

## **START-UP DE UM REATOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE COM MANTA DE LODO (UASB) TRATANDO EFLUENTE DE INDÚSTRIA DE LATICÍNIOS**

DOI:10.19177/rgsa.v7e32018572-590

**Ana Claudia Guedes Silva<sup>1</sup>**  
**Raphael Corrêa Medeiros<sup>2</sup>**  
**Gabriel de Menezes Trevisan<sup>3</sup>**

### **RESUMO**

Este trabalho objetivou avaliar o start-up de um reator UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) de escala laboratorial. O reator foi operado com uma vazão de 500 mL.h<sup>-1</sup> e um Tempo de Detenção Hidráulico (TDH) de 5,02 h, e Carga Orgânica Volumétrica (COV) de 95,66 Kg DQO/m<sup>3</sup>.d, por 66 dias. Para a partida, o inóculo utilizado foi proveniente da lagoa anaeróbia de um laticínio com pH~4,0, Sólidos Totais (ST) 12275,02 mg/L e relação Sólidos Suspensos Voláteis (SSV)/Sólidos Suspensos Totais (SST) de 0,71. A temperatura apresentou oscilações de 5 a 10°C, durante o experimento. Quanto ao parâmetro de controle, Demanda Química de Oxigênio (DQO), observou-se grande variação tanto no afluente (média 16428,8 mg/L e desvio padrão 10951,24 mg/L) quanto no efluente (média 15342,0 mg/L e desvio padrão 9403,10 mg/L) com remoção média de, aproximadamente, 7% (1086,90 mg/L). Com relação à alcalinidade parcial, o efluente tratado apresentou maiores valores em relação ao afluente, um acréscimo de 49% em relação ao mesmo. Após 55 dias ocorreu estabilidade no pH e na alcalinidade parcial do efluente, respectivamente 7 e 970 mgCaCO<sub>3</sub>/L. Mesmo utilizando inóculo adaptado, a partida do reator não foi concluída, necessitando mais alguns dias de operação, contudo o reator suportou variações do COV, manteve nos últimos dias o pH efluente acima de 6 e uma remoção pequena de DQO, durante esse curto período em operação.

**Palavras-chave:** Partida de reator UASB. Carga orgânica. Inóculo. Alcalinidade.

<sup>1</sup> Engenheira Ambiental e Sanitarista; Doutoranda em Engenharia Agrícola – Universidade do Oeste do Paraná – UNIOESTE. E-mail: anaa\_guedess@hotmail.com

<sup>2</sup> Professor Dr. Adjunto da Universidade Federal de Santa Maria – UFSM. E-mail: medeiroscg@yahoo.com

<sup>3</sup> Engenheiro Ambiental e Sanitarista; Mestre em Engenharia Ambiental – Universidade Federal de Santa Maria – UFSM. E-mail: gabryelmt@hotmail.com

## 1 INTRODUÇÃO

A indústria de laticínios caracteriza-se pelo elevado consumo de água. A necessidade de água ocorre, principalmente, pela manutenção das condições de limpeza, das condições sanitárias e de higiene nos setores de produção.

Com o elevado consumo de água para o processamento de leite, ocorre a geração de grandes vazões de efluentes, o que torna a indústria de laticínios um potencial poluidor e alternativas sustentáveis para o seu tratamento tornam-se imperativas pois possuem propriedades que não lhes permitem que sejam dispostos diretamente no solo ou em corpos hídricos receptores, sem um prévio tratamento (DERISIO, 2013).

O efluente processado do laticínio é constituído basicamente de leite (tanto matéria-prima quanto seus derivados), possuindo uma elevada Demanda Química de Oxigênio (DQO), Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO), óleos e graxas, nitrogênio, fósforo (FYFE, HAGARE, SIVAKUMAR, 2016). Entretanto, as características dos efluentes líquidos variam dependendo do tipo do processo de beneficiamento adotado.

Para minimizar os efeitos poluentes desse setor, técnicas de tratamento tornam-se uma opção extremamente atrativa para a solução dos problemas ambientais causados pela disposição inadequada desse tipo de águas servidas, controlando assim as fontes poluidoras, e conseqüentemente, evitando impactos ambientais.

Em geral, efluentes de laticínios são tidos como de difícil degradação, principalmente em função da presença de gorduras emulsionadas em sua composição. Além disso, tais efluentes são nutricionalmente desbalanceados em relação a microrganismos envolvidos em sua degradação (CICHELO, RIBEIRO, TOMMASO, 2013).

Em sua maioria, o tratamento de despejos das indústrias alimentícias é realizado com métodos físico-químicos convencionais e tratamento biológico subsequentes, tais como lagoas de estabilização e processos de coagulação e floculação (WILDBRETT, 2011), onde, primeiramente, há redução dos poluentes inorgânicos, materiais insolúveis, metais pesados, material orgânico não biodegradável, sólidos em suspensão, cor, entre outros, e, posteriormente, a matéria orgânica biodegradável.

Dentre os processos biológicos normalmente utilizados para o tratamento de efluentes, a digestão anaeróbia é considerada a melhor opção para o tratamento de efluentes cuja composição contemple elevadas concentrações de matéria orgânica, como os normalmente encontrados nos laticínios (VON SPERLING, 2015).

A digestão anaeróbia apresenta algumas vantagens em comparação aos sistemas aeróbios, dentre elas: a baixa produção de lodo, possibilidade de preservação da biomassa, produção de metano, simplicidade operacional, menor custo de energia elétrica, tolerância a elevadas cargas orgânicas.

Um dos sistemas anaeróbios de tratamento de efluentes agroindustriais mais eficientes é o reator UASB, que além de reduzir a carga orgânica do efluente, pode-se utilizar o biogás, gerado no tratamento, como fonte alternativa de energia (ALMEIDA & GROSSI, 2014)

Segundo Chernicharo (2007), evitam-se nesse tipo de tratamento, choques na sua entrada pois o mesmo possui baixa capacidade de tolerar mudanças bruscas, e para que o reator anaeróbio funcione corretamente é necessário que o seu start-up seja conduzido em observância a determinados parâmetros: pH, DQO, temperatura, alcalinidade intermediária e parcial.

Diante disso, o trabalho teve por finalidade avaliar o start-up de um reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) no tratamento de efluente de laticínio, analisando como parâmetro de eficiência a remoção de DQO durante o processo.

## **2 METODOLOGIA**

O experimento foi realizado através da construção e operação de um reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo, UASB em escala laboratorial, o qual foi instalado no laboratório de hidráulica da Universidade Federal de Santa Maria (UFSM), campus Frederico Westphalen.

O reator UASB foi dimensionado e projetado no mês de agosto, sendo operado durante 66 dias correspondente ao período de 02 de setembro a 07 de novembro de 2014. Foram realizadas análises físico-químicas do substrato, assim como do afluente e efluente resultante da digestão anaeróbia do reator, com verificação do seu desempenho.

## 2.1 Caracterização do efluente bruto

O efluente utilizado para alimentação do reator UASB foi obtido de um laticínio, o qual havia passado pelas fases de equalização e flotação com coagulação química utilizando Policloreto de Alumínio (PAC).

O efluente bruto continha uma DQO média de  $15.927 \text{ mg.L}^{-1}$  ( $\pm 10516 \text{ mg.L}^{-1}$ ), pH 5,9 ( $\pm 1,08$ ). Quanto a alcalinidade parcial, o efluente apresentava em média  $650 \text{ mg CaCO}_3.\text{L}^{-1}$  e alcalinidade intermediária de  $930 \text{ mg CaCO}_3.\text{L}^{-1}$ .

A coleta do efluente bruto ocorria uma vez por semana, sendo coletados 80 litros da saída do flutador. Para isso, foram utilizados recipientes de polietileno limpos e desinfetados.

Antes de iniciar a coleta, esses recipientes eram previamente lavados com o próprio efluente. Após a coleta, o efluente era disposto em geladeira. Para utilização no reator, retirava-se, previamente, o recipiente da geladeira para atingir a temperatura ambiente.

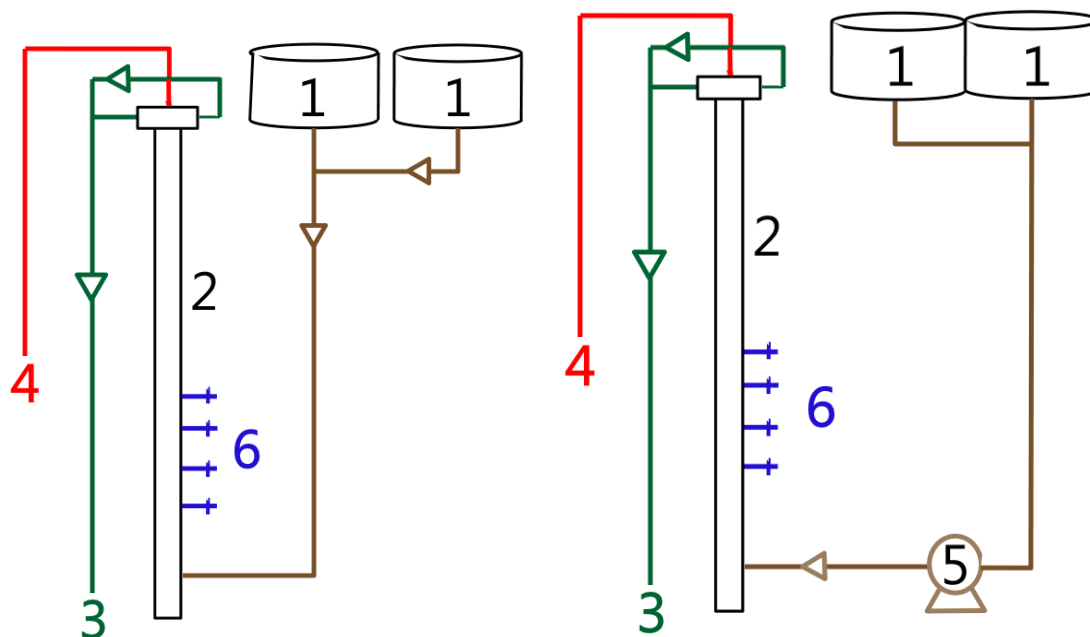
## 2.2 Construção do experimento utilizando reator UASB

O sistema de tratamento foi constituído de duas unidades: tanques de equalização (TE), sendo 2 vasos comunicantes de 20 litros, e um reator UASB de 3,34 litros.

O TE foi adaptado a um recipiente fabricado em polipropileno (PP), objetivando equalizar a vazão e alcalinizar o afluente, sendo o mesmo elevado e responsável por manter a vazão. Contudo, esse funcionamento com alimentação direta dos TE no reator ocorreu apenas durante os dias 02 de setembro a 16 de outubro, sendo esse período chamado de batelada.

Do dia 17 de outubro a 07 de novembro, foi instalada uma bomba dosadora para a alimentação diária do reator, considerado esse período em fluxo contínuo (Figura 1).

Figura 1 – Projeto Piloto UASB: À esquerda, a alimentação do reator por gravidade (Batelada).



\*À direita: Alimentação por meio de uma bomba dosadora (Contínua). 1 – Tanque de equalização; 2 – Reator; 3 – Efluente tratado; 4 – Saída de biogás; 5 - Bomba dosadora; 6 - Amostradores de lodo.

Concomitante à inserção do efluente no TE, havia a alcalinização com Carbonato de Sódio ( $\text{NaCO}_3$ ) e Hidróxido de Sódio ( $\text{NaOH}$ ). A dosagem aplicada era variável, já que o objetivo era se atingir um pH próximo à 7,0.

O reator UASB foi construído em tubo em policloreto de vinila (PVC) de 50 milímetros de diâmetro nominal e 47 mm de diâmetro interno, outras características e parâmetros finais de dimensionamento estão descritos na Tabela 1, os quais foram baseados de acordo com Chernicharo (2000). Em seu interior, havia um separador trifásico de formato cônico e defletores de gases que foram moldados em resina epóxi.

Tabela 1 Características do reator UASB dimensionado.

Características do reator	Valores
Vazão	500 mL.h <sup>-1</sup>
Tempo de Detenção Hidráulica (TDH)	5,02 horas
Carga Hidráulica Volumétrica (CHV)	0,17 m <sup>3</sup> .m <sup>-3</sup> .h <sup>-1</sup>
Volume do Reator	3,34 Litros
Volume do útil do Reator (Vol)	2,51 Litros
Velocidade Ascensional (Vel)	0,28 m.h <sup>-1</sup>
Carga Orgânica Volumétrica (COV)	95,7 Kg DQO.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup>
Altura total	1,65 m
Altura da câmara de digestão	1,13 m
Altura da câmara de decantação	0,52 m

A pressão do biogás dentro do separador trifásico (gás-sólido-líquido) foi mantida utilizando selo hídrico. É possível visualizar na Figura 1 que ao longo do perfil do reator, foram instalados quatro amostradores, em intervalos de 15 cm a partir de uma distância de 25 cm da base do reator, os quais permitiam a amostragem da manta de lodo. Havia também duas saídas de efluente para coleta de efluente tratado, confeccionadas para evitar caminhos preferenciais, e por consequência, curtos-circuitos, durante a sua passagem do efluente no reator UASB.

### 2.3 Start-up do reator

Para a partida do reator foi utilizado como inóculo, lodo proveniente da lagoa anaeróbia do tratamento de efluentes do mesmo laticínio. Foram acrescentados 1,6 litros de lodo anaeróbio, aproximadamente, 64% do volume útil do reator, cujas características físico-químicas estão apresentadas na Tabela 2.

Tabela 2 - Características físico-químicas do inóculo utilizado no start-up.

Variável	Quantificação
pH	3,99
Sólidos Totais (ST) mg.L <sup>-1</sup>	12.275
Sólidos Totais Voláteis (STV) mg.L <sup>-1</sup>	4.410
Sólidos Totais Fixos (STF) mg.L <sup>-1</sup>	7.865
Sólidos Suspensos Totais (SST) mg.L <sup>-1</sup>	391
Sólidos Suspensos Voláteis (SSV) mg.L <sup>-1</sup>	280
Relação (SSV/SST)	0,71

Para iniciar o processo de start up do reator, foram seguidas as etapas realizadas por Hamerski (2012), com algumas adaptações:

1. O inóculo foi inserido no reator, ficando em repouso por 21 horas;
2. Após o repouso, o reator foi alimentado com 300 ml de efluente;
3. 11 horas após a 1<sup>o</sup> alimentação, o reator foi novamente alimentado, até a metade de seu volume útil;
4. O reator ficou sem alimentação por 72 horas;
5. Completou-se o reator com efluente até o nível do vertedouro do decantador, e permaneceu em repouso por mais 24 horas;
6. Iniciou-se a alimentação em batelada com aumento gradativo da vazão do efluente durante 48 horas, atingindo a vazão de projeto.

O reator operou durante os primeiros 44 dias (02 de setembro a 16 de outubro) sob fluxo intermitente (batelada) e após foi alterado para fluxo contínuo com auxílio de uma bomba dosadora, operando durante os 22 dias finais (17 de outubro a 07 de novembro). A partida só foi considerada concluída, quando os valores da concentração de matéria orgânica e a concentração de sólidos no efluente se mantiverem constantes.

## 2.4 Parâmetros de controle

Os parâmetros de controle, utilizados no monitoramento do reator UASB durante sua partida, bem como a frequência das análises e metodologia, estão

apresentados na Tabela 3. A metodologia seguiu o Standard Methods of Examination of Water and Wastewater (APHA, 1998).

Tabela 3 - Frequência das análises dos parâmetros e respectivas metodologias.

Análise	Frequência da Amostragem	Metodologia
pH	Diário	Potenciometria
Alcalinidade Parcial	Diário	Titulometria
Alcalinidade Total	Diário	Titulometria
DQO	Quinzenal	Refluxo Fechado
Temperatura	Diário	Termômetro de álcool

### 3 RESULTADOS E DISCUSSÃO

O reator UASB operou durante 66 dias, com vazão de 500 mL.h<sup>-1</sup>, TDH de aproximadamente 5,02 horas e carga orgânica volumétrica (COV) de 95,7 Kg DQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>.

O uso intermitente nos primeiros 44 dias auxiliou com que o reator alcançasse boas condições de tamponamento, com a indicação da ocorrência de digestão anaeróbia no sistema pela liberação de algumas bolhas de gás no selo hídrico. Já a alteração para fluxo contínuo permitiu ter uma vazão mais exata do processo conseguindo assim manter o pH do efluente acima de 6.

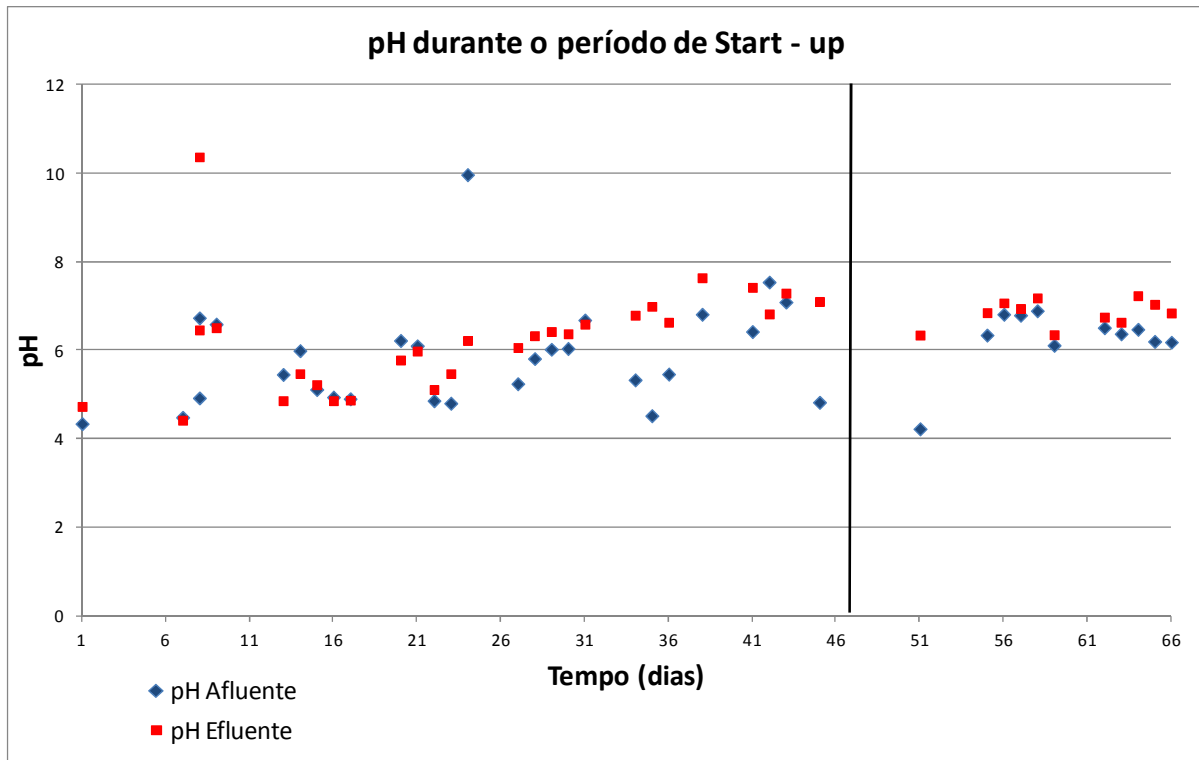
#### 3.1 pH

Durante o experimento houve um incremento do pH entre a entrada e a saída do reator. Como pode ser visualizada na Figura 2, a maior parte das amostras apresentou pH na faixa de 4 a 8; porém, foram constatados picos de pH próximo à 10 durante a fase inicial. Vale ressaltar que o pH do efluente coletado na agroindústria, normalmente, variava entre 3,0 e 4,0.

A média do pH de entrada no reator se manteve em torno de 5,9 ( $\pm 1,08$ ) enquanto o de saída foi de 6,4 ( $\pm 1,06$ ).



Figura 2 - Variação do pH do afluente e efluente do reator, ao longo do período de estudo.



É possível visualizar, nos primeiros dias de funcionamento do reator, que o pH se manteve baixo. Isso pode ser devido à elevada carga de compostos de carbono que são degradados a ácidos graxos voláteis de cadeia curta nas fases de hidrólise e acidogênese. Após 55 dias de funcionamento do reator, o pH do efluente tratado variou entre 6 a 8, relacionado, provavelmente, à liberação de cátions geradores de alcalinidade, como: os íons de nitrogênio amoniacal, provenientes da degradação de proteínas, e o sódio originados da degradação de sabões, os quais aumentam a alcalinidade e o pH (CAMPOS et al., 2004).

A literatura sugere que os reatores anaeróbios, em geral, operem próximos à neutralidade; a Hidrólise, Acidogênese e Acetogênese ocorrem, em geral, com pH entre 5,5 a 7, e a Metanogênese na faixa de 6,6 a 7,4. Reforça-se assim, que as interações bioquímicas e as vias de degradação são influenciadas diretamente pelo pH do efluente. (CHERNICHARO, 2007).

Nos últimos 10 dias do Start-up, obtiveram-se valores de pH da entrada próximo aos valores da saída do reator, apresentando um equilíbrio no interior do reator. Chernicharo (2000) recomenda que o pH de saída se encontre no intervalo de 6,8 a 7,4 e sempre acima de 6,2. Segundo Metcalf e Eddy (1995) sistemas

anaeróbios equilibrados devem apresentar alcalinidade e pH maiores na saída se comparados com a entrada. Desta maneira, o reator demonstrou um bom funcionamento se levado em consideração apenas esta variável.

### 3.2 Alcalinidade intermediária e parcial

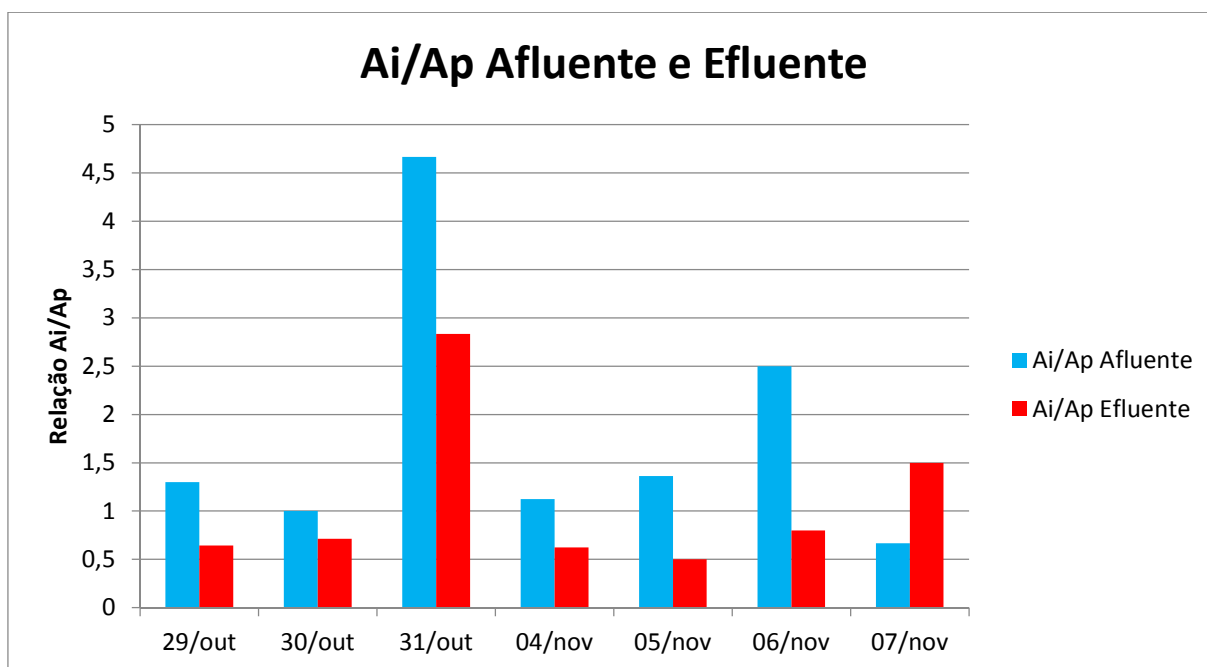
Para se determinar a alcalinidade total é necessário ter os valores médios de Alcalinidade Parcial (AP), referente ao bicarbonato, e respectivamente da Alcalinidade Intermediária (AI), referentes aos ácidos voláteis totais. A determinação da alcalinidade em dois estágios tem um importante aspecto que se refere ao significado da relação AI/AP, onde o seu valor indica se há ou não distúrbios na ocorrência de digestão anaeróbia (PEREIRA; CAMPOS; MONTERANI, 2010)

Os valores médios de alcalinidade parcial da entrada e saída do reator foram respectivamente: 650 ( $\pm 172,50$ ) e 970 ( $\pm 327,50$ ) mg  $\text{CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ . Com relação à alcalinidade intermediária, os valores da entrada e saída do reator foram respectivamente: 930 ( $\pm 317,5$ ) e 1230 ( $\pm 537,5$ ) mg  $\text{CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ .

Segundo Pereira, Campos e Moterani (2009), é possível que a estabilidade do processo ocorra para valores de AI/AP diferentes de 0,3 (de acordo com Ripley et al. (1986), essa relação menor que 0,3 indica estabilidade), e devido às variações das características únicas do efluente estudado é necessário a verificação para cada caso em particular. Este resultado reforça a ideia que não houve falha no crescimento adequado da microbiota do reator (Figura 3), o que pode ter sido causado pela pequena população de arqueas metanogênicas ou por compostos tóxicos presentes no efluente.

As Alcalinidades Parciais (AP) se deram em maior valor na saída do reator em relação à entrada, o que levou a relações menores (AI/AP) no efluente tratado. Segundo Ripley et al. (1986), se a alcalinidade parcial aumenta, demonstra que a capacidade de tamponamento do reator pela presença de bicarbonato também está aumentando, atuando assim, na resistência a quedas do pH.

Figura 3 – Valores de AI, AP e sua relação - Afluente e Efluente.



Em relação à Alcalinidade Intermediária (AI), não houve predominância dos valores da entrada e saída. Por essa razão, não se pode apontar se houve predominância de Ácidos Graxos Voláteis – AGV, em relação aos bicarbonatos. Ocorrendo a reação de conversão de bicarbonato para AGV, irá prevalecer no sistema AGV livre e, conseqüentemente, o pH irá decrescer, e segundo Nascimento (1996) esse acréscimo implica no reator uma instabilidade, situação predominante na fase hidrólise. Desta maneira, a alcalinidade presente deve ser suficiente para neutralizar os AGV formados para que o funcionamento do reator seja eficiente.

### 3.3 DQO

Os valores de DQO do efluente apresentaram uma grande variação, com média de  $15927 \text{ mg.L}^{-1}$  ( $\pm 10516 \text{ mg.L}^{-1}$ ) a entrada do reator e  $14793 \text{ mg.L}^{-1}$  ( $\pm 9087 \text{ mg.L}^{-1}$ ) no efluente tratado. Segundo Maganha (2006), as fontes de geração de efluentes na indústria de (laticínios variam muito conforme o tipo de processo utilizado, dos produtos produzidos, da qualidade da água requerida, das práticas de gestão aplicadas e do período de produção, uma vez que um litro de leite integral contém aproximadamente  $210.000 \text{ mg.L}^{-1}$  de DQO. Já durante a produção de queijo e requeijão é gerado o soro de leite, correspondendo a mais de 70% do volume de leite usado na fabricação do produto (MAGALHÃES et al., 2010). Devido a isso, as

usinas de beneficiamento de leite possuem valores DQO em seus efluentes menores que se comparados com indústrias que produzem queijo.

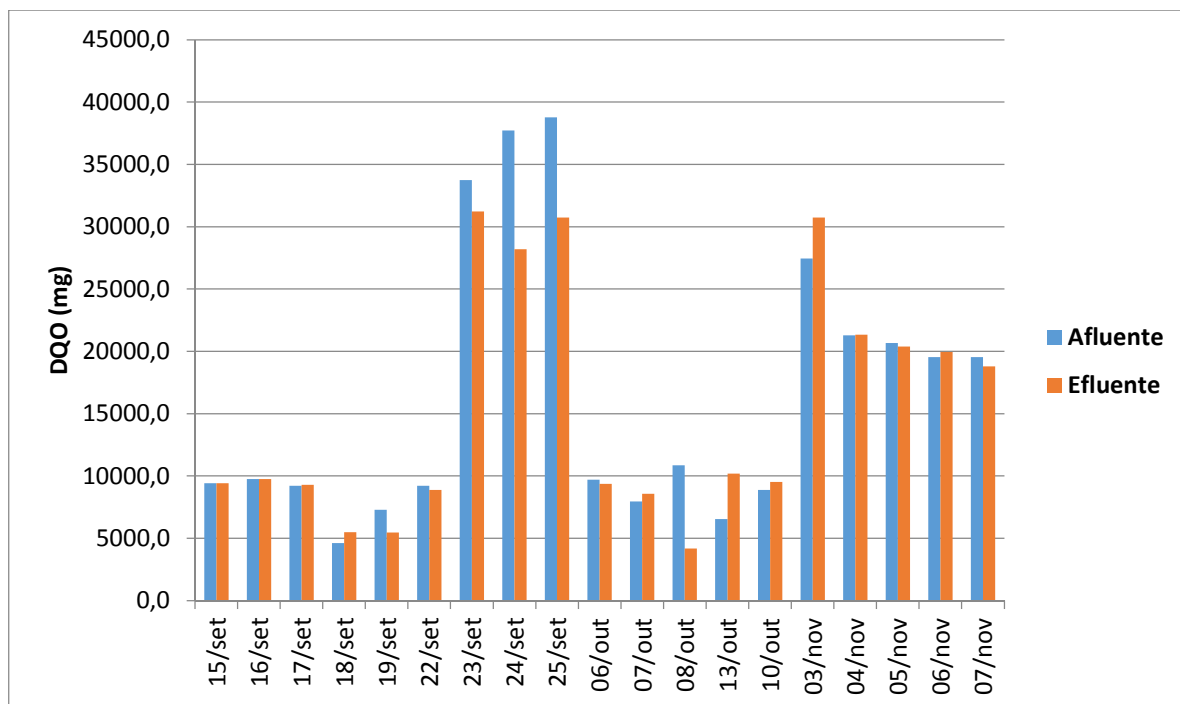
Além disso, uma parte do efluente estudado era gerado em operações de lavagem e sanitização na indústria, onde o uso de dessalinizantes contribui para o aumento da DQO do efluente em até 10% (BRITZ et al., 2006).

Houve pouca remoção média de DQO, cerca de 6,6%, com desvio padrão de 14,13%. Também houve momentos em que as amostras do efluente tratado foram maiores que às do efluente bruto, conforme a Figura 4. Esse fato é normal na partida de um reator, pois a seleção da biomassa é estabelecida pela dinâmica do fluxo do efluente no interior do reator, já que uma das desvantagens desta tecnologia é o desenvolvimento lento de uma biomassa ativa, tomando muito tempo para o sistema entrar em regime – partida lenta (BRITO, 2006).

Esse mesmo acontecido foi encontrado nos trabalhos de D'aquino, Mello, Sauer (2015), com o tratamento de efluente de vinhaça, e Naval e Wanderley (2000) que avaliou o reator UASB em fase de partida para tratamento de águas residuárias. Ambos trabalhos concluíram que a baixa remoção de DQO foi devido ao reator não ter alcançado sua estabilidade operacional pelo fato de estar em fase de partida.



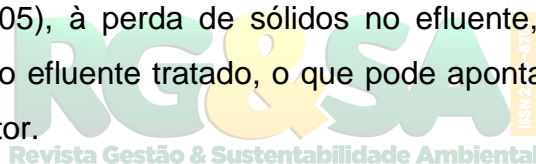
Figura 4 – Comparação entre DQO afluyente e efluente do reator UASB.



Outro fato observado para a baixa remoção de DQO é devido à espuma produzida, a qual, segundo Pereira (2012), está associada à perda de biomassa através da espuma que se forma no interior do reator e tende a flotar para a superfície, carregando consigo parte de flocos formados na biomassa para a câmara de decantação e por seguinte para a saída do UASB

Foram encontrados altos valores de DQO, tanto na entrada quanto na saída do reator. Na entrada, esses valores podem estar relacionados à grande quantidade de gordura existente no efluente do laticínio para a produção queijo, nata, ricota, manteiga e iogurte. Segundo a empresa, em que foi feita a coleta do material, o soro não é misturado com o efluente em geral, pois tem aproveitamento na alimentação animal; porém, uma pequena parte acaba entrando no reservatório que antecede o flotor, o que pode ter influenciado nas concentrações de DQO na entrada do reator.

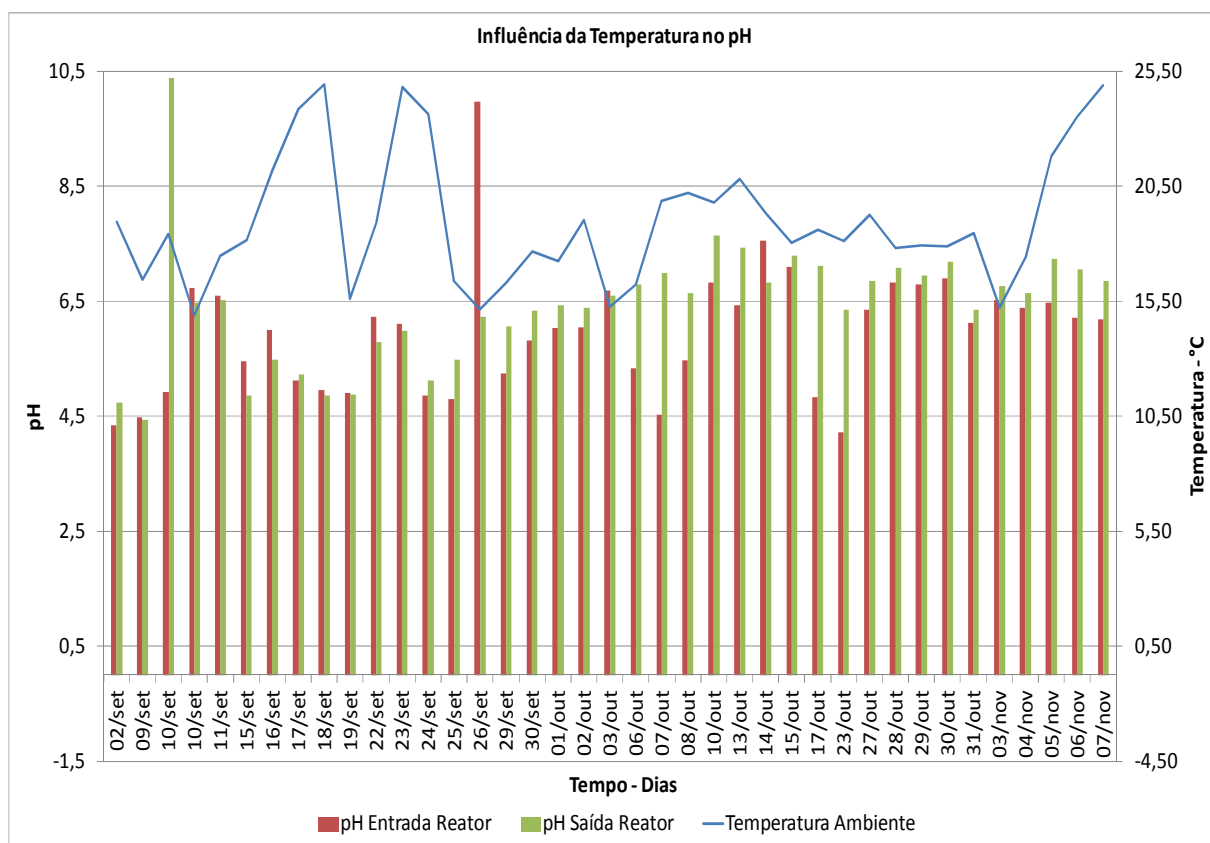
A remoção de DQO foi considerada pequena, havendo em algumas amostras, nenhuma remoção e sim, aumento nas concentrações. Isso se deve, segundo Jordão e Pessôa (2005), à perda de sólidos no efluente, resultando no aumento indesejado de DQO no efluente tratado, o que pode apontar a uma instabilidade no funcionamento do reator.



### **3.4 Temperatura**

No decorrer do experimento a temperatura sofreu oscilações, que podem ter afetado o pH, e o funcionamento do reator, durante os primeiros 40 dias, como visto na Figura 5. Na maioria dos dias de operação, conforme a temperatura ambiente foi aumentando, houve também a elevação do pH do efluente, tanto de entrada quanto de saída do reator, que segundo Campos (1999), é decorrência do aumento da atividade microbológica dentro do reator.

Figura 5 – Influência da Temperatura no pH durante o decorrer do projeto.



De acordo com Chernicharo (2007), a temperatura é o fator físico que mais afeta a atividade microbiana em sistemas de digestão anaeróbia, pois interfere na velocidade de metabolismo e na solubilidade do substrato.

Em altas temperaturas, as substâncias hidrofóbicas se tornam mais acessíveis aos micro-organismos e à ação de enzimas lipolíticas, uma vez que os coeficientes de difusão e a solubilidade dos óleos e graxas se elevam com a temperatura, permitindo transferências de massa mais efetivas entre a fase líquida e os flocos biológicos (MENDES et al., 2005).

As arqueas metanogênicas são sensíveis às variações de temperatura, podendo interromper a produção de metano e ocorrendo por consequência, a acumulação de ácidos voláteis no interior do reator (CHERNICHARO, 2007), isso provavelmente não ocorreu no experimento, já que a oscilação foi menor que 10°C, mas pode ter afetado no desenvolvimento dos micro-organismos já que o reator estava em período de adaptação.

## 4 CONCLUSÕES

Com os resultados obtidos durante os 66 dias de operação, verifica-se que a partida do reator (start-up) não foi concluída, mesmo utilizando inóculo já adaptado. Isso pode ser devido a Temperatura e TDH baixos; e vazão alta que causou atraso no ajuste do inóculo ao substrato.

O uso intermitente nos primeiros 30 dias auxiliou com que o reator alcançasse boas condições de tamponamento, com a indicação da ocorrência de digestão anaeróbia no sistema pela liberação de algumas bolhas de gás no selo hídrico.

O uso da bomba dosadora permitiu ter uma vazão mais exata no processo, conseqüentemente COV. A partir desse momento, o pH no efluente tratado se manteve acima de 6, fazendo com que o reator operasse próximo à faixa neutra de pH, possibilitando, futuramente, o início da metanogênese, e caso o reator operasse durante mais alguns dias poderia se atingir a conclusão da partida do reator.

O efluente utilizado continha elevadas concentrações de DQO, em média 15.927 mg/L, isso pode ser devido à grande quantidade de gordura existente no efluente bruto do laticínio, o qual realiza a produção queijo, nata, ricota, manteiga e iogurte. Em decorrência disso, houve pouca remoção de DQO, em média 6,6 %; porém, para a partida de um reator UASB, é natural essa ineficiente remoção, pois ainda está ocorrendo seleção de biomassa.

A temperatura ambiente variou muito no início do experimento, isso se deve à sazonalidade da época do ano (primavera), que possui como característica variações bastante distintas no Rio Grande do Sul, afetando negativamente o desenvolvimento dos micro-organismos no reator, e conseqüentemente, a sua adaptação.

# START -UP OF A FLOW ANAEROBIC REACTOR UP WITH SLUDGE BLANKET (UASB) TREATING DAIRY INDUSTRY WASTEWATER

## ABSTRACT

This work aimed to evaluate the start-up of a laboratory scale UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) reactor. The reactor was operated with a flow rate of 500 mL.h<sup>-1</sup> and a Hydrogen Detention Time (TDH) of 5.02 h and Volumetric Organic Load (VOC) of 95.66 Kg COD/m<sup>3</sup>.d for 66 days . For starting, the inoculum used came from the dairy anaerobic lagoon with pH ~ 4.0, Total Solids (ST) 12275.02 mg/L and Volatile Suspended Solids (SSV)/Total Suspended Solids (SST) ratio of 0,71. The temperature showed oscillations of 5 to 10°C during the experiment. As regards the control parameter, Chemical Oxygen Demand (COD), there was a great variation in both the influent (average 16428,8 mg/L e standard deviation 10951,24 mg/L) and in the effluent (average 15342,0 mg/L e standard deviation 9403,10 mg/L) with mean removal of approximately 7% (1086.90 mg/L). Regarding the partial alkalinity, the treated effluent presented higher values in relation to the affluent, an increase of 49% in relation to the same one. After 55 days, pH and partial alkalinity of the effluent occurred, respectively 7 and 970 mgCaCO<sub>3</sub>/L. Even using adapted inoculum, the start of the reactor was not completed, requiring a few days of operation. However, the reactor withstand VOC variations, it maintained in the last days the effluent pH above 6 and a small COD removal during this short period. operation.

**Keywords:** UASB start up, organic load, inoculum, alkalinity.

## REFERÊNCIAS

ALMEIDA, E. J. M. D.; & GROSSI, L. J. 2014. 30 f. **Estudo do processo de tratamento de água da indústria de laticínio**. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação) Engenharia Química, Universidade Federal de Alfenas, 2014.

APHA – AWWA - WEF. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. American Public Association, American Water Works Association, Water Environmental Federation, 20 ed. Washington, 1998.

BRITO, M. F. **Determinação das frações orgânicas de efluentes de reatores UASB**. Dissertação. Universidade de São Paulo – USP. São Paulo. 2006.



BRITZ, T. J.; VAN SCHALKWYK, C.; HUNG, Y.T. **Treatment of dairy Processing Wastewater**. Taylor & Francis Group, LLC. Livros E-books Google Scholar. 2006.

CAMPOS, C.M.M.; LUIZ, F.A.R.L.; BOTELHO, C. G.; DAMASCENO, L.H.S. **Avaliação da eficiência do reator UASB tratando efluente de laticínio sob diferentes cargas orgânicas**. Departamento de Engenharia da Universidade Federal de Lavras/UFLA. Lavras, 2004.

CAMPOS, J. R. **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo**. Rio de Janeiro: ABES, 1999.

CHERNICHARO C. A. L. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: biodigestores anaeróbios**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental. UFMG, v.5, 2007.

CHERNICHARO C. A. L. **Reatores Anaeróbios – princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, v.5, 2000.

CICHELO, G. C. V.; RIBEIRO, R.; & TOMMASO, G. **Caracterização e cinética do tratamento anaeróbio de efluentes de laticínios**. UNOPAR Cient., Ciênc. Biol. Saude, 15(1), p. 27–40, 2013. Disponível em: <<http://revista.unopar.br/biologicasaude/revistaBiologicas/getArtigo?codigo=00001229>>. Acesso em: 01 mai. 2018.

Revista Gestão & Sustentabilidade Ambiental

DERISIO, J. C. **Introdução ao controle de poluição ambiental**. São Paulo: Oficina de Textos, 2013. 32 p.

FYFE, J.; HAGARE, D.; & SIVAKUMAR, M. **Dairy shed effluent treatment and recycling: Effluent characteristics and performance**. Journal of Environmental Management, 180, p. 133–146, 2016. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2016.04.058>

HAMERSKI, F. **Partida de um reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) no tratamento de efluentes provenientes de uma indústria de laticínios**. 2012. 1-77 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Processos). Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria, 2012. Disponível em: <[http://cascavel.cpd.ufsm.br/tede/tde\\_arquivos/37/TDE-2013-09-25T114329Z4619/Publico/HAMERSKI,%20FERNANDO.pdf](http://cascavel.cpd.ufsm.br/tede/tde_arquivos/37/TDE-2013-09-25T114329Z4619/Publico/HAMERSKI,%20FERNANDO.pdf) > Acesso em: 10 fev. 2018.

JORDÃO, E. P.; PESSÔA, C. A. **Tratamento de Esgotos Domésticos**. 4 ed. Rio de Janeiro: SEGRAC, 2005.

MAGALHÃES, K. T.; DRAGONE, G.; PEREIRA, G. V. M. OLIVEIRA, J. M.; DOMINGUES, L.; TEIXEIRA, J. A.; SILVA, J. B. A.; SCHWAN, R. **Comparative study of the biochemical changes and volatile compound formations during**

**the production of novel whey-based kefir beverages and traditional milk kefir.** Food Chemistry, Whashington. v.126. Dec. 2010.

MAGANHA, M.F.B. **Guia técnico ambiental da indústria de produtos lácteos.** São Paulo: CETESB, 2006.

MENDES, A. A.; CASTRO, H. F.; PEREIRA, E. B.; FURIGO JÚNIOR, A. **Aplicação de lipases no tratamento de águas residuárias com elevados teores de lipídeos.** Quím. Nova, São Paulo, v. 28, n. 2, p. 296-305, 2005.

METCALF & EDDY. **Wastewater engineering: treatment, disposal, and reuse.** 3 ed. New York: Tata McGraw-Hill, 1995.

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

NAVAL, L. P.; WANDERLEY, T. F. **Avaliação de um reator (UASB) em fase de partida sem inóculo, utilizando-se parâmetros físico-químicos e aplicando modelo probabilístico.** In: XXVII Congresso Interamericano de Ingenieria Sanitaria y Ambiental, Porto Alegre, 2000. Disponível em: <[www.bvsde.paho.org/bvsaidis/aresidua/i-019.pdf](http://www.bvsde.paho.org/bvsaidis/aresidua/i-019.pdf)>. Acesso em: 01 mai. 2018.

D'AQUINO, C. A.; MELLO, T. C.; SAUER, I. L. **Desempenho de um reator UASB com baixo tempo de retenção hidráulica na digestão anaeróbia da vinhaça.** In: Anais. 10º Congresso sobre Geração Distribuída e Energia no Meio Rural, São Paulo, 2015.

PEREIRA, E. L.; CAMPOS, C. M. M.; MOTERANI, F. **Avaliação do desempenho físico-químico de um reator UASB construído em escala piloto na remoção de poluentes de efluentes de suinocultura.** Revista Ambiente & Água. V. 5, n. 1, 2010.

PEREIRA, E. L.; CAMPOS, C. M. M.; MOTERANI, F. **Efeitos do pH, acidez e alcalinidade na microbiota de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) tratando efluentes de suinocultura.** Revista Ambiente & Água. V. 4, n. 3, 2009.

PEREIRA, J. O. **Desenvolvimento De Reator Uasb Com Duplo Estágio De Coleta De Biogás (Decb), Aplicado Ao Tratamento De Esgoto Sanitário, Objetivando O Controle Da Escuma E A Granulação Do Lodo.** Tese. Universidade Federal de Minas Gerais – Belo Horizonte. 2012.

RIPLEY, L. E.; BOYLE, W. C.; CONVERSE, J. C.; **Improved Alkalimetric Monitoring For Anaerobic Digestion Of High-Strength Wastes.** Journal (Water Pollution Control Federation). Vol. 58, No. 5. Pp. 406-411. May, 1986.

VON SPERLING, M. **Comparison of simple, small, full-scale sewage treatment systems in Brazil: UASB-maturation ponds-coarse filter; UASB-horizontal subsurface-flow wetland; vertical-flow wetland (first stage of French system).** Water Science and Technology, 71(3), p. 329–336, 2015. <https://doi.org/10.2166/wst.2014.496>

WILDBRETT, G. **Utilities and Effluent Treatment: Dairy Plant Effluents.** In Encyclopedia of Dairy Sciences: Second Edition, Elsevier Inc. 2011. 613–618 p. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-374407-4.00476-3>

