



# TRATAMENTO DE EFLUENTE DE PLANTA DE PRODUÇÃO DE ÁCIDO LÁTICO

Fabio Ricardo Moreira de Andrade

Rui de Paula Vieira de Castro

Projeto de Final de Curso

Orientador:

Prof. Magali Christe Cammarota, *D. Sc.*

Fevereiro de 2012

# TRATAMENTO DE EFLUENTE DE PLANTA DE PRODUÇÃO DE ÁCIDO LÁTICO

***Fabio Ricardo Moreira de Andrade***

***Rui de Paula Vieira de Castro***

Projeto de Final de Curso submetido ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Engenheiro de Bioprocessos.

Aprovado por:

---

Profa. Lidia Yokoyama, *D. Sc.*

---

Profa. Larissa de Carvalho Alves, *D. Sc.*

---

Antônio Carlos de Oliveira Machado, *D. Sc.*

Orientado por:

---

Profa. Magali Christe Cammarota, *D. Sc.*

Rio de Janeiro, RJ – Brasil

Fevereiro de 2012

Andrade, Fabio Ricardo Moreira de e Castro, Rui de Paula Vieira de.

Tratamento de Efluente de Planta de Produção de Ácido Lático/Fabio Ricardo Moreira de Andrade e Rui de Paula Vieira de Castro. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ. 2012.

x, 55 p.; il.

(Projeto Final) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2011.

Orientador: Profa. Magali Christe Cammarota

1. Ácido Lático. 2. Fermentação. 3. Efluente. 4. Tratamento. 5. Projeto Final (Graduação – UFRJ/EQ). 6 Magali Christe Cammarota . I. Tratamento de Efluente de Planta de Produção de Ácido Lático.

**Fabio Ricardo**

Dedico este trabalho às pessoas que me ajudaram a chegar até aqui. Aos meus familiares, principalmente minha mãe (Denise), meu pai (Alexandre), meu irmão (Rafael), minha irmã (Thaís) e minha avó (Leonor). Dedico também à minha cunhada Viviane e minha linda sobrinha Ana Clara, que nesses últimos anos trouxeram uma nova alegria à nossa família. Aos amigos, que estiveram presentes nos bons e maus momentos e à minha namorada Carla que agüentou meu mau humor nos últimos períodos de faculdade. Sem o apoio de vocês eu não conseguiria completar esta etapa da  
minha vida

**Rui de Paula**

Dedico este trabalho a todos meus amigos e familiares. Especialmente minha mãe (Therezinha) e meu falecido pai (Rui) pela inspiração, pelos sorrisos, pelo amor incondicional e mais do que tudo, pela minha vida.

## **AGRADECIMENTOS**

Aos nossos pais e familiares, que nos deram suporte durante todos esses anos de faculdade.

Aos amigos da Escola de Química, especialmente a turma de 2005.2, que nos proporcionou ótimos momentos, seja estudando para as provas em grupo, ou se reunindo no Grêmio da COPPE para esquecer dos problemas.

Aos técnicos e funcionários do Laboratório de Tecnologia Ambiental, que nos ajudaram a fazer análises e caracterizações e que tiveram paciência com a bagunça que fizemos no laboratório.

As professoras Lidia Yokoyama e Larissa Alves e ao Antonio, por aceitarem o convite de fazer parte da Banca.

Em especial a professora Magali, pela sua brilhante orientação e por ter abdicado um pouco das suas férias para nos ajudar, respondendo prontamente os nossos e-mails e fazendo reuniões em sua sala.

Resumo do Projeto de Final de Curso apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Engenheiro de Bioprocessos.

## **TRATAMENTO DE EFLUENTE DE PLANTA DE PRODUÇÃO DE ÁCIDO LÁTICO**

Fabio Ricardo Moreira de Andrade

Rui de Paula Vieira de Castro

Fevereiro, 2012

Orientador: Profa. Magali Christe Cammarota, D. Sc.

O ácido láctico, ou ácido 2-hidroxi propiônico, pode ser produzido por uma rota química ou bioquímica, sendo comercialmente importante em diferentes setores da indústria. A planta piloto que serviu de base para este estudo produz ácido láctico por fermentação utilizando *Lactobacillus sp* empregando glicose, oriunda da mandioca, como substrato. O efluente gerado por esta planta na etapa de produção do ácido láctico apresenta elevada concentração de matéria orgânica (DQO = 140000 mg/L) e deve ser corretamente tratado antes de sua disposição em um corpo hídrico. O presente projeto avaliou o tratamento biológico anaeróbio deste efluente, e a possibilidade de uso do metano gerado como fonte de energia na planta industrial. Como o efluente bruto apresentava elevada quantidade de sólidos residuais (principalmente biomassa), um pré-tratamento foi realizado por ensaios de coagulação/floculação seguidos de sedimentação em equipamento *Jar Test* empregando PAC (policloreto de alumínio) e Zetag (floculante catiônico) a diferentes concentrações e valores de pH. Este pré-tratamento apresentou reduções de DQO muito baixas (até 24%). Assim, ensaios de biodegradabilidade anaeróbia foram realizados em batelada em frascos tipo penicilina de 100 mL com o efluente bruto para valores de DQO inicial de até 16000 mg/L. Nestes ensaios verificou-se que o efluente é biodegradável por via anaeróbia e que o lodo se adaptou gradualmente aos constituintes do mesmo, apresentando uma atividade metanogênica específica de 79,6 L CH<sub>4</sub>/kg SVS.d. Dados obtidos nos ensaios de bancada e recomendados na literatura foram empregados no projeto preliminar de um reator UASB em escala plena, chegando-se a um volume de 1425,6 m<sup>3</sup>, com 70,7 m<sup>2</sup> de área, 20,2 m de altura e 9,5 m de diâmetro. Como as dimensões obtidas eram pouco usuais, sugere-se dividir a vazão para quatro reatores operando em paralelo com 356,4 m<sup>3</sup>, com 30,9 m<sup>2</sup> de área, 11,5 m de altura e 6,3 m de diâmetro. A energia obtida na planta industrial com a queima de metano seria de 1,3 x 10<sup>8</sup> KJ/dia, e esta poderia ser utilizada em uma caldeira operando com 90% de eficiência para gerar 54547,4 kgv/dia.

## SUMÁRIO

Capítulo 1 – INTRODUÇÃO E OBJETIVOS .....	1
Capítulo 2 – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....	3
2.1 Produção de Ácido Lático.....	3
2.1.1 Rota química .....	3
2.1.2 Rota Bioquímica.....	4
2.3 Processo de produção por fermentação e geração de resíduos.....	6
2.4 Características e tratamento de efluentes industriais .....	10
2.5 Tratamento Biológico Anaeróbio .....	12
2.5.1 O reator UASB.....	17
Capítulo 3 – MATERIAIS E MÉTODOS.....	19
3.1 Coleta e caracterização do efluente e lodo anaeróbio.....	19
3.2 Pré-tratamento Físico-Químico.....	21
3.3 Tratamento Biológico Anaeróbio .....	22
Capítulo 4 – RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	24
4.1 Caracterização físico-química do efluente.....	24
4.2 Pré-tratamento físico-químico .....	25
4.3 Tratamento Biológico Anaeróbio .....	26
4.4 Projeto preliminar de reator UASB .....	31
4.4.1 Estimativa do Volume do Reator ( <b>V<sub>Reator</sub></b> ).....	32
4.4.2 Estimativa do tempo de retenção hidráulica (t) e carga hidráulica volumétrica (CHV).....	33
4.4.3 Estimativa da velocidade superficial do fluxo (v), da área da seção transversal (A), da altura de líquido (H <sub>L</sub> ), altura total (H) e do diâmetro (D) do reator. ....	33
4.4.4 Estimativa do Número de distribuidores ( <b>N<sub>d</sub></b> ).....	34
4.4.5 Estimativa da concentração de DQO no afluente final (S) .....	34

4.4.6 Estimativa da carga de DQO convertida em metano ( $\text{kgDQOCH}_4/\text{d}$ ) a partir de equações de projeto .....	34
4.4.7 Estimativa da Produção Volumétrica de Metano ( <b><math>Q_{\text{CH}_4}</math></b> ) a partir de equações de projeto.....	35
4.4.8 Estimativa da produção volumétrica de metano ( <b><math>Q_{\text{CH}_4\text{exp}}</math></b> ) a partir de dados experimentais .....	35
4.4.9 Estimativa da produção mássica de metano ( $M_{\text{CH}_4}$ ).....	36
4.4.10 Estimativa da Energia (E) gerada a partir da combustão do metano .....	36
4.4.11 Estimativa da produção volumétrica de biogás ( <b><math>Q_{\text{biogás}}</math></b> ). .....	37
4.4.12 Estimativa da energia gerada para diferentes concentrações de ácido láctico no efluente .....	38
4.4.13 Estimativa das dimensões dos reatores UASB, caso mais de um seja utilizado para tratamento do efluente .....	38
4.4.14 Estimativa da quantidade de vapor d`água gerado pelo metano puro.....	39
Capítulo 5 – CONCLUSÕES E SUGESTÕES .....	42
REFERÊNCIAS .....	43



## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1 - Duas formas enantioméricas do Ácido Lático.....	3
Figura 2.2 - Reações da rota química de obtenção de ácido lático.....	4
Figura 2.3 - Conversão de D-Glicose a Piruvato e posterior conversão de Piruvato a Lactato .....	5
Figura 2.4 - Diagrama de blocos simplificado da produção de ácido lático tradicional ..	7
Figura 2.5 - Diagrama de blocos simplificado da produção de ácido lático da planta piloto do estudo .....	8
Figura 2.6 - Quadro comparativo com as dimensões das substâncias retidas em cada processo de separação.....	9
Figura 2.7 - Sequência de processos na digestão anaeróbia de macromoléculas complexas .....	13
Figura 2.8 - Configurações dos principais sistemas anaeróbios.....	16
Figura 2.9 - Desenho esquemático de um reator UASB .....	17
Figura 3.1 - Coleta do efluente .....	19
Figura 3.2 - Efluente coletado .....	19
Figura 3.3 - Tratamento Biológico Anaeróbio em frascos tipo penicilina .....	22
Figura 4.1 - Primeira batelada do tratamento anaeróbio .....	27
Figura 4.2 - Segunda batelada do tratamento anaeróbio .....	28
Figura 4.3 - Terceira batelada do tratamento anaeróbio .....	29
Figura 4.4 - Quarta batelada do tratamento anaeróbio .....	30
Figura 4.5 - Relação entre DQO inicial e volume de final de biogás no tratamento anaeróbio .....	31
Figura 4.6 - Diagrama com as alternativas de aproveitamento de biogás .....	40
Figura 4.7 - Esquema do ciclo Rankine .....	40

## ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 3.1 - Parâmetros e métodos de análise empregados .....	20
Tabela 4.1 - Caracterização físico-química do efluente da planta piloto .....	24
Tabela 4.2 - Resultados do tratamento físico-químico .....	26
Tabela 4.3 - Resultados do tratamento anaeróbio.....	27
Tabela 4.4 - Velocidade inicial de produção de biogás no tratamento anaeróbio .....	29
Tabela 4.5 - Geração de energia proporcional à concentração de ácido láctico .....	38
Tabela 4.6 - Dados de projeto para diferentes números de reatores.....	39

## Capítulo 1 – INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

O ácido láctico foi descoberto em 1780 pelo cientista sueco Carl Wilhelm Scheele, que isolou o ácido contido no soro de leite azedo. No entanto, este foi produzido comercialmente pela primeira vez em 1881 por Charles E. Avery, em Massachussets (EUA). Avery patenteou o processo de produção via fermentação de açúcar de origem vegetal (NARAYANAN et al., 2004).

Em 1950, o primeiro ácido láctico sintético foi produzido no Japão. Neste processo, lactonitrila era produzida através de uma reação com acetaldeído e cianeto de hidrogênio, sendo hidrolisada, em um segundo estágio, a ácido láctico (BENNINGA, 1990). Por anos o ácido láctico sintético competiu com o ácido láctico via fermentação no mercado. Porém, atualmente, quase todo ácido láctico comercializado é produzido através de fermentação de açúcares (GROOT et al., 2010).

A produção por fermentação tem a vantagem de produzir somente um dos isômeros do ácido láctico, podendo-se obter um produto opticamente puro; enquanto que na produção por via química o produto geralmente é uma mistura racêmica (HAHN–HÄGERDAL e HOFVENDAHL, 2000).

O ácido láctico pode ser produzido por fermentação das mais diversas fontes de açúcares, como cana-de-açúcar, beterraba, mandioca, milho e até por resíduos agroindustriais. Tendo em vista que o Brasil é o maior produtor de cana-de-açúcar do mundo e tem grande área cultivável, este se insere no cenário mundial como um possível grande produtor de ácido láctico.

Com a preocupação atual da sociedade com a sustentabilidade do meio ambiente, tem-se procurado a utilização de recursos renováveis para os processos fermentativos para produção de ácido láctico (HAHN–HÄGERDAL e HOFVENDAHL, 2000). Resíduos agroindustriais, que antes eram descartados, como o bagaço da cana-de-açúcar, melaço de beterraba, e resíduos do processamento de mandioca, maçã e abacaxi, hoje são vistos como potenciais matérias-primas para processos fermentativos. A utilização destes resíduos pode reduzir os custos de produção e resultar em boa produtividade, além de ser uma alternativa ambientalmente correta (JOHN et al., 2007).

A planta piloto, que serviu de base para este estudo, utiliza meio sintético a base de glicose, oriunda da mandioca, como substrato para produção de ácido láctico. O efluente gerado por esta planta apresenta uma carga orgânica incompatível com sua disposição *in natura* em um corpo hídrico. O tratamento biológico anaeróbio deste efluente, além de possibilitar um descarte ambientalmente correto, permite a geração de gás metano, que é um gás de elevado poder calorífico e pode ser utilizado como fonte geradora de energia para equipamentos como caldeiras, por exemplo.

O objetivo geral deste trabalho foi avaliar um tratamento adequado para o efluente resultante da produção de ácido láctico por fermentação, visto que este contém uma carga orgânica elevada e há poucos dados na literatura sobre suas características e tratamentos empregados.

Para tal, os seguintes objetivos específicos foram delineados:

- avaliar a eficiência de remoção de DQO e a produção de biogás no tratamento biológico anaeróbio do efluente em frascos tipo penicilina mediante diferentes cargas orgânicas iniciais;
- elaborar um projeto preliminar para um reator do tipo UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) industrial, a partir dos dados experimentais obtidos em laboratório no tratamento do efluente em questão;
- avaliar o potencial de geração de metano do reator UASB e sua utilização como fonte de energia numa planta industrial.

## Capítulo 2 – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

### 2.1 Produção de Ácido Láctico

O ácido láctico, ou ácido 2-hidroxiopropiônico, é comercialmente importante em diferentes setores da indústria. A maior parte de sua produção é destinada à indústria alimentícia, para uso como agente antimicrobiano, estabilizador, umectante, emulsificador, solvente, adjuvante de sabor e acidulante (HAULY et al., 2003). Porém, também tem aplicação na indústria farmacêutica, cosmética, têxtil, de couro e como matéria-prima para produção de plásticos biodegradáveis (GREEN et al., 2005).

Existem dois isômeros óticos do ácido láctico: o L - Ácido láctico e o D - Ácido Láctico (Figura 2.1).

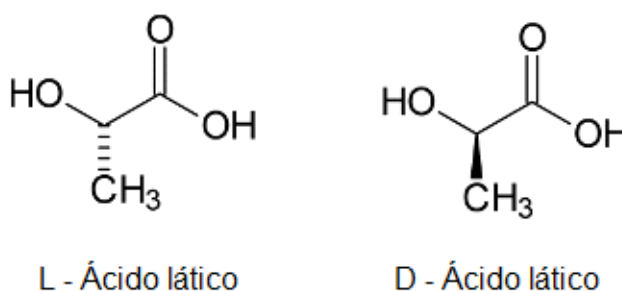


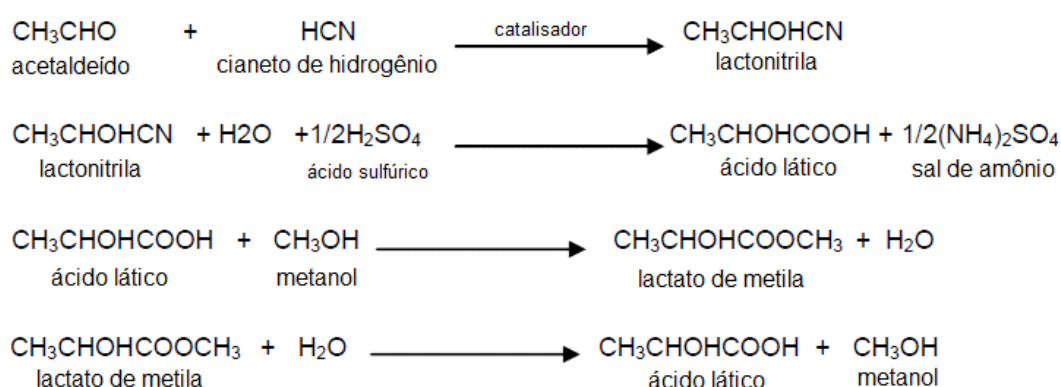
Figura 2.1 - Duas formas enantioméricas do Ácido Láctico.

O ácido láctico pode ser obtido por síntese química, pela hidrólise da lactonitrila, e também por uma rota biológica. Atualmente, quase toda a produção mundial de ácido láctico tem sua origem na fermentação bacteriana (GROOT et al., 2010).

#### 2.1.1 Rota química

Na rota química de obtenção do ácido láctico, cianeto de hidrogênio é adicionado a acetaldeído, na presença de uma base, para produzir lactonitrila. Essa reação ocorre

em fase líquida e a altas pressões. A lactonitrila bruta obtida é recuperada e purificada por destilação, sendo posteriormente hidrolisada a ácido láctico, por HCl ou H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> concentrados, produzindo o sal de amônio correspondente e ácido láctico. O ácido láctico é então esterificado com metanol para produzir lactato de metila, que é removido e purificado por destilação, e então hidrolisado com um catalisador ácido para produzir ácido láctico e metanol. O metanol formado retorna à etapa anterior do processo (NARAYANAN et al., 2004). O esquema das reações de obtenção de ácido láctico por rota química se encontra na Figura 2.2.



**Figura 2.2 - Reações da rota química de obtenção de ácido láctico. Adaptado de Narayanan et al., 2004.**

Pode-se observar que, pela rota química, alta pressão será necessária em certa etapa do processo, e também haverá gasto de energia nas destilações. Além disso, metanol é utilizado no processo, uma substância conhecida tóxica e inflamável.

### 2.1.2 Rota Bioquímica

Uma das maiores vantagens dos processos fermentativos de obtenção de ácido láctico é que eles são mais econômicos (SILVA; MANCILHA, 1991). Além disso, dependendo da linhagem de bactéria utilizada, a fermentação é capaz de produzir o isômero de interesse, ao passo que a síntese química irá produzir uma mistura racêmica do ácido láctico.

Durante a fermentação, um carboidrato apropriado é convertido em ácido láctico pela ação dos micro-organismos selecionados. Para a maioria dos micro-organismos,

este processo deve ser conduzido na ausência de oxigênio, já que a completa oxidação do carboidrato a dióxido de carbono e água é energeticamente muito mais favorável.

Ao entrar na célula, o carboidrato é primeiro convertido a piruvato por processos enzimáticos. Esta conversão libera energia química que é armazenada na forma de ATP (adenosina trifosfato) e NADH. De forma a reciclar o NADH produzido, os micro-organismos convertem o piruvato a ácido láctico (GROOT et al., 2010). A reação global de conversão de glicose a piruvato, assim como a conversão de piruvato a lactato, são mostradas na Figura 2.3.

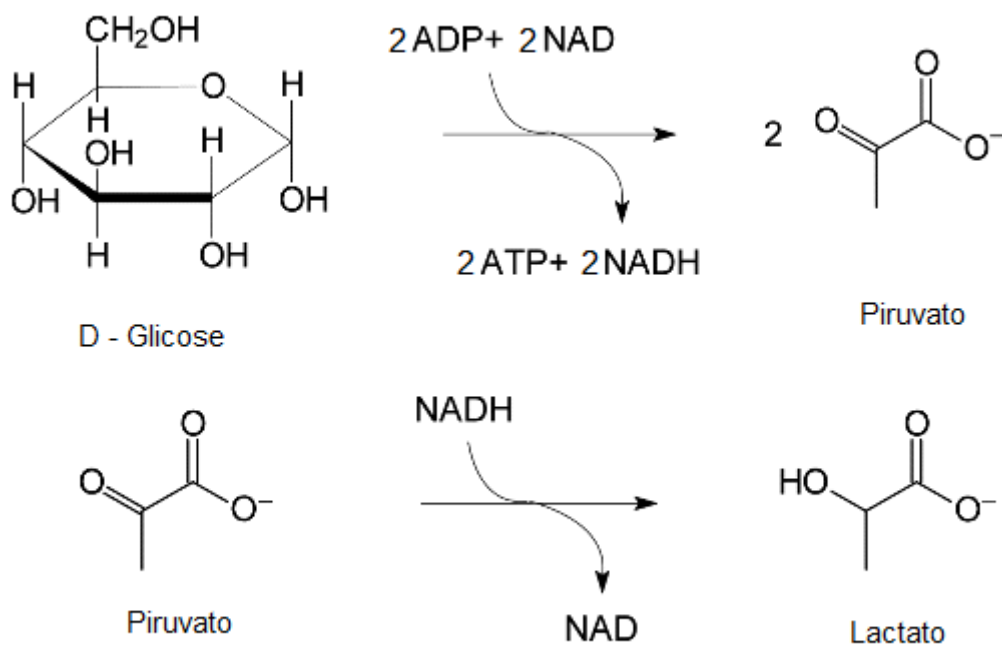


Figura 2.3 - Conversão de D-Glicose a Piruvato e posterior conversão de Piruvato a Lactato. Adaptado de Groot et al., 2010.

Os micro-organismos adequados para a produção de ácido láctico devem apresentar, preferencialmente, alta produtividade para reduzir os tempos de fermentação, alta conversão para reduzir o custo com carboidratos, capacidade de utilizar matérias-primas baratas, alta concentração do produto final para reduzir o custo de purificação e robustez para resistir a contaminações (GROOT et al., 2010).

Diferentes espécies de *Lactobacillus* podem ser utilizadas, dependendo do carboidrato a ser fermentado. As subespécies *delbreuckii* e *bulgaricus* de *Lactobacillus*

*delbreuckii* são capazes de fermentar sacarose e lactose, respectivamente. Já *Lactobacillus helveticus* é capaz de utilizar tanto lactose como galactose, enquanto *Lactobacillus amylophylus* e *Lactobacillus amylovirus* são capazes de fermentar amido (NARAYANAN et al., 2004). No caso da planta piloto que serviu de base para este estudo, é utilizada *Lactobacillus sp*, capaz de suportar uma faixa mais ampla de pH e temperatura, e de utilizar glicose como fonte principal de carboidrato, podendo utilizar também maltose no caso de falta de glicose.

Todas estas bactérias têm em comum uma complexa necessidade de nutrientes durante a fermentação (HAMMES; HERTEL, 2006), o que também irá influir, naturalmente, na característica do efluente gerado mais à frente no processo. No caso do presente estudo, fazem parte do meio de fermentação extrato de levedura, extrato de carne, e outros nutrientes mais específicos, protegidos por sigilo.

Outro ponto importante durante a fermentação do ácido lático é a necessidade de neutralização bem controlada do meio de fermentação. Isto ocorre devido a produção de ácido lático, que leva a uma redução do pH do meio de fermentação e, caso não haja neutralização, a bactéria se torna incapaz de continuar a fermentação (PORRO et al., 1999).

A escolha da base que irá neutralizar o meio de cultura vai ser determinante na posterior purificação do ácido lático, assim como na característica do efluente gerado. A maioria das plantas utiliza hidróxido de cálcio ou carbonato de cálcio como base, o que resulta em uma elevada geração de gesso como sub-produto (GROOT et al., 2010). No presente estudo, a fermentação é neutralizada com hidróxido de sódio, evitando a formação de gesso, porém acarretando em outros processos *downstream* para se recuperar o ácido lático.

### **2.3 Processo de produção por fermentação e geração de resíduos**

Um diagrama de blocos simplificado da produção tradicional de ácido lático, incluindo o *downstream*, é apresentado na Figura 2.4. Após a fermentação, a separação da biomassa é feita por centrifugação. Em seguida, é adicionado ácido sulfúrico ao caldo fermentado isento de células, de forma a se recuperar o ácido lático, enquanto



sulfato de cálcio (gesso) é gerado como subproduto. Em seguida, etapas de polimento, na maioria das plantas consistindo de colunas de troca iônica e carvão ativado, são utilizadas para remover impurezas e sais. Após as etapas de polimento, a concentração do ácido lático é feita em evaporadores para remover água da corrente e, em seguida, para se obter o ácido lático puro é feita uma purificação por destilação à baixa pressão (GROOT et al., 2010).

Pode-se observar que os resíduos gerados no processo são: a biomassa, proveniente da centrifugação; gesso, proveniente da acidificação e filtração; água da etapa de concentração; e efluente contendo proteínas, açúcares e oligômeros provenientes da etapa de purificação.

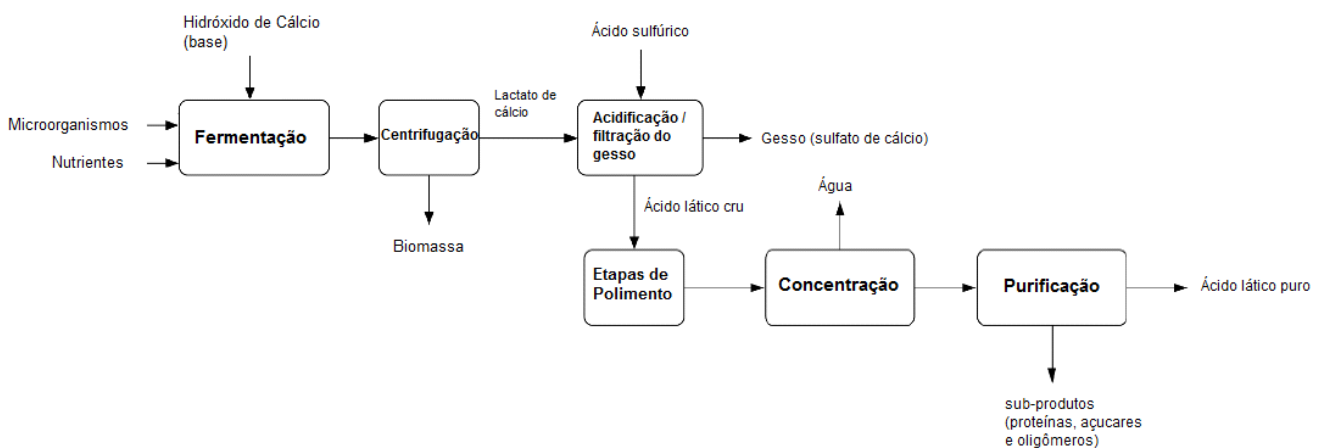


Figura 2.4 - Diagrama de blocos simplificado da produção de ácido lático tradicional. Adaptado de Groot et al., 2010.

O gesso gerado no processo tradicional tem sido considerado um problema ultimamente, já que não há demanda para a enorme quantidade de gesso gerada. Uma alternativa para contornar este problema é gerar um sal de lactato, do qual pode se recuperar o ácido lático através de eletrodialise (BAILLY, 2002). No entanto, o processo de eletrodialise envolve um custo relativamente alto com eletricidade e grandes áreas de membrana.

O processo de produção de ácido láctico conduzido na planta piloto do presente estudo apresenta algumas diferenças em relação ao tradicional, o que acarreta também algumas mudanças no efluente gerado. Um esquema de blocos simplificado do processo é apresentado na Figura 2.5. A mudança mais drástica em relação ao processo tradicional tem origem na base utilizada para neutralização, que é o hidróxido de sódio, ao invés de hidróxido de cálcio, evitando a formação de gesso. Isto traz à tona a necessidade de um processo para converter o lactato de sódio em ácido láctico, que é exatamente a eletrodialise.

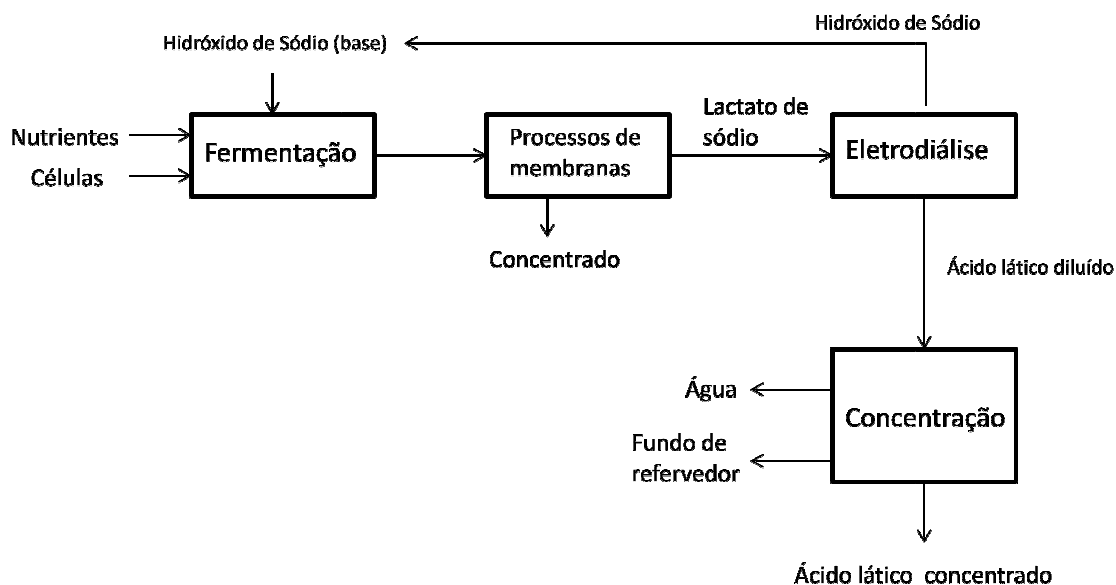


Figura 2.5 - Diagrama de blocos simplificado da produção de ácido láctico da planta piloto do estudo.

Outra diferença nesta planta piloto, em termos de efluente, terá origem no processo de separação por membranas, que substitui a centrifugação utilizada no processo tradicional para separação da biomassa do caldo fermentado. Já a acidificação/filtração utilizada no processo tradicional é substituída na planta piloto deste estudo pelo processo de eletrodialise, que gera uma corrente de hidróxido de sódio que retorna ao processo de fermentação como neutralizante.

Na Figura 2.6, observa-se que, em comparação com a centrifugação, moléculas de massa molar menores serão retidas nos processos de separação com membranas.

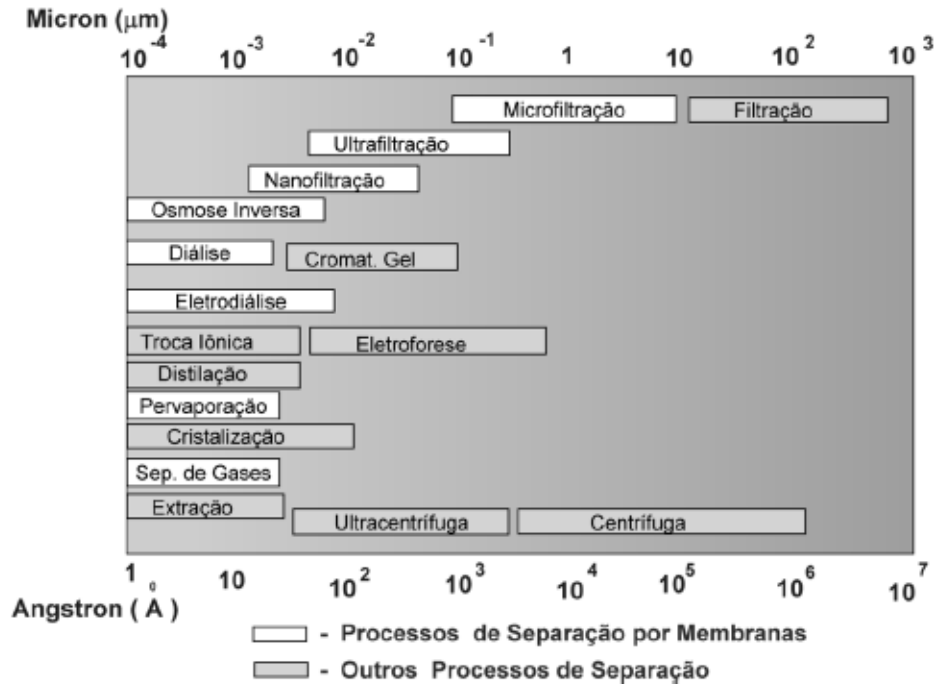


Figura 2.6 - Quadro comparativo com as dimensões das substâncias retidas em cada processo de separação (HABERT et al., 2006).

Dessa forma, o concentrado gerado na primeira etapa de separação com membranas do *downstream* terá uma maior carga de sólidos dissolvidos, colóides e moléculas de massa molar média, quando comparado ao resíduo da centrifugação do processo tradicional, que contém majoritariamente sólidos suspensos (células e fragmentos celulares) e outras moléculas de maior massa molar.

Outro detalhe é que, no caso deste estudo, por se tratar de uma planta piloto ainda em fase de testes, o teor de ácido láctico no concentrado da unidade de separação com membranas ainda era relativamente alto na data da coleta, devido a um mau funcionamento do processo de separação. Em termos de volume e de carga orgânica, este concentrado é o principal efluente da planta piloto deste estudo.

O hidróxido de sódio, gerado no processo de eletrodiálise, retorna à etapa de fermentação como base para manutenção do pH do meio de fermentação. A água proveniente do processo de concentração do ácido láctico diluído é retornada para a fermentação. O material de fundo dos revedores utilizados nos processos de concentração também é descartado. No entanto, este não foi utilizado no presente estudo

porque ainda não estava sendo gerado na época da coleta do concentrado, além de ser gerado em volume muito menor que o efluente dos processos de separação com membranas.

## ***2.4 Características e tratamento de efluentes industriais***

As características principais de águas residuárias ou efluentes são: quantidade de sólidos totais, cor, temperatura, odor, turbidez, matéria orgânica (proteínas, carboidratos, gorduras, óleos). Outros elementos podem estar presentes, como enxofre, fósforo e ferro (VON SPERLING, 1996). A caracterização de cada efluente indicará as etapas de tratamento necessárias e as tecnologias adequadas.

O efluente oriundo da produção de ácido lático tem características como pH ácido, elevada concentração de matéria orgânica (elevados valores de DQO e DBO) em função de açúcar residual não-fermentado, e elevada turbidez, devido a presença de grande quantidade de biomassa.

O tratamento indicado para águas residuárias contendo elevada concentração de matéria orgânica biodegradável é, na maioria dos casos, do tipo biológico. Os processos biológicos são, em geral, mais eficientes para remoção de matéria orgânica, e consistem em colocar o efluente em contato com uma população de micro-organismos que irão degradar os compostos orgânicos (CHERNICHARO, 1999).

Os sistemas de tratamento de efluentes visam atender à legislação ambiental e em alguns casos ao reúso de águas. Os efluentes líquidos industriais devem obedecer aos padrões estipulados na resolução nº 430 do CONAMA (Conselho Nacional do Meio Ambiente) de 13/05/2011.

Uma Estação de Tratamento de Efluentes (ETE) tradicional costuma ser dividida em quatro etapas (NUNES, 2001):

Tratamento Preliminar: onde ocorre retenção de material grosseiro, flutuante e até material mineral sedimentável. Para remoção utilizam-se grades, desarenadores (caixas de areia), caixas de retenção de óleo e gordura e peneiras.

Tratamento Primário: consiste na remoção de matéria orgânica em suspensão e a DBO pode ser parcialmente removida. Os processos ocorrem através de decantação primária, precipitação química e flotação.

Tratamento Secundário: consiste na separação da matéria orgânica dissolvida, sendo a DBO removida quase totalmente. Os processos de tratamento mais conhecidos são os lodos ativados, lagoas aeradas, lagoas de estabilização, filtros biológicos e sistemas anaeróbios de alta eficiência.

Tratamento Terciário: é aplicado quando se quer obter um efluente de alta qualidade, ou a remoção de substâncias que não puderam ser tratadas nas etapas anteriores. Os processos mais conhecidos são adsorção com carvão ativado, osmose inversa, eletrodiálise, troca iônica, filtros de areia e oxidação química.

Para se elaborar o projeto de uma ETE é necessário fazer uma caracterização do efluente, além de obter outras informações como: área disponível para o tratamento, legislação local, custo do processo. Com base nisso pode-se dimensionar os equipamentos que serão necessários para o projeto (NUNES, 2001).

Como não foi encontrado na literatura estações de tratamento ou processos para tratamento dos efluentes da produção de ácido láctico, utilizou-se como exemplo o tratamento de efluentes gerados na indústria de laticínios, que também contém alta carga orgânica biodegradável.

Na indústria de laticínios, o processo físico usado normalmente é o gradeamento fino, para retenção dos coágulos do leite. As gorduras, em geral, são separadas através de caixas de gordura ou flotores. A sedimentação é realizada para separação dos sólidos suspensos e o tratamento químico costuma utilizar sulfato de alumínio e óxido de cálcio para ajudar na formação de flocos e sua precipitação. Isto reduz a DBO em cerca de 85% (FERREIRA, 2007).

Ainda usando a indústria de laticínios como exemplo, os processos biológicos aeróbios são os mais utilizados no tratamento de efluentes. Os sistemas mais utilizados são lodos ativados e filtros biológicos (BRAILE, 1993). Porém, quando o efluente tem alta concentração de matéria orgânica, o método mais viável de tratamento é a digestão anaeróbia (GAVALA et al., 1999).

Os processos aeróbios conseguem atingir alto grau de depuração, porém, geram grande quantidade de lodo residual, o qual deve ser disposto em aterros sanitários. Além disto, o gasto com energia para manter o sistema de aeradores funcionando é extremamente alto.

Já os processos biológicos anaeróbios apresentam uma menor eficiência, entretanto produzem de 5 a 10 vezes menos lodo biológico se comparados aos tratamentos aeróbios, além de apresentar um saldo positivo de energia com a produção de metano e de não haver necessidade de energia para aeração (SCHOENINGER, 2005). Em função destas vantagens, o processo anaeróbio foi selecionado para tratamento do efluente deste estudo, sendo apresentado com mais detalhes no item a seguir.

## **2.5 Tratamento Biológico Anaeróbio**

Nos sistemas de tratamento biológico, o material orgânico presente no efluente é convertido, pela ação de micro-organismos, principalmente bactérias heterotróficas. Durante o processo, ocorrem dois mecanismos distintos, chamados de anabolismo e catabolismo. No anabolismo, as bactérias heterotróficas utilizam o material orgânico como fonte de elementos para seu crescimento, aumentando a massa bacteriana. No catabolismo, o material orgânico é usado como fonte de energia por meio de sua conversão em produtos estáveis, liberando energia, a qual uma parte é usada pelas bactérias no processo de anabolismo (FORESTI et al., 1999).

O produto do catabolismo depende da natureza das bactérias utilizadas, que dependem do ambiente que prevalece no sistema de tratamento. Nos sistemas aeróbios, há presença de oxigênio, que pode funcionar como oxidante da matéria orgânica, mineralizando-a em produtos inorgânicos como dióxido de carbono e água. Já nos sistemas anaeróbios o oxidante não existe. Neste sistema, os produtos finais são o metano e o dióxido de carbono, que se desprendem da água residuária, formando uma fase gasosa, chamada de biogás (FORESTI et al., 1999).

Portanto, o tratamento anaeróbio consiste em um processo biológico, no qual um consórcio de micro-organismos, na ausência de  $O_2$  molecular, promove a transformação

de compostos orgânicos complexos, como carboidratos, lipídeos e proteínas, em produtos mais simples como metano e gás carbônico (CHERNICHARO, 1999).

A digestão anaeróbia é um processo bioquímico complexo, composto basicamente por quatro etapas seqüenciais, para conversão de material orgânico composto de proteínas, carboidratos e lipídeos (a maior parte da composição do material orgânico em águas residuárias é formada por estes grupos). O processo global é mostrado na Figura 2.7. As etapas seqüenciais são: Hidrólise, Acidogênese, Acetogênese e Metanogênese, apresentadas a seguir.

- Hidrólise - nesta etapa o material orgânico particulado é convertido em compostos dissolvidos de menor massa molecular. As proteínas são degradadas a (poli)peptídeos e aminoácidos. Os carboidratos são convertidos a açúcares solúveis e os lipídeos em ácidos graxos de 15 a 17 carbonos e glicerina. Em muitos casos, esta é a etapa limitante do processo.

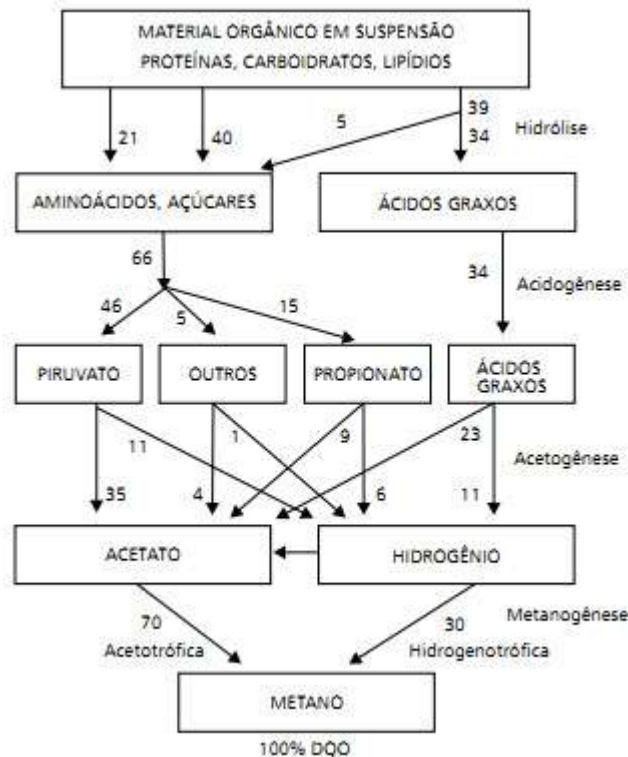


Figura 2.7 - Sequência de processos na digestão anaeróbia de macromoléculas complexas. Os números são percentagens, expressas como DQO (adaptado de Foresti et al., 1999).

- Acidogênese - os compostos dissolvidos gerados na etapa anterior são absorvidos por bactérias fermentativas e, após a acidogênese, excretadas como substâncias orgânicas mais simples, como ácidos graxos voláteis de cadeia curta, alcoóis e compostos minerais como  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{NH}_3$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ , etc.
- Acetogênese - esta etapa é a conversão dos produtos da acidogênese em compostos que formam os substratos para produção de metano, que são acetato, hidrogênio e dióxido de carbono. A Figura 2.7 mostra que aproximadamente 70% da DQO digerida é convertida em ácido acético, enquanto o restante é concentrado no hidrogênio formado.
- Metanogênese - etapa final do processo, na qual o metano é produzido pelas arqueias acetotróficas, a partir da redução de ácido acético, ou pelas arqueias hidrogenotróficas, a partir da redução de dióxido de carbono.

A eficiência do processo depende da atividade metanogênica do lodo, ou seja, da sua capacidade de transformar produtos finais da etapa fermentativa em metano ( $\text{CH}_4$ ), havendo relação estequiométrica entre a quantidade de metano formada e a fração de matéria orgânica removida (expressa como DQO). Admitindo-se que a concentração de biomassa no reator está relacionada com a concentração de sólidos voláteis em suspensão (SVS), a atividade metanogênica do lodo pode ser obtida por meio da relação entre a quantidade de DQO convertida em metano, por unidade de tempo, e a concentração de SVS (FORESTI et al., 1999).

Nos sistemas de tratamento anaeróbio procura-se acelerar o processo da digestão, criando condições favoráveis. O sistema de tratamento deve manter grande massa de bactérias ativas que atue no processo de digestão anaeróbia e é necessário que haja contato intenso entre o material orgânico presente no afluente e a massa bacteriana do sistema. Em relação à operação do sistema, os fatores que mais influenciam são: temperatura, pH, presença de elementos nutrientes e ausência de componentes tóxicos no afluente (FORESTI et al., 1999).

As principais vantagens dos processos anaeróbios em relação aos aeróbios são (CHERNICHARO, 1999):

- Baixo consumo de energia;



- Menor produção de lodo, diminuindo os custos de disposição final;
- Redução dos custos para implantação e operação;
- Possibilidade de geração de gás metano como combustível;
- Minimização da necessidade de atenção operacional;
- Lodo gerado com características que favorecem desaguamento;

Porém, como pontos negativos do tratamento anaeróbico, pode-se destacar:

- Emissão de maus odores;
- Longo período de partida do sistema, para adaptação do lodo;
- Tempo de tratamento mais longo;
- Sensibilidade a mudanças de condições ambientais (pH, temperatura, sobrecarga orgânica e hidráulica).

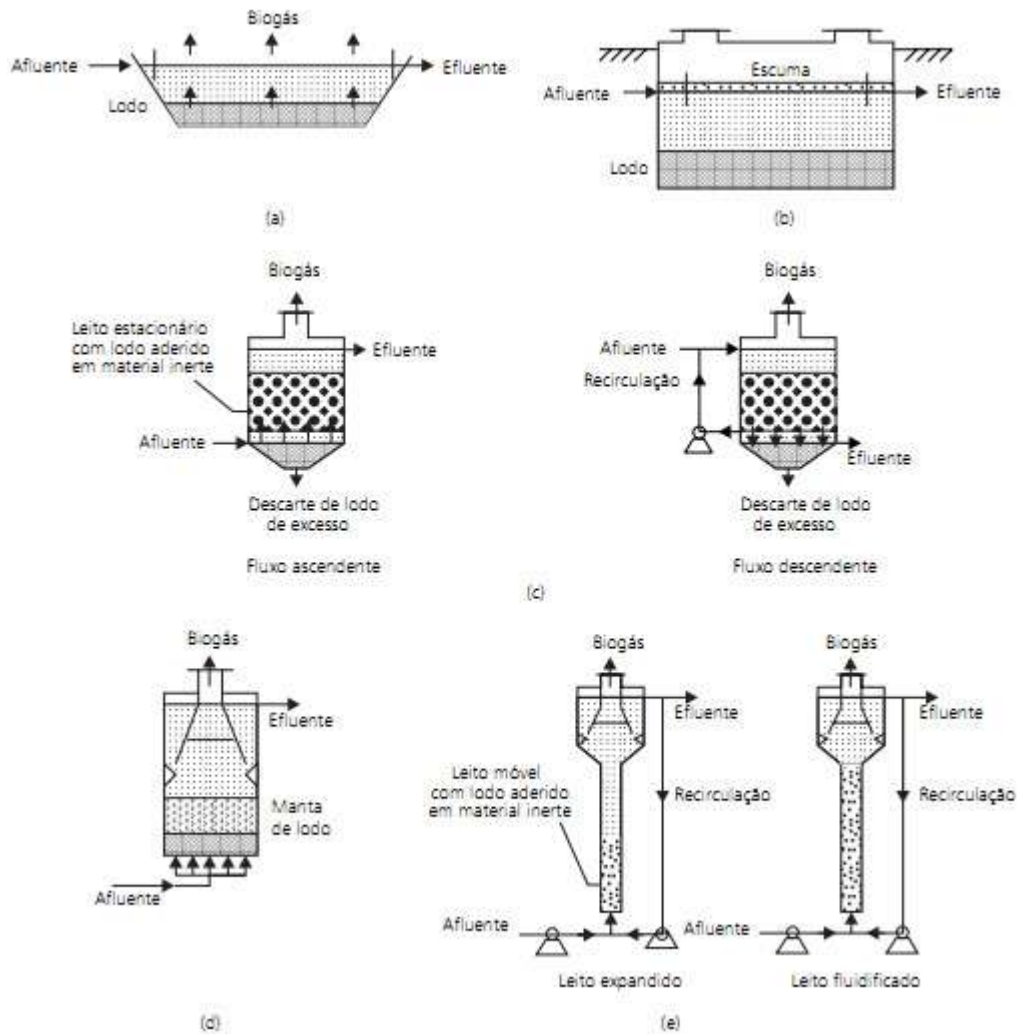
No Brasil, os reatores anaeróbios mais utilizados são basicamente: decanto-digestor, filtro anaeróbio, reator de manta de lodo, reator de leito expandido ou fluidificado e lagoa anaeróbia (FAGUNDES, 2010). As características gerais dos reatores mostrados na Figura 2.8 foram descritas por KATO e colaboradores, em 1999, e servem como fundamento para o projeto do sistema de tratamento de efluente deste projeto.

A Lagoa anaeróbia é um sistema de grandes dimensões e não suporta cargas orgânicas muito elevadas. Seu tempo de retenção hidráulica, da ordem de dias, é um empecilho para o tratamento de efluentes com alta carga orgânica.

Os decanto-digestores ou tanques sépticos se assemelham às lagoas anaeróbias em termos de funcionamento, não suportando uma carga orgânica muito alta. Comparados à Lagoa Anaeróbia têm um tempo de retenção hidráulica menor (da ordem de 24 horas) e são menores.

Os filtros anaeróbios se caracterizam pela imobilização de biomassa por aderência em meio suporte fixo, sendo os precursores dos reatores anaeróbios de alta taxa. Este tipo de sistema é mais indicado para tratamento de efluentes mais solúveis, ou

que tiveram sólidos orgânicos de maiores dimensões retidos por um pré-tratamento anterior. Este sistema é indicado para águas residuárias de baixa concentração, como é o caso do esgoto doméstico.



**Figura 2.8 - Configurações dos principais sistemas anaeróbios (a) Lagoa anaeróbia, (b) Decantodigestor (tanque séptico), (c) Filtro anaeróbio, (d) UASB, (e) Leito expandido ou fluidificado. Adaptado de KATO et al., 1999**

### 2.5.1 O reator UASB

O reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB - Figura 2.9) é o reator anaeróbio de alta taxa mais difundido na indústria (LORA, 2000). A velocidade ascensional de líquido (afluente) proporciona uma constante pressão seletiva sobre os micro-organismos, que passam a se aderir mutuamente levando à formação de grânulos que apresentam boa capacidade de sedimentação (QUARMY & FOSTER, 1995).

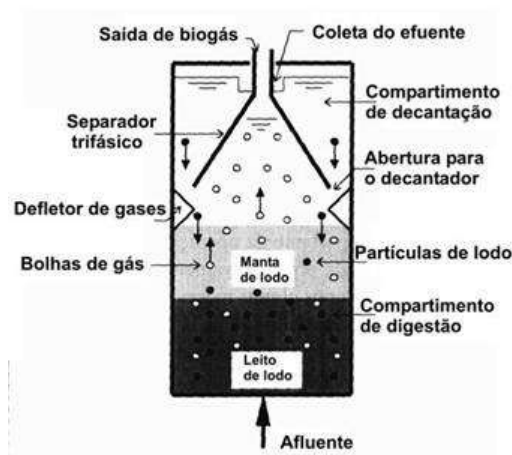


Figura 2.9 - Desenho esquemático de um reator UASB (adaptado de Chernicaro, 1999)

O reator UASB pode desempenhar simultaneamente várias funções que, normalmente, em um sistema de tratamento convencional, são efetuadas em tanques separados. No reator UASB ocorre a sedimentação dos sólidos suspensos do efluente, que ficam retidos no manto de lodo biológico. Pequenos grânulos de lodo ainda em formação eventualmente ascendem, necessitando-se de um separador de sólidos na parte superior do tanque para retenção e posterior retorno destes sólidos ao manto de lodo.

No reator UASB ocorre a digestão da parte sólida retida, seja do efluente como de parte da própria biomassa, e também ocorrem reações para o processamento da parte solúvel que vem com o efluente. Logo, o reator UASB funciona ao mesmo tempo como decantador primário, reator biológico, decantador secundário e digestor de lodo (KATO et al., 1999).

Algumas das vantagens dos reatores UASB frente a outras configurações de reatores anaeróbios como Lagoas de Estabilização, Tanques Sépticos e Filtros Anaeróbios são (CHERNICHARO, 1999):

- Sistema compacto, com baixa demanda de área;
- Baixa produção de lodo;
- Baixo consumo de energia (apenas para a estação elevatória);
- Eficiência de remoção de DQO de até 75 %;
- Boa desidratabilidade do lodo;
- Produção de biogás, este com alto poder calorífico;
- Reinício de operação rápido.

Os reatores UASB também podem apresentar desvantagens como:

- Possibilidade de surgimento de maus odores, provocados pela liberação de H<sub>2</sub>S;
- Elevado período de partida;
- Necessidade de pós-tratamento para uma degradação mais completa do efluente.

Tendo em vista as vantagens dos reatores UASB, este sistema é o mais adequado para elaboração de um projeto preliminar de tratamento do efluente em questão.

## Capítulo 3 – MATERIAIS E MÉTODOS

### *3.1 Coleta e caracterização do efluente e lodo anaeróbio*

O efluente a ser tratado neste trabalho foi oriundo de uma planta piloto de produção de ácido lático. A planta em questão produz ácido lático por fermentação utilizando *Lactobacillus sp* em um meio sintético a base de glicose, extrato de levedura e minerais. Maiores detalhes do processo e do meio de fermentação não serão apresentados por questão de sigilo industrial.

O efluente foi coletado diretamente na válvula de saída do tanque de descarte da microfiltração (o concentrado do processo de separação com membranas) e transportado para o Laboratório de Tecnologia Ambiental da Escola de Química/UFRJ (Figuras 3.1 e 3.2). Após retirada de alíquotas para sua caracterização, este foi mantido à temperatura de -20°C até o momento de sua utilização.

Para a caracterização do efluente bruto foram analisados diversos parâmetros



Figura 3.1 - Coleta do efluente



Figura 3.2 - Efluente coletado

como: pH, turbidez, demanda bioquímica de oxigênio (DBO<sub>5</sub>), demanda química de oxigênio (DQO), carbono orgânico total (COT), nitrogênio total, concentração de açúcares redutores totais e ácido lático. Todas as análises foram feitas seguindo procedimentos padrão do Standard Methods (APHA, 2005), à exceção de açúcares redutores totais e ácido lático, que foram determinados por membranas com enzimas imobilizadas e HPLC, respectivamente. A Tabela 3.1 apresenta os métodos de análise empregados.

**Tabela 3.1 - Parâmetros e métodos de análise empregados**

<b>Parâmetro</b>	<b>Método</b>	<b>Equipamento</b>	<b>Referência</b>
pH	Potenciométrico	BEL W38 pHmeter	APHA, 2005
Turbidez	Espectrofotométrico a 600 nm	Espectrofotômetro HACH DR/2000	CELA et al., 2006
DBO <sub>5</sub>	Diluição padrão	Incubadora Quimis TIC-17RGT e medidor de O <sub>2</sub> dissolvido DIGIMED	APHA, 2005
DQO	Colorimétrico de refluxo fechado	Digestor HACH e espectrofotômetro HACH DR/5000	APHA, 2005
Carbono e Nitrogênio total	Combustão Oxidativa / análise de infravermelho e quimioluminescência	Analizador Shimadzu TOC-VCPN	BELLUTA, 2008
Açúcares Redutores Totais	Adsorção em membranas com enzimas imobilizadas	Auto-analisador bioquímico YSI 2700 SELECT	GONÇALVES et al., 2010
Ácido Lático	Cromatografia líquida de alta eficiência (HPLC)	Agilent série 1200 / coluna Bio-rad Aminex HPX 87H	BALDUINO et al., 1999

O lodo anaeróbio empregado nos experimentos de biodegradabilidade anaeróbia foi proveniente de um reator UASB (*up-flow anaerobic sludge blanket*) em operação em uma indústria de abate de aves localizada em Jacarepaguá, R.J. Este foi caracterizado em termos de Sólidos Suspensos Voláteis (SSV), obtendo-se uma concentração de 20.000 mg/L.

### **3.2 Pré-tratamento Físico-Químico**

Como o efluente bruto apresentava elevada quantidade de sólidos residuais (principalmente biomassa), um pré-tratamento foi realizado por ensaios de coagulação/floculação seguidos de sedimentação em equipamento *Jar Test*. Para isto foram utilizados floculantes e coagulantes comerciais, denominados ZETAG (floculante catiônico) e PAC (policloreto de alumínio), respectivamente. Foi escolhido um floculante catiônico, pois, a princípio, a biomassa teria carga superficial negativa e isto facilitaria a formação de agregados.

O pré-tratamento físico-químico do efluente foi realizado sob condições distintas. No primeiro ensaio não houve ajuste de pH e variou-se a concentração do coagulante (sem floculante); no segundo ensaio, fixando-se a menor concentração do coagulante e mantendo-se o pH do efluente, variou-se a concentração de floculante. Em um último ensaio, diferentes combinações floculante/coagulante e valores de pH foram avaliados e, desta forma, foi encontrada a melhor condição para o tratamento físico-químico.

Foram utilizados 700 mL de efluente para os ensaios. Após a adição do coagulante, os frascos ficaram durante 1 minuto sob agitação de 120 rpm. Diminuiu-se a agitação para 40 rpm e foi adicionado floculante, mantendo-se esta rotação por 10 minutos (no primeiro ensaio não houve adição de floculante nesta etapa). Em seguida, deixou-se sedimentar os agregados formados durante 40 minutos. Ao final, o sobrenadante de cada frasco foi sifonado para análise de DQO e turbidez. Nos ensaios em que o pH foi ajustado, empregou-se ácido sulfúrico na concentração de 1,0 mol/L.

### **3.3 Tratamento Biológico Anaeróbio**

Os ensaios de biodegradabilidade anaeróbia foram realizados com o efluente bruto. Os testes foram conduzidos em batelada em frascos tipo penicilina de 100 mL com 90% do volume útil (Figura 3.3). O volume útil era composto de lodo anaeróbio e efluente bruto. A quantidade de lodo utilizada no primeiro ensaio foi calculada para se manter uma relação DQO (inicial do efluente): sólidos voláteis suspensos (SVS - lodo) de 1:1.



**Figura 3.3 - Tratamento biológico anaeróbio em frascos tipo penicilina**

Como o efluente tinha DQO aproximadamente sete vezes mais alta do que o lodo, a estratégia experimental adotada foi diluir o efluente para uma concentração próxima do lodo e ir adaptando-o com o tempo para conseguir suportar uma carga orgânica mais alta. Ou seja, os ensaios foram iniciados com uma concentração de 2000 mg SVS/L, que se manteve nos demais ensaios.

Ao final da primeira batelada, o sobrenadante (efluente tratado) foi removido e acrescentou-se efluente bruto com uma concentração de DQO duas vezes maior, mantendo-se a mesma biomassa, para avaliar a adaptação do lodo a um aumento da carga orgânica. Ao final da segunda batelada, o mesmo procedimento se repetiu e, assim, sucessivamente.

O pH do efluente foi ajustado para  $7,0 \pm 0,2$  antes da mistura com o lodo. Os frascos foram incubados a  $30 \pm 1^\circ\text{C}$  até a estabilização da produção de biogás. Os parâmetros monitorados para se avaliar a biodegradabilidade foram a produção de



biogás (metano) e a eficiência de remoção de DQO. A produção de biogás foi monitorada diariamente através do deslocamento do êmbolo de seringas plásticas que estavam acopladas aos frascos incubados (Figura 3.3).

Amostras para a determinação de DQO (DQO inicial) foram tomadas antes da homogeneização do efluente bruto com o lodo anaeróbio. A DQO final foi determinada em amostras retiradas após a medição do volume de biogás e abertura dos frascos, no último dia do ensaio de biodegradabilidade. A concentração de metano ( $\text{CH}_4$ ) foi determinada por cromatografia gasosa em cromatógrafo VARIAN MICRO CG 4900. O biogás produzido era recolhido em ampolas gasométricas e injetado diretamente no cromatógrafo. As condições utilizadas na cromatografia foram: Coluna- PPQ – 10 m x 0,32 mm; Temperatura da coluna – 50 °C; Detector – condutividade térmica (TCD); Temperatura do detector – 250 °C; Temperatura do injetor – 80 °C; Gás de arraste – Hélio; Tempo de análise – 1,5 minutos.

## Capítulo 4 – RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 4.1 Caracterização físico-química do efluente

A caracterização do efluente é apresentada na Tabela 4.1 abaixo.

Tabela 4.1 - Caracterização físico-química do efluente da planta piloto

Parâmetro	Valor e Unidade correspondente
Temperatura	20°C
pH	5,2
Turbidez	7.750 FTU
DQO total	140.000 mg O <sub>2</sub> /L
DBO <sub>5</sub>	105.000 mg O <sub>2</sub> /L
Carbono Orgânico Total	34.682 mg/L
Nitrogênio Total	645,4 mg/L
Glicose	5,0 g/L
Ácido Lático	81 g/L

Uma análise dos valores apresentados na Tabela acima mostra que o efluente apresenta alto grau de biodegradabilidade, visto que a relação DQO/DBO<sub>5</sub> é de 1.33, indicando que o tratamento por via biológica seria adequado. No entanto, os elevados valores de DQO e DBO<sub>5</sub> tornam o tratamento biológico aeróbio inviável, em função dos altos custos com aeração. Para uma concentração de matéria orgânica tão alta o tratamento biológico anaeróbio é mais indicado.

Os valores elevados de DBO<sub>5</sub> e DQO são devido à presença de açúcar residual não fermentado no efluente e também a um processo ineficiente de microfiltração, que retém grande quantidade de ácido no lado do efluente (no concentrado). Os valores de concentração de glicose e ácido lático quantificados no efluente contribuiriam para uma DQO de 5330 e 86323 mg O<sub>2</sub>/L, respectivamente, no efluente. Juntos contribuiriam para uma DQO de 91653 mg O<sub>2</sub>/L (65,5 % do total). O restante da DQO deve ser

atribuído a outros constituintes orgânicos do meio fermentado e, principalmente, às células suspensas no efluente.

O ácido láctico presente em relevante quantidade torna o pH do efluente levemente ácido (em torno de 5,0), sendo necessária a neutralização do pH para o tratamento anaeróbio, já que as arqueias metanogênicas apresentam maior atividade metabólica em pH em torno de 7,0.

Como o meio de fermentação empregado para a produção de ácido láctico é rico em macro e micronutrientes, era de se esperar que as concentrações de Nitrogênio e Fósforo no meio após a fermentação fossem elevadas e suficientes para o tratamento anaeróbio. No entanto, a determinação da concentração de Nitrogênio total revela uma relação DQO/N de 217, sugerindo que o efluente pode ser deficiente em fósforo e, principalmente, em nitrogênio, considerando-se a relação supostamente ideal para o tratamento anaeróbio de 350:5:1 (VON SPERLING, 1996).

A turbidez foi determinada em substituição aos Sólidos Suspensos Totais (SST) devido à dificuldade de filtração do efluente nos meios filtrantes apropriados. Pelo mesmo motivo, não foi determinada a DQO solúvel.

A presença de agregados celulares contribuiu para a elevada turbidez do efluente e também para a elevada concentração de matéria orgânica. Para remover estes agregados celulares e reduzir a concentração de matéria orgânica foi necessário avaliar um pré-tratamento físico-químico do mesmo.

#### ***4.2 Pré-tratamento físico-químico***

Os resultados do pré-tratamento são mostrados na Tabela 4.2 a seguir. Pelos resultados do tratamento com coagulante e floculante foi percebida uma pequena redução de DQO apenas no ensaio 3, com pH mais ácido. Ainda assim, o valor final de DQO se encontrava muito elevado. Tendo em vista o alto custo dos coagulantes e floculantes e a necessidade de acidificação do meio, o pré-tratamento físico-químico não se mostrou adequado ao efluente.

Tabela 4.2 - Resultados do tratamento físico-químico

Ensaio	pH ±0,2	PAC (mg/L)	Zetag (mg/L)	DQO final (mg/L)	Redução de DQO (%)
1	5	500	-	125.000	10,71
	5	100	-	130.000	7,14
	5	50	-	135.000	3,57
2	5	50	20	125.000	10,71
	5	50	10	130.000	7,14
	5	50	5	130.000	7,14
3	3	50	20	112.500	19,64
	3	50	10	106.000	24,29
4	2	50	20	120.000	14,29
	2	50	10	122.500	12,50

### 4.3 Tratamento Biológico Anaeróbio

Os resultados de cada batelada conduzida, em termos de remoção de DQO e volume final de biogás e metano, são apresentados na Tabela 4.3. Nas Figuras 4.1 a 4.4 são apresentadas as evoluções da produção de biogás de cada batelada.

Na 1ª batelada percebe-se que o efluente apresenta elevada biodegradabilidade anaeróbia pois, considerando que o lodo empregado como inóculo provem de um reator tratando efluente de indústria de abate de aves (rico em lipídeos e proteínas), praticamente não houve fase *lag*, quase toda a DQO foi removida e a forma das curvas de produção de biogás indicam uma fácil adaptabilidade do lodo aos constituintes do efluente (rico em carboidrato).

Tabela 4.3 - Resultados do tratamento anaeróbio

Batelada	DQOi (mg/L)	DQOf (mg/L)	Remoção DQO (%)	Volume de Biogás (mL)	% CH <sub>4</sub>	Volume de CH <sub>4</sub> (mL)	PEM
1 <sup>a</sup>	2000	109 ± 25	94,5 ± 1,2	31 ± 1	na	na	na
	4000	161 ± 70	96,0 ± 1,7	66 ± 2	na	na	na
2 <sup>a</sup>	4000	80 ± 13	98,0 ± 0,3	16 ± 2	45,2 ± 30,4	7,5 ± 8,5	21,2 ± 24,1
	8000	127 ± 15	98,4 ± 0,2	21 ± 11	81,7 ± 3,6	17,4 ± 10,0	24,5 ± 14,2
3 <sup>a</sup>	4000	51 ± 29	99,2 ± 0,1	48 ± 13	77,9 ± 8,3	37,4 ± 8,1	105,1 ± 22,4
	8000	64 ± 9	98,7 ± 0,7	83 ± 19	74,7 ± 7,4	62,7 ± 18,6	87,8 ± 26,3
4 <sup>a</sup>	8000	132 ± 42	98,3 ± 0,5	94 ± 13	84,2 ± 0,1	79,6 ± 11,4	112,4 ± 16,7
	16000	143 ± 12	99,1 ± 0,1	172 ± 16	83,0 ± 1,7	143,4 ± 16,5	100,5 ± 11,6

na = não avaliado; PEM = produção específica de metano a 30°C (mL CH<sub>4</sub>/g DQO removida).

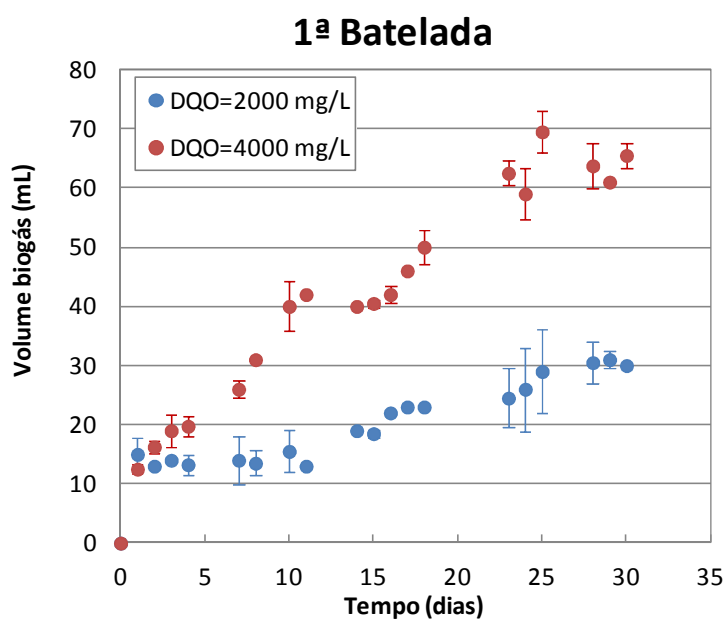


Figura 4.1 - Primeira batelada do tratamento anaeróbio

Pode-se observar que na 2ª batelada, apesar da DQO ser removida com elevadas eficiências, os volumes de biogás foram menores que na 1ª batelada. Isto ocorreu provavelmente porque houve perda de biogás pelas vedações dos frascos. Tal perda levou a uma elevada variabilidade das triplicatas e a uma baixa produção específica de metano, determinado a partir desta segunda batelada.

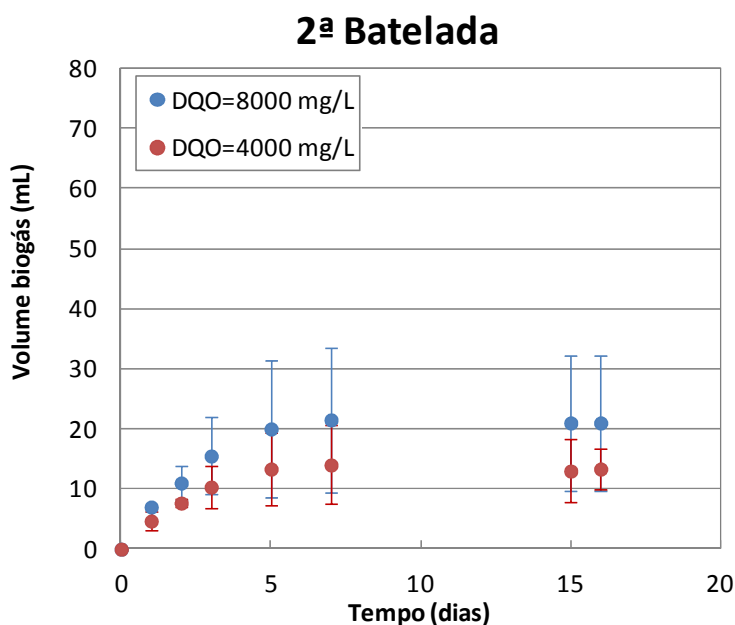


Figura 4.2 - Segunda batelada do tratamento anaeróbio

Na 3ª batelada a adaptação do lodo é comprovada pelas elevadas eficiências de remoção de DQO e produção específica de metano. Além disto, a estabilização da produção de biogás se deu em tempos parecidos com a da 2ª batelada (cerca de 7 dias), porém menores que a da 1ª batelada (cerca de 25 dias).

Outra indicação da adaptação é o aumento considerável da velocidade inicial de produção de biogás para a mesma DQO inicial ao longo das bateladas, conforme apresentado na Tabela 4.4. Verifica-se que a velocidade inicial de produção de biogás aumenta com a DQO inicial e, para uma mesma DQO inicial, aumenta da 1ª para a 4ª batelada.

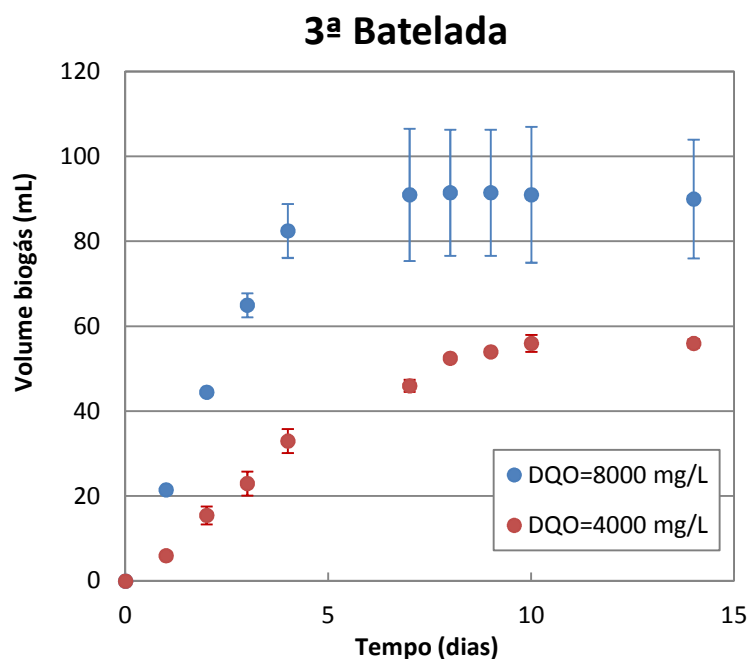


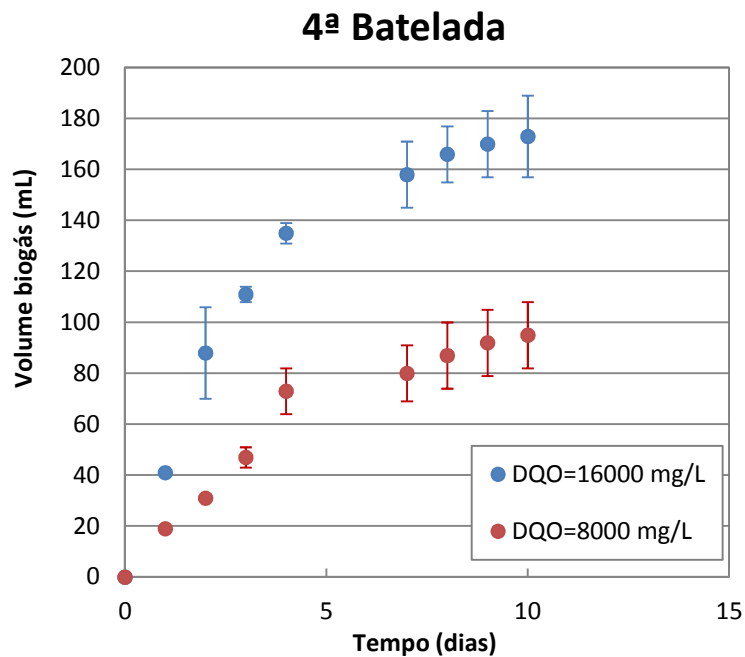
Figura 4.3 - Terceira batelada do tratamento anaeróbio

Tabela 4.4 - Velocidade inicial de produção de biogás no tratamento anaeróbio

Batelada	DQO <sub>i</sub> (mg/L)	Velocidade inicial de produção de biogás (mL/d)	Coef. de correlação (r <sup>2</sup> )
1 <sup>a</sup>	2000	na	na
	4000	3,24	0,943
2 <sup>a</sup>	4000	2,59	0,944
	8000	5,05	0,983
3 <sup>a</sup>	4000	8,30	0,994
	8000	20,85	0,998
4 <sup>a</sup>	8000	17,02	0,982
	16000	36,22	0,970

na = não avaliado

Na quarta batelada, provavelmente devido à maior concentração de matéria orgânica a que o lodo estava submetido (o dobro da anterior), a estabilização do biogás ocorreu um pouco depois. Na terceira batelada a estabilização da produção de biogás ocorreu em cerca de 7 dias, enquanto que na quarta batelada foram necessários 10 dias. Apesar da DQO final aumentar, as eficiências de remoção de DQO foram similares à batelada anterior, enquanto as produções específicas de metano aumentaram, indicando que o processo de adaptação ainda estava em andamento.



**Figura 4.4 - Quarta batelada do tratamento anaeróbio**

Considerando que a produção teórica de metano seria de 350 mL/g de DQO removida nas CNTP (0°C, 1 atm), a 30°C a produção esperada seria de 388 mL/g de DQO consumida (CHERNICHARO, 1999). Pode-se observar, pelos dados de produção específica de metano dos experimentos, que houve uma liberação bem menor que a teórica. Isto já era esperado, porque nem toda a DQO quantificada como removida é metabolizada, parte fica adsorvida ao lodo e parte é direcionada à produção de células. A cada batelada, entretanto, a PEM aumentava, indicando que o lodo estava cada vez mais adaptado ao efluente, e que a PEM poderia aumentar mais com novos contatos, se aproximando mais da produção teórica.

Além disto, os resultados da quarta batelada indicam que o lodo poderia ser submetido a cargas orgânicas ainda maiores (acima de 16000 mg/L), já que a eficiência de remoção de DQO e a liberação de biogás foram elevadas. No entanto, a 4ª batelada foi a última realizada neste estudo.

Na Figura 4.5 é apresentada a evolução de volume de biogás produzido com a DQO inicial dos frascos. Percebe-se que o volume de biogás aumenta quase linearmente



com a DQO inicial, comprovando a adaptação do lodo e que maiores produções de biogás podem ser atingidas.

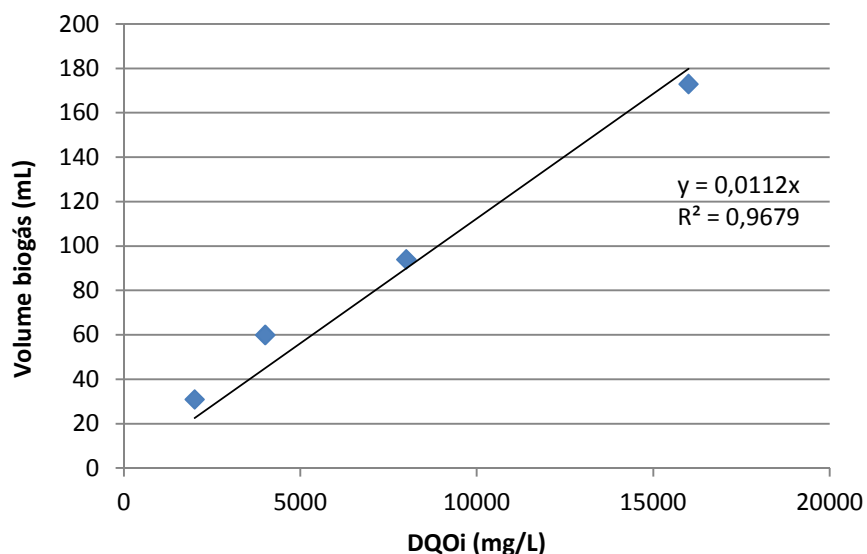


Figura 4.5 - Relação entre DQO inicial e volume de final de biogás no tratamento anaeróbio.

Tomando-se a velocidade inicial de produção de biogás (17 mL/d – Tabela 4.4) e o percentual de metano (84,2% - Tabela 4.3) para a condição de mais vezes de contato com o lodo (DQO inicial de 8000 mg/L), e considerando a concentração de lodo nos frascos (2000 mg SVS/L), pode-se estimar uma atividade metanogênica específica de 79,6 L CH<sub>4</sub>/kg SVS.d.

#### 4.4 Projeto preliminar de reator UASB

Das Figuras 4.4 e 4.5, pode-se concluir que 2000 mg SVS/L conseguem assimilar uma DQO de até 16000 mg/L em cerca de 10 dias, o que corresponde a uma carga biológica de 0,8 kg DQO/kg SVS.d e uma carga orgânica volumétrica (COV) de 1,6 kg DQO/m<sup>3</sup>.d. Uma carga biológica de 0,8 kg DQO/kg SVS é inferior ao valor que se pode atingir durante um regime permanente aparente – em torno de 2,0 kg DQO/kg SVT.d, de acordo com Chernicharo (2007). Quanto à carga orgânica volumétrica, valores bem maiores podem ser alimentados em reatores de manta de lodo. Projetos em

escala plena para tratamento de efluentes industriais adotam valores de até 15 kg DQO/m<sup>3</sup>.d (CHERNICHARO, 2007). Portanto, selecionou-se uma COV para o reator em escala plena de 10 kg DQO/m<sup>3</sup>.d.

Para o projeto preliminar do reator UASB foram adotados os seguintes valores:

- 1) Com base em valores fornecidos pelos operadores da planta piloto:
  - a) Vazão de efluente a ser tratado = 4,95 m<sup>3</sup>/h
  - b) DQO total do efluente = 120.000 mg/L (após melhorias no sistema de filtração com membranas)
- 2) Com base nos dados experimentais levantados nos ensaios em bancada:
  - a) Eficiência de remoção de DQO = 90%
  - b) AME = 79,6 L CH<sub>4</sub>/kg SVS.d.
  - c) Percentual de metano no biogás = 80%
- 3) Com base em dados da literatura:
  - a)  $Y_{obs} = 0,15 \text{ kgDQO}_{lodo}/\text{kgDQO}_{aplicada}$
  - b) Carga orgânica volumétrica (COV) = 10 kg DQO/m<sup>3</sup>.d
  - c) Entalpia de combustão do metano = -802 kJ/mol
  - d) Concentração de lodo no reator industrial = 35 g SVS/L
- 4) Valores estimados:
  - a) Velocidade ascensional = 0,07 m/h (para dimensionamento mais aceitável do reator industrial)
  - b) Temperatura de operação = 25°C

#### 4.4.1 Estimativa do Volume do Reator ( $V_{Reator}$ ).

Conhecendo-se a COV, pode-se calcular o volume do reator a partir da equação:

$$COV = \frac{Q \cdot S_0}{V_{Reator}}$$

obtendo-se:

Q (L/d)	S <sub>0</sub> (mg/L)	COV ( Kg DQO/(m <sup>3</sup> .d)	V <sub>Reator</sub> (m <sup>3</sup> )
118800	120000	10	1425,6

#### 4.4.2 Estimativa do tempo de retenção hidráulica (t) e carga hidráulica volumétrica (CHV)

A partir das equações:

$$t = \frac{V_{Reator}}{Q}$$

$$CHV = \frac{1}{t}$$

obtemos:

Q (L/d)	V <sub>Reator</sub> (L)	t (d)	CHV m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> .d)
118800	1425600	12	0,083

#### 4.4.3 Estimativa da velocidade superficial do fluxo (v), da área da seção transversal (A), da altura de líquido (H<sub>L</sub>), altura total (H) e do diâmetro (D) do reator.

A velocidade superficial do fluxo (v) é calculada a partir da relação entre a vazão de efluente e a seção transversal do reator, de acordo com a equação a seguir:

$$v = \frac{Q}{A}$$

No caso deste projeto, o v foi fixado em 0,07 m/h, de forma a obtermos uma posterior relação H<sub>L</sub>/D (razão altura/diâmetro do reator) mais próxima de dois.

Além disso, para termos a altura total do reator (H), devemos considerar a altura do coletor de gases (H<sub>G</sub>), da seguinte forma

$$H = H_L + H_G$$

Segundo Mecalff & Eddy (2003), a altura do coletor de gases deve estar entre 1,5 a 2m para uma altura de 5 a 7m. Fazendo uma extrapolação para o nosso caso, obtemos os seguintes parâmetros.

v (m/h)	Q ( m <sup>3</sup> /h)	A (m <sup>2</sup> )	V (m <sup>3</sup> )	H <sub>L</sub> (m)	H <sub>G</sub> (m)	H (m)	D (m)
0,07	4,95	70,7	1425,6	20,16	5,7	25,86	9,5

#### 4.4.4 Estimativa do Número de distribuidores ( $N_d$ )

O número de distribuidores é determinado em função da área de seção transversal do reator e da área de influência adotada para cada distribuidor, de acordo com a equação:

$$N_d = \frac{A}{A_d}$$

na qual:

$A_d$ : área de influência de cada distribuidor.

Segundo Chernicharo (2007), a área de influência de cada distribuidor pode ser de 2,0 m<sup>2</sup> ou maior, no caso de um lodo do tipo granular, com carga orgânica aplicada acima de 4,0 kgDQO/m<sup>3</sup>.d. Utilizou-se então uma área de influência de cada distribuidor de 2,02 m<sup>2</sup>, de forma a termos um número inteiro de distribuidores, como segue:

A (m <sup>2</sup> )	Ad (m <sup>2</sup> )	Nd
70,7	2,02	35

#### 4.4.5 Estimativa da concentração de DQO no afluente final (S)

A partir da eficiência de remoção de DQO esperada para o sistema ( $E$ ), pode-se estimar a concentração de DQO no efluente final ( $S$ ), de acordo com a equação:

$$S = S_0 - \frac{E \cdot S_0}{100}$$

dessa forma, temos:

$S_0$ (mg/L)	E (%)	S (mg/L)
120000	90	12000

A DQO do efluente tratado indica a necessidade de um tratamento posterior (polimento) para enquadramento aos padrões de descarte.

#### 4.4.6 Estimativa da carga de DQO convertida em metano (kgDQOCH<sub>4</sub>/d) a partir de equações de projeto

A determinação da fração de DQO convertida em gás metano pode ser feita pela equação a seguir:

$$DQO_{CH_4} = [Q \cdot (S_0 - S)] - (Y_{obs} \cdot Q \cdot S_0)$$

Dessa forma, teremos:

Q (m <sup>3</sup> /d)	S <sub>0</sub> (Kg/m <sup>3</sup> )	S (Kg/m <sup>3</sup> )	Y <sub>obs</sub> (kgDQO <sub>lodo</sub> /kgDQO <sub>apl</sub> )	DQOCH <sub>4</sub> (kgDQOCH <sub>4</sub> /d)
118,8	120	12	0,15	10692

#### 4.4.7 Estimativa da Produção Volumétrica de Metano (Q<sub>CH<sub>4</sub></sub>) a partir de equações de projeto

A produção volumétrica de metano pode ser estimada a partir da equação:

$$Q_{CH_4} = \frac{DQO_{CH_4}}{f(T)}$$

Onde:

$$f(T) = \frac{P \cdot K_{DQO}}{R \cdot (273 + T)}$$

na qual:

P: pressão atmosférica (1 atm)

K<sub>DQO</sub>: DQO correspondente a um mol de CH<sub>4</sub>

R: constante dos gases (0,08206 atm.L/mol.K)

T: Temperatura operacional do reator (25°C)

Calculamos então:

f(T)	DQOCH <sub>4</sub> (kgDQOCH <sub>4</sub> /d)	QCH <sub>4</sub> (m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> /d)
2,62	10692	4085,3

#### 4.4.8 Estimativa da produção volumétrica de metano (Q<sub>CH<sub>4</sub>exp</sub>) a partir de dados experimentais

Através de experimentos no laboratório, obteve-se uma atividade metanogênica específica (AME) de 79,6 L CH<sub>4</sub>/kg SVS.d, a 30°C. Corrigindo para 25°C, temos uma AME de 78,3 L CH<sub>4</sub>/kg SVS.d.

Segundo a equação:

$$Q_{CH_4} = AME \cdot M_{SVS}$$

na qual:

$M_{SVS}$ : massa de sólidos voláteis suspensos no reator (kg)

Considerando, também, que reatores UASB industriais operam frequentemente com concentrações superiores a 30 g SVS/L, teríamos uma produção de:

$M_{SVS}$ (kg)	AME a 25°C	$Q_{CH_4_{exp}}$ (m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> /d) a 25°C
49896	78,3	3906,2

Verifica-se que a produção de metano calculada por dados experimentais é muito próxima à obtida por equações de projeto.

#### 4.4.9 Estimativa da produção mássica de metano ( $M_{CH_4}$ ).

Sendo:

$$M_{CH_4} = \frac{CH_{4_{mol}}}{MM_{CH_4}}$$

na qual:

$MM_{CH_4}$ : massa molar do metano (16 g/mol)

$CH_{4_{mol}}$ : vazão molar de metano, obtida pela equação:

$$CH_{4_{mol}} = \frac{Q_{CH_4}}{V_{CH_4}}$$

na qual:

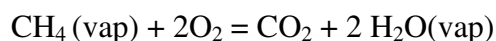
$V_{CH_4}$ : 24,45 L para um mol de CH<sub>4</sub> a 25°C

Dessa forma, obtemos:

$M_{CH_4}$ (kg/d)	$M_{CH_4_{exp}}$ (kg/d)
2673,4	2556,2

#### 4.4.10 Estimativa da Energia (E) gerada a partir da combustão do metano

A partir da reação:



na qual:

$$\Delta H (298\text{K}) = -802 \text{ kJ/mol}$$

Utilizando este dado, juntamente com a produção mássica de metano ( $M_{\text{CH}_4}$ ) calculada acima, na equação:

$$E = \frac{\Delta H}{MM_{\text{CH}_4}} \cdot M_{\text{CH}_4}$$

Teremos, considerando 85% de eficiência na geração de energia pela máquina térmica da caldeira:

$E_{\text{Teórica}}$ (kJ/d)	kJ/s = Watt
113904579	1318,3

Agora, a partir da produção mássica experimental ( $M_{\text{CH}_4\text{exp}}$ ), obtemos:

$E_{\text{Experimental}}$ (kJ/d)	kJ/s = Watts
108909776	1260,5

Logo, podemos observar que os valores de energia gerada através das equações de projeto e através de dados experimentais são próximos.

#### 4.4.11 Estimativa da produção volumétrica de biogás ( $Q_{\text{biogás}}$ ).

Para estimar a produção volumétrica de biogás ( $Q_{\text{biogás}}$ ), utilizamos a seguinte equação:

$$Q_{\text{biogás}} = \frac{Q_{\text{CH}_4}}{C_{\text{CH}_4}}$$

na qual:

$C_{\text{CH}_4}$ : Concentração de metano no biogás. Através de dados experimentais, considerou-se 80%.

Logo:

$Q_{biogás}$ (m <sup>3</sup> /d)	$Q_{biogás_{experimental}}$ (m <sup>3</sup> /d)
5106,7	4882,8

#### 4.4.12 Estimativa da energia gerada para diferentes concentrações de ácido láctico no efluente

Considerando que a DQO inicial pode mudar na planta industrial, caso a perda em ácido láctico nos processos de separação em membranas seja diminuída, foi feita uma estimativa da produção de energia considerando maiores recuperações de ácido láctico na planta industrial, como mostra a Tabela 4.5. Observa-se que mesmo melhorando a recuperação de ácido láctico, a DQO do efluente ainda permanece alta e pode levar a uma produção de energia considerável.

**Tabela 4.5 - Geração de energia proporcional à concentração de ácido láctico**

Concentração ácido láctico no concentrado (g/L)	DQO - ácido láctico	DQO total	$E_{Experimental}$ (kJ/d)
81	86323	140000	127061405
66	70337	124014	108909776
50	53286	106963	97077636
35	37300	90977	82569039
20	21314	74991	68060442
10	10657	64334	58388346
5	5329	59005	53551844

#### 4.4.13 Estimativa das dimensões dos reatores UASB, caso mais de um seja utilizado para tratamento do efluente



As características pouco comuns do efluente (vazão baixa e DQO muito alta) levaram a um reator com dimensões muito acima dos valores recomendados, que são, por exemplo, altura de 3 a 7 metros para uma carga orgânica parcialmente solúvel, segundo Metcalf & Eddy (2003). Uma solução seria dividir a vazão para dois ou mais reatores operando em paralelo, conforme apresentado na Tabela 4.6. Percebe-se que ao dividir a vazão, as dimensões se tornam mais aceitáveis, mas com prejuízo da velocidade ascensional, importante para a granulação do lodo.

**Tabela 4.6 - Dados de projeto para diferentes números de reatores**

Nº reatores	V (m <sup>3</sup> )	A (m <sup>2</sup> )	H <sub>L</sub> (m)	D (m)	H <sub>L</sub> /D	v (m/h)	Nd
1	1425,6	70,7	20,2	9,5	2,1	0,07	70,7
2	712,8	41,3	17,3	7,2	2,4	0,06	41,3
3	475,2	33,0	14,4	6,5	2,2	0,05	33,0
4	356,4	30,9	11,5	6,3	1,8	0,04	30,9

#### **4.4.14 Estimativa da quantidade de vapor d'água gerado pelo metano puro**

Tendo em vista que o metano é aproximadamente 21 vezes mais poluidor que o CO<sub>2</sub>, a geração e liberação diária de metano diretamente na atmosfera seria, além de um desperdício energético, extremamente danoso ao meio ambiente. Existem diversas formas de aproveitamento de metano como fonte de energia. A Figura 4.6 exemplifica algumas das aplicações.

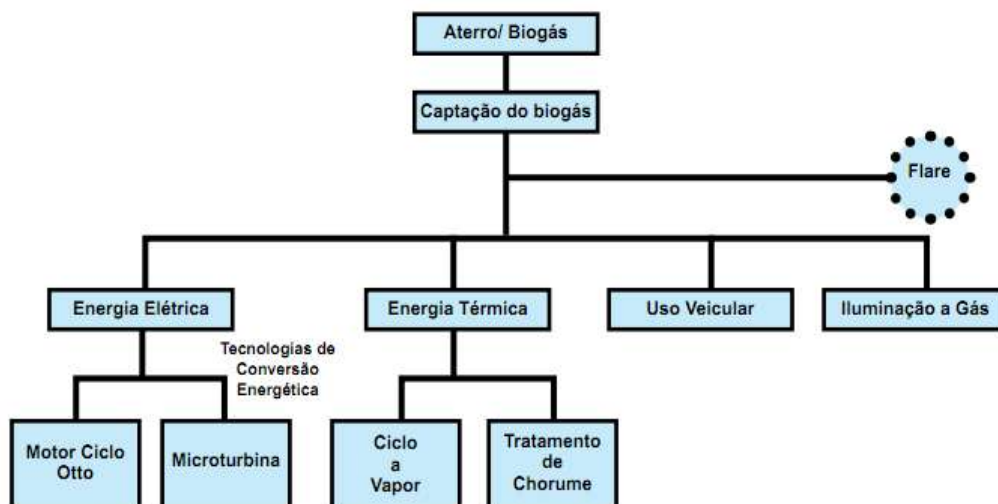


Figura 4.6 - Diagrama com as alternativas de aproveitamento de biogás. Extraído de Macedo et al., 2009

No caso da utilização de metano como energia térmica, o calor proveniente da combustão de biogás, em uma caldeira, para geração de vapor, pode ser usado em processos industriais, aquecimento direto ou geração de energia elétrica, por meio do acionamento de uma turbina a vapor acoplada a um gerador

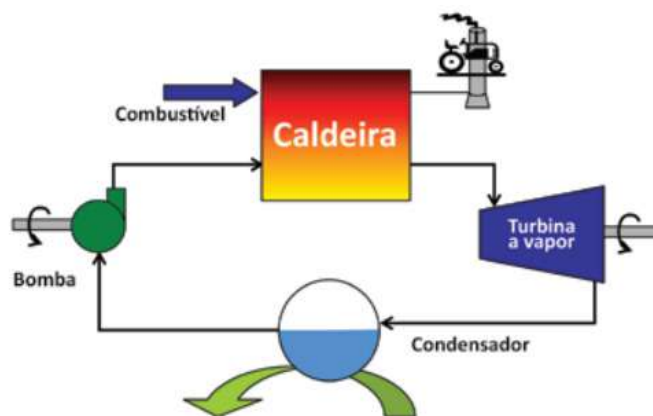


Figura 4.7 - Esquema do ciclo Rankine. extraído de HIRANI e MANAMI, 2007

O calor produzido por este sistema, na forma de vapor ou água quente, não pode ser transportado para grandes distâncias. Por isso, as unidades geradoras de biogás devem estar próximas das instalações que utilizam a energia térmica.

Como a produção de metano puro é de 3906,2 m<sup>3</sup>/dia e que o seu poder calorífico é da ordem de 9000 kcal/m<sup>3</sup>, e que uma caldeira operando com metano puro pode ter 90% de eficiência, pode-se estimar que por dia sejam liberados 3,2 x 10<sup>7</sup> Kcal.

A partir destes dados é possível obter a quantidade diária de vapor d'água (Mv) gerado para ser usado na máquina térmica

Cv (Kcal/Kgv)	Mv (Kgv/dia)
644,5	54547,4

Onde  $C_v$  = Calor específico de vapor d'água a 20°C

## Capítulo 5 – CONCLUSÕES E SUGESTÕES

- O efluente deste estudo apresentava uma alta concentração de matéria orgânica (DQO de 140000 mg O<sub>2</sub>/L e DBO de 105.000 mg O<sub>2</sub>/L) devido principalmente à alta concentração de ácido láctico (81 g/L) e glicose (5 g/L) residuais do processo de fermentação.
- O efluente utilizado neste estudo apresentou altas eficiências de remoção de DQO (cerca de 90%), nos ensaios de tratamento biológico anaeróbio.
- O tratamento anaeróbio deste efluente, além de reduzir a DQO, possibilitou a geração de metano, em torno de 80% do total de biogás.
- Feitas algumas considerações no projeto do reator UASB, foi possível projetar um reator com características geométricas aceitáveis (altura de 25,86 m e diâmetro de 9,5 m).
- O metano gerado é um gás de alto poder calorífico e pode ser utilizado como fonte de energia para equipamentos, como caldeiras por exemplo.

### Sugestões:

- Otimizar as operações de separação da planta piloto, gerando desta forma um efluente menos concentrado em ácido láctico e açúcares, tendo menor carga orgânica a ser tratada;
- Avaliar a hidrólise das células do efluente, antes de submetê-las ao tratamento anaeróbio. Isto irá aumentar a carga orgânica disponível para degradação e geração de biogás.
- Avaliar o tratamento anaeróbio do efluente em concentrações mais altas;
- Avaliar o tratamento anaeróbio em reator UASB de bancada;
- Avaliar a produção de biohidrogênio com este efluente.

## REFERÊNCIAS

- APHA, AWWA, WPCF. *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 21th edition, New York, 2005
- BAILLY, M., *Production of organic acids by bipolar electro dialysis: realizations and perspectives*, *Desalination* 144, 157–162, 2002
- BALDUINO, R; OLIVEIRA, A. S. de; HAULY, M. C. de O. Cultura láctica mista com potencial de aplicação como cultura iniciadora em produtos cárneos. *Ciênc. Tecnol. Aliment.* vol.19 n.3 Campinas Sept./Dec. 1999
- BELLUTA, I. Avaliação dos impactos provocados pela descarga de efluente tratado na Microbacia do Cintra – Botucatu SP. Universidade Estadual “Júlio de Mesquita Filho” – Faculdade de Ciências Agrônômicas, 2008
- BENNINGA, H. *A History of Lactic Acid Making*, Kluwer Academic Publishers, Dordrecht, 1990
- BRAILE, P. M. Manual de tratamento de águas residuárias. São Paulo: CETESB, 1993, p 2-10, 139-174
- CELA, B; dos SANTOS, J. J. M.; FLOREOTO, N. T; LEITE, J. Y. P; PASKOCIMAS, C. A. Obtenção e Caracterização de Membranas de Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> para Filtração de Efluentes Industriais. 17º CBECIMat Congresso Brasileiro de Engenharia e Ciência dos Materiais, Foz do Iguaçu, PR, Brasil, 2006.
- CHERNICHARO, C. A. L. Reatores Anaeróbios de Manta de Lodo. In: Campos, J. R. et al. Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo. Rio de Janeiro / RJ: ABES, 1999. Cap 7, p 155-197
- CHERNICHARO, C. A. L. Reatores anaeróbios. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental/UFMG vol 5 2ª Ed 2007
- CONAMA - Conselho Nacional do Meio Ambiente. Resolução Nº 430, de 13 de maio de 2011. Disponível em: [http://www.saude.mg.gov.br/publicacoes/estatistica-e-informacao-em-saude/residuos-de-servicos-de-saude/RE%20CONAMA%20403-2011\\_Lancamento%20de%20Efluentes.pdf](http://www.saude.mg.gov.br/publicacoes/estatistica-e-informacao-em-saude/residuos-de-servicos-de-saude/RE%20CONAMA%20403-2011_Lancamento%20de%20Efluentes.pdf) acessado em 10/01/2012
- FAGUNDES, T. S. Uso de Polímero Natural a Base de Amido como Auxiliar de Flocculação no pós-tratamento de Efluentes UASB com Flotação por Ar Dissolvido - São Carlos / SP (2010)
- FERREIRA, I. C. S. Tratamento terciário da Indústria de Laticínios através da adsorção de lactose em Argila Esmectítica. São Paulo (2007)

- FORESTI, E. et al. Fundamentos do Tratamento Anaeróbio In: Campos, J. R. et al. Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo. Rio de Janeiro / RJ: ABES, 1999. Cap 2 p 29-52
- GAVALA, H. N.; HOPSINIS, H. SKIADAS, I. V.; STAMATELATOU, K; LYBERATOS, G. *Treatment of Dairy wastewater Usings an Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor*, J. Agric. Eng., n.73, 1999, p 59-63.
- GONÇALVES, J. R. S. et al. Substituição do grão de milho pelo grão de milheto em dietas contendo silagem de milho ou silagem de capim-elefante na alimentação de bovinos de corte. R. Bras. Zootec., v.39, n.9, p.2032-2039, 2010
- GREEN, E., JAVED, M., GEMMELL, R., *Lactic acid production*, US Patent 0106694 A1, 2005.
- GROOT, W., van KRIEKEN, J., SLIEKERSL, O., de VOS, S. (2010) *Production and Purification of Lactic Acid and Lactide, in Poly(Lactic Acid): Synthesis, Structures, Properties, Processing, and Applications* (eds R. Auras, L.-T. Lim, S. E. M. Selke and H. Tsuji), John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, NJ, USA.  
doi: 10.1002/9780470649848.ch1
- HABERT, A. C; BORGES, C. P; NOBREGA, R. Processos de separação com membranas, Escola Piloto de Engenharia Química, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, 2006
- HAHN-HÄGERDAL , B; HOFVENDAH, K. Factors affecting the fermentative lactic acid production from renewable resources. *Enzyme and Microbial Technology*, v. 26, p. 87 – 1007, 2000
- HAMMES, W. P; HERTEL C. *The genera Lactobacillus and Carnobacterium*, em: M. Dworkin, S. Falkow, E. Rosenberg, K.-H. Schleifer, E. Stackebrandt (Eds.), *The Prokaryotes*, 3rd edition, Springer, New York, 2006, pp. IV/320 ff.
- HAULY, M. C. O; OLIVEIRA, A. R; OLIVEIRA, A. R. *Lactic acid production by L. curvatus in sugarcane molasses*, Semina: Ciências Agrárias, Londrina, v. 24, n. 1, p. 133-142, jan./jun. 2003
- HIRANI, E. W.; MAMANI, L. A. G. Algoritmos Evolucionários para Otimização Multi-objetivo no Projeto de Sistemas Térmicos, 2007
- KATO, M.T et al. Configurações de Reatores Anaeróbios. In: Campos, J. R. et al. Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo. Rio de Janeiro / RJ: ABES, 1999. Cap 3, p 53-100
- JOHN, R. P; NAMPOOTHIRI, K. M; PANDEY, A. *Fermentative production of lactic acid from biomass: an overview on process developments and futures perspectives*. *Applied Microbiology Biotechnology*, v. 74, p. 524-534, 2007.

LORA, E.S. Prevenção e controle da poluição nos setores energético, industrial e de transporte. 1 ed. Brasília: ANNEL, 2000.

MACEDO, L. V. et al. Manual para aproveitamento do biogás: volume 1, aterros sanitários. ICLEI - Governos Locais pela Sustentabilidade, Secretariado para América Latina e Caribe, Escritório de projetos no Brasil, São Paulo, 2009.

METCALF & EDDY *Wastewater Engeneering Treatment and Reuse* 4<sup>th</sup> edition 2003

NARAYANAN, N; ROYCHOUDHURY, P. K. y SRIVASTAVA, A. *L (+) lactic acid fermentation and its product polymerization. Electron. J. Biotechnol.* [online]. 2004, vol.7, n.2, pp. 167-178. ISSN 0717-3458.

NUNES, J. A. Tratamento Físico-Químico de águas residuárias industriais 3<sup>a</sup>ed Ed. Sergipe, Gráfica e Editora Ltda, (2001)

PORRO, D; BIANCHI, M. M; BRAMBILLA, L; MENGHINI, R; BOLZANI, D; CARRERA, V; LIEVENSE, J; LIU, C; RANZI, B. M; FRONTALI, L; ALBERGHINA, L. *Replacement of a metabolic pathway for large-scale production of lactic acid from engineered yeasts*, Applied and Enviromental Microbiology, 1999

QUARMY, J; FOSTER, C.F. Na *Examination of the structure of UASB granules.* Water Science Tech., 29, 2449-2454, 1995.

SCHOENINGER, F. Estudo da biodegradabilidade de efluentes de Laticínios Florianópolis - SC (2005)

SILVA, S. S; MANCILHA, I. M. Aproveitamento de resíduos agroindustriais: ácido láctico uma alternativa. *Boletim da Sociedade Brasileira de Ciência e Tecnologia de Alimentos*, Campinas, v.25, n.1, p.37-40, 1991.

VON SPERLING, M. Princípios do tratamento biológico de águas residuárias 2<sup>a</sup>ed. 1996 – Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – Universidade Federal de Minas Gerais – v. 1: Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos. P. 16-20, 46, 189-90