acidez (mg.CH ₃ C.OOH.L ⁻¹)	
COV	DQO	STV	DQO	STV				
1	1	3280±93	2083,3±591	219±66	508±444	80±12	226±126	46±25
2	2,96	3176±125	2119,8±521	281±53	883±800	68±17	380±32	46,7±25
3	5,92	3256±89	1998,2±401	321±80	895±349	47±23	355±55	34±23

1: Primeira condição experimental (72 horas); 2: segunda condição experimental (24 horas) e 3: Terceira condição experimental (12 horas)

Estes resultados de remoção de sólidos totais são superiores aos encontrados por Zanella (1999) obtiveram remoção de sólidos totais de 62% com TDH de 10 horas aplicadas em um reator compartimentado anaeróbio/aeróbio.

Campos et al., (2004) avaliaram o desempenho de um UASB alimentado com substrato a base de leite com DQO de 2.5 g/L. Os TDHs médios aplicados foram de 12, 20, 18 e 16 horas e a carga orgânica da partida foi de 0,054 kgDBO.kgSVT⁻¹.dia⁻¹. O UASB apresentou eficiências de 24, 43, 52 e 39%, na remoção de DQO, e 22, 22, 17 e 17% na remoção de sólidos totais com as melhores remoções em TDH de 18 e 20h.

Os resultados ora observados encontraram-se na mesma faixa dos valores encontrados por Langenhoff et al., (2000) que avaliaram o desempenho ABR com 8 compartimento e volume total de 10 L, alimentado com leite semidesnatado diluído com DQO de 500 mg L⁻¹. O sistema foi operado com TDH de 80 horas, que foi reduzido progressivamente até 10 horas. Para todos os TDH aplicados, remoções de DQO com valores acima de 80% foram alcançados.

5.2. PRIMEIRA CONDIÇÃO OPERACIONAL

O sistema foi operado por 90 dias após o período destinado a adaptação da biomassa. Durante esta condição aplicou-se tempo de detenção hidráulica de 72 horas com carga orgânica volumétrica de 1 Kg/m³.dia com temperatura controlada de $37 \pm 1^\circ \text{C}$.

Os valores médios de DQO na entrada do reator foram $3280 \pm 93 \text{ mg.L}^{-1}$, $2404,9 \pm 99 \text{ mg.L}^{-1}$, para amostras não filtradas e filtradas, respectivamente, e $219 \pm 66 \text{ mg.L}^{-1}$ e $177 \pm 63 \text{ mg.L}^{-1}$ na saída do sistema, para amostras não filtradas e filtradas, respectivamente. Tais valores resultaram em remoção de matéria orgânica de 92 ± 3 e $92 \pm 2\%$, para amostras não filtradas e filtradas, respectivamente. A fração de metano no biogás foi de $41 \pm 23\%$.

SILVA, (2010) avaliou a remoção da carga orgânica utilizando um sistema composto por caixas de gordura, reator anaeróbio compartimentado com TDH de 3 e 5 dias carga orgânica de $3,63 \text{ mg.L}^{-1}$. Com essas condições operacionais, obteve uma média de remoção de DQO 98,87% para TDH de 3 dias, enquanto para TDH de 5 dias removeu-se, em média, 99,51%.

O reator também apresentou estabilidade durante todo o período desta condição operacional, com produção média de alcalinidade à bicarbonato de $266 \pm 126 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$. A média de concentração de alcalinidade para amostras coletadas na entrada do reator foi de $340 \pm 97 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$. Para as amostras coletadas na saída, a média de alcalinidade foi de $320 \pm 25 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$. Em relação à concentração de ácidos voláteis, verificaram-se valores de $288 \pm 95 \text{ mg.CH}_3\text{COOH.L}^{-1}$ e de $250 \pm 82 \text{ mg.CH}_3\text{COOH.L}^{-1}$ na entrada e na saída do sistema, respectivamente.

Ocorreu flotação da biomassa como esperado, entretanto, o reator contava com um sistema de contenção de biomassa, que exerceu sua função e impediu que a mesma se deslocasse para os demais compartimentos.

Os resultados foram comparáveis aos verificados por Wang et al. (2004) que aplicaram TDH 96 horas em um ABR tratando água residuária a base de glicose com DQO de 2500 mg.L^{-1} . Os autores observaram eficiência de remoção de DQO foi 94% no final do experimento. As maiores remoções de DQO também

ocorreram nos dois primeiros compartimentos, tendo sido 66% e 71% no primeiro e segundo compartimentos, respectivamente.

A Figura 9 apresenta os resultados do perfil amostral realizado nesta condição que evidenciou que, já no primeiro compartimento, obtinha-se 90 % de remoção de matéria orgânica, valor acrescido de mais 4% no compartimento 2, e mantido constante até o final do reator. Este resultado é condizente com elevado tempo de detenção praticado. De acordo com Barker e Stuckey (1999), o ABR assemelha-se a uma sequência de reatores de mistura completa em série.

Figura 9. Amostragem espacial ao longo do reator. Sendo DQO para amostras filtradas de cada compartimento (•) e para amostras não filtradas para cada compartimento (•) e Eficiência de remoção da matéria orgânica (•) quando o TDH de 72 horas foi aplicado.

(Fonte: Própria)

As maiores concentrações de alcalinidade ocorreram no compartimento 1 e em seguida os valores tornaram-se constante nos demais compartimentos (Figura 10), enquanto que os valores de ácidos voláteis mensurados ao longo de todo o comprimento foram baixos, atestando a estabilidade e eficácia do reator nas condições praticadas (Figura 10).

Figura 10. Perfil de amostragem espacial Alcalinidade total (■) e Alcalinidade a bicarbonato (•)

(Fonte: Própria)

A relação Al/AP apresentou valores para compartimento 1 e 2 de 0,5 e 1,5 que são superiores ao indicado ao recomendado por Ripley et al., (1986). Entretanto, essas relações diminuíram e alçaram valores próximo a 0,3. O reator não apresentou instabilidade, o que corrobora com as afirmações de Chernicharo (2007).

Figura 11. Perfil de amostragem espacial Acidez volátil, quando tempo de detenção de hidráulica foi 72 horas

(Fonte: Própria)

5.3. SEGUNDA CONDIÇÃO OPERACIONAL

Na segunda condição operacional, o sistema foi por operado por aproximadamente 105 dias com tempo de detenção hidráulica (TDH) de 24 horas e carga orgânica volumétrica (COV) de 2,96 Kg.m³.dia

Nesta condição as médias de DQO para entrada do sistema estiveram na faixa de 3176±125 mg.L⁻¹ e de 2481,8±185 mg.L⁻¹ para amostras não filtrada e filtradas, respectivamente. Na saída do reator as tais médias foram de 281±53 mg.L⁻¹, 206±59mg.L⁻¹ para amostras não filtrada e filtradas, respectivamente.

As eficiências de remoção de matéria orgânica alcançaram valores médios de 91±1,8% para amostras não filtrada e filtradas de 91±2%. O biogás apresentou fração de metano de 53±27%.

O reator foi operado com estabilidade, tendo na saída do sistema alcalinidade na faixa de 638,9± 102 mgCaCO₃.L⁻¹, o que representou produção média de 380±32 mgCaCO₃.L⁻¹

Com a diminuição do TDH para 24 horas, ocorreu um amento de pressão interna, o que acarretou vazamento de efluente pelas bordas da tampa. Tornou-se necessário desligar a bomba que realizava a alimentação, abrir o sistema e

reforçar a vedação com borrachas e cola de silicone. Após 24 horas a alimentação foi reativada. Durante todo período, por causa dos vazamentos, não foi possível mensurar as vazões de saída de efluente tratado nem tampouco realizar as análises de quantificação de biogás.

Após contidos os vazamentos pela tampa, a biomassa flotou e foi expulsa pela saída de biogás, o que ocasionou perda de biomassa, substrato e biogás. Novamente o sistema foi parado para intervenções necessárias de manutenção.

Ao abrir o sistema notou-se que a biomassa havia se deslocado do primeiro para o segundo compartimento, que por sua vez teve sua biomassa consequentemente empurrada para o terceiro compartimento, causando neste ponto a ocorrência de entupimento em função da presença do leito de espumas de poliuretano. Infelizmente, apesar de o reator ser equipado com aparatos cujo objetivo era conter a biomassa, para este TDH, não se obteve eficiência dos referidos dispositivos. Para a solução do problema, foi necessária a realização de descarga de fundo no ponto de obstrução.

Foi observado que parte da biomassa descarregada possuía coloração acinzentada, esse fenômeno era mais evidente na biomassa flotada (Figura 12), possivelmente em função da presença de gordura nos grânulos.

Figura 12. Biomassa granular acinzentada expulsa do reator ABR quando TDH 24 horas

(Fonte: Próprio)

Esse fenômeno, foi anteriormente verificado por Gomes et al. (2011) quando estudaram o aumentando da carga orgânica tratando efluente de laticínios em UASB híbrido. Naquele trabalho, as cargas foram na faixa de 0,98 a 15,73 kg.m⁻³.d⁻¹, com TDH de 24 horas constantemente. Os autores verificaram flotação da biomassa quando COV aplicada foi 4.6 kg.m⁻³.d⁻¹, comentando todavia que o fenômeno cessou com o aumento da COV para 8,9 kg.m⁻³.d⁻¹. Quando a COV foi novamente elevada para 15,73 kg.m⁻³.d⁻¹, a expulsão da biomassa foi verificada somente durante os 15 primeiros dias de monitoramento e no final desta condição, 69% do volume do leito era composto por biomassa de aspecto acinzentado.

No presente trabalho, verificou-se aparecimento de biomassa acinzentada com COV muito inferior à praticada por Gomes et al. (2011), considerando todo o volume do reator, todavia, considerando somente o primeiro compartimento, a COV era 9,5 kg. m⁻³.d⁻¹. Como neste caso, caso a flotação e o deslocamento da biomassa causaram situação hidrodinâmica insustentável, decidiu-se pela adoção da prática das descargas de fundo com posterior transferência da biomassa para reator auxiliar. Assim, a biomassa acinzentada foi levada para um reator de mistura completa auxiliar para observação de seu comportamento e da produtividade de biogás. A hipótese foi que, quando privada de alimentação constante, a biomassa consumiria a matéria orgânica nela aderida e ficaria novamente apta a retornar para o reator. O sistema auxiliar foi observado por 7 dias e o biogás produzido foi registrado com uso de um gasômetro (deslocamento de líquido).

A produção de biogás foi registrada no 3º, 5º e 7º dia de observação tendo sido 2L; 1,3L e 0,5L. As velocidades médias de produção foram decrescentes e após a última medição a produção de biogás cessou, provavelmente em consequência do consumo da matéria orgânica. A biomassa perdeu sua coloração acinzentada, assumindo novamente a coloração negra, quando foi julgada apta para voltar ao sistema. É importante salientar que durante esse período da biomassa no reator auxiliar o ABR continuou sendo alimentado normalmente e apresentou eficiência de remoção de matéria de 89±1,5%. O reator auxiliar contava com agitação de 60 rpm, ao receber a biomassa flotada, nitrogênio foi fluxionado para garantir um ambiente anaeróbio. O fenômeno de expulsão ocorreu somente duas vezes. Após o recebimento da biomassa, o foi

ABR lacrado e aplicou-se nitrogênio em todas os compartimentos para evitar a presença de oxigênio. Acredita-se que esses fenômenos ocorreram devido a fase de adaptação do sistema à nova condição de operação aplicada.

A utilização de um reator auxiliar para lidar com a biomassa expulsa, baseou-se no trabalho de Passeggi et al. (2012), que consistiu no monitoramento de um reator do tipo UASB modificado com um dispositivo de extração da biomassa flotada para um digestor com a mesma função do reator auxiliar aqui utilizado. O sistema tratava efluente da produção de produtos lácteos. De acordo com os autores, os problemas associados com a baixa taxa de hidrólise de lipídeos e acumulação de espuma no sistema foram resolvidos com a adoção do procedimento e 90% de remoção da matéria orgânica foi verificada no sistema, que era em escala industrial.

Durante o período de monitoramento subsequente, observou-se que a tampa do reator havia cedido. Esse problema acarretou na não confiabilidade das medidas de produção de biogás por deslocamento de líquido.

Ao final da condição realizou-se um perfil espacial de amostragem, cujos resultados referentes à DQO podem ser verificados na Figura 13. Apesar dos problemas iniciais supracitados, verificou-se que 79% da remoção da matéria orgânica ocorreu no compartimento 1, elevando-se para 89% no compartimento 3, tornando-se constante nos demais compartimentos.

Figura 13. Amostragem de substrato ao longo do ABR. Sendo DQO para amostras íntegras de cada compartimento (*) e para amostras filtradas para cada compartimento (•) e Eficiência de remoção da matéria orgânica (■) quando o TDH de 24 horas foi aplicado

(Fonte: Próprio)

As concentrações de ácidos voláteis mensurados na amostragem espacial podem ser visualizadas na (Figura 14). Observou-se aumento da concentração de ácidos nos compartimentos iniciais e seguido de queda, o que se atribui às atividades de hidrólise e acidogênese que ocorreram com maior intensidade nos primeiros compartimentos.

Figura 14. Perfil espacial de ácidos voláteis totais ao longo do ABR quando TDH foi 24 horas

(Fonte: Próprio)

Apesar da elevada concentração de ácidos nos primeiros compartimentos, o valor médio de alcalinidade à bicarbonato foi de 864 ± 226 mgCaCO₃.L⁻¹, fato explicado pela degradação das proteínas presentes no meio e consequente geração do íon amônio.

Figura 15. Perfil espacial de alcalinidade ao longo do ABR operado com TDH de 24 h. Sendo (•) Alcalinidade a bicarbonato mgCaCO₃.L⁻¹ e Alcalinidade total (■).

(Fonte: Próprio)

As relações AI/AP para os compartimentos 1 e 2 foram de 0,2 e 0,3, respectivamente, atendendo a indicação de Ripley et al., (1986), o que demonstra estabilidade comprovada do sistema ao longo de todo o reator, uma vez que, nos demais compartimentos a relação permanece inferior a 0,3.

MANARIOTIS & GRIGOROPOULUS (2002) estudaram o desempenho de um ABR contendo 3 compartimentos e tratando efluente sintético com baixa carga orgânica submetido a COV de 0,303 e 0,662 kg DQO (m³ d)⁻¹, respectivamente. Para os TDH 24 e 12 h, os autores obtiveram eficiências de remoção de 83 e 92% e 80 e 92% para DQO e SST, respectivamente. Segundo os autores, a remoção de matéria orgânica ocorreu primordialmente nos compartimentos 1 e 2 com 56 e 22%, respectivamente

Mesmo com os problemas operacionais apresentados o reator demonstrou robustez ao receber uma vazão maior na alimentação, pois o consumo de matéria orgânica e produção de alcalinidade mantiveram-se estáveis e em nível considerado satisfatório.

5.3.1. Choque hidráulico e de carga orgânica

O experimento de choque hidráulico e de carga orgânica e foi realizado para averiguar a capacidade hidrodinâmica e cinética do sistema para suportar a redução do TDH, para 12 horas. O experimento consistiu em diminuir o tempo de detenção por tempo igual a três vezes o TDH aplicado, submetendo posteriormente o sistema a três tempos de detenção de 24 horas.

A Figura 16 explicita o experimento e os dados verificados para a remoção de matéria orgânica nos tempos 13, 24 e 36 horas. Após o terceiro tempo de detenção, foram verificadas, por três vezes consecutivas, eficiências de remoção de matéria orgânica semelhantes às verificadas antes da aplicação dos choques. Em relação aos valores de alcalinidade, estes foram comparáveis aos verificados na segunda condição com valores médios de produção de $346 \pm 26 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$. Os valores da relação AI/AP foram inferiores a 0,3 para os três choques sequenciais aplicados, o que indica que o sistema absorvia rapidamente os

choques sem sofrer distúrbios no processo de digestão anaeróbia por acúmulos de ácidos voláteis.

As remoções de matéria orgânica foram de $85 \pm 4,5$, 85 ± 4 e $83 \pm 4,8$ % para os três choques sequencias aplicados. A composição de biogás apresentou aumento na fração de metano, que foi em média de $64 \pm 1,3\%$.

Esses dados são possíveis de serem comparados aos encontrados pelos pesquisadores Silva e Nour (2005) que trataram esgoto doméstico com DQO de 720mg/L em ABR de três câmaras anaeróbio/aeróbio. Neste trabalho, os autores variaram o TDH de 8 horas para 4 horas e perceberam que o sistema apresentou rápida absorção aos choques. O sistema apresentou inclusive aumento de remoção de matéria orgânica de 45% para 54% durante a aplicação do choque, o que não aconteceu no presente estudo.

Em função dos resultados de remoção de matéria orgânica sentiu-se segurança para prosseguir com aumento da vazão em consequência da diminuição do TDH para 12 horas.

Figura 16. Choque de carga orgânica e hidráulico oscilando TDH entre 24h e 12h. Sendo amostras filtradas (•) e amostras íntegras (◦)

As Figuras 17 e 18 apresentam os valores de alcalinidade e acidez volátil durante o choque. Os valores de alcalinidade total e parcial voltaram

rapidamente ao normal, seguindo tendência similar ao comportamento que antecedeu ao choque. Mais uma vez notou-se a boa capacidade de assimilação, robustez e recuperação do reator compartimentado híbrido mediante choques.

Figura 17. Alcalinidade à bicarbonato (•) e Alcalinidade total (•) durante choque de carga orgânica e hidráulica com TDH oscilando entre 24h e 12h.

Figura 18. Acidez volátil durante choque de carga orgânica e hidráulica com TDH oscilando entre 24h e 12h. Sendo entrada (•) e saída (•)

5.4. TERCEIRA CONDIÇÃO DE OPERAÇÃO

Nesta condição, o sistema foi operado por aproximadamente 71 dias com tempo de detenção hidráulica de 12 horas e carga orgânica volumétrica de 5,92 kg.m³.dia.

As médias de DQO afluente de 3256 ± 89 mg.L⁻¹, 2336 ± 177 mg.L⁻¹ para amostras não filtradas e filtradas, respectivamente e de $321,97 \pm 80$ mg.L⁻¹, $248,27 \pm 66$ mg.L⁻¹ para amostras integras e filtrada no efluente tratado. A fração média de metano no biogás foi de $62 \pm 12\%$.

Os valores médios de alcalinidade à bicarbonato para esta condição foram de 340 ± 9 mg.CaCO₃.L⁻¹ para amostras da entrada e de 672 ± 63 mg.CaCO₃.L⁻¹, com produção média de alcalinidade de 355 ± 55 mg.CaCO₃.L⁻¹. OS valores de acidez volátil na saída do sistema foram de 221 ± 45 mg.CH₃COOH.L⁻¹.

Para esta condição o reator apresentou problemas como vazamento de líquido, entupimento parcial da saída de biogás localizada na parte superior da tampa do reator, em função de obstrução causada pela biomassa.

Na tentativa de solucionar os problemas, o sistema foi aberto e as separações entre os compartimentos no “head space” do reator foram retiradas. Somente o compartimento 5 permaneceu isolado uma vez que contava com saídas de efluentes por tubulação que permitia a entrada de oxigênio e perda de biogás, o que possivelmente poderia afetar negativamente o sistema.

O sistema foi reforçado externamente com fitas de borracha na tentativa de impossibilitar a ocorrência de vazamentos e perda de biogás, mas devido as frequentes necessidades de intervenção de manutenção decidiu-se que as medições da produção de biogás por deslocamento de líquido para esta condição poderiam não corresponder a realidade, e assim, optou-se por não considerá-las.

Esta condição apesar das dificuldades de operação, apresentou uma eficiente remoção de matéria orgânica, semelhante as remoções das outras condições aplicadas com aproximadamente $91 \pm 2\%$ para não filtradas, e $89 \pm 2,8\%$ para amostras filtradas.

Assim como nas condições com TDH de 72 e 24 horas, nesta condição também foi realizada análise de DQO e Alcalinidade e Acidez em amostragem espacial para se obter perfis das concentrações de substratos e metabólitos.

Os resultados deste perfil apontam que as remoções de matéria orgânica ocorreram com eficiência superior a 80% no compartimento 3, sendo aumentada para 85% no compartimento 4 (Figura 19). No perfil de concentração de metabólitos, nota-se que as concentrações de alcalinidade (Figura 20) foram crescentes.

Os ácidos voláteis tiveram um aumento da concentração nos compartimentos iniciais que pode ser atribuído à hidrólise da matéria orgânica. No terceiro compartimento, a produção de alcalinidade foi capaz de tamponar os ácidos produzidos, mantendo a estabilidade necessária para produção metanogênica (Figura 20 e 21).

A relação Al/AP para os compartimentos 1 e 2 de 0,5 e 0,1, respectivamente, nos compartimentos 3 e 4 as relações Al/AP foram 0,1 e 0,2, sendo inferiores ao valor sugerido por Ripley et al. (1986).

Figura 19. Amostragem espacial ao longo do ABR. Sendo DQO para amostras filtradas de cada compartimento (•) e não filtradas para cada compartimento (▲) e Eficiência de remoção da matéria orgânica (■) quando o TDH de 12 horas foi aplicado

(Fonte: Próprio)

Figura 20. Perfil da amostragem espacial de concentrações de metabólitos. Sendo (•) Alcalinidade a bicarbonato e alcalinidade total (▲) quando TDH foi de 12 horas

(Fonte: Próprio)

Figura 21. Perfil da amostragem espacial de acidez volátil de concentrações de metabólitos, quando TDH foi de 12 horas

(Fonte: Próprio)

Após à execução dos perfis supracitados, o reator foi parado, aberto (Figura 22) e a biomassa presente no sistema foi mensurada, o que tornou possível verificar a ocorrência de arraste da biomassa ao longo do sistema (Tabela 5).

Acredita-se que o arraste de biomassa, que ocorreu do compartimento 2 para o compartimento 3, devido ao aumento da vazão, tenha sido o fator preponderante para que a remoção de matéria orgânica se deslocasse, ocorrendo majoritariamente entre os compartimentos 2 e 3.

Figura 22. Reator aberto ao final do experimento

(Fonte: Próprio)

Tabela 5. Comparação entre a primeira e terceira condição em relação a biomassa.

Compartimentos	Primeira condição	Terceira condição
1	1,6 L	1,8 L
2	1,6 L	0,250 L
3	Espuma ¹	1 L +Espuma ¹
4	Espuma ¹	1,2 L +Espuma ¹
5	Espuma ²	1,85 L+ Espuma ²

¹Espuma de poliuretano com biomassa imobilizada ocupando 40% do volume do compartimento;

² Espuma de poliuretano sem biomassa ocupando 40% do volume do compartimento. Obs: As medidas em litro são referentes ao volume de biomassa granular por compartimento.

6. COMPARAÇÃO DAS TRÊS CONDIÇÕES OPERACIONAIS APLICADAS

Comparando as condições experimentais aplicadas, notou-se que os valores de remoção de matéria orgânica se apresentaram próximos, sobretudo quando se considera a mediana dos resultados em amostras não filtradas (Figura 23 A). As amostras filtradas apresentaram maior dispersão (Figura 23 B), sobretudo quando se considera a mediana. Nota-se que os valores de remoção matéria orgânica em tais amostras decrescem quando o TDH diminuiu para 12h.

Figura 23. Diagrama de caixa das condições operacionais ao longo do processo operacional para amostras brutas. B: Para amostras filtradas.

(A)

(Fonte: Próprio)

(B)

(Fonte: Próprio)

As três condições apresentaram remoção de matéria orgânica similares (Figura 23) com variações das médias estatisticamente significantes (ANOVA e L-Fisher), assim pode-se afirmar que o aumento das COVs aplicada influenciou no processo. O tempo de detenção hidráulica igual a 24 horas é estaticamente melhor que as demais condições aplicadas. Apesar desta condição também ter apresentado problemas de operação durante o monitoramento, o sistema adaptou rapidamente e suportou a vazão aplicada, mantendo os níveis de remoção de matéria orgânica satisfatórios.

Figura 24. Eficiência de remoção de matéria orgânica por condição aplicada

(Fonte: Próprio)

Analisando as médias de remoção de sólidos nota-se que as eficiências de remoções de sólidos foram afetadas pela diminuição do tempo de detenção hidráulica, principalmente quando TDH foi de 12 horas (Figura 25)

Figura 25. Remoção de sólidos totais voláteis por condição operacional

(Fonte: Próprio)

O aumento da carga orgânica influenciou no aumento do percentual de metano na composição do biogás. Quando TDH foi de 72h, o percentual de

metano foi de $41 \pm 23\%$. Após as diminuições do TDH para 24h e 12 h, a porcentagem de metano foi de 53 ± 27 e $62 \pm 12 \%$, respectivamente. Nas condições 1 e 2 as remoções de matéria orgânica aconteceram majoritariamente nos compartimentos 1 e 2, somente na terceira condição é que houve um deslocamento da remoção de matéria orgânica para os compartimentos 2 e 3 devido ao arraste de biomassa que ocorreu durante o período operacional. As remoções de matéria orgânica apresentaram diferenças e o método estatístico aplicado indicou a segunda condição operacional (TDH 24h) como melhor dentre as três aplicadas.

7. CONCLUSÃO

O reator apresentou remoções de matéria orgânica satisfatórias nos tempos de detenção hidráulica aplicados. Entretanto, a configuração não foi hidrodinamicamente apropriada para operação contínua com tempo de detenção inferior a 24 h.

O sistema apresentou flexibilidade e rápida absorção dos choques hidráulicos e de carga, quando operado com TDH de 24 h, reduzido para 12 h.

A redução dos tempos de detenção hidráulica influenciou no aumento do percentual de metano na composição do biogás. Este valor foi crescente com o aumento da COV aplicada e maior quando o tempo de detenção hidráulico foi de 12 h.

Foram observadas produções de alcalinidades desde o início da operação com relações AI/AP de inferiores a 0,3 na saída do sistema, o que demonstra que cineticamente o sistema não apresentou instabilidade quando submetido as três condições operacionais.

O sistema suportou cineticamente as condições as quais foi submetido, mas seriam necessárias alterações na parte interior evitar arraste e entupimento melhorando sua hidrodinâmica.

8. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ALVES, M. M. et al. Waste lipids to energy: how to optimize methane production from long-chain fatty acids (LCFA). **Microbial Biotechnology**, Chichester, v. 2, n. 5, p. 538-550, 2009.
- ANGELIDAKI, I.; AHRING, B. K. Codigestion of olive oil mill wastewaters with manure, household waste or sewage sludge. **Biodegradation**, Dordrecht, v. 8, n. 4, p. 221-226, 1997.
- BARBER, W. P.; STUCKEY, D. C. The use of the anaerobic baffled reactor (ABR) for wastewater treatment: A review. **Water Research**, v. 33, n. 7, p. 1559–1578, 1999.
- BOOPATHY, R.; SIEVERS, D. M. Performance of a modified anaerobic baffled reactor to treat waste swine. **Transactions of ASABE**, St. Joseph, v. 34, n. 6, p. 2573-78, 1991.
- BRAILE, P.M.; CAVALCANTI, J.E.W.A. Manual de tratamento de águas residuais. São Paulo: **Cetesb**, 1993.
- BEUX, S. **Avaliação do tratamento de efluente de abatedouro em digestores anaeróbios de duas fases**. 2005. 99 f. Dissertação (Mestrado em Ciência e Tecnologia de Alimentos) - Universidade Estadual de Ponta Grossa, Ponta Grossa, 2005.
- CAMPOS, C. M. M. et al. Avaliação da eficiência do reator UASB tratando efluente de laticínio sob diferentes cargas orgânicas. **Ciência e Agrotecnologia**, v. 28, n. 6, p. 1376–1384, 2004.
- Chen Y, Cheng JJ, Creamer KS. Inhibition of anaerobic digestion process: A review. **Bioresour Technol**, 2008.
- CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios: princípios do tratamento biológico em águas residuárias**. 1. ed. Belo Horizonte: DESA/UFMG, 1997, 246p. CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios: princípios do tratamento biológico em águas residuárias**. 2. ed. Belo Horizonte: DESA/UFMG, 2007, 359p.

CHERNICHARO, C.A.L. Principios do tratamento biologico de águas residuarias: Reatores anaeróbios. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, v.5, 246p. 1997.

CHERNICHARO, C.A.L. Reatores anaeróbios. Belo horizonte. DESA/UFMG, 2006. Pág 246.

CICHELO, G. C. V.; RIBEIRO, R.; TOMMASO, G. Characterization and kinetics of the anaerobic treatment of dairy wastewaters. UNOPAR Científica Ciências Biológicas e da Saúde, Londrina, v. 15, n. 1, p. 27-40, 2013.

COHEN, A.; BREURE, M.; VAN ANDEL, J.G.; VAN DEURSENN, A. Influence of phase separation on the anaerobic digestion of glucose – II. Stability, and Kinetic responses to shock loadings. Water Revista. V 16. Pp 449 – 455. Amsterdam, 1982.

DAVID, F.M.; Collao-Saenz, E.A.; Pérez, J.R.O.; Castro, A.L.A.; Resende, H.R.A.; Landim, A.V. **Efeito da adição de soro de leite sobre a digestibilidade aparente e Os Parâmetros sanguíneos de vacas secas.** Arq. Bras. Med. Veterinário. Zootec. [Online]. 2010, vol.62, n.5, pp. 1183.

DEMIREL, b., YENIGUN, O., ONAY, T.T. Anaerobic treatment of dairy wastewaters: a review. Process Biochemistry. V 40 p 2583-2595, 2005.

FERNANDES, G. F. R. Desempenho de processo anaeróbio em dois estágios (reator compartimentado seguido de reator UASB) para tratamento de águas residuárias de suinocultura. 2004. 136 f. **Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária)** - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2004.

FORESTI, E. Fundamentos do processo de digestão anaeróbia. “Tratamiento anaeróbio de águas residuales” in: III Taller y Seminario Latinoamericano. Montevideo, Uruguay, p. 97-110, 1994.

ESCUADERO, A. et al. Semi-continuous anaerobic digestion of solid slaughterhouse waste. Journal of Environmental Chemical Engineering, Amsterdam, v. 2, n. 2, p. 819-825, 2014

FORESTI, E.; FLORÊNCIO, L.; HAANDEL, A.; ZAIAT, M.; CAVALCANTI, P. F. **F. Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: ABES, 1999. cap. 2, p. 29-52.

FORESTI, E. Fundamentos do tratamento anaeróbio. In: VAN HAANDEL, A. C. et al. Tratamento de esgotos sanitários por processos anaeróbios e disposição controlada no solo. Rio de Janeiro: **ABES**, 1999. cap. 2, p. 31-35.

GOMES, D. R. S. et al. Effect of enzymatic pretreatment and increasing the organic loading rate of lipid-rich wastewater treated in a hybrid UASB reactor. **Desalination**, v. 279, n. 1-3, p. 96–103, 2011.

GROBICKI, A.; STUCKEY, D. C. Hydrodynamic characteristics of the anaerobic baffled reactor. **Water Research**, v. 26, n. 3, p. 371–378, 1992.

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

GUTIRREZ, J. L. R.; ENCINA, P. A. G.; FDZ-POLANCO, F. Anaerobic treatment of cheese-production wastewater using a UASB reactor.

Bioresource Technology, v. 37, n. 3, p. 271–276, 1991.

HWU, C. k.; TSENG, S.K.; YUAN, C.Y; KULIK, Z.; LETTINGA, G. Biosorption of long-chain fatty acids in UASB treatment process. **Wat. Res.** V. 32. N.5, p. 1571-1579, 1998.

HWU, C. S.; LETTINGA, G. Acute toxicity of oleate to acetate-utilizing methanogens in mesophilic and termophilic anaerobic sludges. *Enzyme and Microbial Technology* v. 21, p.297-301, 1997.

IAMAMOTO, C. Y.; OLIVEIRA, R. A. de; LUCAS JUNIOR, J. Alcalinidade como medida de monitoramento do desempenho de reatores anaeróbios de fluxo 162 ascendente com manta de lodo (UASB), tratando águas residuais de suinocultura. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 22, n. 1, p. 118-126, 2002.

ISOLDI, L. A.; KOETZ, P. R.; FARIA, O. L. V.; ISOLDI, L. Parâmetros de operação do reator UASB em um sistema combinado reator-UASB reator aeróbio. **Revista Eletrônica do Mestrado em Educação Ambiental**. v. 6, p. 1-6, 2001. Disponível em <<http://www.google.com.br>> Acesso em 20.set.2006.

LANGENHOFF, A. A. M.; INTRACHANDRA, N.; STUCKEY, D. C. Treatment of dilute soluble and colloidal wastewater using an anaerobic baffled reactor:

Influence of hydraulic retention time. **Water Research**, v. 34, n. 4, p. 1307–1317, 2000.

LEAL, M. C. M. R. et al. Effect of enzymatic hydrolysis on anaerobic treatment of dairy wastewater. **Process Biochemistry**, v. 41, n. 5, p. 1173–1178, 2005.

LETTINGA, G. HULSHOF POLL, W., ZEEMAN, G. Biological wastewater treatment, Part I: Anaerobic wastewater treatment. Lecture Notes.

Wegeningen Agricultural University, 1996.

MICHELAN, R. et al. Effect of impeller type and mechanical agitation on the mass transfer and power consumption aspects of ASBR operation treating synthetic wastewater. **Journal of Environmental Management**, v. 90, n. 3, p. 1357–1364, 2009.

NACHAIYASIT, S.; STUCKEY, D. C. The effect of shock loads on the performance of an anaerobic baffled reactor (ABR). 1. Step changes in feed concentration at constant retention time. **Water Research**, v. 31, n. 11, p. 2737–2746, 1997.

NETO, M. S. A., Tratamento de águas residuárias de Suinocultura em reator anaeróbico compartimentado seguido de reator UASB. Dissertação de mestrado apresentada à Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias –UNESP, 2007.

NOGUEIRA, L. A. H. **Biodigestão: a alternativa energética**. São Paulo: Nobel, 1986. 94 p.

OLIVEIRA, Roberto Alves de; DUDA, Rose Maria and FERNANDES, Gracie Ferraz Rodrigues. Reator anaeróbico compartimentado para o tratamento de águas residuárias de suinocultura. **Eng. Sanit. Ambient.** [online]. 2014, vol.19, n.4, pp.383-391.

OMIL, F. et al. Anaerobic filter reactor performance for the treatment of complex dairy wastewater at industrial scale. **Water Research**, v. 37, n. 17, p. 4099–4108, 2003.

PASSEGGI, M.; LÓPEZ, I.; BORZACCONI, L. Modified UASB reactor for dairy industry wastewater: Performance indicators and comparison with the traditional approach. **Journal of Cleaner Production**, v. 26, p. 90–94, 2012.

PEREIRA, M.A.; PIRES O.C., MOTA M., ALVES, M.M Anaerobic degradation of oleic acid by suspended and granular sludge: identification of palmitic acid as a key intermediate. **Water Sci. Technol.**, 45 (2002), pp. 139–144

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

PETRURY, R.; LETTINGA, G. Digestion of a milk- fat emulsion. **Bioresource technology**, 61, 141-149.

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

RODRIGUES, J.A.D., RATUSZNEI, S.M., CAMARGO, E.F.M., ZAIAT, M., 2003. Influence of agitation rate on the performance of an anaerobic sequencing batch reactor containing granulated biomass treating low-strength wastewater. **Advances in Environmental Research** 7, 405–410.

RIPLEY, L. E.; BOYLE, W. C.; CONVERSE, J. C. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. **Journal Water Pollution Control Federation**, Alexandria, v. 58, n. 5, p. 406-411, 1986.

Sayed, S.; Van Der Zanden, J.; Wijffels, R.; Lettinga, G.; *Biol. Wastes* 1988, 23,117

SILVA, G. H. R.; NOUR, E. A. A. Reator compartimentado anaeróbio/aeróbio: sistema de baixo custo para tratamento de esgotos de pequenas comunidades. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, Campina Grande, v. 9, n. 2, p. 268-275, 2005.

SILVA, S. A. et al. Long-term acclimation of anaerobic sludges for high-rate methanogenesis from LCFA. *Biomass Bioenergy*, Kidlington, v. 67, p. 297-303, 2014.

SIQUEIRA, Amanda de Moraes Oliveira; MACHADO, Erilane de Castro Lima e STAMFORD, Tânia Lúcia Montenegro. **Bebidas lácteas com soro de queijo e frutas**. *Cienc. Rural* [online]. 2013, vol.43, n.9, pp. 1693-1700.

SPEECE, R. E. Anaerobic biotechnology for industrial wastewater. **Nashville: Archae Press**, 1996.

TOMMASO, P.S.; RIBEIRO, R.; OLIVEIRA, C. A. F; STAMATELATOU, K. ANATONOPOULOU, G.; LIBERRATOS, G.; CSANADI, J. Clean Strategies for the management of residues in dairy industries. In: Paulo José do Amaral Sobral; Anna McElhatton. (org) **Novel Technologies in food science**: Their impact on products, consumer trends and the environment. 1 ed. New York: Springer, v.1, p 135, 2011.

VIDAL, G. et al. Influence of the content in fats and proteins on the anaerobic biodegradability of dairy wastewaters. **Bioresource Technology**, v. 74, n. 3, p. 231–239, 2000.

WANG, J.; HUANG, Y.; ZHAO, X. Performance and characteristics of an anaerobic baffled reactor. **Bioresource Technology**, Oxford, v. 93, p. 205-208, 2004.

WANG, S., Chandrasekhara Rao., QIU, R., MOLLETA, R., Performance and kinetic evaluation of anaerobic moving bed biofilm reactor for treating milk permeate from dairy industry. Vol 100, 2009.

WEILAND, P.; ROSSI, A. The start up, operation and monitoring of high-rate anaerobic treatment systems: discussers report. *Water Science Technol*, 1991, 24, 255-277.

WU, H. et al. Performance of combined process of anoxic baffled reactor-biological contact oxidation treating printing and dyeing wastewater. **Bioresource Technology**, v. 98, n. 7, p. 1501–1504, 2007.

WU, H.; WANG, S.; KONG, H.; LIU, T.; XIA, M. Performance of combined process of anoxic baffled reactor-biological contact oxidation treating printing and dyeing wastewater. **Bioresource Technology**, Oxford, v. 98, p. 1501-1504, 2007.

ZAIAT, M., RODRIGUES, J.A.D., RATUSZNEI, S.M., CAMARGO, E.F.M., BORZANI, W., 2001. Anaerobic sequencing batch reactors for wastewater treatment: a developing technology. **Applied Microbiology and Biotechnology** 55, 29–35.

ZAIAT, M; CABRAL, A K A; FORESTI, E . Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo Para Tratamento de Águas Residuárias: Concepção e Avaliação Preliminar de Desempenho. **Revista Brasileira de Engenharia Química**, v. 11, n.2, p. 33-42, 1994.

ZHENDER, A.J.B., et al. Characterization of an acetate-decarboxylating, non-hydrogen-oxidizing methane bacterium, **Arch. Microbiol.** v.124, p.1-11, 1980.