



## **Tratamento biológico de melaço de soja em reator compartimentado anaeróbio/ aeróbio**

*Felipe Batista, Bruna Mello, Brenda Clara Rodrigues, Arnaldo Sarti (orientador)*

### **Resumo**

A soja atualmente é um dos maiores produtos de exportação do Brasil. Dentro desse cenário, um processo consolidado é a produção de farelo concentrado de soja, que para cada tonelada processada de soja são gerados 231,9 kg de melaço de soja, subproduto sem um processo destinação consolidado. Este trabalho buscou avaliar o potencial do tratamento do melaço de soja por meio da digestão anaeróbia em reator compartimentado, seguido por um tratamento aeróbio. Os resultados demonstram que o processo de digestão anaeróbia seguido de um aeróbio foi bastante eficaz no tratamento, com a remoção de 96% a 98% da carga orgânica aplicada no sistema, mesmo com o aumento da carga orgânica aplicada, além de que, o acompanhamento dos parâmetros físico-químicos mostraram que o processo de digestão anaeróbia ocorreu. Ainda com esse processo, houve uma produção de biogás, contudo ela foi apenas estimada teoricamente, com um máximo na fase 5, de 3,45L de metano.

**Palavras-Chave:** Bioenergia. Digestão anaeróbia. Melaço de Soja.

### **Abstract**

Soy is currently one of the largest export products in Brazil. Within this scenario, a consolidated process is the production of concentrated soybean meal, which for each processed ton of soybeans generates 231.9 kg of soy molasses, which is a byproduct without adequate destination. This work aimed to evaluate the potential of the treatment of soybean molasses with an anaerobic digestion process in a compartmentalized reactor, followed by an aerobic treatment. The results demonstrated that the anaerobic digestion process followed by an aerobic process was effective in the treatment,



having removed from 96% to 98% of the organic load applied in the system, even with the increase of the applied organic load, besides the monitoring of the parameters physicochemical showed that the biodigestion process occurred. Still with this process, there was a production of biogas, however it was only theoretically estimated, with a maximum of 3,45L of methane in phase 5

**Keywords:** Bioenergy. Anaerobic Digestion. Soybean molasses.

## 1. Introdução

### 1.1. *Produção de soja no Brasil*

O Brasil irá se tornar o maior produtor e exportador de soja no mundo durante a safra 2018/2019, e tomará o posto dos Estados Unidos, com uma produção de grãos estimada em 113,5 milhões de toneladas. Do total a ser colhido, aproximadamente 44 milhões de toneladas do grão são destinadas para o consumo interno, com a destinação de 17 milhões de toneladas direcionadas para produção de farelo de soja (CONAB, 2019). A soja, apesar de possuir um enorme valor comercial e de ser um dos produtos mais importantes da economia brasileira, está vinculada a uma gama de subprodutos e resíduos que não possuem, até o momento, destinação adequada ou efetivo valor comercial.

### 1.2. *Soja*

Parte da produção de soja se destina para o mercado de farelo concentrado de soja, com alto teor de proteína (72%), que é um produto com alto interesse no ramo alimentício. Da produção do farelo concentrado, surge como subproduto o melaço de soja, um líquido concentrado com alto teor de açúcares (YU, 2015). De acordo com Siqueira et al, 2008, o processamento de 1 tonelada de soja produz 768,1 kg de farelo concentrado de soja e 231,9 kg de melaço de soja.

Devido ao seu alto teor de carboidratos e outros nutrientes (nitrogênio, potássio, fósforo, magnésio, essenciais para a digestão anaeróbia por microrganismos, principalmente bactérias e arqueias) (QURESHI; LOLAS; BLASCHEK, 2001), vários pesquisadores já estudaram o uso do



## 4ª SEMANA DE ENGENHARIA QUÍMICA

Instituto de Química de Araraquara

Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”



melaço de soja como matéria-prima para processos fermentativos a fim de obter etanol, butanol, goma xantana e ácido málico (SIQUEIRA et al., 2008; SILVA, 2010; LETTI et al., 2012; CHENG et al., 2017), porém, atualmente, é utilizado como fonte de geração de energia para indústrias produtoras por meio da queima em caldeiras.

### 1.3. Digestão anaeróbia (DA)

O processo de digestão anaeróbia consiste na degradação da matéria orgânica por microrganismos (bactérias e *archaeas*) na ausência de oxigênio e tem como produtos finais metano, gás sulfídrico, amônia, água e biomassa adicional (SPEECE, 1983). Suas etapas básicas são a hidrólise, acidogênese e metanogênese.

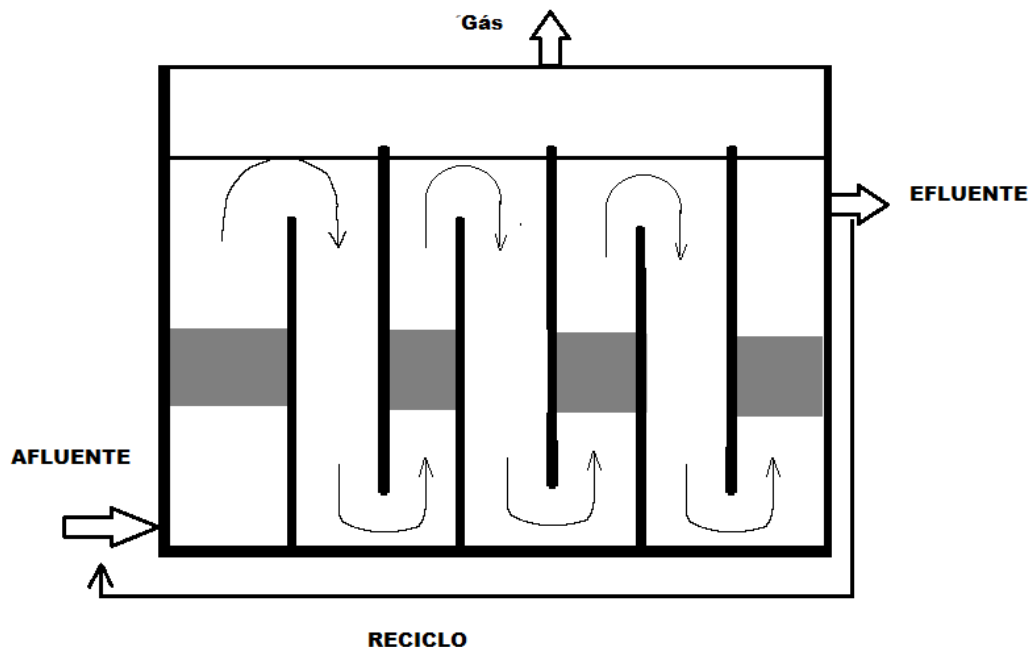
O emprego da DA ocorre atualmente para o tratamento de diversos efluentes industriais com alta carga orgânica, como em indústrias alimentícias (farinha de trigo, cervejaria, leveduras), farmacêuticas, suinocultura, avicultura entre outros (BALOCH, 2011). Recentemente, Rodrigues et al (2019) verificou o potencial de produção de biogás através da DA com o melaço de soja por meio de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB - *upflow anaerobic sludge bed*), no qual foi obtida elevada produção ( $1,82 \text{ L dia}^{-1}$ ) de biogás rico em metano.

#### 1.3.1. Reator compartimentado anaeróbio/aeróbio (RCAA)

O Reator utilizado foi uma combinação de um Reator Compartimentado Anaeróbio (RCA) com uma câmara Aeróbia. A figura 1 mostra o esquema de um RCA. A principal característica desse tipo de reator é a sua compartimentalização, o que permite criar lodos específicos em cada compartimento e um controle maior do processo, como por exemplo, interferir diretamente em uma das câmaras caso seja necessário (BACHMANN; BEARD; MCCARTY, 1985).

Uma câmara é configurada como aeróbia ao se inserir um fluxo de ar na sua parte debaixo, o que promove a aeração do líquido.

**Figura 1** – Esquema do RCA original desenvolvido por por McCarty e colaboradores na Universidade Stanford em 1981.



Fonte: METCALF & EDDY (2016).

A configuração em câmaras possibilita um maior contato entre a biomassa ativa presente na câmara e o líquido, que permanece livre de sólidos suspensos (BARBER & STUCKEY, 1999). Além disso, o sistema compartimentado confere ao reator inúmeras vantagens, quando comparado a outros esquemas de reatores, conforme Tabela 1.



## 4ª SEMANA DE ENGENHARIA QUÍMICA

Instituto de Química de Araraquara

Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”



**Tabela 1** – Vantagens associadas ao RCA quanto a construção, biomassa e operação.

Construção	Biomassa	Operação
Design simples	Baixa produção de lodo	Possibilidade de operação intermitente
Ausência de partes móveis e agitação mecânica	Elevados tempos de retenção de celular	Elevada estabilidade frente a choques de carga orgânica
Baixo custo de operação e construção	Não requer separação especial de gás ou lodo	Proteção contra materiais tóxicos no afluente
Entupimento pouco frequente	Capacidade de retenção de biomassa sem suportes móveis	Extremamente estável a choques hidráulicos
Reduzida expansão da biomassa	Suporta biomassa sem necessidades especiais de sedimentação	Longos tempos de operação sem perda de biomassa

**Fonte:** Adaptado de (BARBER & STUCKEY, 1999b).

Em se tratando de sistemas combinados, o uso de reatores compartimentado anaeróbio/aeróbio (RCAA) apresenta ainda menos exemplos na literatura. Diversos estudos focaram no tratamento de esgoto sanitário (baixa a média carga orgânica), onde SILVA & NOUR, (2005) e SILVA et al., (2018), onde estudaram o desempenho de RCAAs com 4 câmaras de volume total de 2500 L e 437 L, respectivamente. Os autores demonstraram que o RCAA é bastante promissor, e vantajoso, para o uso em pequenas comunidades, devido principalmente as vantagens citadas anteriormente.

## 2. Objetivo

Operação e monitoramento do reator compartimentado anaeróbio/ aeróbio para averiguar a potencialidade de aplicação no tratamento do melaço de soja e a produção de metano para várias condições em termos de tempo de detenção hidráulico (48h) e cargas orgânicas em função da concentração de demanda química de oxigênio ( $800 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$  –  $6.000 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$ ).

## 3. Metodologia

A proposta de operação foi realizada em 5 fases, com a variação da a concentração do melaço de soja e o tempo de detenção hidráulico (TDH) permaneceu constante, com 48 horas (o líquido leva 48 horas para percorrer o sistema).



### 3.1. *Substrato (melaço de soja)*

O melaço de soja "in natura" foi utilizado com principal fonte de matéria orgânica para o experimento. A carga orgânica volumétrica (COV) do melaço de soja foi quantificada através da análise de Demanda Química de Oxigênio (DQO). Análises preliminares mostram a relação entre carga orgânica e concentração da solução de melaço de soja: 1,01 g L<sup>-1</sup> de melaço bruto corresponde a 816,6 mgDQO L<sup>-1</sup>

O substrato do reator foi composto, além do melaço de soja, de bicarbonato de sódio, como alcalinizante, e gotas de detergente, cerca de 0,04 mg L<sup>-1</sup> (fonte de fósforo). O melaço de soja foi diluído em água de torneira, condicionado em um tanque de alimentação de 20 L, e quantificado para obtenção dos valores de DQO, que variaram de 800 a 6.000 mg L<sup>-1</sup>.

### 3.2. *Inóculo biológico (lodo)*

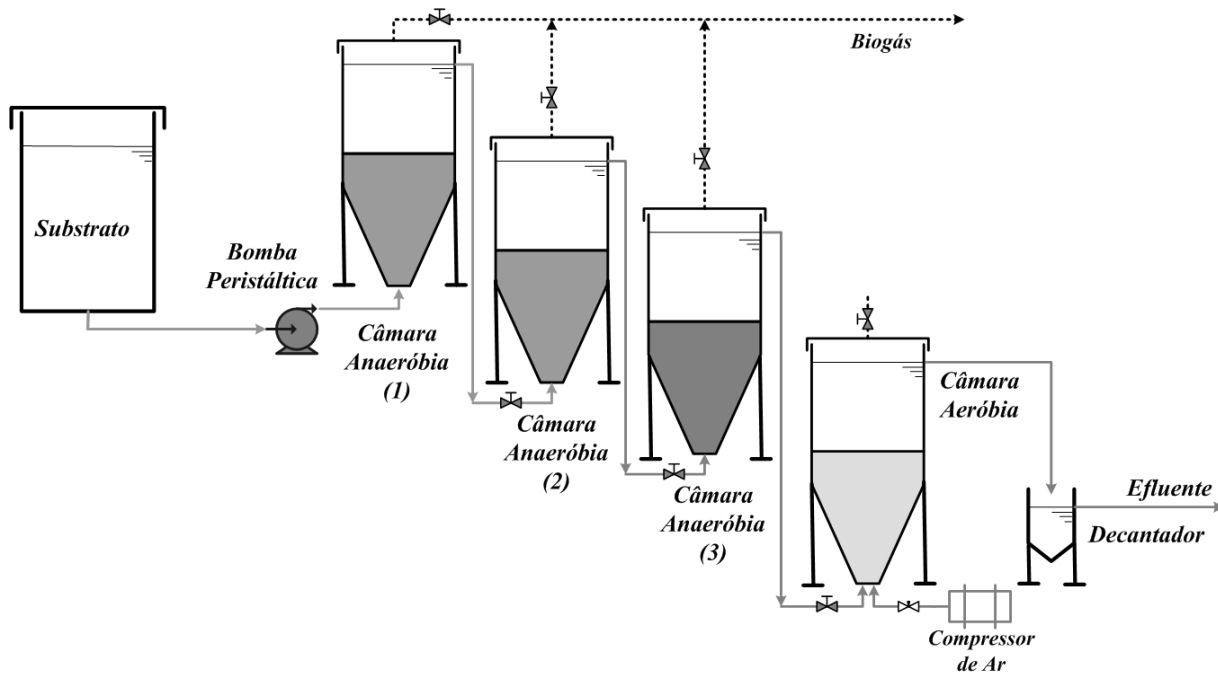
O inóculo biológico (lodo) utilizado contém biomassa complexa e rica em micro-organismos responsáveis pela digestão anaeróbia. Este lodo foi proveniente de reatores UASB da estação de tratamento de esgotos do abatedouro Avícola Dacar (Tiete/SP).

As três primeiras câmaras foram inoculadas com lodo biológico granular, aproximadamente 2 L por câmara, o que totalizou 6L no sistema anaeróbio. A câmara aeróbia não foi inoculada.

### 3.3. *Aparato experimental*

O sistema completo, conforme Figura 2, consistia em um tanque de alimentação de substrato (20 L), uma bomba dosadora, as câmaras do RCAA (20 L), decantador (0,6 L), compressor de ar e o tanque de efluente (20 L).

**Figura 2:** Esquema do aparato experimental – RCAA.



Fonte: Autores (2018)

O reator foi construído e instalado nas dependências do laboratório de pesquisas nº 4 do IPBEN (Instituto de Pesquisas em Bioenergia), integrado ao Instituto de Química da UNESP – Araraquara. O RCAA foi composto por três câmaras anaeróbias (as três primeiras em cinza escuro) e uma aeróbia (última em cinza claro), de 5 L cada, o que fez 15 L de tratamento anaeróbio e 5 L de tratamento aeróbio. As 4 câmaras apresentam dimensões idênticas (formato e volume), forma cilíndrica, cor opaca, e com fundo cônico. Elas foram conectadas por mangueiras (diâmetro de  $\frac{3}{4}$ ”) de plástico transparente que permitia visualizar o volume das mesmas. Pontos de coleta do efluente de cada câmara foram instalados na interconexão entre as elas, logo após a saída de cada, na parte superior da mesma. O efluente final era coletado na saída do decantador.

O sistema foi mantido em temperatura ambiente e para a alimentação foi utilizada bomba dosadora Grundfos DDE 6-10B. Ele foi montado com alimentação contínua na primeira câmara



anaeróbia, de forma ascendente, com as câmaras subsequentes alimentadas por gravidade. O fornecimento de oxigênio para a câmara aeróbia foi realizado por meio de compressor de ar Maxxi Pro-2000 ( $0 - 5 \text{ L min}^{-1}$ ) para manutenção de concentração oxigênio dissolvido (OD) entre 2,0 e 2,5  $\text{mg L}^{-1}$ . Este valor foi monitorado constantemente por um medidor de OD portátil Lutrom DO 5519.

Na parte superior das 3 câmaras anaeróbias foi adaptado o sistema de coleta de biogás. Elas foram conectadas a fim de promover equilíbrio de pressão entre as câmaras do sistema.

Em relação a operação do sistema, aplicou-se tempo de detenção hidráulica (TDH) de 48 (fase 1-5) conforme Tabela 2.

**Tabela 2** - Condições operacionais aplicadas ao RCAA.

Fase (dias)	TDH (h)	Vazão ( $\text{L h}^{-1}$ )*	DQO <sub>total</sub> ( $\text{mg L}^{-1}$ )*	Carga orgânica ( $\text{kg COD m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ )*	aplicada
1 (17)	48	$0,42 \pm 0,04$	$862,4 \pm 65,8$	$0,43 \pm 0,03$	
2 (9)	48	$0,41 \pm 0,03$	$1625,4 \pm 50,9$	$0,81 \pm 0,02$	
3 (26)	48	$0,41 \pm 0,03$	$3178,8 \pm 354,0$	$1,59 \pm 0,17$	
4 (21)	48	$0,42 \pm 0,04$	$3907,9 \pm 436,2$	$1,95 \pm 0,20$	
5 (16)	48	$0,42 \pm 0,04$	$6224,7 \pm 437,5$	$3,10 \pm 0,22$	

\*Valores médios e desvio padrão.

Fonte: Autores (2019)

A primeira condição foi considerada como fase de adaptação do inóculo ao substrato, com  $800 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$  e TDH de 48h (fase 1). Para as condições subsequentes foi imposto o aumento de concentração para  $1500 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$  (fase 2) até  $6000 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$  (fase 5), para TDH de 48h. Cada mudança de condição operacional foi realizada a partir da estabilização do sistema.

### 3.4. Parâmetros e Métodos analíticos

A Tabela 3 compila os parâmetros analisados e os métodos utilizados.





## 4ª SEMANA DE ENGENHARIA QUÍMICA

Instituto de Química de Araraquara

Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”



**Tabela 3** – Parâmetros analisados, seus respectivos métodos, frequência e bibliografia utilizada.

Parâmetros	Método de análise	Frequência	Referência
Temperatura	Termômetro de mercúrio	3x/semana	-
pH	4500 H+B	3x/semana	APHA, 2005
Alcalinidade	Titulação	3x/semana	RIPLEY et al (1986)
Ácidos voláteis	Titulação	3x/semana	DILALLO; ALBERTSON (1961)
DQO	5220-B	3x/semana	APHA, 2005
Sólidos suspensos totais	2540-C	2x/semana	APHA, 2005
Sólidos suspensos voláteis	2540-E	2x/semana	APHA, 2005
Sólidos totais	2540 - B	Inóculo	APHA, 2005
Sólidos totais voláteis	2540 -D	Inóculo	APHA, 2005

Fonte: Autores (2019)

### 3.5. Estimativa de produção de biogás

Em virtude da dificuldade em quantificar a produção volumétrica de metano ao longo da operação do RCAA por métodos de descolamento de líquido, a produção de metano obtida foi determinada por PETTA et al, (2017) (apud METCALF & EDDY, 2003) por meio da produção teórica de metano gerado por grama de DQO removida, de acordo com a Equação 1.

$$V_{\text{BIOGÁS}} = \frac{(DQO_{\text{entrada}} - DQO_{\text{saída}}) V_{\text{afluente}} \cdot Y}{\%CH_4} \quad \text{Eq. (1)}$$

Onde:

$V_{\text{biogás}}$  – Volume teórico de metano produzido (L);

$DQO_{\text{entrada}}$  – Carga orgânica volumétrica que entrou no reator, em g L<sup>-1</sup>

$DQO_{\text{saída}}$  – Carga orgânica volumétrica que saiu do reator, em g L<sup>-1</sup>

$V_{\text{afluente}}$  – Volume de afluente que entrou no reator, no caso, 20 L.

$Y$  – taxa de conversão de COV em metano, no caso, 0,035 L<sub>CH<sub>4</sub></sub> gDQO<sup>-1</sup>

$\%CH_4$  – fração de metano no biogás.

## 4. Resultados e discussão

Rua Francisco Degni, nº 55 – Quitandinha

CEP 14800-900 – Araraquara/ SP – Brasil

E-mail: sequesp@gmail.com

**Campus Universitário de Araraquara**



O reator foi mantido em operação contínua por 90 dias e em temperatura ambiente ( $22,6 \pm 1,1^\circ\text{C}$ ). Cinco diferentes cargas orgânicas foram aplicadas e variaram entre  $0,43$  e  $4,5 \text{ kgDQO m}^{-3} \text{ dia}^{-1}$ . O fim de uma fase foi marcado pelo regime estacionário, definido pela estabilidade relativa da COV e a concentração de sólidos suspensos variando menos que 5%.

**Tabela 4:** Média de COV por fase e remoção global

Fase	Afluente	Efluente anaeróbico	Efluente aeróbico	Eficiência global (%)
1	$0,57 \pm 0,04$	$0,05 \pm 0,03$	$0,02 \pm 0,02$	96
2	$1,08 \pm 0,03$	$0,06 \pm 0,01$	$0,02 \pm 0,02$	98
3	$2,12 \pm 0,24$	$0,20 \pm 0,05$	$0,07 \pm 0,02$	97
4	$2,61 \pm 0,29$	$0,17 \pm 0,03$	$0,07 \pm 0,02$	97
5	$4,15 \pm 0,29$	$0,20 \pm 0,04$	$0,10 \pm 0,01$	98

Fonte: Autores (2019).

### 4.1. Fase 1 – adaptação inicial.

Para o início da operação do sistema, foi necessária uma fase de adaptação, com baixas COV e TDH de 48 horas. Essa fase de adaptação é importante para o prosseguimento do projeto, uma vez que ela seleciona a microbiota mais adequada para a remoção da COV. Logo, para iniciar o sistema, tais estratégias foram tomadas, como utilizar um elevado TDH (48 horas) e uma baixa carga orgânica de  $874 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$  (aproximadamente 20 g de melão “in natura” para 20 L de água de abastecimento público), além de  $1 \text{ g L}^{-1}$  de alcalinizante (20 g de bicarbonato de sódio para 20 L de meio de alimentação). Para manter o TDH de 48 h, a vazão do sistema foi mantida em aproximadamente  $0,42 \text{ L h}^{-1}$ . Vale ressaltar que em cada câmara mantinha-se um TDH de 12 h.

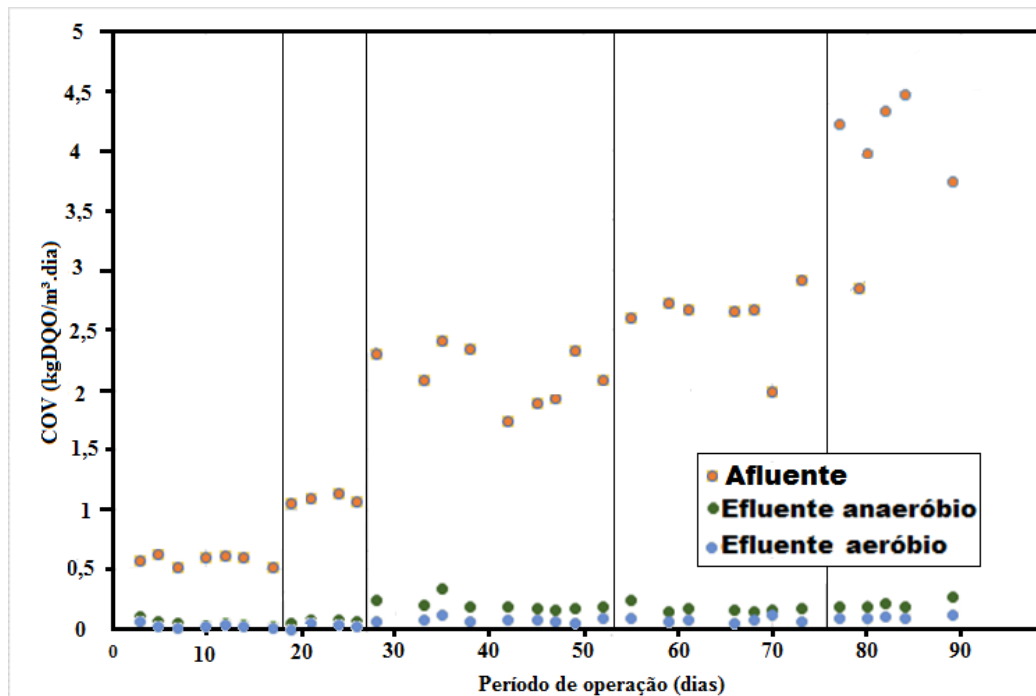
### 4.2. Fase 2 a 5 – aumento da COV

Da Fase 2 à Fase 5, aumentou-se a COV, conforme Tabela 4, se iniciou em  $1,08 \pm 0,03 \text{ kgDQO m}^{-3} \text{ dia}^{-1}$  e finalizou-se em  $4,15 \pm 0,29 \text{ kg DQO m}^{-3} \text{ dia}^{-1}$ , com a eficiência global de 97% a 98%. O TDH manteve-se 48 horas.



A Figura 3 mostra os resultados da taxa de COV alimentada inicial e os valores de COV do efluente anaeróbico e aeróbico. Os pontos em laranja que formam uma reta crescente representam os valores obtidos de taxa de COV alimentada no reator. Os demais pontos, que estão próximos de zero, são os valores dos efluentes anaeróbicos e aeróbicos, onde o efluente anaeróbico sempre é maior que o aeróbico. Nota-se alta eficiência com que o sistema removeu matéria orgânica do meio alimentado, mesmo com o aumento da COV alimentada ao reator, o que evidencia que os microrganismos estão adaptados ao substrato.

**Figura 3** – Relação total entre COV e tempo de operação



Fonte: Autores (2019).

### 4.3. Monitoramento dos parâmetros

#### 4.3.1. pH



Segundo von Sperling & Chernicharo (2005), os microrganismos produtores de metano possuem crescimento ótimo na faixa de pH que varia de 6,6 até 7,4, embora estabilidade pode ser atingida na formação de metano em uma faixa maior de pH (6,0 - 8,0).

Os resultados das análises de pH do sistema durante as fases 1 a 5 estão na Tabela 5.

**Tabela 5:** Média de pH obtida em cada fase de operação

Fase	Afluente/a alimentação	Efluente anaeróbio	Efluente aeróbio
1	6,8	7,3	8,4
2	7,2	7,8	8,5
3	6,7	7,9	8,6
4	6,2	7,7	8,5
5	5,8	7,6	8,4

Fonte: Autores (2019)

Inicialmente, observa-se que o pH da alimentação tendeu a baixar conforme o aumento da COV, mesmo com o uso de bicarbonato de sódio como alcalinizante. Para o processo anaeróbio, isso é um fator preocupante, uma vez que as arqueias metanogênicas operam em uma faixa ótima de pH entre 6,6 e 7,4. Contudo, conforme o substrato adentrava o reator, o próprio processo anaeróbio se encarregou de produzir a alcalinidade necessária, o que favoreceu a elevação do pH dos efluentes anaeróbios, que variou entre 7,3 e 7,9; e o efluente aeróbio, que variou entre 8,4 e 8,6. Essa variação do pH do afluente para o efluente é um indicativo de que o processo de digestão anaeróbia ocorreu.

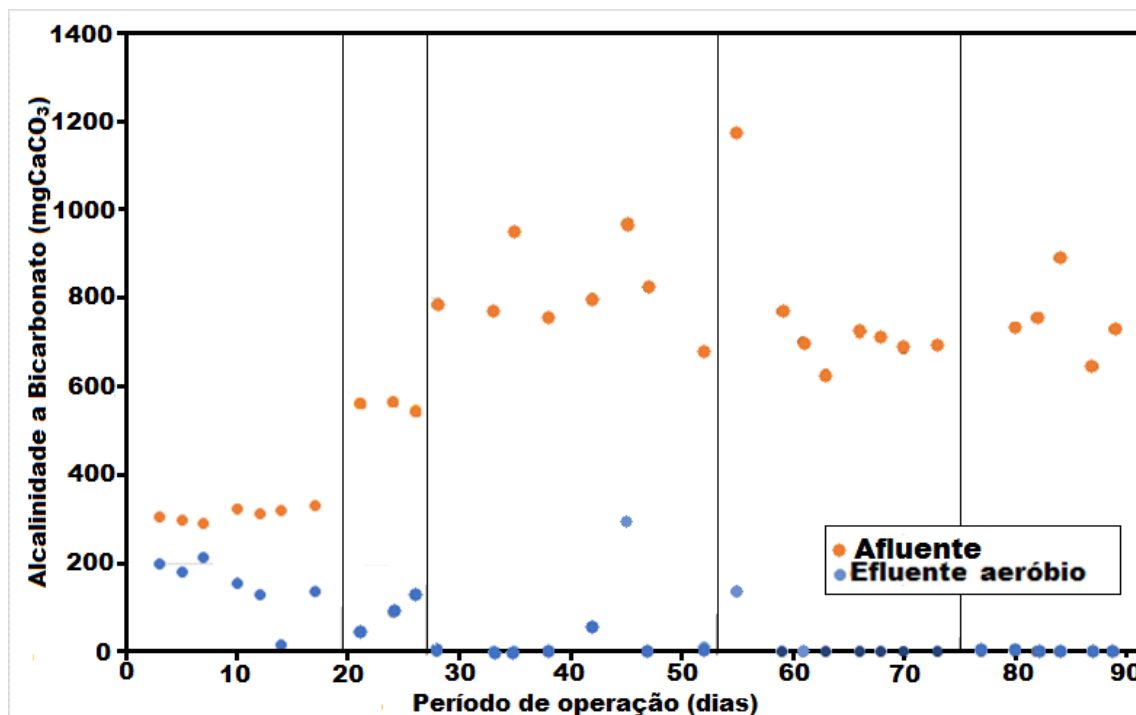
### 4.3.2. Alcalinidade

Speece (1996) define a alcalinidade como um dos principais parâmetros para o tratamento de águas residuárias, uma vez que ela está ligada diretamente ao controle do pH do sistema e consequentemente no controle do ambiente para os microrganismos metanogênicos.

A Figura 4 representa as concentrações de Alcalinidade a Bicarbonato (AB) para todas as 5 fases de operação.



Figura 4 – Alcalinidade a Bicarbonato do afluente e efluente aeróbio nas fases operacionais.



Fonte: Autores (2019)

A concentração de AB do afluente reduziu conforme aumentou-se a COV em cada fase de operação, o que já era esperado conforme o pH indicado na Tabela 5.

No afluente, as concentrações de AB variaram de  $146,94 \pm 33 \text{ mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$  e passou a não apresentar alcalinidade para as últimas fases. Já no efluente, elas variaram de  $311 \pm 16 \text{ mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$  a  $752 \pm 57 \text{ mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$ . Observa-se que para efluente, após a fase 3, elas mantiveram um patamar em torno de  $780 \pm 126 \text{ mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$ . A produção de alcalinidade é um indicativo de que ocorreu o processo de digestão anaeróbia.

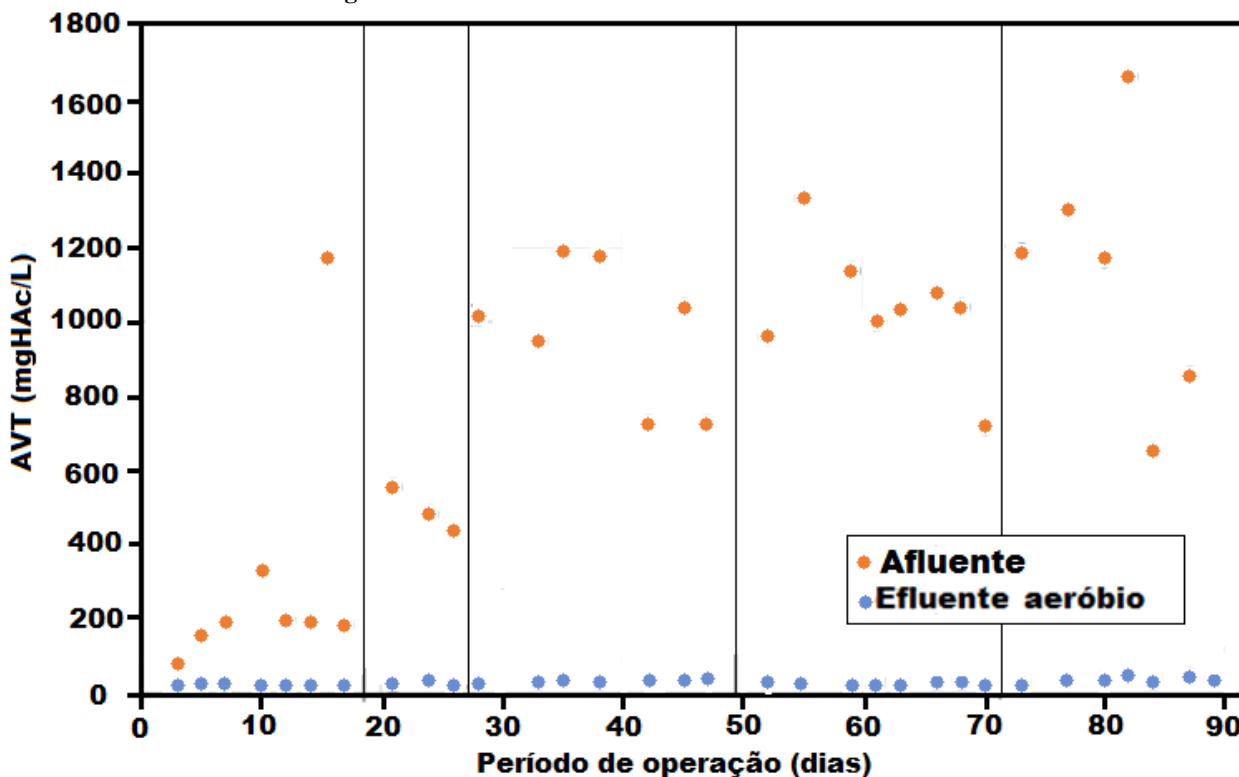
Portanto, o RCAA apresentou condições efetivas de geração de alcalinidade tanto nos compartimentos anaeróbios quanto aeróbio, promovendo estabilidade durante as fases 1 – 5, onde foram obtidas elevadas eficiências de remoção de matéria orgânica.

#### 4.3.3. Ácidos Voláteis Totais (AVT)



Os ácidos produzidos são consequência do processo de acidogênese. A figura 5 mostra a presença dos ácidos voláteis totais (AVT) durante o processo, indicado em mg de ácido acético (HAc) por litro.

Figura 5 AVT do afluente e efluentes anaeróbios e aeróbios



Fonte: Autores (2019)

Como apresenta os valores da Tabela 5, o pH do afluente ilustra que a presença de ácidos aumentou conforme o aumento da carga orgânica aplicada ao reator durante as fases de operação, o que também é evidenciado pela análise da Figura 5.

Observa-se na Figura 5 que os pontos referentes aos efluentes anaeróbio e aeróbio estão muito próximos, o que indica que o processo de digestão anaeróbia foi o grande responsável pela conversão dos ácidos e consequentemente produção de biogás.

Durante todas as fases foram obtidos elevados valores de concentração de AVT no afluente, com variação de 190,61 mgHAc L<sup>-1</sup> na fase 1 até 1194,76 mgHAc L<sup>-1</sup> na fase 6. No entanto, para o



efluente final, foram obtidos valores com pequena variação e relativamente baixos, variando de 29,00 mgHac L<sup>-1</sup>, na fase 4 até 44,94 mgHac L<sup>-1</sup> na fase 5.

#### 4.3.4. Sólidos

A Tabela 6 mostra como ficou a variação média dos sólidos SST e SSV ao longo das fases de operação e ao longo do processo anaeróbico e aeróbico. Os valores mostram os sólidos coletados no afluente e efluente, onde observa-se uma pequena perda de biomassa, o que indica a adaptação do inóculo biológico ao substrato alimentado.

**Tabela 6:** Média dos sólidos por fase e câmara

Afluente			C3		C4	
Fase	SST (mg/L)	SSV (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
1	322,2±225	287,8±195	85,0±104	69,5±82	12,0±3	8,5±4
2	317,3±220	300,5±204	111,0±10	86,0±10	16,0±0	14,0±0
3	503,0±312	464,9±294	185,7±136	159,7±124	44,0±19	36,3±17
4	975,8±313	907,4±331	135,0±20	114,0±13	30,0±9	28,5±9
5	585,6±395	522,4±326	136,0±31	101,5±26	34,5±5	24,5±13

Fonte: Autores (2019)

#### 4.3.5. Produção de biogás

Diversas dificuldades apresentaram-se para medir a o gás produzido. Mudanças estruturais foram feitas no reator a fim de se evitar diferença de pressão e possíveis vazamentos. A interligação das câmaras foi realizada a fim de se evitar diferença de pressão entre as câmaras. Testou-se o reator com um compressor para detectar possíveis vazamentos, mas não foram detectados, contudo, acredita-se que haja algum, devido ao grande número de emendas que o reator apresenta. Conceição (2016) também reportou dificuldades ao operar um reator de 4 câmaras para o tratamento de vinhaça.

Devido as dificuldades apresentadas, decidiu-se determinar a produção de metano através da equação 1, apresentada por LUIGI *et al.* (apud METCALF & EDDY, 2003).



## 4ª SEMANA DE ENGENHARIA QUÍMICA

Instituto de Química de Araraquara

Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”



A Tabela 7 mostra o volume teórico produzido de metano, com 80% de metano no biogás, conforme METCALF & EDDY, 2003.

**Tabela 7:** Estimativa teórica de produção de metano

Fase	Afluente (gDQO/L)	Efluente anaeróbio (gDQO/L)	Volume (L)
1	0,57	0,05	0,46
2	1,08	0,06	0,89
3	2,12	0,20	1,68
4	2,61	0,17	2,13
5	4,15	0,20	3,45

Fonte: Autores (2019)

Como visto na Tabela 7, a produção de gás não foi negligenciável, principalmente nas últimas fases, com o aumento da COV inserida, o que demonstra o equilíbrio do processo de digestão anaeróbia do melaço de soja sem a inibição da etapa da metanogênese.

## 5. Conclusão

O tratamento do melaço de soja através de um reator compartimentado anaeróbio/aeróbio demonstrou-se efetivo, e apresentou remoções da carga orgânica volumétrica entre 96% a 98%, além de que o processo demonstrou a possibilidade de produção de biogás.

Para o substrato em questão, a fase de adaptação foi considerada rápida, uma vez que em cinco dias o sistema apresentou estabilidade e já esteve apto ao aumento da carga orgânica volumétrica e consequente prosseguimento das fases de operação.

As análises indicam que o processo de digestão anaeróbia ocorreu: os ácidos presentes no início foram consumidos, o pH e a alcalinidade a bicarbonatos aumentaram ao longo do sistema para todas as fases de operação, além de que a análise de biomassa perdida indicou que o sistema assimilou bem o substrato. Entretanto, não foi possível quantificar a produção de biogás, o que levou a estimativa de sua produção, com 3,45L de metano para cada litro de substrato na fase 5.

## 6. Referências





ALVES DA SILVA, J. et al. Performance of an anaerobic baffled reactor with an aerobic chamber treating low-strength wastewater. **Desalination and Water Treatment**, v. 100, p. 1–10, 2018.

BACHMANN, A.; BEARD, V. L.; MCCARTY, P. L. Performance characteristics of the anaerobic baffled reactor. **Water Research**, v. 19, n. 1, p. 99–106, 1985.

BALOGH, M. I. Methanogenic granular sludge as a seed in an anaerobic baffled reactor. **Water and Environment Journal**, v. 25, n. 2, p. 171–180, 2011.

BARBER, W. P.; STUCKEY, D. C. T. **Water Resources**, v. 33, n. 7, p. 1559–1578, 1999.

CHENG, C. et al. Polymalic acid fermentation by *Aureobasidium pullulans* for malic acid production from soybean hull and soy molasses: Fermentation kinetics and economic analysis. **Bioresource Technology**, v. 223, p. 166–174, 2017.

DILALLO, R.; ALBERTSON, O. E. Volatile Acids By Direct Titration. **Water Pollution Control Federation**, v. 33, n. 4, p. 356–365, 1961.

LETTI, L. A. J. et al. Ethanol production from soybean molasses by *Zymomonas mobilis*. **Biomass and Bioenergy**, v. 44, p. 80–86, 2012. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.biombioe.2012.04.023>>.

PETTA, L. et al. Evaluation of the treatability of a winery distillery (vinasse) wastewater by UASB, anoxic-aerobic UF-MBR and chemical precipitation/adsorption. **Journal of Environmental Management**, v. 201, p. 177–189, 2017. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.jenvman.2017.06.042>>.

QURESHI, N.; LOLAS, A.; BLASCHEK, H. P. Soy molasses as fermentation substrate for production of butanol using *Clostridium beijerinckii* BA101. **Journal of Industrial Microbiology & Biotechnology**, v. 26, p. 290–295, 2001.

RIPLEY, L. E.; BOYLE, W. C.; CONVERSE, J. C. Improved Alkalimetric Monitoring for Anaerobic Digestion of High-Strength Wastes. **Journal Water Pollution Control Federation**, v. 58, n. 5, p. 406–411, 1986.

SILVA, C. R. **Remoção de Galactooligossacarídeos em Melaçode Soja para Obtenção de**



## 4ª SEMANA DE ENGENHARIA QUÍMICA

Instituto de Química de Araraquara

Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”



**Produtos de Interesse Industrial.** 2010. Universidade Federal de Viçosa, 2010. Disponível em: [http://www.locus.ufv.br/bitstream/handle/123456789/298/texto\\_completo.pdf?sequence=1&isAllowed=y](http://www.locus.ufv.br/bitstream/handle/123456789/298/texto_completo.pdf?sequence=1&isAllowed=y).

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**, v. 9, n. 2, p. 268–275, 2005.

SIQUEIRA, P. F. et al. Production of bio-ethanol from soybean molasses by *Saccharomyces cerevisiae* at laboratory, pilot and industrial scales. **Bioresource Technology**, v. 99, n. 17, p. 8156–8163, 2008.

SPEECE, R. E. Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment. **Environmental Science and Technology**, v. 17, n. 9, p. 416A-427A, 1983.

YU, Y. Research on soybean protein wastewater treatment by the integrated two-phase anaerobic reactor. **Saudi Journal of Biological Sciences**, v. 22, n. 5, p. 526–531, 2015. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.sjbs.2015.01.006>.