

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO  
ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS  
ENGENHARIA AMBIENTAL

ANÁLISE DA VIABILIDADE AMBIENTAL, TÉCNICA E  
ECONÔMICA DE PRODUÇÃO DE ÁCIDO LÁTICO A PARTIR  
DA MANIPUEIRA EM REATOR RALFE DE PEQUENA  
FÁBRICA DE PRODUÇÃO DE FARINHA DE MANDIOCA

Aluna: Maria Julia Cornegian Danzi Salvia  
Orientador: Prof. Dr. Marcelo Zaiat

Monografia apresentada ao curso de  
graduação em Engenharia Ambiental  
da Escola de Engenharia de São  
Carlos da Universidade de São Paulo.

São Carlos, SP  
2020

## RESUMO

A manipueira, subproduto da produção de farinha de mandioca, é considerada um efluente com alto potencial de poluição ambiental, principalmente devido à sua Demanda Química de Oxigênio (DQO) de 6.280 - 51.200 mg/L. Devido às características da manipueira, como elevado teor de DQO e nível de carboidrato solúvel, começou-se a buscar formas de aliviar os impactos na natureza e, também, de rentabilizar para o produtor os resíduos originados pelo processo. Surgiu, portanto, um estudo do tema por meio de tese de doutorado em que se observou a criação de um reator anaeróbico de leito fixo estruturado (RALFE), no qual realizaram-se balanços mássicos do sistema como massa de ácido láctico e DQO. O presente estudo procurou analisar e compreender a viabilidade econômica da produção de ácido láctico a partir da manipueira. Deste modo, partiu-se do pressuposto o entendimento dos impactos ambientais e processos da indústria, bem como o cálculo do dimensionamento do sistema. Da pesquisa, identificaram-se resultados técnicos e econômicos que comprovaram não somente a viabilidade financeira, mas também formas de manejo alternativas para os resíduos de uma produção altamente poluente. A pesquisa de base mostrou uma produção de 14 g/L de ácido láctico em um volume de 1,512 L do reator para um tempo de detenção hidráulica (TDH) de 12 h. Após passar pelo reator RALFE, a tese obteve uma DQO de 55,4 g/L. A partir desta base e da vazão diária de manipueira que entra no sistema da indústria estudada, de 32 m<sup>3</sup>/d, obteve-se uma vazão mássica de 448 kg/d de ácido láctico para um reator de 16 m<sup>3</sup>. Dimensionou-se um sistema de produção de ácido láctico contando com um sedimentador, tanque de armazenamento, reator RALFE e sistema de separação (eletrodíálise), além de um pós tratamento contendo um reator anaeróbio de fluxo ascendente (UASB) e duas lagoas de estabilização (lagoa anaeróbia e facultativa). A vazão mássica final de ácido láctico calculada foi 358,40 kg/d e a demanda bioquímica de oxigênio (DBO) foi 182,80 mg/L (99,35% de eficiência de tratamento). A viabilidade foi comprovada, com receita bruta de R\$140.500/mês, obtida pela venda do ácido láctico, com custo de operação de R\$41.235/mês e receita líquida de R\$65.924/mês (margem de lucro bruto de 70%). O teto de custo de implantação foi estimado em R\$1.000.000, considerando custos construção civil e projeto, com Payback de 15 meses.

**Palavras-Chaves:** Manipueira, farinha de mandioca, ácido láctico, DQO, viabilidade.

## ABSTRACT

The cassava wastewater, a by-product of the production of cassava flour, is considered an effluent with a high potential for environmental pollution, mainly due to its Chemical Oxygen Demand (COD) of 6,280 - 51,200 mg / L. Due to the characteristics of the cassava wastewater, such as high COD content and soluble carbohydrate level, it was started to look for ways to alleviate the impacts on nature and, also, to make the waste generated by the process profitable for the producer. Therefore, a study of the theme emerged through a PhD research in which the creation of an anaerobic structured-bed reactor (AnSTRB) was observed, in which mass balances of the system were carried out as a mass of lactic acid and COD. The present study sought to analyze and understand the economic viability of producing lactic acid from cassava wastewater. Thus, the assumption was made to understand the environmental impacts and processes of the industry, as well as to calculate the dimensioning of the system. From the research, technical and economic results were identified that proved not only the financial viability, but also alternative ways of handling waste from a highly polluting production. The baseline survey showed a production of 14 g / L of lactic acid in a volume of 1.512 L of the reactor for a hydraulic detention time (TDH) of 12 h. After passing through the AnSTRB reactor, the thesis obtained a COD of 55.4 g / L. From this base and the daily flow of manipueira that enters the system of the studied industry, of 32 m<sup>3</sup> / day, a mass flow of 448 kg / day of lactic acid was obtained for a reactor of 16 m<sup>3</sup>. A lactic acid production system was designed with a sedimentator, storage tank, AnSTRB reactor and separation system (electrodialysis), in addition to a post treatment containing an anaerobic upflow reactor (UASB) and two stabilization ponds (anaerobic and optional pond). The final mass flow rate of lactic acid calculated was 358.40 kg / day and the biochemical oxygen demand (BOD) was 182.80 mg / L (99.35% treatment efficiency). Viability was proven, with gross revenue of R \$ 140,500 / month, obtained from the sale of lactic acid, with an operating cost of R\$ 41,235 / month and net revenue of R\$ 65,924 / month (gross profit margin of 70%). The cost ceiling for implementation was estimated at R \$ 1,000,000, considering construction and project costs, with a 15-month Payback.

**Keywords:** Cassava wastewater, cassava flour, lactic acid, COD, viability.

# FOLHA DE JULGAMENTO

---

Candidato(a): **Maria Julia Cornegian Danzi Salvia**

Data da Defesa: 28/08/2020

Comissão Julgadora:

Resultado:

**Marcelo Zaiat (Orientador(a))**


Aprovada

**Marcelo Montaña**

Aprovada

**Davi Gasparini Fernandes Cunha**

Aprovada



**Prof. Dr. Marcelo Zaiat**

Coordenador da Disciplina 1800091- Trabalho de Graduação

AUTORIZO A REPRODUÇÃO TOTAL OU PARCIAL DESTE TRABALHO,  
POR QUALQUER MEIO CONVENCIONAL OU ELETRÔNICO, PARA FINS  
DE ESTUDO E PESQUISA, DESDE QUE CITADA A FONTE.

Ficha catalográfica elaborada pela Biblioteca Prof. Dr. Sérgio Rodrigues Fontes da  
EESC/USP com os dados inseridos pelo(a) autor(a).

CC813a      Cornegian Danzi Salvia, Maria Julia  
                 ANÁLISE DA VIABILIDADE DE PRODUÇÃO DE ÁCIDO  
                 LÁTICO A PARTIR DA MANIPUEIRA EM PEQUENA FÁBRICA DE  
PRODUÇÃO DE FARINHA DE MANDIOCA / Maria Julia Cornegian  
Danzi Salvia; orientador Marcelo Zaiat. São Carlos,  
2020.

Monografia (Graduação em Engenharia Ambiental) --  
Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de  
São Paulo, 2020.

1. Manipueira. 2. Farinha de mandioca. 3. Ácido  
lático. 4. DBO. 5. Viabilidade. I. Título.

## SUMÁRIO

1. Introdução.....	1
2. Objetivos .....	2
3. Revisão da Literatura .....	3
3.1. A mandioca e seu processo de produção .....	3
3.2. Manipueira e gerada na fabricação de farinha .....	6
3.2.1. A manipueira e seus impactos ambientais.....	8
3.2.2. Tratamento e lançamento da manipueira.....	10
3.3. Ácido lático.....	11
4. Metodologia .....	14
4.1. Caracterização da indústria .....	14
4.1.1. Alocação física .....	14
4.1.2. Caracterização do processo industrial .....	14
4.1.3. Porte industrial e capacidade produtiva.....	14
4.1.4. Identificação dos impactos ambientais .....	14
4.2. Análise da viabilidade da produção de ácido lático pela indústria .....	16
4.2.1. Fluxograma e sua análise da produção de ácido lático a partir da manipueira ..	16
4.2.2. Balanços mássicos do sistema .....	18
4.2.3. Dimensionamento do sistema.....	19
4.2.3.1. Sedimentador.....	19
4.2.3.2. Tanques de armazenamento .....	21
4.2.3.3. Reator RALFE.....	21
4.2.3.4. Reator UASB.....	22
4.2.3.5. Lagoas de estabilização .....	30
4.2.4. Custos de operação .....	34
4.2.4.1. Custos de operação do sistema.....	35
4.2.4.2. Custos de operação da eletrodialise .....	35
4.2.4.3. Custos energéticos do sistema.....	35
4.2.4.4. Custos de operadores e produtos.....	36
4.2.5. Orçamento do sistema/ investimento inicial.....	37
4.2.6. Pesquisa do potencial de venda do ácido lático no mercado .....	38
4.2.7. Análise da viabilidade econômica da produção de ácido lático .....	38
5. Resultados e discussão .....	40

5.1.	Caracterização da indústria .....	40
5.1.1.	Alocação física .....	40
5.1.2.	Caracterização do processo industrial .....	41
5.1.3.	Análise do fluxograma.....	41
5.1.4.	Porte industrial e capacidade produtiva.....	43
5.1.5.	Identificação dos impactos ambientais .....	43
5.2.	Análise da viabilidade da produção de ácido láctico pela indústria .....	47
5.2.1.	Fluxograma e sua análise da produção de ácido láctico a partir da manipueira ..	47
5.2.2.	Balanços mássicos do sistema .....	51
5.2.3.	Dimensionamento do sistema.....	52
5.2.3.1.	Sedimentador.....	52
5.2.3.2.	Tanques de armazenamento .....	53
5.2.3.3.	Reator RALFE.....	54
5.2.3.4.	Reator UASB.....	55
5.2.3.5.	Lagoas de estabilização.....	58
5.2.4.	Custos de operação .....	61
5.2.4.1.	Custos de operação do sistema.....	61
5.2.4.2.	Custos de operação da eletrodialise .....	66
5.2.4.3.	Custos energéticos do sistema.....	66
5.2.4.4.	Custos de operadores e produtos.....	67
5.2.5.	Orçamento do sistema .....	70
5.2.6.	Pesquisa do potencial de venda do ácido láctico no mercado.....	74
5.2.7.	Análise da viabilidade econômica da produção de ácido láctico .....	74
6.	Conclusões .....	78
7.	Referências Bibliográficas .....	79
8.	Anexos.....	87
8.1.	Anexo 1 .....	87
8.2.	Anexo 2.....	91
8.3.	Anexo 3.....	94

## 1. Introdução

A mandioca está presente na dieta humana e animal há séculos, como uma das principais fontes de carboidrato. Muitos países, como o Brasil, produzem grandes quantidades de farinha de mandioca, já que é menos perecível e pode ser utilizada para receita de vários alimentos, além de outros usos industriais (FAO, 2018). Em seu processo de fabricação, há geração de um resíduo, a manipueira, que contém alto teor orgânico e grande quantidade de nutrientes e cianetos, que podem ser muito prejudiciais ao meio ambiente se não tratados de forma correta. Apesar de resíduo, a manipueira também pode ser usada como substrato para a produção de ácido láctico a partir da fermentação por conter alto teor de carboidratos, segundo algumas pesquisas, como relatado por Coelho *et al.* (2010), Juodeikiene *et al.* (2015) e Data & Henry (2006).

Existem várias pesquisas, patentes e indústrias que utilizam a manipueira e outros resíduos com características semelhantes para a produção do ácido láctico, que vem sendo cada vez mais demandado por sua aplicabilidade na indústria. O ácido láctico é 85% utilizado para a indústria de alimentos, e os outros 15% para farmacêutica, têxtil e para a produção de polímeros biodegradáveis (Data; Henry, 2006). Como a tendência mundial é de reduzir a produção de polímeros por fontes não-renováveis, há uma busca por alternativas mais sustentáveis.

A maior indústria do mundo hoje produtora de ácido láctico é a holandesa Purac, fundada em 1931, com capacidade produtiva de 350 mil toneladas de ácido láctico por ano, e junto com outras 2 indústrias, a chinesa Hindan Jindan e a americana Cargill, detêm 65% da produção mundial do ácido láctico. A indústria holandesa está instalada em várias regiões do mundo, como Tailândia, Espanha e Brasil, produz ácido láctico a partir da fermentação biológica, utilizando resíduos das regiões onde estão instalados como substrato. (BENEVENUTI; PEREIRA, 2016).

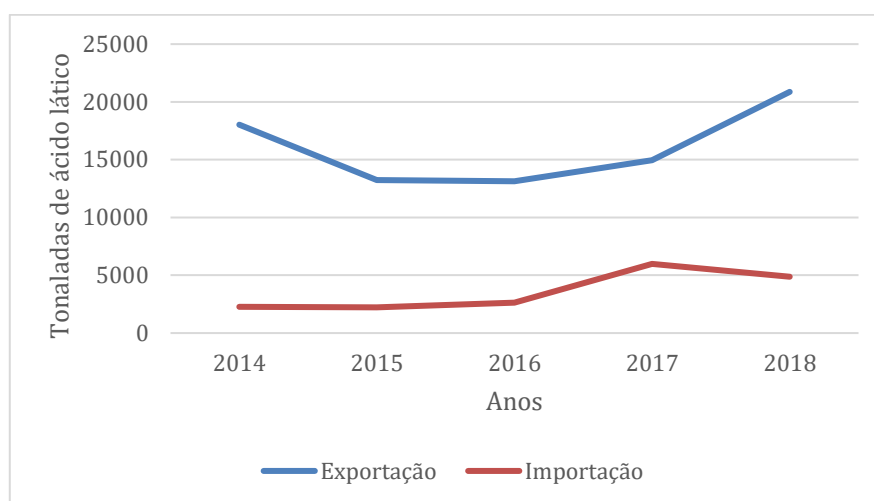
Benevenuti & Pereira (2016) fizeram um levantamento de patentes no mundo em relação à tecnologia de produção de ácido láctico. Segundo o levantamento, desde 1981, foram apurados 13 documentos da produção pela rota química e 747 pela rota bioquímica. Até 1999 foram depositadas praticamente 10 patentes por ano, mas a partir deste ano houve um crescimento acentuado relacionado ao interesse na biomassa como matéria prima na produção biológica e devido à brusca elevação do preço do petróleo na época. Dentre as patentes, a partir de 2000, a pesquisa mostrou que aproximadamente 27% foram relacionadas à escolha da matéria-prima, ou seja, à escolha da fonte de biomassa para o processo, e as demais foram



relacionadas ao processo (condições operacionais, equipamentos e métodos), recuperação (separação, purificação e concentração do ácido láctico) e microrganismos utilizados.

Além de mostrar-se uma tecnologia comprovada cientificamente, a exportação brasileira do ácido láctico vem crescendo nos últimos anos (Figura 1), segundo o portal para acesso gratuito às estatísticas do comércio exterior do Brasil (COMEX STAT, 20019), utilizando a Nomenclatura Comum do Mercosul NMC 29181100, a tendência de crescimento da exportação comparada à importação evidencia que há espaço para maior produção no mercado nacional e internacional.

A importação deve-se, principalmente, à qualidade do ácido láctico. A sua pureza determina o seu uso final, impactando no valor do produto. Segundo o mesmo portal, a mediana de preço do ácido láctico em importação é U\$3,22/ kg, sendo o mais valioso o francês, que custa, em média, U\$29,35/ kg. A mediana das exportações é U\$1,30/ kg, representando 40% do valor do produto importado.



**Figura 1:** Representação dos valores de importação e exportação anuais de ácido láctico do Brasil entre 2014 e 2018. Fonte: Adaptado de COMEX STAT (2019).

## 2. Objetivos

O objetivo deste trabalho foi analisar a viabilidade ambiental e econômica de produção de ácido láctico por pequeno produtor de farinha de mandioca a partir da produção de manipueira. Para isso, avaliaram-se questões comerciais, legislações ambientais e de dimensionamento do sistema para definir se o custo benefício do sistema.

### **3. Revisão da Literatura**

#### **3.1. A mandioca e seu processo de produção**

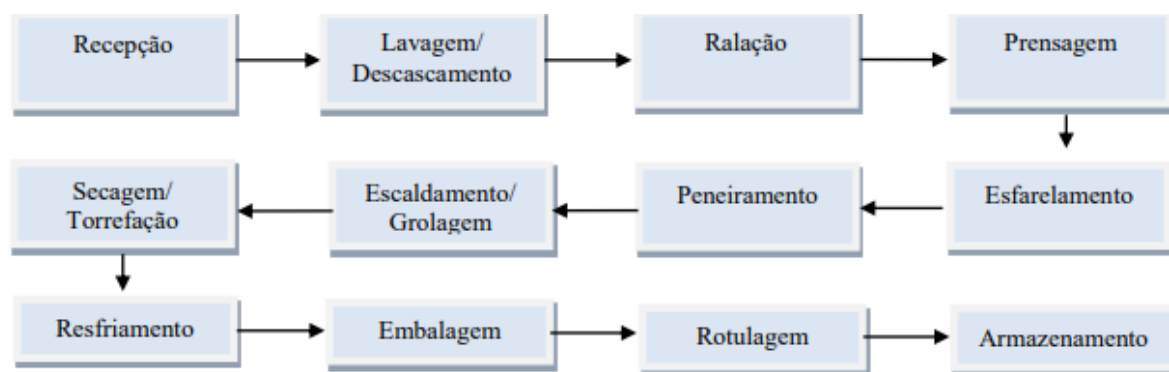
A mandioca tem grande importância na alimentação humana. Por crescer em solos de baixa fertilidade, em ampla diversidade climática, necessitar de pouca água e não necessitar de mecanização ou produtos químicos (SCHONS, 2009; CAVALCANTE, 2017), a mandioca é uma importante fonte de alimento para famílias de baixa renda nas regiões mais carentes do planeta. A mandioca está principalmente na dieta de famílias de regiões tropicais e subtropicais, como Brasil, Nigéria, Tailândia e Indonésia.

Estima-se que em 2018 houve uma colheita de mais de 277,1 milhões de toneladas de mandioca no mundo e que a mandioca alimenta cerca de 800 milhões de pessoas, sendo um dos carboidratos mais consumidos mundialmente (FAO, 2018). Estima-se também que, em 2017, a produção de mandioca tenha alcançado 20.901.444 toneladas no Brasil, representando 13,26% da produção mundial (IBGE, 2017).

Além de fonte de alimento humana, a mandioca também é fonte de alimento animal, e é utilizada nas indústrias de cosméticos, têxteis, dentre outras (SAMPAIO, 2017). Segundo a FAO (2018), a mandioca é principal cultura alimentar na África, provendo desenvolvimento rural, crescimento econômico, segurança alimentícia e erradicação da pobreza. Isso porque a mandioca é resistente a alterações bióticas e abióticas, crescendo em ambientes desfavoráveis e servindo de alimentação rica em carboidrato. Além disso, a exportação de mandioca é representativa e a China é uma importante importadora, representando 80% das negociações.

De acordo com a FAO (2018), a mandioca é principalmente usada como fonte de alimento, mas em raiz fresca tem pouca importância devido à sua perecibilidade e volume, o que dificulta o seu comércio. No entanto, na forma processada, ou seja, à base de farinha, a mandioca foi muito aceita pelas culturas de diversos países do mundo. No Brasil em 2016 estima-se que houve uma produção de 616.000 toneladas da farinha de mandioca (DERAL, 2017).

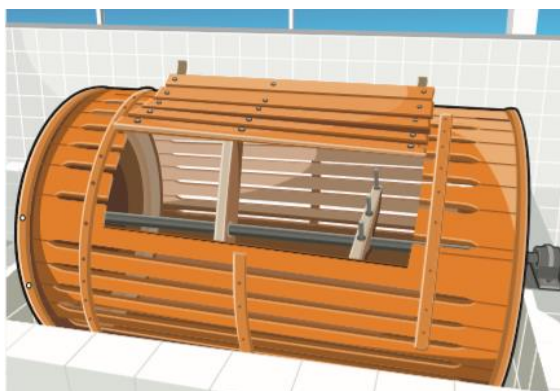
O processo de produção da farinha de mandioca requer baixa mecanização em etapas de baixa complexidade, sendo feito também em ambientes familiares de baixa renda. A Figura 2 mostra as etapas de produção.



**Figura 2:** Etapas de produção da farinha de mandioca. Fonte: VILETTI; JUNKES; GROFF (2015).

As etapas de produção podem variar de acordo com os produtores. Segundo a Embrapa (2006a), em seu manual de produção, a recepção é o momento em que as raízes são recebidas e selecionadas, sendo dispostas em sacos de polietilenos limpos. Dispõe-se, então, os sacos no veículo de transporte, limpo e sem a presença de contaminantes. Durante a seleção, caso as raízes estejam escurecidas, sem textura firme ou com odor alterado, elas devem ser descartadas. Neste processo os sacos são pesados e acondicionados em local arejado e sem umidade (PROGRAMA RIO RURAL, 2009).

O processo lavagem-descascamento pode ser manual ou mecanizado. No processo mecanizado, as raízes são dispostas em um equipamento rotativo cilíndrico (Figura 3), em que há lavagem por fluxo contínuo de água e o atrito entre as raízes e o equipamento e entre elas mesmas promove o descascamento (EMBRAPA, 2006b). Estima-se que de 5-10% da massa é arrastada como impureza (EMBRAPA, 2006a). Após o descascamento mecanizado, costuma-se fazer outro descascamento manual para retirar a sobra de cascas aderidas às raízes, que é feito com lâminas inoxidáveis, e as cascas geradas, devidamente acondicionadas em lugares cobertos, podem ser utilizadas para ração animal ou para compostagem. Após o descascamento, faz-se novamente uma lavagem para retirar cascas remanescentes em molho de 0,5% de água clorada em tanque impermeável com ralos de escoamento (PROGRAMA RIO RURAL, 2009).



**Figura 3:** Equipamento rotativo cilíndrico para lavagem e descascamento da mandioca. Fonte: EMBRAPA (2006a).

Na etapa de trituração (Figura 4), as raízes são transformadas em massa. No equipamento (que pode ser elétrico ou mecânico), lâminas serrilhadas paralelas recebem as raízes, que são empurradas no sentido longitudinal (PROGRAMA RIO RURAL, 2009).



**Figura 4:** Equipamento de trituração/ ralação de farinha de mandioca. Fonte: EMBRAPA (2006a).

A prensagem consiste em eliminar uma parcela da água presente na massa que saiu da trituração. A massa deve ser embalada em sacos de polietileno e prensada de forma manual ou com pistão hidráulico, sendo comprimida para que seja retirado o excesso de água, gerando a manipueira (VILETTI; JUNKES; GROFF, 2015). Estima-se que 1 tonelada de mandioca produza cerca de 300 litros de manipueira e que se elimina 20-30% da água da massa (EMBRAPA, 2006b).

Devido à compressão, a massa compacta deve ser esfarelada para seguir para o peneiramento. O esfarelamento pode ser feito manualmente, por peneiras, ou por peneiras vibratórias. As frações grosseiras que restaram na massa devem ser retiradas e podem ser utilizadas para ração animal (PROGRAMA RIO RURAL, 2009). No peneiramento, a granulometria da farinha deve ser uniformizada, sendo determinada pelo crivo da peneira (VILETTI; JUNKES; GROFF, 2015).

A etapa de escaldamento ou grolagem consiste em um tratamento térmico a 90°C com o objetivo de aumentar a granulometria da farinha, dar mais sabor, além de retirar parte do ácido cianídrico presente que pode ser tóxico ao ser humano. Para isso, utiliza-se um forno de chapa de ferro plana, aquecida a fogo; a massa é espalhada pela chapa e movimentada por palhetas de madeira por 30 minutos (manualmente ou de forma mecanizada). A massa grolada deve ser retirada com pás de madeira, acondicionadas em baldes de plásticos e levadas a um uniformizador, equipamento com eixo de ferro e facas que giram dentro do cilindro para dar maior uniformidade à farinha (VILETTI; JUNKES; GROFF, 2015).

A torrefação (secagem ou torração) é muito parecida com o escaldamento, já que faz-se também uma redistribuição lenta com giro mecânico dentro do forno de 160°C por 30 minutos (Figura 5). O objetivo é a perda de umidade até 10-14% para que a farinha tenha gosto, sabor e textura regionais (EMBRAPA, 2006a). Ressalta-se que a torração tem grande influência sobre a cor, durabilidade e sabor da farinha, e deve ser feito no mesmo dia da ralação das raízes (EMBRAPA, 2006b). Na maioria das casas de farinha do Brasil ainda existe a produção artesanal, em que o forneiro mexe a massa com um rodo de madeira de cabo longo até a secagem da farinha (PROGRAMA RIO RURAL, 2009).



**Figura 5:** Torrefação automática da farinha de mandioca. Fonte: EMBRAPA (2006a).

A farinha neste momento encontra-se pronta e deve ser resfriada, sendo depositada em recipientes de madeira revestidos de aço inox para evitar crescimento de fungos. Depois de resfriada, ela pode ser embalada, rotulada e armazenada. O processo de embalagem pode se dar manualmente ou por uma máquina automática, que as embala em sacos plásticos de 0,5 a 1 kg. A rotulagem deve ser relativa à classificação do produto (grupo, classe e tipo) (VILETTI; JUNKES; GROFF, 2015). Finalmente a farinha é armazenada de acordo com as diretrizes da Embrapa (2006a): em local seco, ventilado, exclusivo para a finalidade, com teto, pisos e paredes laváveis, dispostos os sacos uns sobre os outros em grades, a 60 cm do teto e 35 cm das paredes, de forma que os primeiros produtos que entrarem são os primeiros que saírem.

### **3.2. Manipueira e gerada na fabricação de farinha**

Durante a fabricação da farinha de mandioca, vários resíduos são gerados nos processos, sendo sólidos e líquidos. Já na primeira etapa de recepção, há descarte das raízes não selecionadas. Na lavagem-descascamento mais resíduos sólidos são gerados da casca da

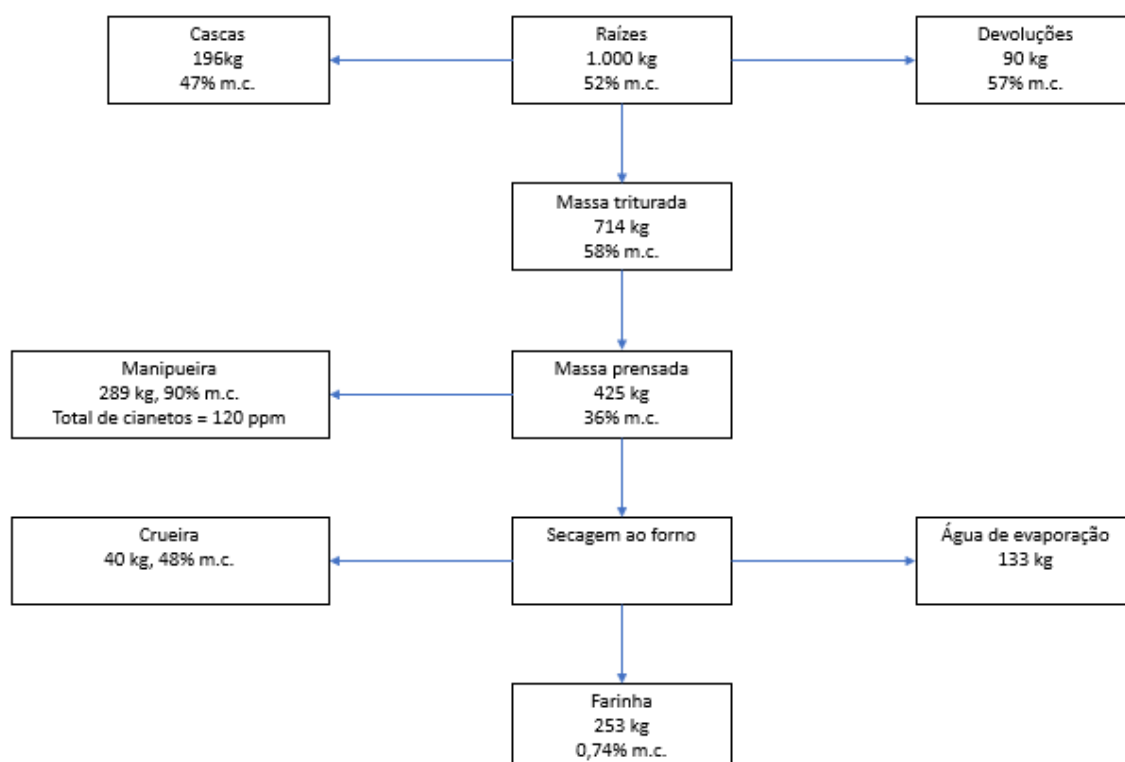
mandioca (cerca de 10-15% da massa), que pode servir para ração animal ou adubo, assim como resíduo líquido da água de lavagem (EMBRAPA, 2006a).

Na etapa da prensagem, na qual há eliminação do excesso da água na farinha, há formação da manipueira, resíduo líquido que contém alto teor orgânico e rico em amido. Este resíduo, juntamente à água de lavagem, deve ser tratado antes de despejado em rede de esgoto ou no ambiente.

Além disso, a manipueira pode conter ácido cianídrico (HCN), derivado da própria mandioca e tóxico aos seres vivos em altas doses, pois inibe as atividades enzimáticas e libera o radical cianeto, podendo atuar na tireoide (EMBRAPA, 2006b).

Nas etapas seguintes de esfarelamento e peneiramento, um resíduo sólido é gerado (fragmento grosseiro, chamado crueira), que pode ser utilizado para ração animal ou adubo, como as cascas da mandioca (PROGRAMA RIO RURAL, 2009). Finalmente, na etapa da torração há uma perda em evaporação de água e uma perda sólida (crueira) (CEREDA; TAKAHASHI, 1996).

A Figura 6, de Cereda & Takahashi (1996), mostra o balanço de massa na produção de farinha de mandioca de uma fábrica na Colômbia. A Tabela 1 apresenta com mais detalhes o mesmo balanço.



**Figura 6** Balanço de massa de uma fábrica de produção de farinha de mandioca na Colômbia.  
Fonte: Adaptado de CEREDA; TAKAHASHI (1996).

**Tabela 1** - Balanço mássico de uma fábrica de produção de farinha de mandioca na Colômbia.

	<b>Massa (kg)</b>	<b>Teor de umidade (%)</b>
<b>Entrada em raízes (+)</b>	1.000	52
<b>Perdas em cascas (-)</b>	196	47
<b>Perdas em devoluções (-)</b>	90	57
<b>Massa triturada</b>	714	58
<b>Massa prensada</b>	425	36
<b>Manipueira da massa prensada (-)</b>	289	90
<b>Água evaporada (-)</b>	133	-
<b>Crueira da secagem ao forno (-)</b>	40	48
<b>Farinha</b>	253	0,74

**Fonte:** Adaptado de CEREDA; TAKAHASHI (1996).

A partir da Tabela 1, pode-se estimar que os resíduos sólidos da pesquisa foram 326 kg por tonelada de raiz, que pelo menos 28,9% da massa de mandioca transforma-se em manipueira (além da água de lavagem utilizada na lavagem-descascamento) e que 25,3% de massa de mandioca realmente transforma-se em farinha de mandioca. Observa-se que foram encontrados cianetos na manipueira.

### **3.2.1. A manipueira e seus impactos ambientais**

Sabe-se que a manipueira contém alto teor de matéria orgânica e cianetos. Lamo & Menezes (1979) analisaram em média a composição da manipueira de acordo com uma fábrica em Conchal, no estado de São Paulo. A Tabela 2 sintetiza os resultados.

**Tabela 2** - Composição da manipueira.

<b>Componente</b>	<b>Valor</b>
DQO (mg/L)	6.280 - 51.200
DBO (mg/L)	1.400 - 34.300
Sólidos Totais (mg/L)	5.800 - 56.460
Sólidos Solúveis (mg/L)	4.900 - 20.460
Sólidos Suspensos (mg/L)	950 - 16.000
Sólidos Totais Fixos (mg/L)	1.800 - 20.460
Fósforo (mg/L)	155 - 598
Nitrogênio (mg/L)	140 - 1.150
Sólidos Sedimentáveis (mg/L)	11 - 33
Cianetos (mg/L)	22 - 27,1
pH	3,8 - 5,2

**Fonte:** Adaptado de LAMO; MENEZES (1979).

Os componentes apresentados na Tabela 2 são importantes para avaliar a qualidade da água residuária resultante do processo de produção de farinha de mandioca e seu impacto se lançada no ambiente. Segundo Von Sperling (2014), o fósforo e nitrogênio são elementos para crescimento de algas, macrófitas aquáticas e cianobactérias que, se em elevadas concentrações, causam seu crescimento exagerado, permitindo sua proliferação e afetando a vida aquática. Além disso, o nitrogênio na forma de amônia livre é tóxico aos peixes.

Assim como os nutrientes, a matéria orgânica é importante fonte poluidora de recursos hídricos devido ao consumo elevado de oxigênio pelos microrganismos para estabilizá-la. O consumo excessivo de oxigênio pode acarretar também em zonas anóxicas, podendo haver mortandade de animais aquáticos e desequilíbrio ecológico. Para medir seu potencial poluidor, utiliza-se principalmente a DBO e DQO, que medem a demanda bioquímica e química de oxigênio necessária para a estabilização da matéria orgânica presente na amostra, respectivamente.

Os sólidos contribuem para alterar a turbidez da água, reduzindo a penetração de luz no meio aquático e prejudicando sua fotossíntese. Além disso, podem servir de abrigo para organismos patogênicos, representando perigo à saúde humana.



De acordo com a Resolução N° 430 de 2011 do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA) para o padrão de lançamento de efluentes, tem-se que a DBO deve ter remoção mínima de 60%, com exceção dos casos em que há comprovação de autodepuração do corpo hídrico que atenda às metas do enquadramento do corpo receptor, e não deve ultrapassar 120 mg/L. Além disso, o pH deve estar entre 5 e 9, materiais sedimentáveis até 1 mL/L, cianeto livre até 1 mg/L CN e nitrogênio até 20 mg/L N. Observa-se que todos os parâmetros estão em desconformidade com o padrão de lançamento, devendo-se tratar o resíduo para não poluir o corpo d'água.

Segundo o Decreto N°8.468 de 1976 da CETESB (Estadual) – Art. 18, o padrão de emissão é de no máximo 60 mg/L DBO, podendo ser ultrapassado desde que haja remoção mínima de 80%.

O valor da Nitrogênio é, no mínimo, 7 vezes maior que o exigido para lançamento pela CONAMA, segundo a Tabela 2, o cianeto, no mínimo, 22 vezes maior e a de DBO, 52 vezes.

### **3.2.2. Tratamento e lançamento da manipueira**

Segundo a literatura, a manipueira pode ser tratada de diferentes formas para o lançamento em corpos hídricos. Segundo Pinto & Cabello (2011), pode-se tratar a manipueira por meio de biodigestores anaeróbios de fluxo ascendente. Em seu experimento, foram utilizados dois biodigestores ligados em série, sendo um acidogênico e outro metanogênico. A manipueira, antes de passar pelos reatores, passou por separação de materiais particulados com a utilização de peneiras e ciclones, e depois foi deixada em repouso para sedimentação de outros materiais indesejáveis. O inóculo utilizado foi um lodo proveniente de lagoas anaeróbias de uma estação de tratamento de esgotos. No primeiro reator (acidogênico) não foram observadas reduções significativas da carga orgânica (remoção de 34,30 - 45,69% da DQO), porém já era esperado uma vez que na acidogênese os produtos solúveis são metabolizados e convertidos em compostos mais simples (ácidos graxos voláteis, álcoois, ácido lático, sulfeto de hidrogênio, hidrogênio, amônia e gás carbônico), para então serem oxidados por bactérias acetogênicas, responsáveis por tornar o substrato apropriado para as arqueias metanogênicas, que podem ser hidrogênio, acetato e dióxido de carbono. Assim, no reator metanogênico, há a degradação anaeróbia dos compostos orgânicos, transformando o substrato em metano e dióxido de carbono, sendo removidos. No segundo reator obteve-se resultados como redução de carga orgânica de 48,1 – 81,2%, para tempos de detenção hidráulica de 5,44 – 8,17 d, com eficiência total de 80,9 – 89,8%. Como resultado, o efluente após o tratamento apresentou-se com 1 ml/L

de materiais sedimentáveis, 6,09 de pH, DBO de 1.110 mg/L (redução de 90,9%), 0,07 mg/L de cianetos e 116,2 mg/L de nitrogênio. Com exceção do nitrogênio, todos atendem aos padrões da Resolução N° 430 de 2011 do CONAMA, necessitando de um pós tratamento para lançamento em rede de esgoto.

De acordo com Campos *et al.* (2006), o tratamento da manipueira pode ser eficiente em lagoas de estabilização. Sua pesquisa foi feita com 7 lagoas em série, sendo as 3 primeiras anaeróbias e as 4 seguintes facultativas. Para isso, foi necessário no mínimo uma área de 20 mil m<sup>2</sup> (as lagoas ocupavam área de 19.140 m<sup>2</sup>, segundo os autores). O tempo de detenção hidráulica foi de 30 dias, houve redução de 96,4% de DBO, o valor final de nitrogênio ficou em aproximadamente 50 mg/L e os sólidos totais em, aproximadamente, 1.000 mg/L. Concluiu-se que as lagoas de estabilização foram eficientes para redução da carga poluidora, porém os valores de nitrogênio e sólidos totais continuaram altos, devendo-se haver pós tratamento.

Apesar da manipueira apresentar-se como alta fonte poluidora e estar presente em nas fábricas de farinha de mandioca, os expressivos valores de matéria orgânica também a tornam um importante substrato na produção biotecnológica de produtos como o ácido láctico, de alto valor agregado.

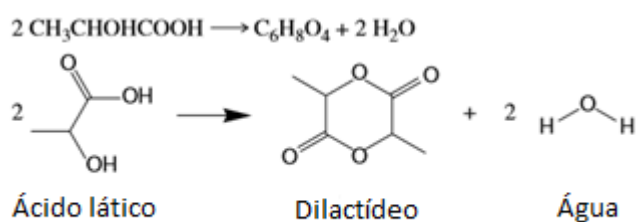
### 3.3. Ácido láctico

O ácido láctico ( $CH_3CH(OH)COOH$ ) tem uma ampla variedade de aplicações nas indústrias farmacêutica, de alimentos, têxtil e cosméticos. Segundo Data & Henry (2006), nos EUA aproximadamente 85% do ácido láctico produzido é utilizado na indústria de alimentos, isso porque o ácido láctico tem características que preservam os alimentos (aumenta sua validade), age como acidulante, ou seja, acidificando o alimento e intensificando seu gosto azedo, além de ser inibidor bacteriano. O ácido láctico está presente em vários alimentos, como doces, pães, refrigerantes, sopas, produtos derivados do leite, cervejas, geleias, maioneses, dentre outros.

Outra grande utilidade do ácido láctico é na indústria farmacêutica e de cosméticos, agindo na formulação de loções, soluções antiacne, anticáries, pomadas, dentre outros (JUODEIKIENE *et al.*, 2015).

Além disso, o ácido láctico pode ser utilizado para a fabricação do polímero ácido láctico (PLA), polímero biodegradável que pode ser utilizado em utensílios médicos (como em fios da sutura cirúrgica e próteses, por exemplo) e em sacolas plásticas. Isto porque o ácido láctico contém hidroxila e carboxila como grupos funcionais e, a partir da típica condensação (Figura 7) forma-

se um dilactídeo, que é matéria prima da polimerização para formar PLA (DATTA; HENRY, 2006).



**Figura 7:** Reação química para formação de dilactídeo a partir da condensação do ácido láctico. Fonte: DATTA; HENRY (2006).

Segundo Juodeikiene *et al.* (2015), de 2005 a 2015 foi esperado um crescimento anual de 22% na venda de PLA e segundo a Nova Institute (2012), espera-se que em 2020 haja uma produção de 800.000 toneladas de PLA no mundo, quantidade mais de 4 vezes maior do que em 2011 (180.000 toneladas). O polímero tem a oportunidade de substituir outros vindos do petróleo, além de resultar em menores emissões de gases de efeito estufa e menor uso de recursos e energia, se comparado à produção de polímeros à base de petróleo (JUODEIKIENE *et al.*, 2015).

Além disso, segundo Juodeikiene *et al.* (2015), o PLA é atrativo às indústrias devido às suas vantagens como ser um produto leve, de grande coesão, baixa umidade (seca facilmente), ter resistência a raios UV, baixa refratividade, baixo calor de combustão e alta absorção de água. Para a medicina, ressalta-se que o material pode ser absorvível pelo corpo e assimilado.

Várias outras aplicações existem para o ácido láctico, mas em menores escalas. Juodeikiene *et al.* (2015) também citam os solventes “verdes”, que podem ser comercializados a partir do ácido láctico e outras aplicações ainda em estudo.

A produção do ácido láctico pode se dar por meio da síntese química ou por produção biotecnológica, por fermentação. A grande vantagem da fermentação é a obtenção do ácido láctico “puro”, podendo-se escolher entre dois tipos, o L(+) ou D(-)-ácido láctico, enquanto na síntese química obtém-se uma mistura racêmica, considerada impura e tendo restrições de uso, por não poder ser assimilada pelo corpo humano. Além disso, na fermentação pode-se utilizar como substrato alguns resíduos de indústrias com alto teor orgânico, e de carboidratos (como a manipueira), reduzindo os custos de produção (COELHO *et al.* 2010). Segundo Juodeikiene *et al.* (2015), aproximadamente 90% do ácido láctico produzido mundialmente tem origem na fermentação com emprego de bactérias, a partir de recursos renováveis que agem como fonte de carboidrato.

Na fermentação, a molécula orgânica serve comoceptor final de elétrons, ao invés do oxigênio ou outro composto inorgânico, como na respiração. O ácido láctico é formado pela fermentação ácida mista. A glicose primeiramente é fosforilada, gerando energia e triose fosfato, que são convertidos em piruvato. O piruvato é então usado comoceptor final de elétrons, sendo reduzido a lactato pela oxidação de *NADH* em *NAD<sup>+</sup>* (CAVALCANTE, 2017).

Segundo Juodeikiene *et al.* (2015), o processo de fermentação para obtenção do ácido láctico a partir de material orgânico sólido necessita de um pré-tratamento do substrato renovável, por meio de uma hidrólise ácida ou sacarificação usando biocatalisadores. As bactérias produtoras de ácido láctico têm condições de sintetizar vários tipos de carboidratos, porém possuem requerimentos nutritivos complexos (nitrogênio, minerais, vitaminas). Às vezes, é necessária a adição de fontes extras de nitrogênio. A manipueira enquadra-se bem nos aspectos nutricionais das bactérias que produzem o ácido láctico, em condições ideais de pH e temperatura (CAVALCANTE, 2017).

Vários estudos já comprovam a eficiência da produção do ácido láctico a partir da manipueira. Um deles é de Coelho *et al.* (2010), que utilizaram a manipueira de uma fábrica de produção de farinha de mandioca no estado de São Paulo utilizando uma cultura de microrganismo *Lactobacillus rhamnosus* B 103. O melhor resultado deles foi de produção de 41,58 g/L de ácido láctico a partir de 500 mL de manipueira, resultando em 20,79 g de ácido láctico, em que houve pouca adição de nitrogênio (65,4 mg/L), em um tempo de aproximadamente 36 horas com praticamente 100% de utilização do açúcar redutor, mostrando que é possível obter-se ácido láctico a partir da manipueira.

## **4. Metodologia**

### **4.1. Caracterização da indústria**

A primeira etapa deste trabalho foi o estudo da alocação física e visita à indústria para coleta de dados de seus processos, porte, capacidade produtiva, balanços mássicos e energéticos e identificação dos impactos ambientais.

#### **4.1.1. Alocação física**

Após a visita, colheu-se informações referentes à área em que a indústria está, como localização no estado, dados do município (habitantes, clima, solo, relevo) e disposição para cultivo da mandioca.

#### **4.1.2. Caracterização do processo industrial**

A fim de caracterizar o processo industrial, realizou-se um fluxograma do processo industrial e produtos associados, desde a plantação da mandioca até sua distribuição.

#### **4.1.3. Porte industrial e capacidade produtiva**

Esta etapa é ainda de caracterização, e levantaram-se os dados de capacidade produtiva na própria indústria, ou seja, quantos quilogramas de farinha de mandioca são produzidos em média por dia e qual a capacidade mínima e máxima de produção (quando há aproveitamento mínimo ou máximo da colheita). Obtendo-se esses resultados, pôde-se determinar o porte da indústria.

#### **4.1.4. Identificação dos impactos ambientais**

Os impactos ambientais foram identificados em nível descritivo a partir de dados da indústria e da literatura. Focaram-se nos impactos relacionados à manipueira, já que o estudo visa transformá-la em insumo, assim reduzindo os impactos ambientais causados pela sua destinação atual.

Tendo-se em vista os valores apresentados pela indústria ou estimados baseado na literatura, calculou-se a quantidade de resíduos totais. O valor da geração de cascas foi estimado

à partir da literatura, tendo em vista que de 5-10% da massa de mandioca é perdida (Equação 1) e o valor de geração de resíduo no envasamento foi estimado em 2% da massa proveniente do processo anterior. Como não há dados da massa anterior, estimou-se a partir da massa final, que seria o processo posterior (Equações 2 e 3).

$$M_c = M_m \times x \quad \text{Equação 1}$$

$M_c$  = Massa da casca gerada na indústria estudada (kg/d);

$M_m$  = Massa da mandioca inicial na indústria estudada (kg/d);

$x$  = porcentagem de estimativa de perda de cascas no processo de descascamento ( $x_1 = 0,05$  e  $x_2 = 0,10$ ).

$$M_f = M_a - xM_a \quad \text{Equação 2}$$

$M_f$  = Massa da farinha final da indústria estudada (t/d);

$M_a$  = Massa proveniente do processo anterior da indústria estudada (t/d);

$x$  = porcentagem estimada pela indústria de perda no processo de envasamento ( $x = 0,02$ );

$$M_r = M_a - M_f \quad \text{Equação 3}$$

$M_r$  = Massa do resíduo no processo do envasamento da indústria estudada (t/d).

Comparou-se a geração de resíduos e consumos de água e energia com a produção brasileira de farinha de mandioca, calculando-se a partir da comparação da produção da indústria estudada para a produção brasileira (Equação 4), para ter-se uma ideia do impacto ambiental causado pela produção de farinha de mandioca no país. Além disso, calculou-se a quantidade de produtos consumidos e resíduos gerados em relação à massa da farinha de mandioca produzida para fins comparativos (Equação 5).

$$\frac{Q_i}{Q_b} = \frac{F_i}{F_b} \quad \text{Equação 4}$$

$Q_i$  = Quantidade de resíduos, água ou energia na indústria estudada (t/d; m<sup>3</sup>/d; kWh/d);

$Q_b$  = Quantidade de resíduos, água ou energia no Brasil (t/d; m<sup>3</sup>/d; kWh/d);

$F_i$  = Quantidade de farinha produzida na indústria (t/d);

$F_b$  = Quantidade de farinha produzida no Brasil (t/d).

$$P_x = \frac{P}{F_i} \quad \text{Equação 5}$$

P = Quantidade do produto consumido ou resíduo gerado pela indústria estudada (t/ dia);

$P_x$  = Quantidade do produto consumido ou resíduo gerado pela indústria estudada (t/d kg de farinha de mandioca produzida);

$F_i$  = Quantidade de farinha produzida pela indústria estudada (t/d).

Tendo-se em vista as quantidades geradas e consumidas no sistema, propôs-se algumas alternativas visando a redução dos impactos ambientais causados na atividade, para assim aprofundar-se nos impactos ambientais relacionados à produção e disposição da manipueira.

## **4.2. Análise da viabilidade da produção de ácido láctico pela indústria**

A próxima etapa do trabalho foi a análise da viabilidade da produção de ácido láctico a partir da manipueira gerada pela indústria. Primeiramente observou-se se existiria um espaço físico livre para a atividade, e depois realizou-se uma análise econômica e quantitativa, ou seja, se seria viável ou não para o produtor da farinha de mandioca produzir e vender ácido láctico, e se haveria espaço no mercado para essa compra.

Após detectar a presença de espaço físico disponível, realizaram-se o fluxograma e os balanços mássicos de todo o sistema necessário para a produção de ácido láctico a partir da manipueira para, enfim, realizar um orçamento de todo o sistema, utilizando a quantidade de manipueira gerada pela indústria como referência para a compra dos reatores. Pôde-se obter, pelo balanço mássico, a quantidade gerada de ácido láctico em média.

Definida a quantidade de ácido láctico gerada pelo sistema, pôde-se avaliar se seria viável ou não sua produção em relação ao investimento necessário e seu potencial de venda, realizando-se uma pesquisa de preço de mercado, cotação do sistema e custos de manutenção

### **4.2.1. Fluxograma e sua análise da produção de ácido láctico a partir da manipueira**

Elaborou-se um fluxograma da produção de ácido láctico a partir da manipueira seguindo o mesmo modelo do fluxograma da indústria da farinha de mandioca, com a diferença que nesta etapa todas as informações foram retiradas da literatura.

Adotaram-se, primeiramente, um sedimentador e um tanque de armazenamento, de forma a reduzir os sólidos sedimentáveis.

Como reator que produz o ácido láctico, elegeu-se o reator anaeróbio de leito fixo estruturado (RALFE) utilizado na pesquisa de CAVALCANTE ainda não publicada (“Produção de ácido láctico a partir de manipueira proveniente de produção de puba em reator anaeróbio de leito fixo”) que apresentou bons resultados em termos de produtividade, eficiência e volume requerido.

Para o sistema de extração do ácido láctico pós-produção, elegeu-se o sistema de separação que utiliza a eletrodialise. Pesquisas apontam diversas maneiras de se separar o ácido láctico, como a precipitação, destilação, extração por solvente, osmose reversa, peneiras moleculares, ultrafiltração e eletrodialise. Todavia, as pesquisas mostram que a precipitação não é adequada devido ao alto custo de reagentes e formação de um ácido láctico com baixa pureza. A destilação também não se mostrou adequada por, principalmente, formar um ácido láctico impróprio para indústrias de alimentos. A extração por solvente e peneiras moleculares mostraram-se eficientes, porém com alto custo. A osmose reversa mostrou-se eficiente, com alto potencial de aplicação e como alternativa de menor custo, porém há poucas pesquisas a respeito. A ultrafiltração e eletrodialise foram as técnicas mais encontradas na literatura, com alta pureza do produto e baixo gasto energético; porém, a ultrafiltração mostrou-se menos eficiente, e a eletrodialise, em relação ao custo e recuperação do produto, mostrou-se a mais eficiente e com maior custo-benefício, sendo também a mais patenteada das técnicas de recuperação (BENEVUTI; PEREIRA, 2016; TRINDADE, 2002; BENEVENUTI, 2016; KOMESU, 2015; OBERHERR, 2019).

Para descarte em corpo receptor, o efluente proveniente da eletrodialise deve seguir para pós tratamento, de forma a reduzir a DBO até atingir níveis adequados pelos padrões de emissão da CETESB. Adotou-se um sistema contendo um reator UASB (*Upflow Anaerobic sludge blanket*) e lagoas de estabilização, sendo uma anaeróbia e uma facultativa. O reator UASB é uma técnica interessante de tratamento de efluentes, uma vez que exige uma área menor em relação a outras técnicas, tem baixa produção de lodo, baixo consumo de energia (por não necessitar de oxigenação), metano como produto (pode ser reaproveitado para produção de energia) (CAMPOS, 1999). As lagoas de estabilização foram adotadas para reduzir a DBO do efluente que sai do reator UASB, e foram dispostas em série pelo sistema australiano, em que o efluente passa por uma lagoa anaeróbia e uma segunda facultativa. O sistema foi escolhido por apresentar vantagens, como uma área resultante menor que a área equivalente de uma lagoa facultativa e pela lagoa anaeróbia favorecer a capacidade de absorção na facultativa (CAMPOS, 1999). As lagoas foram adotadas pelo custo benefício, sendo alternativas de baixo custo, porém que demandam grande área.



A adoção do sistema foi uma alternativa extremamente conservadora, que garantiria mais de 99% de remoção da DQO e nitrogênio, podendo-se ser adotado para descarte em qualquer corpo receptor, atingindo padrões de lançamento e servindo como teto nas estimativas de custos do sistema.

Na condução do ácido láctico, separado do resíduo na eletrodialise, injetou-se o produto em recipientes adequados, de forma que os operadores não tenham contato com o produto, por representar um perigo para contato humano direto. Adotou-se, também, uma rotulagem.

#### 4.2.2. Balanços mássicos do sistema

Utilizaram-se como base os dados de balanços mássicos a pesquisa de CAVALCANTE ainda não publicada (“Produção de ácido láctico a partir de manipueira proveniente de produção de puba em reator anaeróbio de leito fixo”).

Coletaram-se os dados médios de tempo de detenção hidráulica (TDH), vazão de entrada ( $Q_1$ ), volume do reator ( $V_1$ ), concentração de ácido láctico produzido ( $C_{AL}$ ) e pH. Manteve-se o TDH e calculou-se o volume total do reator (Equação 6) baseado neste TDH e vazão de entrada da manipueira da indústria estudada ( $Q_2 = 32 \text{ m}^3/\text{d}$ ).

$$V_2 = Q_2 \times TDH \quad \text{Equação 6}$$

$V_2$  = Volume total do reator da indústria estudada ( $\text{m}^3$ );

$Q_2$  = Vazão de manipueira da indústria estudada ( $Q_2 = 32 \text{ m}^3/\text{d}$ );

TDH = Tempo de detenção hidráulica da pesquisa de base (dia).

A massa de ácido láctico produzida por dia pôde ser calculada a partir de  $Q_2$  e  $C_{AL}$  (Equação 7).

$$M_{AL2} = C_{AL} \times Q_2 \quad \text{Equação 7}$$

$M_{AL2}$  = Massa de ácido láctico produzida por dia na indústria estudada ( $\text{kg}/\text{d}$ );

$C_{AL}$  = Concentração de ácido láctico coletada da pesquisa de base ( $\text{kg}/\text{L}$ );

$Q_2$  = Vazão de manipueira da indústria estudada ( $Q_2 = 32.000 \text{ L}/\text{d}$ ).

A quantidade de resíduos também foi estimada, em que foram estimadas quantidades consideráveis de ácido acético e etanol para a vazão total e concentração obtida (também foram verificados outros resíduos, porém em quantidades insignificantes). A partir das concentrações coletadas de ácido acético ( $C_{AC}$ ) e etanol ( $C_E$ ), calcularam-se a massa de

ácido acético ( $M_{AC}$ ) e etanol ( $M_E$ ) da mesma forma que se calculou a massa de ácido láctico (Equação 7). Além dos resíduos, os mesmos cálculos foram realizados para valores de carboidratos consumidos ( $C_{CA}$ ). A DQO total foi adotada da mesma pesquisa.

Finalmente, calculou-se a massa de ácido láctico diária formada pós-separação ( $M_{AL \text{ pós-separação}}$ ), de acordo com dados da literatura sobre o rendimento da eletrodiálise ( $R_{\text{eletrodiálise}}$ ) (Equação 8). Calculou-se a vazão de ácido láctico que sai da eletrodiálise ( $Q_{AL}$ ) e, então, a vazão dos resíduos formados ( $Q_{\text{resíduos}}$ ) (Equações 9 e 10):

$$M_{AL \text{ pós-separação}} = M_{AL} \times R_{\text{eletrodiálise}} \quad \text{Equação 8}$$

$$Q_{AL} = \frac{M_{AL \text{ pós-separação}}}{D_{AL}} \quad \text{Equação 9}$$

$$Q_{\text{resíduos}} = Q_2 - Q_{AL} \quad \text{Equação 10}$$

$M_{AL \text{ pós-separação}}$  = Massa de ácido láctico diária formada pós-separação da indústria estudada (kg/d);

$R_{\text{eletrodiálise}}$  = Rendimento da eletrodiálise da indústria estudada (%);

$D_{AL}$  = Densidade da ácido láctico (1206 kg/m<sup>3</sup>);

$Q_{AL}$  = Vazão de ácido láctico que sai da eletrodiálise da indústria estudada (m<sup>3</sup>/d);

$Q_{\text{resíduos}}$  = Vazão dos resíduos que sai da eletrodiálise da indústria estudada (m<sup>3</sup>/d).

#### 4.2.3. Dimensionamento do sistema

A seguir, foram dimensionados os equipamentos de acordo com as vazões e cargas orgânicas do sistema estudado. Com exceção da eletrodiálise, todos os equipamentos foram dimensionados. No caso desta, optou-se pela compra do equipamento pronto.

##### 4.2.3.1. Sedimentador

O sedimentador foi dimensionado de acordo com a norma ABNT BNR 12209/2011 para sedimentadores primários retangulares sem remoção mecanizada de lodo. Adota-se a relação largura (L) e comprimento (B) sendo  $L/B > 2$  (adotou-se  $L/B=3$ ), altura ( $H_u$ ) como 1,5 m, a inclinação de 1H:1,5V com base inferior de 0,60 m para fundos tronco-piramidais, a taxa de escoamento superficial (q) como  $< 90 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$  e a área superficial ( $A_s$ ) calculada pela Equação 11:

$$A_s = \frac{Q}{q} \quad \text{Equação 11}$$

$A_s$  = Área Superficial do sedimentador da indústria estudada ( $m^2$ );

$Q$  = vazão da manipueira da indústria estudada ( $32 \text{ m}^3/\text{d}$ );

$q$  = taxa de escoamento superficial do sedimentador da indústria estudada ( $30 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ ).

Sabendo-se a  $A_s$ , calcula-se  $L$  e  $B$  pelas Equações 12 e 13:

$$\frac{L}{B} = 3 \rightarrow L = 3B \quad \text{Equação 12}$$

$$A_s = L \times B = 3B^2 \rightarrow B = \sqrt{\frac{A_s}{3}} \quad \text{Equação 13}$$

$A_s$  = Área Superficial do sedimentador da indústria estudada ( $m^2$ );

$L$  = Largura do sedimentador da indústria estudada ( $m$ );

$B$  = Comprimento do sedimentador da indústria estudada ( $m$ ).

Calculou-se o volume útil ( $V_u$ ) pela Equação 14 para verificar se o  $TDH > 1 \text{ h}$  (Equação 15).

$$V_u = H_u \times L \times B \quad \text{Equação 14}$$

$L$  = Largura do sedimentador da indústria estudada ( $m$ );

$B$  = Comprimento do sedimentador da indústria estudada ( $m$ );

$H_u$  = Altura do sedimentador da indústria estudada ( $1,5\text{m}$ );

$V_u$  = Volume útil do sedimentador da indústria estudada ( $m^3$ ).

$$TDH = \frac{V_u}{Q} > 1 \text{ h} \quad \text{Equação 15}$$

$TDH$  = tempo de detenção hidráulica ( $h$ ).

$V_u$  = Volume útil ( $m^3$ );

$Q$  = vazão da manipueira da indústria estudada ( $32 \text{ m}^3/\text{d}$ ).

O poço de acumulação de lodo foi calculado de forma que  $H/V=1,5$ , sendo  $H=L-0,6$  e a hipotenusa calculada por Pitágoras (Equações 16 e 17).

$$V = \frac{H}{1,5} \quad \text{Equação 16}$$

$H$  = Largura horizontal do poço de acumulação de lodo da indústria estudada ( $m$ );

V = Altura vertical do lodo na indústria estudada (m).

$$H_i = \sqrt{H^2 + V^2} \quad \text{Equação 17}$$

H = Largura horizontal do poço de acumulação de lodo da indústria estudada (m);

V = Altura vertical do poço de acumulação de lodo da indústria estudada (m);

$H_i$  = hipotenusa (m).

Por fim, adotou-se também pela norma a tubulação de remoção de lodo com diâmetro de 150 mm e transporte por condutos livres com declividade de 3%. Adotou-se a profundidade da manípueira da parede lateral de 0,50 m ( $H_T = 2\text{m}$ ). Adotou-se 150 mm de diâmetro para a tubulação de entrada e de saída.

#### 4.2.3.2. Tanques de armazenamento

O tanque de armazenamento (Tanque 1) foi dimensionado de forma a suportar 32 m<sup>3</sup> de volume útil, com 0,5 m de profundidade da parede lateral. A largura (L), altura útil ( $H_u$ ) e profundidade (B) foram calculados pela Equação 18. Adota-se 150 mm de diâmetro para a tubulação de entrada e de saída.

$$V_u = H_u \times L \times B \quad \text{Equação 18}$$

L = Largura do tanque de armazenamento da indústria estudada (m);

B = Comprimento do tanque de armazenamento da indústria estudada (m);

$H_u$  = Altura do tanque de armazenamento da indústria estudada (m);

$V_u$  = Volume útil do tanque de armazenamento da indústria estudada (32 m<sup>3</sup>).

O tanque de armazenamento (Tanque 2) para o ácido láctico foi dimensionado da mesma maneira, porém para  $Q_{AL}$ .

#### 4.2.3.3. Reator RALFE

O reator RALFE foi dimensionado de forma que seu volume da zona reacional ( $V_R$ ) fosse o  $V_2$  encontrado da indústria estudada (ver seção 4.2.2). A altura da zona reacional ( $H_z$ ) foi estabelecida de acordo com a ABNT NBR 12209/2011 para reatores UASB, semelhantes aos RALFE, de 6 m. Dessa forma, calculou-se o diâmetro interno ( $D_i$ ) pela Equação 19:

$$V_R = H_z \times \pi \times \left(\frac{D_i}{2}\right)^2 \rightarrow D_i = 2 \sqrt{\frac{V_R}{H_z \pi}} \quad \text{Equação 19}$$

$V_R$  = Volume da zona reacional do reator RALFE da indústria estudada ( $m^3$ );

$H_z$  = Altura da zona reacional do reator RALFE da indústria estudada (m);

$D_i$  = Diâmetro interno do reator RALFE da indústria estudada (m).

O material suporte foi estimado com base na pesquisa de CAVALCANTE ainda não publicada (“Produção de ácido lático a partir de manipueira proveniente de produção de puba em reator anaeróbico de leito fixo”), realizando-se uma proporção entre o volume total do material suporte calculado ( $V_{MS}$ ) e o volume da zona reacional ( $V_R$ ) (Equações 20 e 21). Com base no volume do material suporte calculado para a indústria de base ( $V_{MS2}$ ), deixou-se que as dimensões fossem adotadas pela empresa de onde será comprado.

$$V_{MS1} = V_{cilindro} \times N^{\circ}_{hastes} \times N^{\circ}_{cilindros} \quad \text{Equação 20}$$

$$\frac{V_{MS1}}{V_{R1}} = \frac{V_{MS2}}{V_{R2}} \rightarrow V_{MS2} = V_{R2} \times \frac{V_{MS1}}{V_{R1}} \quad \text{Equação 21}$$

$V_{MS1}$  = Volume do material suporte da pesquisa de base ( $m^3$ );

$V_{cilindro}$  = Volume do cilindro da pesquisa de base ( $m^3$ );

$N^{\circ}_{hastes}$  = Número de hastes da pesquisa de base;

$N^{\circ}_{cilindros}$  = Número de cilindros da pesquisa de base.

$V_{R1}$  = volume da zona reacional da pesquisa de base ( $m^3$ );

$V_{R2}$  = volume da zona reacional da indústria estudada ( $m^3$ ).

#### 4.2.3.4. Reator UASB

O reator UASB foi dimensionado seguindo a norma ABNT BNR 12209/2011 e os dados de vazão da indústria estudada, em que a vazão de base foi a vazão residual que sai da etapa de eletrodialise ( $Q_{resíduos}$ ), DQO e temperatura da solução da pesquisa de base ( $T=25-35^{\circ}C$ ).

Segundo a norma, para temperaturas superiores a  $25^{\circ}C$ , dimensiona-se o UASB com TDH de 6 h. Todavia, devido ao fato da DBO do resíduo da indústria ser muito superior à do esgoto sanitário, desconsideraram-se as 6h e calculou-se o TDH baseado no volume do reator ( $V_{UASB}$ ) e vazão ( $Q_{resíduos}$ ), que foram obtidos da carga orgânica volumétrica (COV). Segundo Barana &

Cereda (2000), a COV deve ser 2,25 DQO/m<sup>3</sup>.d para uma eficiência na remoção de DQO de 89% para a manipueira. Adotou-se, portanto, COV = 2,25 kg DQO/m<sup>3</sup>.d (Equações 22 e 23).

$$COV = \frac{Q_{resíduos} \times DQO}{V_{UASB}} \rightarrow V_{UASB} = \frac{Q_{resíduos} \times DQO}{COV} \quad \text{Equação 22}$$

$$V_{UASB} = Q_{resíduos} \times TDH_{UASB} \rightarrow TDH_{UASB} = \frac{V_{UASB}}{Q_{resíduos}} \quad \text{Equação 23}$$

DQO = Demanda química de oxigênio do reator UASB da indústria estudada (kg/m<sup>3</sup>);

COV = Carga orgânica volumétrica do reator UASB da indústria estudada (kg DQO/m<sup>3</sup>.d);

Q<sub>resíduos</sub> = Vazão dos resíduos pós-eletrólise da indústria estudada (m<sup>3</sup>/d ou m<sup>3</sup>/h);

V<sub>UASB</sub> = Volume do reator UASB da indústria estudada (m<sup>3</sup>);

TDH<sub>UASB</sub> = Tempo de detenção hidráulica do reator UASB da indústria estudada (h).

Ainda, segundo a norma, a profundidade útil total (H<sub>u UASB</sub>) mínima do UASB deve ser de 4 m e do compartimento de digestão (H<sub>digestão UASB</sub>) de 2,5 m. Para o comprimento (B<sub>UASB</sub>) e largura (L<sub>UASB</sub>), utilizou-se por convenção uma relação de L/B = 2, que puderam ser calculados pelas Equações 24 e 25, assim como a área total (Equação 26)

$$V_{UASB} = H_{uUASB} \times L_{UASB} \times B_{UASB} = H_{uUASB} \times 2B_{UASB}^2 \rightarrow B_{UASB} = \sqrt{\frac{V_{UASB}}{2H_{uUASB}}} \quad \text{Equação 24}$$

$$L_{UASB} = 2 \times B_{UASB} \quad \text{Equação 25}$$

$$A_{UASB} = L_{UASB} \times B_{UASB} \quad \text{Equação 26}$$

V<sub>UASB</sub> = Volume do reator UASB da indústria estudada (m<sup>3</sup>);

H<sub>u UASB</sub> = Altura útil do reator UASB da indústria estudada (4 m);

L<sub>UASB</sub> = Largura do reator UASB da indústria estudada (m);

B<sub>UASB</sub> = Comprimento do reator UASB da indústria estudada (m);

A<sub>UASB</sub> = Área do reator UASB da indústria estudada (m<sup>2</sup>).

Segundo Campos *et al.* (1999), para fins de verificação, calculou-se a velocidade ascensional (V<sub>ascensional</sub>), de forma que V<sub>ascensional</sub> < 1,2 m/h. A Equação 27 apresenta o cálculo:

$$V_{ascensional} = \frac{Q_{resíduos}}{A_{UASB}} \quad \text{Equação 27}$$

$V_{\text{ascensional}}$  = Velocidade ascensional do reator UASB da indústria estudada (m/h);

$Q_{\text{resíduos}}$  = Vazão dos resíduos pós-eletrodialise da indústria estudada (m<sup>3</sup>/h);

$A_{\text{UASB}}$  = Área do reator UASB da indústria estudada (m<sup>2</sup>).

A próxima etapa foi a do sistema de distribuição do afluente no reator, de forma a garantir a homogeneidade de distribuição em toda a seção de transversal de escoamento. Segundo a ABNT NBR 12209/2011, o diâmetro dos tubos de distribuição ( $D_{\text{distribuição UASB}}$ ) deve ter no mínimo 75 mm, com descarga máxima de cada ponto restrito à área de 3 m<sup>2</sup> ( $A_{\text{influência UASB}}$ ) e a entrada de esgoto deve-se dar entre 0,10 e 0,20 m do fundo. Foram adotados os valores mínimos. A área de influência foi determinada a partir das diretrizes de Lettinga & Hulshoff Pol (1995), de acordo com a carga orgânica volumétrica e o tipo de lodo (Tabela 3). Como não se sabe ainda o tipo de lodo, utilizou-se apenas como parâmetro a carga orgânica volumétrica (2,25 kg DQO/m<sup>3</sup>.d).

**Tabela 3** – Diretrizes para determinação da área de influência de cada distribuidor do Reator UASB.

Tipo de lodo	Carga orgânica volumétrica (kg DQO/m <sup>3</sup> .d)	Área de influência de cada distribuidor (m <sup>2</sup> )
Denso e flocculento (concentração >40 kg SST/m <sup>3</sup> )	<1,0	0,5-1,0
	1,0-2,0	1,0-2,0
	>2,0	2,0-3,0
Medianamente denso e flocculento (concentração 20-40 kg SST/m <sup>3</sup> )	<1,0-2,0	1,0-2,0
	>3,0	2,0-5,0
Granular	<2,0	0,5-1,0
	2,0-4,0	0,5-2,0
	>4,0	>2,0

**Fonte:** Lettinga & Hulshoff Pol (1995).

Determinada a área de influência de cada distribuidor, calcularam-se o número de distribuidores ( $N_{\text{distribuidores UASB}}$ ) (Equação 28) e a área de cada tubo ( $A_{\text{tubos UASB}}$ ) (Equação 29), para então calcular a velocidade descendente ( $V_{\text{descendente UASB}}$ ) (Equação 30), que deve ser inferior a 0,2 m/s a fim de evitar o arraste de bolhas de ar para o interior do reator.

$$N_{\text{distribuidores UASB}} = \frac{A_{\text{UASB}}}{A_{\text{influência UASB}}} \quad \text{Equação 28}$$

$$A_{\text{tubos UASB}} = \frac{\pi D_{\text{distribuição UASB}}^2}{4} \quad \text{Equação 29}$$

$$V_{descendente\ UASB} = \frac{Q_{resíduos}}{A_{tubos\ UASB} \times N_{distribuidores\ UASB}} \quad \text{Equação 30}$$

$N_{distribuidores\ UASB}$  = Número de distribuidores do reator UASB da indústria estudada;

$A_{tubos\ UASB}$  = Área de cada tubo do reator UASB da indústria estudada (m<sup>2</sup>);

$V_{descendente\ UASB}$  = Velocidade descendente do reator UASB da indústria estudada (m/s);

$A_{UASB}$  = Área do reator UASB da indústria estudada (m<sup>2</sup>);

$Q_{resíduos}$  = Vazão dos resíduos pós-eletrólise da indústria estudada (m<sup>3</sup>/s);

$A_{influência\ UASB}$  = Área de influência de cada distribuidor do reator UASB da indústria estudada (m<sup>3</sup>);

$D_{distribuição\ UASB}$  = Diâmetro dos tubos de distribuição do reator UASB da indústria estudada (m).

No sistema de sedimentação do reator UASB, foi definida a profundidade útil do compartimento de sedimentação ( $H_{sedimentador\ UASB}$ ) (valor mínimo útil de 1,5 m segundo a ABNT NBR 12209/2011), 0,3 m de parede vertical ( $H_{parede\ vertical\ sedimentador\ UASB}$ ), inclinação da parede de compartimento 50°, também segundo a norma e largura do sedimentador ( $L_{sedimentador\ UASB}$ ) 2,5m (este valor foi recalculado baseando-se na Equação 30, já que o número de compartimentos de digestão deve ser inteiro, sendo aproximado para o valor mais próximo e, portanto, a largura de digestão sofre alterações) (CAMPOS, 1999). Calcularam-se o número de compartimentos de sedimentação ( $N_{D\ UASB}$ ) (Equação 31) e área superficial total dos sedimentadores ( $A_{sedimentadores\ UASB}$ ) (Equação 32).

$$N_{D\ UASB} = \frac{B_{UASB}}{(H_{parede\ vertical\ sedimentador\ UASB} + L_{sedimentador\ UASB})} \quad \text{Equação 31}$$

$$A_{sedimentadores\ UASB} = L_{sedimentador\ UASB} \times B_{UASB} \times N_{D\ UASB} \quad \text{Equação 32}$$

$N_{D\ UASB}$  = Número de compartimentos da sedimentação do reator UASB da indústria estudada;

$A_{sedimentador\ UASB}$  = Área total dos sedimentador do reator UASB da indústria estudada (m<sup>2</sup>);

$H_{parede\ vertical\ UASB}$  = Parede vertical do compartimento de sedimentação do reator UASB da indústria estudada (0,3 m);

$B_{UASB}$  = Comprimento do reator UASB da indústria estudada (m);

$L_{sedimentador\ UASB}$  = Largura do compartimento de sedimentação do reator UASB da indústria estudada (m).



Para que o sistema funcione corretamente deve-se haver o devido cuidado com os valores de velocidade de passagem do sistema de tratamento biológico para o sistema de sedimentação. Segundo a ABNT NBR 12209/2011, velocidade de passagem ( $V_{\text{passagem UASB}}$ ) do compartimento de digestão para sedimentação deve ser inferior a 2,5 m/h (Equação 33). Cada compartimento de sedimentação conta com duas passagens simples, portanto, o número de passagens ( $N_{\text{passagens UASB}}$ ) é  $N_{\text{passagens sedimentação UASB}} = 2 \times N_D \text{ UASB}$ . A área de passagem simples ( $A_{\text{passagem UASB}}$ ) adotada foi de 0,45 m (entre o primeiro compartimento de sedimentação e a parede do reator, tem-se uma passagem simples de 0,45 m e, entre um compartimento de sedimentação e outro, uma passagem dupla de 0,90 m, ou seja, duas passagens simples de 0,45 cada).

$$V_{\text{passagem UASB}} = \frac{Q_{\text{resíduos}}}{B_{\text{UASB}} \times N_{\text{passagens UASB}} \times A_{\text{passagem UASB}}} \quad \text{Equação 33}$$

$V_{\text{passagem UASB}}$  = Velocidade de passagem do compartimento de digestão para sedimentação da indústria estudada (m/h);

$N_{\text{passagens UASB}}$  = Número de passagens dos compartimentos de sedimentação da indústria estudada;

$A_{\text{passagem UASB}}$  = Área de passagem simples dos compartimentos de sedimentação da indústria estudada (m<sup>2</sup>);

$B_{\text{UASB}}$  = Comprimento do reator UASB da indústria estudada (m);

$Q_{\text{resíduos}}$  = Vazão dos resíduos pós-eletrodialise da indústria estudada (m<sup>3</sup>/h).

Também para fins de verificação, calculou-se a taxa de escoamento superficial no compartimento de sedimentação ( $T_{\text{sedimentação UASB}}$ ), que deve ser igual ou inferior a 1,2 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h segundo a norma (Equação 34) e o ângulo ( $\alpha$ ) (Equação 35) das paredes inclinadas do compartimento de sedimentação ( $\alpha \leq 50^\circ$ ). Para o cálculo, utilizou-se como largura da interface líquido-gás ( $L_{\text{interface UASB}}$ ) 0,25 m.

$$T_{\text{sedimentação UASB}} = \frac{Q_{\text{resíduos}}}{A_{\text{sedimentadores UASB}}} \quad \text{Equação 34}$$

$$tg \alpha = \frac{H_{\text{sedimentador UASB}}}{(L_{\text{sedimentador UASB}}/2) - L_{\text{interface UASB}}} = y \rightarrow \alpha = tg^{-1}(y) \quad \text{Equação 35}$$

$T_{\text{sedimentação UASB}}$  = Taxa de escoamento superficial no compartimento de sedimentação do reator UASB da indústria estudada ( $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{h}$ );

$A_{\text{sedimentadores UASB}}$  = Área total dos sedimentação do reator UASB da indústria estudada ( $\text{m}^2$ );

$Q_{\text{resíduos}}$  = Vazão dos resíduos pós-eletrólise da indústria estudada ( $\text{m}^3/\text{h}$ ).

$\alpha$  = ângulo das paredes inclinadas do compartimento de sedimentação do reator UASB da indústria estudada ( $^\circ$ );

$L_{\text{interface UASB}}$  = Largura da interface líquido-gás do reator UASB da indústria estudada (m);

$L_{\text{sedimentador UASB}}$  = Largura do compartimento de sedimentação do reator UASB da indústria estudada (m);

$H_{\text{sedimentador UASB}}$  = profundidade útil do compartimento de sedimentação do reator UASB da indústria estudada (m).

Para o sistema de coleta e produção de biogás, calculou-se a carga de DQO convertida a gás metano ( $\text{DQO}_{\text{CH}_4}$ ) (Equação 36). A DQO do efluente ( $\text{DQO}_e$ ) foi estimada em 11% da DQO do afluente ( $\text{DQO}_a$ ) (BARANA; CEREDA, 2000) (considerou-se uma eficiência de 89%, porém atenta-se que devem ser feitos testes com o material da indústria para calcular a eficiência correta). Campos (1999) recomenda um coeficiente de produção de sólidos na faixa de 0,1 a 0,2 kg DQO lodo/ kg DQO aplicada e, desta forma adotou-se  $Y_{\text{obs}} = 0,10$  kg DQO lodo/ kg DQO aplicada.

$$\text{DQO}_{\text{CH}_4} = Q_{\text{resíduos}}(\text{DQO}_a - \text{DQO}_e) - Y_{\text{obs}} \times Q_{\text{resíduos}} \times \text{DQO}_a \quad \text{Equação 36}$$

$\text{DQO}_{\text{CH}_4}$  = Carga de DQO convertida a gás metano do reator UASB da indústria estudada ( $\text{kgDQO}_{\text{CH}_4}/\text{d}$ );

$\text{DQO}_e$  = concentração de DQO efluente da indústria estudada ( $\text{kg DQO}/\text{m}^3$ );

$\text{DQO}_a$  = concentração de DQO afluente da indústria estudada ( $\text{kg DQO}/\text{m}^3$ );

$Q_{\text{resíduos}}$  = Vazão dos resíduos pós-eletrólise da indústria estudada ( $\text{m}^3/\text{h}$ ).

$Y_{\text{obs}}$  = Coeficiente de produção de sólidos no sistema, em termos de DQO (0,10 kg DQO lodo/ kg DQO aplicada).

$$Q_{\text{CH}_4} = \frac{\text{DQO}_{\text{CH}_4}}{K(t)} \quad \text{Equação 37}$$

$$K(t) = \frac{P \times K}{R \times (273 + k)} \quad \text{Equação 38}$$

$Q_{\text{CH}_4}$  = produção volumétrica de metano do reator UASB da indústria estudada ( $\text{m}^3/\text{d}$ );

$DQO_{CH_4}$  = Carga de DQO convertida a gás metano do reator UASB da indústria estudada (kg  $DQO_{CH_4}$ /d);

$K(t)$  = fator de correção para a temperatura operacional do reator UASB da indústria estudada (kg  $DQO/m^3$ );

$P$  = pressão atmosférica (0,91 atm);

$K$  = DQO correspondente a um mol de  $CH_4$  (64 g  $DQO/mol$ );

$R$  = constante dos gases (0,08206 atm.L/mol.K);

$T$  = temperatura operacional do reator (25°C).

A partir da produção teórica de metano calculada, estimou-se a produção total de biogás ( $Q_{biogás}$ ) (Equação 39) a partir do teor esperado de metano. Segundo Campos (1999), para o caso de tratamento de esgotos sanitários, os teores de metano no biogás ( $T_{CH_4}$ ) são da ordem de 60% a 80%. Adotou-se 70%, porém ressalta-se a importância de se realizar testes com o afluente da indústria para obter um valor mais preciso, já que não se trata de esgoto sanitário.

$$Q_{biogás} = \frac{Q_{CH_4}}{T_{CH_4}} \quad \text{Equação 39}$$

$Q_{biogás}$  = produção volumétrica de metano do reator UASB da indústria estudada ( $m^3/d$ );

$Q_{CH_4}$  = produção volumétrica de metano do reator UASB da indústria estudada ( $m^3/d$ );

$T_{CH_4}$  = Teor de metano do biogás do reator UASB da indústria estudada (70%).

A área da interface líquido-gás foi dimensionada de modo que a taxa de liberação de biogás ( $T_{biogás}$ ) (Equações 40 e 41) fosse elevada o suficiente para vencer uma possível camada de espuma e baixa o suficiente para não permitir o arraste do lodo e a consequente acumulação deste nas tubulações de saída de gás. Campos (1999) recomenda taxas de liberação mínima de 1,0  $m^3$  gás/ $m^2$  .h e máxima de 3,0 a 5,0  $m^3$  gás/ $m^2$ .h. A Tabela 4 mostra alguns critérios e parâmetros de projeto para reatores UASB tratando esgotos sanitários. Seguiu-se os mesmos parâmetros para o projeto da indústria estudada.

**Tabela 4** - critérios e parâmetros para o projeto de reatores UASB tratando esgotos sanitários.

Parâmetro	Critério	Faixa de valores
Distribuição do afluente	Diâmetro do tubo de distribuição do afluente (mm)	75-100
	Diâmetro do bocal de saída do tubo de distribuição (mm)	40-50
	Desnível entre a soleira do tubo de distribuição e o NA do sedimentador (m)	0,20-0,30
	Distância entre o bocal de saída e o fundo do reator (m)	0,10-0,15
	Área de influência de cada tubo de distribuição (m²)	2,0-3,0
Coleta do biogás	Taxa mínima de liberação do biogás (m³/m².h)	1,0
	Taxa máxima de liberação do biogás (m³/m².h)	3,0-5,0
	Concentração de metano no biogás (%)	60-80

**Fonte:** Campos (1999)

$$T_{biogás} = \frac{Q_{biogás}}{A_{interface}} \quad \text{Equação 40}$$

$$A_{interface} = B_{UASB} \times N_{D \text{ UASB}} \times L_{interface} \quad \text{Equação 41}$$

$T_{biogás}$  = taxa de liberação de biogás do reator UASB da indústria estudada (m³ /m².h);

$Q_{biogás}$  = produção esperada de biogás do reator UASB da indústria estudada (m³ /h);

$A_{interface}$  = área de interface líquido-gás do reator UASB da indústria estudada (m²);

$L_{interface \text{ UASB}}$  = Largura da interface líquido-gás do reator UASB da indústria estudada (m);

$N_{D \text{ UASB}}$  = Número de compartimentos da sedimentação do reator UASB da indústria estudada;

$B_{UASB}$  = Comprimento do reator UASB da indústria estudada (m).

Finalmente, calcularam-se a produção de lodo ( $P_{lodo}$ ) e volume do lodo ( $V_{lodo}$ ) (Equações 42 e 43). Admitiu-se o teor de sólidos ( $t_{sólidos}$ ) como 4%, a massa específica do lodo ( $\rho_{lodo}$ ) como 1020 kg/m³ e o coeficiente de produção de sólidos ( $Y$ ) como 0,15 kg SST/kg DQO (CAMPOS, 1999).

$$P_{lodo} = Y \times DQO_a \times Q_{resíduos} \quad \text{Equação 42}$$

$$V_{lodo} = \frac{P_{lodo}}{t_{sólidos} \times \rho_{lodo}} \quad \text{Equação 43}$$

$P_{lodo}$  = Produção de lodo da indústria estudada (kg SST/d);

$V_{lodo}$  = Volume do lodo da indústria estudada (m³/d);

$t_{\text{sólidos}}$  = Teor de sólidos (4%);

$\rho_{\text{lodo}}$  = Massa específica do lodo (1020 kg/m<sup>3</sup>);

$Y$  = Coeficiente de produção de sólidos (0,15 kg SST/kg DQO);

$DQO_a$  = concentração de DQO afluyente da indústria estudada (kg DQO/m<sup>3</sup>).

#### 4.2.3.5. Lagoas de estabilização

Visto que o reator UASB não foi o suficiente para reduzir a DQO de forma a atingir um valor mínimo para lançamento em corpos hídricos, dimensionou-se um sistema com duas lagoas de estabilização, a primeira anaeróbia e a segunda facultativa, de forma que a DQO atingisse um valor aceitável para os padrões de lançamento. Utilizou-se, como base de cálculo, a DQO do efluente do reator UASB (11% da DQO do afluyente que entra no reator UASB) e a vazão residual ( $Q_{\text{resíduos}}$ ).

A primeira constante calculada para a lagoa anaeróbia foi a concentração da carga orgânica que entra no sistema ( $Carga_{LA}$ ) pelas Equações 44 e 45.

$$Carga_{LA} = DBO_{afLA} \times Q_{\text{resíduos}} \quad \text{Equação 44}$$

$$DBO_{afLA} = \frac{DQO_{afLA}}{2} \quad \text{Equação 45}$$

$Carga_{LA}$  = Concentração da carga orgânica que entra na lagoa anaeróbia da indústria estudada (kg DBO/d);

$DBO_{afLA}$  = DBO que sai do reator UASB e entra na lagoa anaeróbia da indústria estudada (kg/m<sup>3</sup>);

$DQO_{afLA}$  = DQO que sai do reator UASB e entra na lagoa anaeróbia da indústria estudada (11% da DQO do afluyente que entra no reator UASB) (kg/m<sup>3</sup>);

$Q_{\text{resíduos}}$  = Vazão dos resíduos pós-eletrólise da indústria estudada (m<sup>3</sup>/d).

Calculando-se a carga orgânica afluyente, encontra-se o volume da lagoa anaeróbia ( $V_{LA}$ ) (Equação 46) utilizando como carga orgânica volumétrica ( $COV_{LA}$ ) 0,35 kg DBO/m<sup>3</sup>.d (valor correspondente a um resíduo de 25°C segundo Mara & Pearson (1986)).

$$V_{LA} = \frac{Carga_{LA}}{COV_{LA}} \quad \text{Equação 46}$$

$C_{LA}$  = Concentração da carga orgânica que entra na lagoa anaeróbia da indústria estudada (kg DBO/d);

$V_{LA}$  = Volume da lagoa anaeróbia na indústria estudada (m<sup>3</sup>);

$COV_{LA}$  = Carga orgânica volumétrica na lagoa anaeróbia da indústria estudada (0,35 kg DBO/m<sup>3</sup>.d).

A profundidade da lagoa anaeróbia ( $H_{LA}$ ) utilizada foi de 3 a 4 m. Portanto, utilizou-se uma profundidade de 3 m. Calculou-se então a área à meia profundidade ( $A_{\frac{1}{2}LA}$ ) pela Equação 47 e, a partir da área, calculou-se o comprimento à meia profundidade ( $B_{\frac{1}{2}LA}$ ) e largura ( $L_{\frac{1}{2}LA}$ ) (Equação 48), considerando uma relação de  $B_{\frac{1}{2}LA} = L_{\frac{1}{2}LA}$ . Para a inclinação do talude, considerou-se Z (V:H) como 0,4 (tg  $\alpha$ ).

$$A_{\frac{1}{2}LA} = \frac{V_{LA}}{H_{LA}} \quad \text{Equação 47}$$

$$L_{\frac{1}{2}LA} = B_{\frac{1}{2}LA} = \sqrt{A_{\frac{1}{2}LA}} \quad \text{Equação 48}$$

$A_{\frac{1}{2}LA}$  = Área à meia profundidade da lagoa anaeróbia na indústria estudada (m<sup>2</sup>);

$V_{LA}$  = Volume da lagoa anaeróbia na indústria estudada (m<sup>3</sup>);

$H_{LA}$  = Profundidade da lagoa anaeróbia da lagoa anaeróbia na indústria estudada (m);

$B_{\frac{1}{2}LA}$  = Comprimento da lagoa anaeróbia à meia profundidade na indústria estudada (m);

$L_{\frac{1}{2}LA}$  = Largura da lagoa anaeróbia à meia profundidade na indústria estudada (m);

Considerando uma meia profundidade de 1,5 m ( $H_{\frac{1}{2}LA}$ ) (1,5 m entre o fundo e a meia profundidade e 1,5 m entre a meia profundidade e o nível d'água), pôde-se calcular o comprimento e largura no fundo ( $B_{FLA}$  e  $L_{FLA}$ ) e a largura e comprimento no nível d'água ( $B_{NALA}$  e  $L_{NALA}$ ) pelas Equações 49, 50 e 51. A Figura 8 traz a representação dos cálculos.

$$\text{tg } \alpha = Z = \frac{H_{\frac{1}{2}LA}}{x} \rightarrow x = \frac{H_{\frac{1}{2}LA}}{Z} \quad \text{Equação 49}$$

$$B_{FLA} = L_{FLA} = L_{\frac{1}{2}LA} - 2x \quad \text{Equação 50}$$

$$B_{NALA} = L_{NALA} = L_{\frac{1}{2}LA} + 2x \quad \text{Equação 51}$$

Z = Inclinação do talude da lagoa anaeróbia na indústria estudada;

$H_{\frac{1}{2}LA}$  = Profundidade da lagoa anaeróbia à meia profundidade na indústria estudada (m);

$\alpha$  = Ângulo de inclinação do talude da lagoa anaeróbia na indústria estudada ( $^{\circ}$ );

$B_{\frac{1}{2}LA}$  = Comprimento da lagoa anaeróbia à meia profundidade na indústria estudada (m);

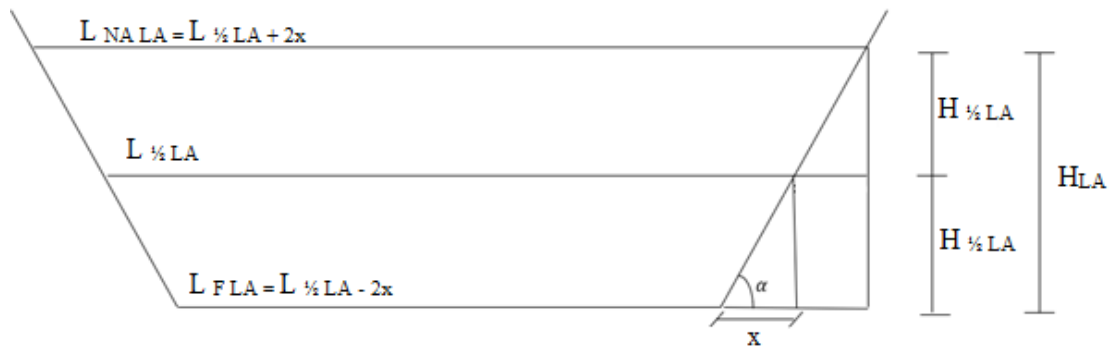
$L_{\frac{1}{2}LA}$  = Largura da lagoa anaeróbia à meia profundidade na indústria estudada (m);

$B_{NALA}$  = Comprimento da lagoa anaeróbia no nível d'água na indústria estudada (m);

$L_{NALA}$  = Largura da lagoa anaeróbia no nível d'água na indústria estudada (m);

$B_{FLA}$  = Comprimento da lagoa anaeróbia no fundo da indústria estudada (m);

$L_{FLA}$  = Largura da lagoa anaeróbia no fundo da indústria estudada (m).



**Figura 8** – Representação dos cálculos das Equações 50, 51 e 52 das larguras do nível d'água, à meia profundidade e do fundo da lagoa anaeróbia.

Pôde-se recalcular o volume da lagoa ( $V_{LA}$ ) pela Equação 52 e o  $TDH_{LA}$  pela Equação 53.

$$V_{LA} = \frac{H_{LA}}{3} \times (B_{FLA} \times L_{FLA} + B_{NALA} \times L_{NALA} + \sqrt{B_{FLA} \times L_{FLA} \times B_{NALA} \times L_{NALA}}) \quad \text{Equação 52}$$

$$TDH_{LA} = \frac{V_{LA}}{Q_{\text{resíduos}}} \quad \text{Equação 53}$$

$V_{LA}$  = Volume da lagoa anaeróbia na indústria estudada ( $m^3$ );

$H_{LA}$  = Profundidade da lagoa anaeróbia da lagoa anaeróbia na indústria estudada (m);

$B_{NALA}$  = Comprimento da lagoa anaeróbia no nível d'água na indústria estudada (m);

$L_{NALA}$  = Largura da lagoa anaeróbia no nível d'água na indústria estudada (m);

$B_{FLA}$  = Comprimento da lagoa anaeróbia no fundo da indústria estudada (m);

$L_{FLA}$  = Largura da lagoa anaeróbia no fundo da indústria estudada (m);

$TDH_{LA}$  = Tempo de detenção hidráulica da lagoa anaeróbia na indústria estudada (dias);

$Q_{\text{resíduos}}$  = Vazão dos resíduos pós-eletrólise da indústria estudada ( $m^3/d$ ).

De acordo com Mara & Pearson (1986), a eficiência de remoção da lagoa anaeróbia para temperatura do afluente de 25°C e COV de 0,35 kg DBO/m<sup>3</sup>.d é de 70%. Portanto, a DBO afluente da lagoa facultativa foi 30% da DBO afluente da lagoa anaeróbia (DBO<sub>af LF</sub>). Para o dimensionamento da lagoa facultativa, calculou-se a concentração da carga orgânica (Carga<sub>LF</sub>) da mesma forma que se calculou para a lagoa anaeróbia (Equação 54).

A fim de calcular a área da lagoa facultativa à meia profundidade (A<sub>½ LF</sub>) (Equação 55), utilizou-se como critério a taxa superficial permissível (TAS<sub>LF</sub>) para temperatura de 25°C pela Tabela 5.

**Tabela 5** – Taxa de aplicação superficial permissível em lagoas facultativas em função da temperatura.

Temperatura	Taxa de aplicação superficial (kg DBO/ha.d)	Temperatura (°C)	Taxa de aplicação superficial (kg DBO/ha.d)
11	112	21	272
12	124	22	291
13	137	23	311
14	152	24	331
15	167	25	350
16	183	26	369
17	199	27	389
18	217	28	406
19	235	29	424
20	253	30	440

Fonte: Adaptado de Daniel (2008).

$$A_{\frac{1}{2}LF} = \frac{Carga_{LF}}{TAS_{LF}} \quad \text{Equação 54}$$

A<sub>½ LF</sub> = Área da lagoa facultativa à meia profundidade da indústria estudada (ha);

TAS<sub>LF</sub> = Taxa de aplicação superficial permissível em lagoas facultativas (kg DBO/ha.d);

Carga<sub>LF</sub> = Concentração da carga orgânica que entra na lagoa facultativa da indústria estudada (kg DBO/d).



A partir do cálculo da área à meia profundidade, pôde-se calcular as larguras e comprimentos à meia profundidade, no nível d'água e fundo da lagoa facultativa da mesma forma que se calculou para a anaeróbia, além do recálculo do volume ( $V_{LF}$ ) e  $TDH_{LF}$ . Diferentemente da lagoa anaeróbia, a profundidade da lagoa ( $H_{LF}$ ) foi de 1,7 m. O valor de Z continuou 0,4. A eficiência da remoção de DBO na lagoa facultativa considerada foi 80% (DANIEL, 2008).

#### **4.2.4. Custos de operação**

Os custos de operação para a produção de ácido láctico foram determinados a partir de dados na literatura, estimando as quantidades e valores, a partir de uma proporção entre a vazão da literatura e a vazão da indústria estudada e balanço de DQO do sistema. Consideraram-se materiais para uso mensal e custos de energia e transporte/ disposição final do lodo.

Quanto aos custos do sistema em operação, foram considerados dados da literatura de acordo com a vazão de projeto e a composição da unidade de tratamento. Levaram-se em conta, nos cálculos, as estimativas que consideram em “custos operacionais” custos energéticos, operadores, produtos e outros. Segundo Gobbo (2019), “outros” refere-se a custos de manutenção civil, de equipamentos, vigilância etc. Apesar dos valores da literatura estarem de acordo com a vazão de projeto, a literatura baseia-se em tratamento de esgoto sanitário, contendo uma carga orgânica muito inferior à de projeto. Por este motivo, além da estimativa da operação por vazão, realizou-se uma estimativa em relação à remoção de DQO do sistema e uma estimativa de custos energéticos, de produtos e custos com operadores.

Estimou-se o custo energético para os reatores UASB e RALFE para a carga orgânica e vazão de projeto (sistemas que necessitam de maior energia). Os produtos de uso mensal foram listados e estimados com base em orçamentos atuais. O custo de operadores foi calculado com base em salários mensais e seus respectivos encargos. O custo de disposição final do lodo foi estimado baseado em valores da literatura para a quantidade mensal produzida. Foram considerados 4 operadores como teto de recurso humano, podendo ser realocado para vendas/logística.

A eletrodiálise foi considerada fora do sistema, pois não compreende a um sistema convencional utilizado em estações de tratamento de esgoto, e estimada com base em valores da literatura.

#### 4.2.4.1. Custos de operação do sistema

Foram realizados 3 levantamentos de custos de operação de sistemas de tratamento de esgoto pela literatura, de forma a comparar-se os custos, baseando-se na vazão de projeto estudada e na remoção de DQO do sistema. Após todas as análises, definiu-se um intervalo de valores adequado para os custos operacionais do sistema completo, com exceção à eletrodiálise, que é um componente separado e não faz parte de uma ETE convencional e não pode ser comparada a alguma unidade do sistema de tratamento.

#### 4.2.4.2. Custos de operação da eletrodiálise

Os custos operacionais da eletrodiálise foram estimados a partir da pesquisa de Jucá & Carvalho (2004) e do livro de Gavaskar & Cumming (2001). Ambas apresentaram os custos operacionais de dessalinização por meio da Eletrodiálise em larga escala.

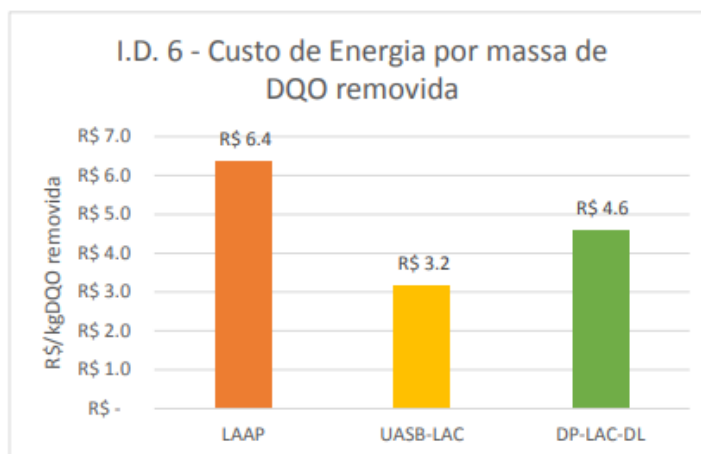
#### 4.2.4.3. Custos energéticos do sistema

Os custos energéticos foram estimados baseados em 2 estudos que relacionaram a quantidade removida de DQO com a energia necessária em reator UASB seguido por filtração por membranas submersas (Tabela 6) e em reator UASB seguido por lodos ativados (Figura 10). No caso da estimativa da Tabela 6, realizou-se uma pesquisa de tarifas atuais para tratamento de resíduos (<http://www.dme-pc.com.br/atendimento/tarifas>) e no caso da Figura 9, corrigiu-se o valor para 2020.

**Tabela 6** – Desempenho de consumo de energia elétrica para em reator UASB seguido por filtração por membranas submersas.

IDCEEs	Valor
kWh/m <sup>3</sup>	2,37
kWh/kg de DBO removida	6,55
kWh/kg de DQO removida	4,12
kWh/habitante.ano	26,78

Fonte: Adaptado de Felizatto et al. (2017).



**Figura 9** – Desempenho de consumo de energia elétrica. Fonte: Dutra (2014).

#### 4.2.4.4. Custos de operadores e produtos

Os produtos foram listados e foi feita uma cotação para a quantidade necessária mensal para o funcionamento de todo o sistema.

Consideraram-se 4 colaboradores nos custos de operação. É possível que os colaboradores sejam reaproveitados da própria fábrica de farinha, considerou-se 4 para o pior cenário. O salário dos colaboradores foi definido pela média salarial de operadores de estações de tratamento de esgoto (VAGAS, 2019). Determinado o valor médio de R\$2.005,00, os encargos foram calculados com base neste salário. O adicional insalubridade foi incorporado ao salário e as alíquotas de contribuição foram baseadas na soma do salário ao adicional insalubridade. A Tabela 7 apresenta os encargos e suas respectivas contribuições. Algumas fontes não foram encontradas em legislações, por serem opcionais ou não convencionais. Portanto, utilizaram-se como base os dados da contabilidade de uma empresa de pequeno porte de Campinas/SP que concedeu informações de sua folha de pagamento, como adicional insalubridade, vale refeição e transporte.

**Tabela 7** – Contribuições/ alíquotas referentes aos encargos de cada colaborador (alíquotas baseadas no salário de R\$2.005,00 + adicional insalubridade).

<b>Encargos</b>	<b>Contribuição/ alíquota</b>	<b>Fonte</b>
Adicional insalubridade	R\$ 99,80/mês	-
INSS	9% (salário+adc. Insal)	ME 9/2019
FGTS	8% (salário+adc. Insal)	Lei 8.036/1990
IRRF	7,5% (salário+adc. Insal–INSS) –R\$142,80	RFB 1500/2014
Contra Cofins	2% (salário)	Lei 10.865/2004
Décimo terceiro*	1 salário adicional + adc. Insal	Lei 4090/1962
INSS décimo terceiro*	9% (décimo terceiro)	ME 9/2019
FGTS décimo terceiro*	8% (décimo terceiro)	Lei 8.036/1990
1/3 de férias*	1/3 (salário+adc. Insal)	Lei 1.535/1977
INSS das férias*	9% (1/3 férias)	ME 9/2019
FGTS das férias*	8% (1/3 férias)	Lei 8.036/1990
Vale refeição	R\$290,00/mês	-
Vale transporte	R\$190/mês	-

\*Estes encargos são cobrados uma vez no ano.

#### **4.2.5. Orçamento do sistema/ investimento inicial**

Realizou-se um orçamento do sistema a fim de encontrar um valor de investimento inicial. Além do sistema, verificaram-se equipamentos necessários para a operação e determinaram-se os custos iniciais relacionados.

Os custos da obra foram estimados de acordo com a Tabela SINAPI de construção civil, disponível no site da caixa econômica federal. Foram escolhidos os materiais baseado nas indicações de uma pequena consultoria ambiental de São Carlos - SP.

Calculou-se a quantidade de material pelas dimensões do projeto e utilizou-se o concreto com espessura 0,40 m como padrão. As lagoas foram apreçadas pelo valor da escavadeira e material impermeabilizante. Para o reator UASB, utilizou-se fibra para a separação do sistema.

Como a eletrodíálise não pôde ser dimensionada, considerou-se o valor de 2 tanques (tanque 1) e o tanque 2 para o ácido láctico. A fonte/eletrodo foi cotada em equipamentos.

Nos custos da Tabela SINAPI, estão previstos para 2019 no estado de São Paulo os custos do material, mão de obra, caçamba e outros detalhes da construção civil (detalhes no anexo 1).

No quesito investimento inicial, deve-se considerar também os estudos em laboratório, pré-projeto e construção, considerando uma margem de lucro para a consultoria ambiental responsável pela construção.

#### **4.2.6. Pesquisa do potencial de venda do ácido láctico no mercado**

Nesta etapa do trabalho, analisou-se o potencial de venda do ácido láctico no mercado, em termos de valores. Como não foi possível realizar uma pesquisa de mercado com compradores, por tratar-se de uma informação sigilosa, realizaram-se 3 orçamentos com empresas que fabricam ácido láctico e vendem em atacado (60 kg). Realizou-se, então, uma média aritmética entre os valores para encontrar uma média de preço para determinar, assim, o a receita líquida que seria obtida pela indústria estudada a partir da quantidade de ácido láctico produzida.

#### **4.2.7. Análise da viabilidade econômica da produção de ácido láctico**

Por fim, analisou-se a viabilidade econômica da produção do ácido láctico pela indústria, ou seja, para a geração de manipueira pela indústria e consequentemente geração de ácido láctico, considerando o investimento no sistema de produção, armazenamento e transporte e a existência e valor de mercado, analisou-se se é possível ou não a produção para venda do ácido láctico e se é rentável ao produtor.

A fim de calcular o lucro bruto da empresa, consideraram-se os principais impostos da atividade industrial de fabricação de ácido láctico. A Tabela 8 mostra as alíquotas de impostos atribuídas, bem como sua fonte.

**Tabela 8** – Alíquotas de impostos atribuídos aos colaboradores da indústria estudada.

<b>Imposto</b>	<b>Alíquota</b>	<b>Fonte</b>
Pessoa jurídica	15%	Receita Federal (2015)
Adicional (atividades que geram lucro bruto > R\$20 mil)	10%	
CSLL	9%	
<b>Total</b>	<b>34%</b>	

Para a análise final da viabilidade econômica, calculou-se o lucro líquido final pela Equação 55. O *Payback* da indústria (em quanto tempo o investidor recebe o valor investido), considerando o investimento inicial, foi calculado pela Equação 56 e também foi considerado para a análise. O *Payback* é o valor de x (meses) quando  $f(x) = 0$ .

$$\text{Lucro líquido} = \text{Receita bruta} \times (1 - \text{impostos}) - \text{Custo de operação} \quad \text{Equação 55}$$

$$f(x) = \text{investimento inicial} - \text{lucro bruto}(x) \quad \text{Equação 56}$$

Lucro líquido = Lucro líquido do sistema de produção do ácido láctico da indústria estudada (R\$);

Receita bruta = Receita de vendas mensais do ácido láctico da indústria estudada (R\$);

Custo de operação = Custo de operação mensal do sistema de produção do ácido láctico da indústria estudada (R\$);

Impostos = impostos atribuídos à atividade de produção industrial do ácido láctico (%);

Investimento inicial = Investimento inicial do sistema de produção do ácido láctico da indústria estudada (R\$);

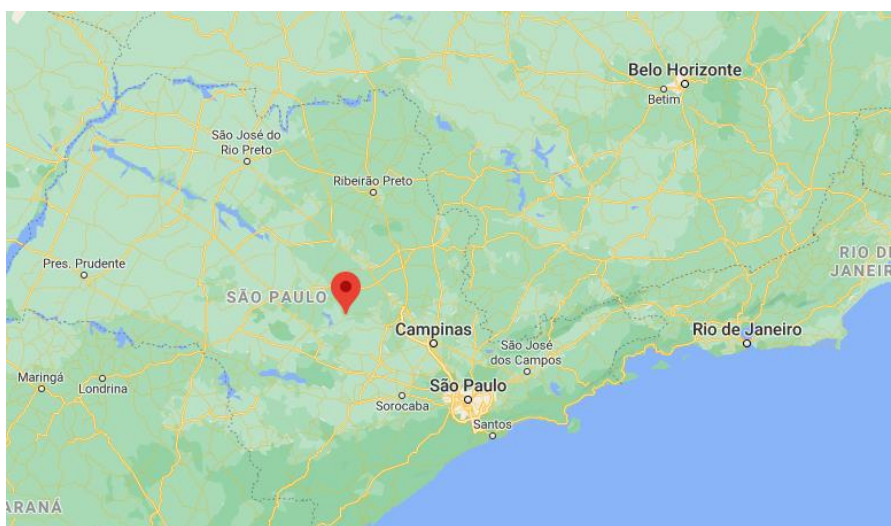
x = Tempo de operação (meses).

## 5. Resultados e discussão

### 5.1. Caracterização da indústria

#### 5.1.1. Alocação física

A indústria da farinha de mandioca estudada está situada em Santa Maria da Serra/SP (Figura 10).



**Figura 10:** Santa Maria da Serra/SP. Fonte: *Google Maps*, 2019.

O município Santa Maria da Serra situa-se na região de Piracicaba. Segundo os dados do *website* da prefeitura (<http://santamariadaserra.sp.gov.br/capa.asp?idpagina=4654>), acessado em 30/09/2019, o município faz fronteira com Torrinha, Anhembi, Botucatu, São Pedro e Piracicaba, e conta com 6.920 habitantes. Além disso, o relevo é caracterizado por colinas médias, com temperatura média de 22,30°C, extensão territorial de 256 km<sup>2</sup> e o solo é 60% pouco desenvolvido, o que o torna desfavorável a outros tipos de plantio e favorável ao desenvolvimento da mandioca. A mandioca é presente até culturalmente na região

Por fim, a indústria compreende a uma pequena área onde estão os maquinários e a área administrativa, envoltos por uma área de vegetação e estrada. A mandioca é cultivada por diversos pequenos produtores, que a vendem para a indústria, situadas nos arredores do município.

### 5.1.2. Caracterização do processo industrial

Observa-se que o fluxograma da indústria (Figura 11) se assemelha ao da literatura (em Revisão da Literatura, Figura 2), com algumas modificações. Enquanto na literatura existem as fases Esfarelamento, Peneiramento e Escaldamento, na indústria visitada da etapa de Prensagem vai direto à Torrefação. Além disso, na indústria visitada não existe a etapa de Resfriamento, ou pelo menos não foi apresentada. A etapa de Peneiramento não acontece, pois a indústria vende farinhas com diferentes granulometrias, passando por uma peneira de classificação ao final do processo.

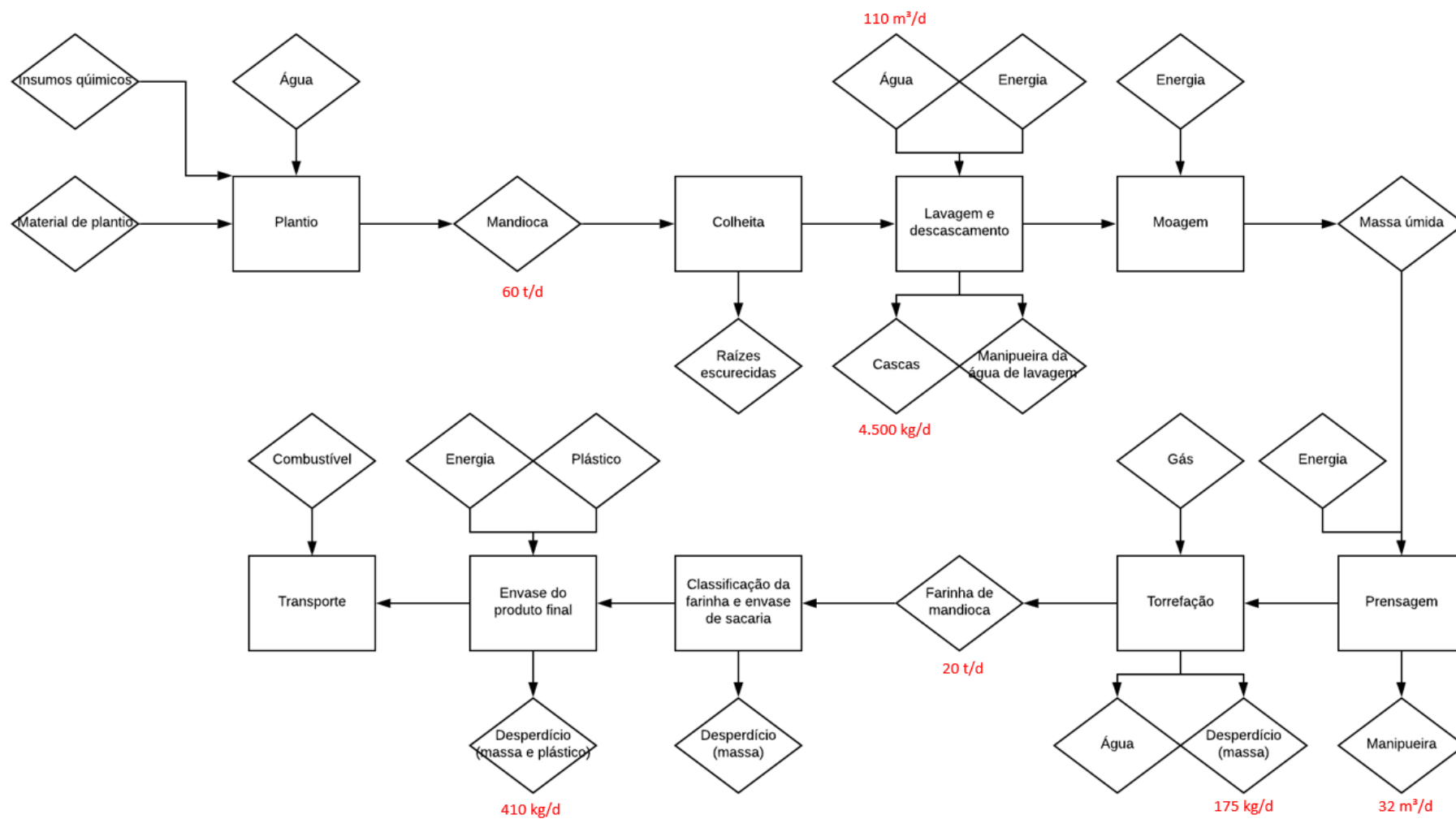
### 5.1.3. Análise do fluxograma

A Figura 14 apresenta o fluxograma do processo de produção da farinha de mandioca. O primeiro processo apresentado foi o Plantio, que acontece na própria indústria e por pequenos produtores da região, que vendem a mandioca para a indústria. Para isso, é utilizado um material de plantio, no caso a rama, que é reaproveitada da última colheita. Diversos insumos químicos também são utilizados, como adubos e herbicidas, e água de reuso é utilizada na irrigação. Na plantação da indústria é utilizado um equipamento de auxílio, a plantadeira, que não exige combustível.

Na segunda fase a mandioca está pronta para a Colheita, feita manualmente, em que as raízes escurecidas são separadas e descartadas. A mandioca é então transportada até a indústria e disposta em uma balança, para então ser lavada. Estima-se que sejam colhidas 60 toneladas de mandioca por dia na indústria.

A terceira fase é a de Lavagem e Descascamento, mecanizada, havendo necessidade de água (aproximadamente 100 - 120 m<sup>3</sup> água/d) e energia. As cascas geradas no processo são vendidas ou doadas para pequenos produtores da região, que as utilizam para ração de gado e outros animais, e a manipueira da água de lavagem é disposta em um tanque para depois ser usada como água de irrigação (estima-se pela literatura que haja perda de cascas de 5 – 10% da massa de mandioca inicial, então estima-se que 3 – 6 toneladas de mandioca são perdidas). Ao final do processo mecanizado, as raízes da Mandioca passam por uma esteira de seleção manual, onde são retirados restos de cepas (parte lenhosa das raízes que é considerada resíduo) presos nas raízes.





**Figura 11:** Fluxograma do processo de fabricação da farinha de mandioca. Fonte: Autoria própria com consulta à fábrica.

A quarta etapa, de Moagem, consiste em picar e ralar as raízes, transformando-as em uma massa úmida, a partir de um equipamento automático que requer energia. Essa massa úmida é então prensada para retirar a umidade, também por equipamento automático, gerando a manipueira. Esta manipueira também vai para um tanque de armazenamento, para ser utilizada para irrigação na plantação de mandioca (a produção de manipueira é estimada em 32 m<sup>3</sup>/d).

A partir da Prensagem faz-se a Torrefação em fornos automáticos de 250-300°C, utilizando gás e sobrando água e massa de amido (aproximadamente 150-200 kg amido/d), que também é vendido para ração animal.

Tendo-se a farinha pronta, o produto passa por uma peneira de classificação manual, sendo grossa, fina ou bijusada. Há desperdício de massa no processo de aproximadamente 2%. O produto é então envasado por processo mecanizado em recipientes de plástico de 500 g ou 1 kg, fardado e destinado a um estoque. São necessários aproximadamente 110 kg de embalagem para cada 13 toneladas de farinha, ou seja, 8,46 kg de embalagem/ tonelada de farinha. Existe uma perda de aproximadamente 5% de plástico por dia. A partir daí existe um transporte com caminhões para o estado de São Paulo e ocasionalmente para estados vizinhos e mesmo para a região Nordeste do país quando lá a farinha de mandioca está em falta. O caminhão volta vazio.

#### **5.1.4. Porte industrial e capacidade produtiva**

A produção média da indústria é de 20 toneladas de farinha de mandioca por dia, o que corresponde a aproximadamente 1/3 da quantidade de mandioca que entra na indústria diariamente, sendo as perdas em manipueira e cascas, principalmente. A indústria não soube informar a capacidade mínima de produção, mas que, diariamente, eles podem encher no máximo 2 caminhões que transportam até 26 toneladas de farinha, ou seja, 52 toneladas por dia de farinha de mandioca. Devido ao fato de haver mais de 20 e menos de 99 funcionários e por tratar-se de uma indústria, a SEBRAE (2013) a classifica como Empresa de Pequeno Porte (EPP).

#### **5.1.5. Identificação dos impactos ambientais**

Dentre os principais impactos ambientais relacionados ao processo produtivo, são elencadas as seguintes causas: consumo de água e energia, geração de manipueira e

resíduos/desperdícios orgânicos, provenientes das cascas e desperdícios especialmente nas fases de torrefação e envasamento.

Com base nas Equações 1,2 e 3, descritas na metodologia, e nas estimativas da indústria estudada, chegaram-se aos seguintes resultados de resíduos sólidos do processo produtivo (Tabela 9):

**Tabela 9** – Resultados das quantidades estimadas de resíduos sólidos produzidas pela indústria estudada por dia

<b>Resíduos</b>	<b>Quantidades estimadas produzidas pela indústria (kg/ d)</b>
Casacas no descascamento	3.000 – 6.000
Resíduo da massa na torrefação	150 - 200
Resíduo da massa no envasamento	410
<b>Total</b>	<b>3.560 – 6.610</b>

Tendo-se em vista os valores apresentados pela indústria ou estimados baseado na literatura (seção 4.1.2.1 Análise do Fluxograma), a Tabela 10 mostra em resumo as quantidades de consumo de água e energia e geração de resíduos da indústria, bem como uma projeção para todo o país, a partir da Equação 4 da metodologia e considerando-se a informação de que em 2016 o Brasil produziu aproximadamente 600.000 toneladas de farinha de mandioca (2.500 toneladas de farinha/ dia, assumindo-se que as indústrias funcionem 5 dias por semanas em 12 meses) e a indústria estudada produz em média 20 toneladas de farinha por dia. A Tabela 10 também mostra os consumos e geração de resíduos por quilograma de farinha de mandioca produzida pela indústria estudada por dia.

**Tabela 10** – Quantidades geradas ou consumidas de água, energia, manipueira e resíduos sólidos por dia na indústria estudada e no Brasil.

	<b>Quantidade gerada ou consumida pela indústria estudada</b>	<b>Quantidade gerada ou consumida pelo Brasil</b>	<b>Quantidade gerada ou consumida por massa de farinha produzida</b>
Consumo de água	100 – 120 m <sup>3</sup> /d	12.500 – 15.000 m <sup>3</sup> /d	5 – 6 L/kg farinha.d
Consumo de energia	7,5 kW/d	937,5 kW/d	3,37x10 <sup>-4</sup> kW/kg farinha
Geração de Manipueira	32 m <sup>3</sup> / d	4.000 m <sup>3</sup> /d	1,6 L/kg farinha.d
Geração de Resíduos sólidos	3,56 – 6,61 t/d	456,25 – 826,25 t/d	0,18 – 0,33 kg resíduo/ kg farinha.d

Propõe-se para a redução dos impactos ambientais causados pelo consumo de água, energia e geração de resíduos sólidos, conforme o Quadro 1.

**Quadro 1** – Propostas para reduzir os impactos ambientais causados pelo consumo de água, energia e geração de resíduos sólidos.

	<b>Propostas para reduzir impactos ambientais</b>
Consumo de água	Como trata-se da lavagem de alimento para indústria alimentícia, não se propõe a utilização de água de reuso. Entretanto, pode-se avaliar a reutilização da água que sai da etapa da torrefação, a partir de um sistema de condensação.
Consumo de energia	Propõe-se a reutilização do biogás formado no reator UASB para a formação de energia ou o investimento em placas solares que podem ser dispostas na própria estrutura da indústria.
Geração de resíduos sólidos	A indústria estudada já destina os resíduos sólidos (orgânicos) aos pequenos produtores da região, que os utilizam para ração animal, neutralizando o impacto causado pela geração dos resíduos. Pode-se utilizar o resíduo para produção de adubo e revender ao agricultor, alimentando o início do ciclo de vida do produto.

Em relação à proposta para o investimento em placas solares, realizou-se um orçamento com a empresa Suncorp de Itatiba-SP (anexo 2), que instala placas solares. A empresa realizou um orçamento viável para a indústria, em que seria produzida 20,8% da energia que a empresa gasta mensalmente. Em caso de maior interesse, a empresa realizaria um novo orçamento para aumentar o número de placas. Inicialmente a empresa reduziria custos com energia convencional em R\$3.118,00/mês, gerando aproximadamente 5.000 kWh (considerando que a indústria trabalhe 8h/d durante 20 dias, ou seja, 160 h/mês, ela gasta o equivalente a 24.000 kWh/mês). O investidor teria que pagar R\$5.000,00 e 60 parcelas de R\$2.952,71. Após esse período, teria energia praticamente gratuita (com custos apenas de manutenção) por até 25 anos, não precisando arcar com R\$3.118,00/mês de energia convencional.

Em relação à manipueira, responsável pelo principal impacto ambiental relacionado à produção da farinha de mandioca, atualmente ela é despejada em solo pela indústria estudada, mesmo solo utilizado para plantação de mandioca. Esta manipueira tem vazão de aproximadamente 32 m<sup>3</sup>/d, sendo despejada em 2.000 m<sup>2</sup> de área plantada, e os relatórios de ensaio realizados pela própria indústria mostram uma DBO de 23.747 mg/L, DQO de 60.120 mg/L e pH 5,6. Além disso, assume-se pela literatura (Tabela 2 da seção 3.2.1) valores de fósforo de 155 – 598 mg/L, nitrogênio de 140 - 1.150 mg/L, sólidos totais de 5.800 - 56.460 mg/L e cianetos de 22 - 27,1 mg/L.

Pesquisas indicam que a manipueira pode impactar positivamente na plantação de mandioca, mas também indicam impactos ambientais. Pinho (2007) fez uma pesquisa aplicando a manipueira em diferentes solos e em área de plantação de mandioca e descobriu que, em alguns solos, a manipueira eleva seu pH, favorece a disponibilidade de nutrientes e o incremento de Mg<sup>2+</sup>, K<sup>+</sup> e P. Em relação à área de plantação, a pesquisa concluiu que o ácido cianídrico presente na manipueira, elemento tóxico que pode estar disponível em solução, pode ser absorvido pela planta, mas que a manipueira pode ser utilizada como fertilizante. Em contrapartida, a Embrapa (2001) sugere que a manipueira também possa ser utilizada como fertilizante, desde que haja redução de 50% de sua DBO. Em relação aos impactos ambientais, segundo Oliveira (2013), o ácido cianídrico tende a percolar no solo, podendo alcançar lençóis freáticos e contaminando aquíferos. Além disso, o ácido cianídrico produz odores desagradáveis que podem atrair insetos e vetores. A mesma pesquisa informa que o uso da manipueira para fertirrigação é uma prática comum que gera lucro, mas deve ser utilizada com controle devido às possíveis contaminações do solo e lençóis freáticos no médio e longo prazo.

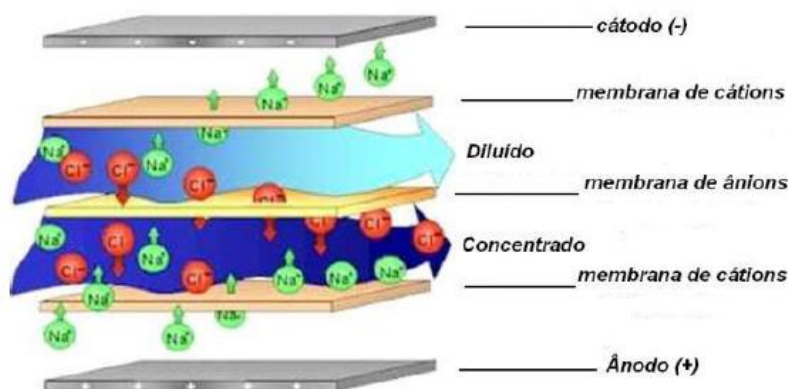
## 5.2. Análise da viabilidade da produção de ácido láctico pela indústria

### 5.2.1. Fluxograma e sua análise da produção de ácido láctico a partir da manipueira

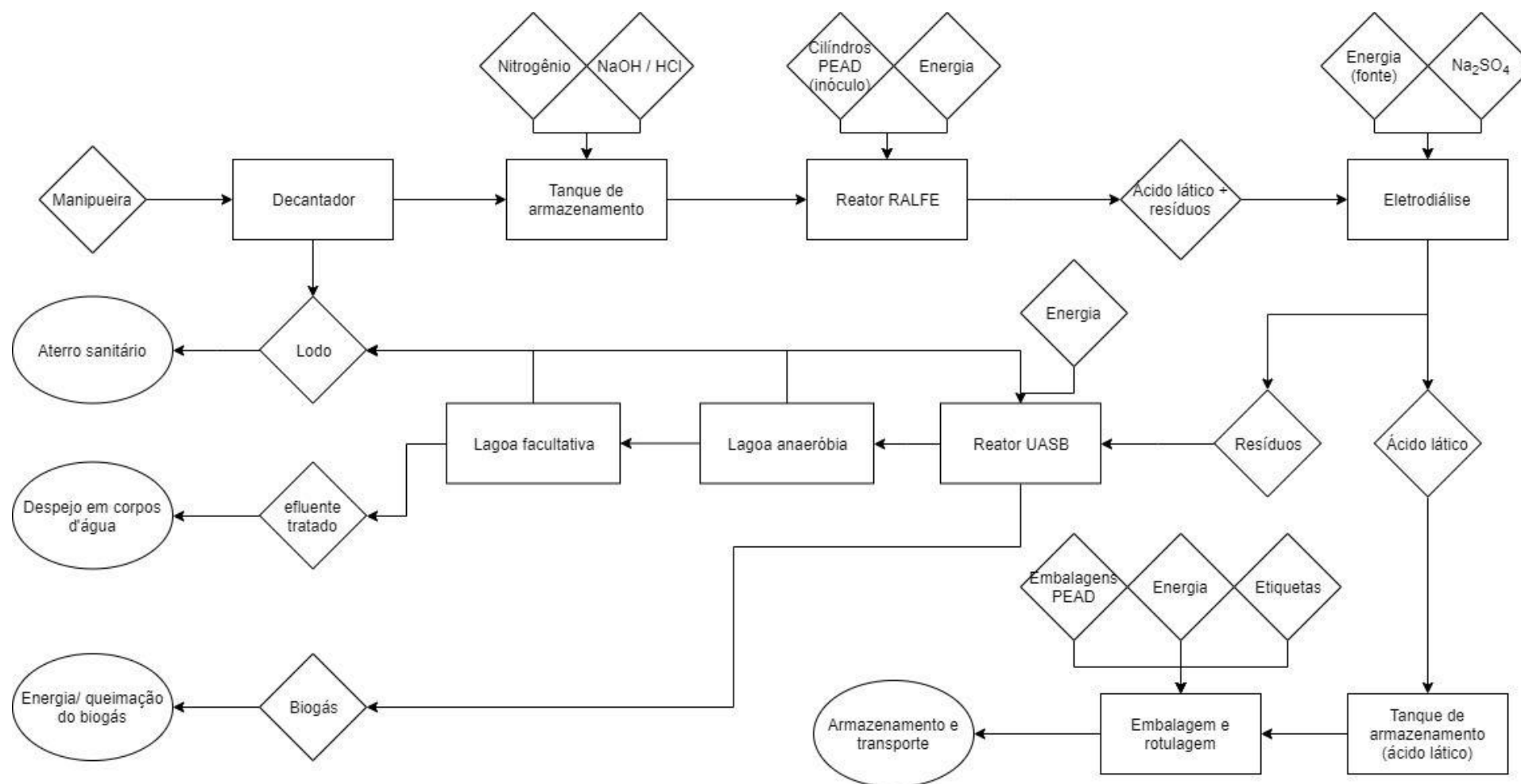
A Figura 12 apresenta o fluxograma da produção de ácido láctico a partir da manipueira. Primeiramente, a manipueira é direcionada a um sedimentador, onde os sódios sedimentáveis são retirados por meio da gravidade. A próxima etapa é a do armazenamento, onde a manipueira fica armazenada em um tanque, sendo adicionados nitrogênio (de forma a nutrir os requerimentos nutricionais das bactérias produtoras de ácido láctico) e NaOH ou HCl, para regular o pH (quando o pH está abaixo de 4.5 usa-se NaOH para elevá-lo, e, quando está acima de 4.5, usa-se HCl para acidificar o meio, reduzindo-o a 4.5 novamente).

Preparado então, a manipueira é direcionada a um reator contínuo anaeróbico de leito fixo estruturado (RALFE), que utiliza hastes com cilindros de PEAD. O reator funciona de forma que o efluente entra por meio de uma bomba de alimentação na parte inferior, passando pelo material suporte e saindo na parte superior (OLIVEIRA, 2016). Desta forma, há um favorecimento da aderência da biomassa na superfície do material suporte, o que aumenta o tempo de retenção celular e aumenta sua produtividade (CAVALCANTE, 2017).

No reator a matéria orgânica da manipueira é então transformada essencialmente em ácido láctico, ácido acético e etanol. Para separá-los, então, a mistura passa por eletrodialise, na qual um campo elétrico de corrente contínua promove a migração de íons utilizando membranas seletivas que promovem uma diferença de potencial elétrico (Figura 13). Desta forma, a solução aquosa se separa em duas, sendo uma mais concentrada e a outra menos concentrada em eletrólitos, separando os íons lactato (OBERHERR, 2019). Estima-se que a eletrodialise tenha uma eficiência de 80% em relação ao ácido láctico, ou seja, que 20% da massa de ácido láctico é perdida (OBERHERR, 2019).

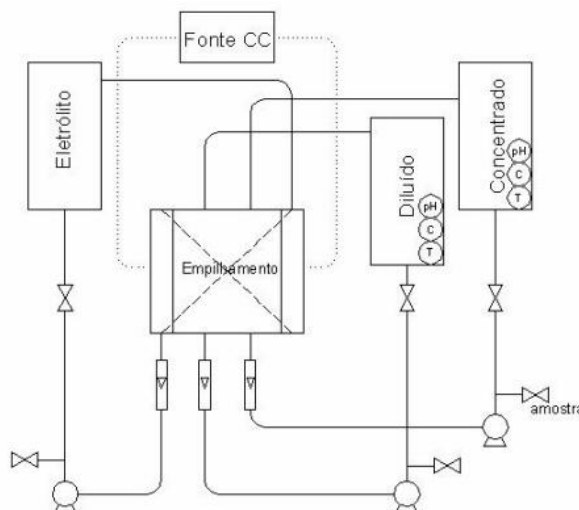


**Figura 13:** Representação da eletrodialise. Fonte: Rodrigues et al. (2008).



**Figura 12:** Fluxograma do processo de produção do ácido láctico na indústria estudada.

Após a separação da solução, deve-se haver um tanque para a concentração diluída e outro para a concentrada. A Figura 14 apresenta o esquema de funcionamento.



**Figura 14:** Esquema de funcionamento da Eletrodialise. Fonte: GALUCHI (2010).

Após a eletrodialise, o resíduo separado no processo é tratado por um reator UASB (descrição na seção 3.2.2), em que o resíduo entra de forma ascendente no reator, passando por uma zona anaeróbia com microrganismos, que digerem a matéria orgânica do resíduo (eficiência de aproximadamente 70%), transformando-o em biogás (pode ser usado para geração de energia elétrica ou deve ser queimado) e lodo (disposto em aterros sanitários). O efluente que sai do reator deve passar por lagoas de estabilização (lagoa anaeróbia + facultativa) para que a DBO final do efluente esteja coerente com as normas de despejo de resíduos em corpos d'água (ver seção 3.1.2).

As lagoas têm um funcionamento natural, em que o afluente é condicionado em lagoas dimensionadas, de forma que os microrganismos façam a digestão do material orgânico, reduzindo a DBO do afluente. Na lagoa anaeróbia, ocorre uma fermentação em que bactérias acidogênicas transformam compostos orgânicos complexos em compostos mais simples, para que as arqueias metanogênicas possam transformá-los em metano, dióxido de carbono, reduzindo a DBO do afluente. Essas etapas ocorrem sem a presença de oxigênio (mais detalhes na seção 3.1.2). A lagoa anaeróbia contém uma profundidade útil maior que a facultativa, para permitir uma zona anaeróbia na parte mais profunda (CAMPOS, 1999).

Na lagoa facultativa, há uma zona aeróbia superior, em que ocorre uma estabilização da matéria orgânica por meio da oxidação aeróbia e da fotossíntese. Em sua zona mais profunda, também ocorre uma digestão anaeróbia (CAMPOS, 1999). O efluente que sai da lagoa facultativa pode ser, então, despejado em corpos hídricos.



Em relação ao ácido láctico separado na eletrodialise, este pode ser armazenado em bombonas/embalagens de plásticos PEAD de, por exemplo, 60 kg (POOLTÉCNICA QUÍMICA LTDA, 2015). Após embalado, deve ser corretamente rotulado seguindo o Regulamento (CE) nº1272/2008 (CRE). A Figura 15 mostra um exemplo de rótulo para ácido láctico. Rotulado, o produto deve ser armazenado em local seguro, fechado à chave (ANIDROL, 2007), em ambiente seco, ventilado, coberto e protegido do sol. O prazo de validade é de 12 meses (POOLTÉCNICA QUÍMICA LTDA, 2015).

#### Rotulagem de acordo com o Regulamento (CE) nº. 1272/2008 (CRE)

##### Palavra-sinal

**Perigo**

##### Pictogramas



##### Advertências de perigo

H315 Provoca irritação cutânea.  
H318 Provoca lesões oculares graves.

##### Advertências de prudência

##### Recomendações de prudência - prevenção

P280 Usar luvas de protecção/protecção ocular.

##### Recomendações de prudência - resposta

P302+P352 SE ENTRAR EM CONTACTO COM A PELE: lavar abundantemente com água.  
P305+P351+P338 SE ENTRAR EM CONTACTO COM OS OLHOS: enxaguar cuidadosamente com água durante alguns minutos. Remover lentes de contacto, se existirem e forem fáceis de remover. Continuar a enxaguar.  
P310 Contacte imediatamente um CENTRO DE INFORMAÇÃO ANTIVENENOS/médico.

**Ingredientes perigosos para rotulagem:** Ácido L-láctico

**Rotulagem de pacotes cujo conteúdo não ultrapasse 125 ml**

Palavra-sinal: **Perigo**

Símbolo(s)



H318 Provoca lesões oculares graves.  
P280 Usar luvas de protecção/protecção ocular.  
P305+P351+P338 SE ENTRAR EM CONTACTO COM OS OLHOS: enxaguar cuidadosamente com água durante alguns minutos. Remover lentes de contacto, se existirem e forem fáceis de remover. Continuar a enxaguar.  
P310 Contacte imediatamente um CENTRO DE INFORMAÇÃO ANTIVENENOS/médico.  
outras indicações/detalhes: Ácido L-láctico

**Figura 15** – Exemplo de rotulagem do ácido láctico de acordo com o Regulamento (CE) nº1272/2008 (CRE). Fonte: Roth (2016).

### 5.2.2. Balanços mássicos do sistema

Os resultados dos balanços mássicos do sistema estão descritos nas Tabelas 11 e 12, e o resultado final de ácido láctico após eletrodiálise, na Tabela 13.

**Tabela 11** – Resultados obtidos na pesquisa e utilizados na indústria estudada.

<b>Resultados obtidos na pesquisa de base e utilizados na indústria estudada</b>	
<b>TDH</b>	12 h
<b>CÁL formada</b>	14,0 g/L
<b>CÁC formada</b>	7,0 g/L
<b>C<sub>E</sub> formada</b>	31,2 g/L
<b>C<sub>CA</sub> consumida</b>	15,1 g/L
<b>DQO</b>	55,4 g/L

Fonte: CAVALCANTE ainda não publicada (“Produção de ácido láctico a partir de manipueira proveniente de produção de puba em reator anaeróbio de leito fixo”).

**Tabela 12** – Resultados dos balanços mássicos do sistema.

	<b>Resultados obtidos na pesquisa de base (1)</b>	<b>Resultados calculados para o sistema da indústria estudada (2)</b>
<b>Q</b>	0,126 L/h	32 m <sup>3</sup> /d
<b>V</b>	1,512 L	16 m <sup>3</sup>
<b>MÁL formada</b>	1,76 g/h	448 kg/d
<b>MÁC formada</b>	0,88 g/h	224 kg/d
<b>M<sub>E</sub> formada</b>	3,93 g/h	998,4 kg/d
<b>M<sub>CA</sub> consumida</b>	1,90 g/h	483,2 kg/d

Fonte: CAVALCANTE ainda não publicada (“Produção de ácido láctico a partir de manipueira proveniente de produção de puba em reator anaeróbio de leito fixo”).

**Tabela 13** – Resultados da massa, vazão de ácido láctico e resíduos pós-eletrodiálise.

<b>R eletrodiálise (%)</b>	<b>MÁL pós-separação (kg/d)</b>	<b>QÁL (L/d)</b>	<b>Q resíduos (m<sup>3</sup>/d)</b>
80	358,40	297,20	31,70

### 5.2.3. Dimensionamento do sistema

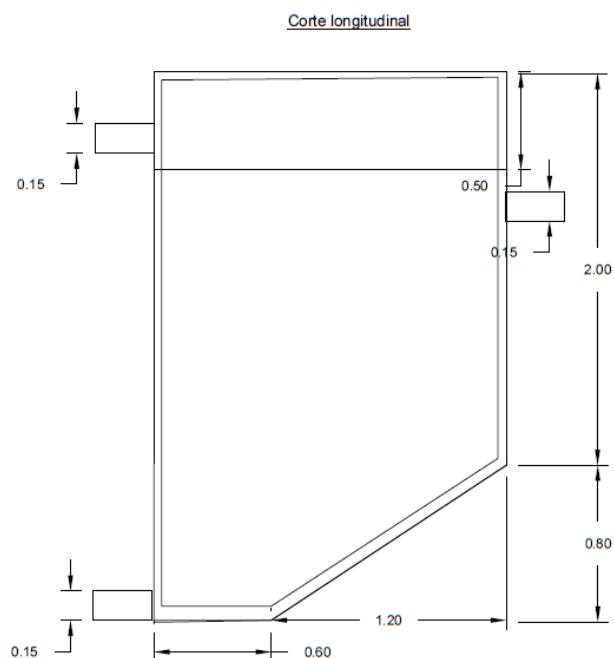
#### 5.2.3.1. Sedimentador

A Tabela 14 apresenta os resultados das dimensões do sedimentador e, as Figuras 16 e 17, o corte longitudinal e a planta, respectivamente.

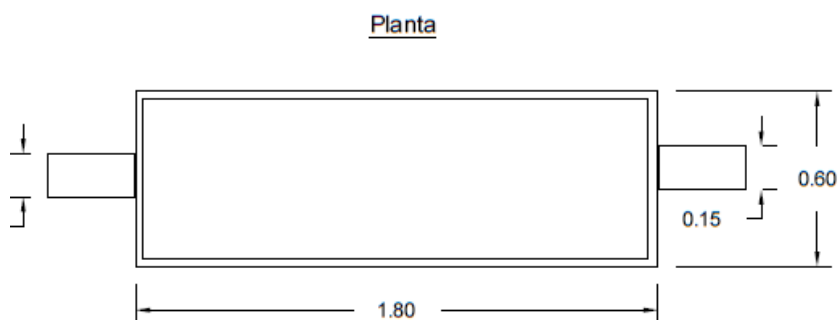
**Tabela 14** – Dimensões do sedimentador e demais parâmetros de projeto.

$A_s(m^2)$	$B(m)$	$L(m)$	$H_u(m)$	$V_u(m^3)$	$V(m)$	$H(m)$	$H_i(m)$
1,06	0,60	1,80	1,50	1,62	0,80	1,20	1,44

A partir dos valores, confirmou-se que  $TDH = 1,21 (> 1)$ . Adotou-se a tubulação de remoção de lodo com diâmetro de 150 mm e transporte por condutos livres com declividade de 3%. Adotou-se a profundidade da manipueira da parede lateral de 0,50 m ( $H_T = 2m$ ).



**Figura 16:** Corte longitudinal do sedimentador.



**Figura 17:** Planta do sedimentador.

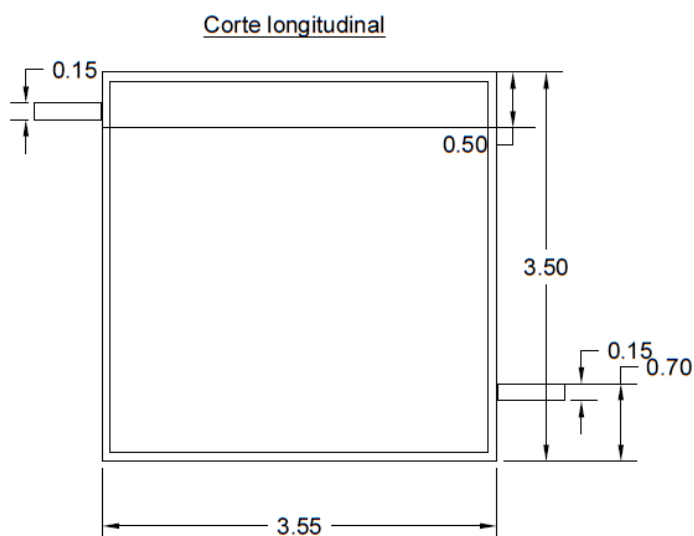
### 5.2.3.2. Tanques de armazenamento

A Tabela 15 apresenta os resultados das dimensões do tanque de armazenamento (Tanque 1) e, as Figuras 18 e 19, o corte longitudinal e a planta, respectivamente.

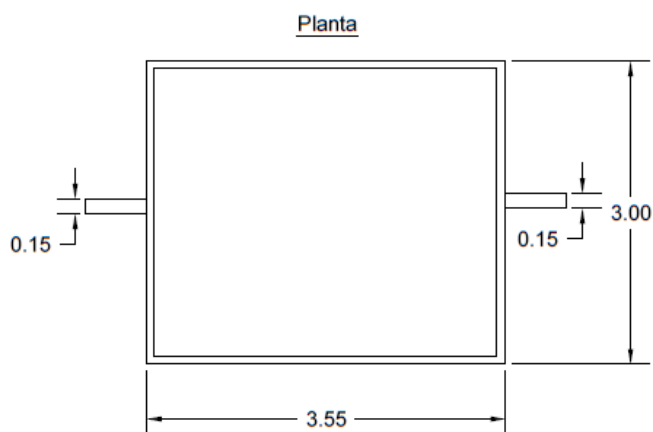
**Tabela 15** – Dimensões do tanque de armazenamento (Tanque 1) e demais parâmetros de projeto.

B(m)	L(m)	H <sub>u</sub> (m)	V <sub>u</sub> (m <sup>3</sup> )	H(m)
3,00	3,55	3,00	32,00	3,50

Adotaram-se as tubulações com diâmetro de 150 mm e transporte por condutos livres com declividade de 3%. Adotou-se a altura da tubulação de saída em 0,7 m. Adotou-se a profundidade da manípueira da parede lateral de 0,50 m.



**Figura 19:** Corte longitudinal do tanque de armazenamento (Tanque 1).



**Figura 20:** Planta do tanque de armazenamento (Tanque 1).

O tanque de armazenamento 2 (Tanque 2) foi dimensionado tendo  $B = 1 \text{ m}$ ,  $L = 1 \text{ m}$  e  $H = 1 \text{ m}$ , visto que a vazão de ácido láctico produzido será aproximadamente  $0,3 \text{ m}^3/\text{d}$ .

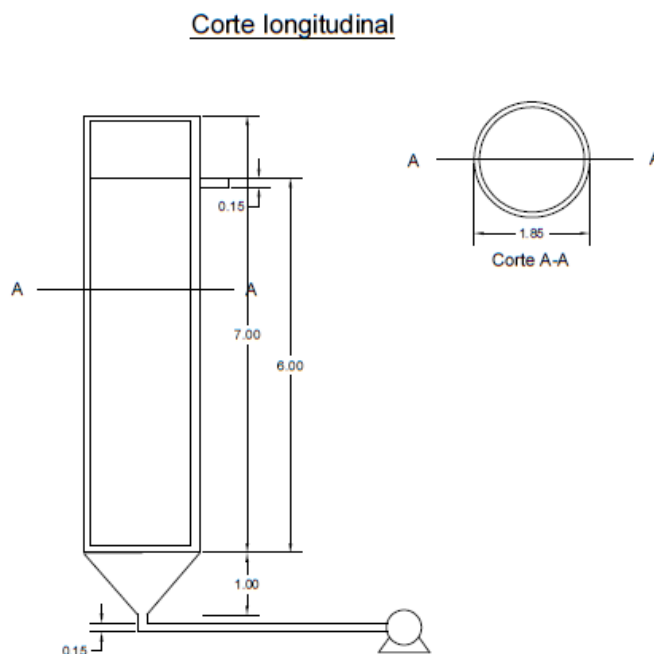
### 5.2.3.3. Reator RALFE

A Tabela 16 apresenta os resultados das dimensões do reator RALFE e a Figura 20 o corte longitudinal.

**Tabela 16** – Dimensões do reator RALFE e demais parâmetros de projeto.

$V_R(\text{m}^3)$	$D_i(\text{m})$	$H_z(\text{m})$	$H_t(\text{m})$
16,00	1,85	6,00	7,00

Adotaram-se as tubulações com diâmetro de 150 mm e transporte com bomba de alimentação na entrada. Adotou-se a profundidade da parede lateral de 1,0 m.



**Figura 20:** Corte longitudinal do reator RALFE

A Tabela 17 apresenta os valores que caracterizam o material suporte da pesquisa de base e o volume total do material suporte para a indústria estudada.

**Tabela 17** – Características do material suporte.

$V_{\text{cilindro}} \text{ (m}^3\text{)}$	$N^{\circ} \text{ hastes}$	$N^{\circ} \text{ cilindros}$	$V_{\text{MS pesquisa de base}} \text{ (m}^3\text{)}$	$V_{\text{MS indústria estudada}} \text{ (m}^3\text{)}$
$1,3 \times 10^{-5}$	4	18	$9,5 \times 10^{-4}$	7,6

#### 5.2.3.4. Reator UASB

A Tabela 18 apresenta os parâmetros de projeto utilizados para calcular as dimensões do reator UASB. A DQO foi obtida retirando-se 12% da DQO obtida na pesquisa de base, considerando-se que tenha havido uma remoção de 88% da DQO no reator RALFE.

**Tabela 18** - parâmetros de projeto utilizados para calcular as dimensões do reator UASB.

DQO (g/L)	COV (kg DQO/m <sup>3</sup> .d)	$Q_{\text{resíduos}} \text{ (m}^3\text{/d)}$
49,80	2,25	31,70

A Tabela 19 apresenta as dimensões totais do reator UASB bem como seu TDH, volume e área. A velocidade ascensional foi  $V_{\text{ascensional UASB}} = 0,18 \text{ m/h}$ .

**Tabela 19** – dimensões totais do reator UASB bem como seu TDH, volume e área.

$V_{\text{UASB}} \text{ (m}^3\text{)}$	$\text{TDH}_{\text{UASB}} \text{ (dias)}$	$H_u \text{ UASB (m)}$	$L_{\text{UASB}} \text{ (m)}$	$B_{\text{UASB}} \text{ (m)}$	$A_{\text{UASB}} \text{ (m)}$
701,0	22	4,0	19,0	9,0	171,0

A Tabela 20 apresenta os parâmetros para o sistema de distribuição do afluente do reator UASB. A velocidade ascendente foi  $V_{\text{descendente UASB}} = 0,001 \text{ m/s}$ .

**Tabela 20** – Parâmetros para o sistema de distribuição do afluente do reator UASB.

$N_{\text{distribuidores UASB}}$	$A_{\text{tubos UASB}} \text{ (m}^2\text{)}$	$A_{\text{influência UASB}} \text{ (m}^2\text{)}$	$D_{\text{distribuição UASB}} \text{ (m)}$
69	0,004	2,5	0,075

A Tabela 21 apresenta os parâmetros para o compartimento de sedimentação e sistema trifásico do reator UASB, e suas dimensões são apresentadas na Tabela 22. A velocidade de passagem do compartimento de digestão para sedimentação foi 0,03 m/h e a taxa de escoamento superficial no compartimento de sedimentação foi 0,014 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h.

**Tabela 21** - Parâmetros para o compartimento de sedimentação e sistema trifásico do reator UASB.

$N_D$ UASB	$A$ sedimentador UASB ( $m^2$ )	$N$ passagens UASB	$A$ passagem UASB ( $m^2$ )
5	135,73	10	0,45

**Tabela 22** - Dimensões para o compartimento de sedimentação e sistema trifásico do reator UASB.

$H$ parede vertical UASB (m)	$L$ sedimentador UASB (m)	$\alpha$ ( $^\circ$ )	$L$ interface UASB (m)	$H$ sedimentador UASB (m)
0,30	2,9	51	0,25	1,5

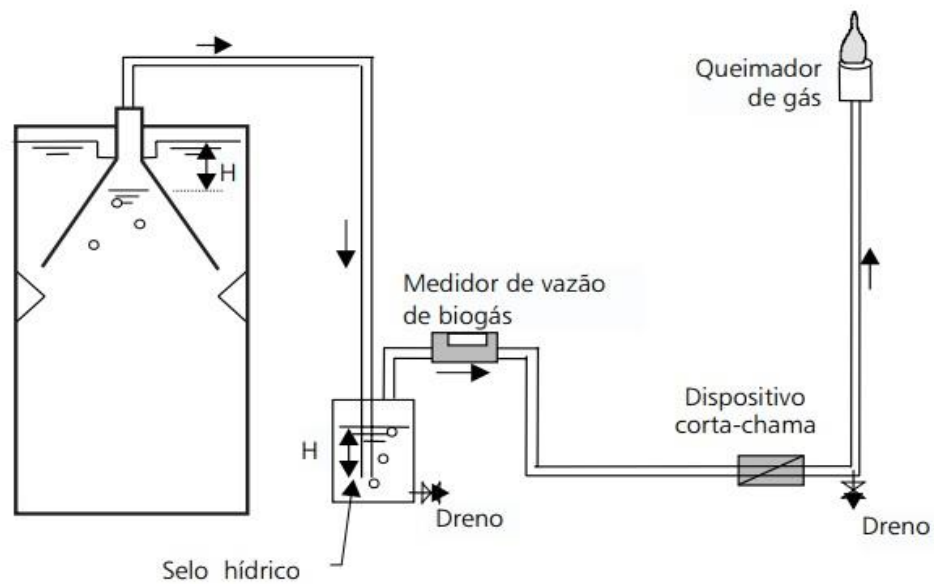
As Tabelas 23 e 24 apresentam os parâmetros para o sistema de coleta e produção do biogás do reator UASB. A taxa de liberação de biogás do reator UASB foi de  $2,42 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$ . Caso o biogás não seja reaproveitado para produção de energia elétrica, deve-se haver um dispositivo corta-chamas e queimador de gás, como representado pela Figura 21.

**Tabela 23** - Parâmetros para o sistema de coleta e produção do biogás do reator UASB.

$DQO_e$ (kg DQO/ $m^3$ )	$DQO_a$ (kg DQO/ $m^3$ )	$K(t)$ (kg DQO/ $m^3$ )	$A$ interface ( $m^2$ )
5,48	49,80	2,62	11,70

**Tabela 24** - Parâmetros para o sistema de coleta e produção do biogás do reator UASB.

$Q_{CH_4}$ ( $m^3/d$ )	$Q$ biogás ( $m^3/h$ )	$DQO_{CH_4}$ (kgDQO $_{CH_4}/d$ )
476,52	680,75	1.247,14



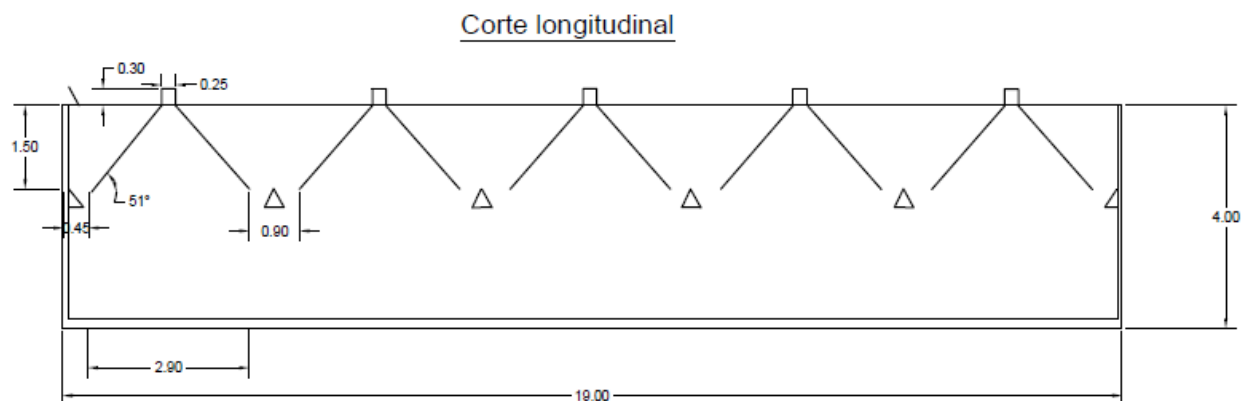
**Figura 21** - Sistema de gases em reatores UASB. Fonte: Campos (1999).

A Tabela 25 apresenta os resultados da produção de lodo do reator UASB. Von Sperling (2014) recomenda uma frequência de descarte do lodo para reatores UASB de 7 a 20 dias.

**Tabela 25** – Resultados da produção de lodo do reator UASB.

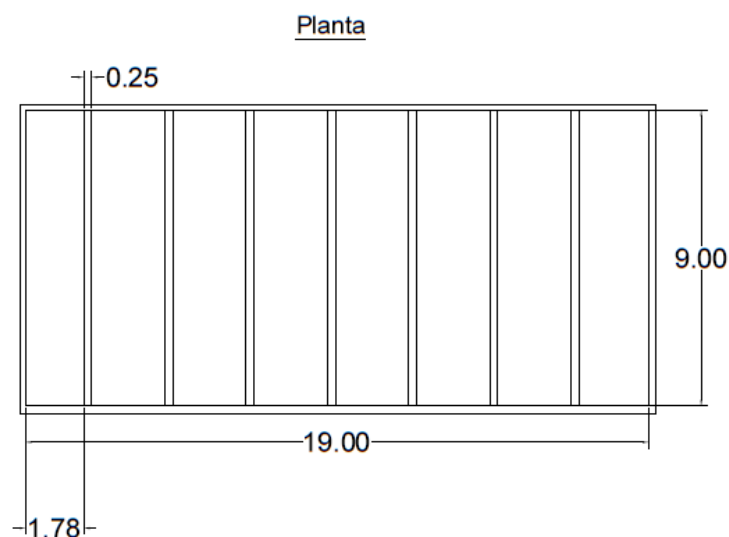
$P_{\text{lodo}}$ (kg SST/d)	$V_{\text{lodo}}$ (m <sup>3</sup> /d)
236,80	5,80

As Figuras 22 e 23 apresentam o corte longitudinal e planta do reator UASB.



**Figura 22:** Corte longitudinal do reator UASB.





**Figura 23:** Planta do reator UASB.

#### 5.2.3.5. Lagoas de estabilização

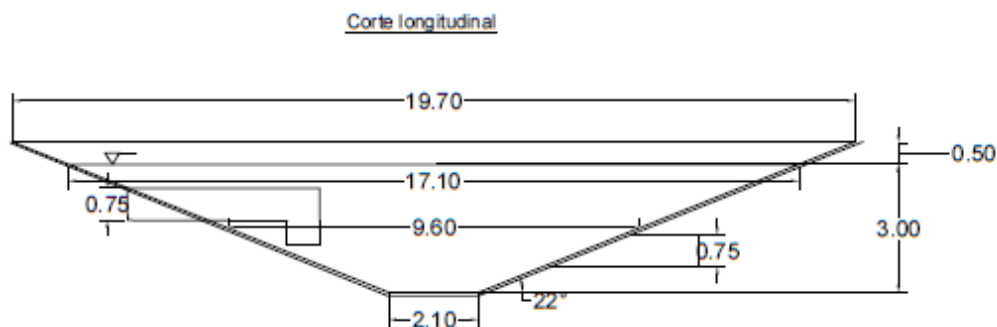
As Tabelas 26 e 27 apresentam, respectivamente, os parâmetros para dimensionamento da lagoa anaeróbia e suas dimensões. As Figuras 24 e 25 apresentam o corte longitudinal da lagoa anaeróbia e planta. Em ambas as lagoas, utilizou-se uma tubulação de entrada e saída de 750mm. A remoção de lodo deve ser feita a cada 10 anos.

**Tabela 26** – Parâmetros para o dimensionamento da lagoa anaeróbia.

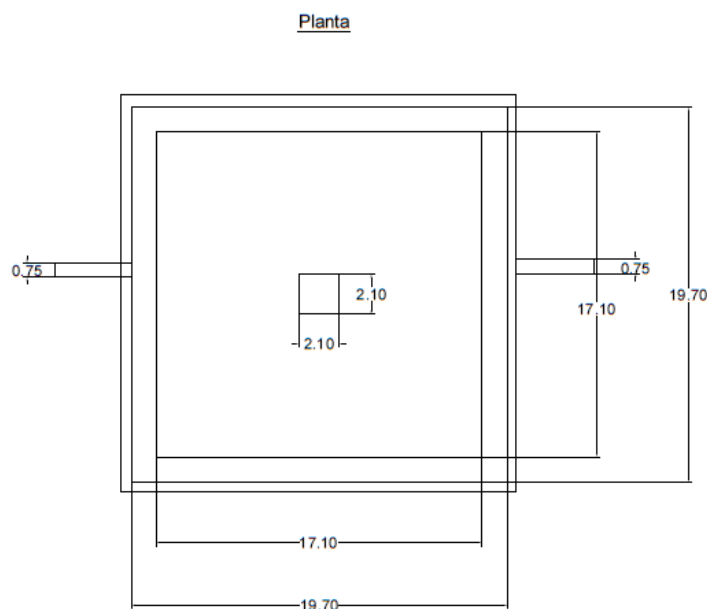
$Q_{\text{resíduos}}$ (m <sup>3</sup> /d)	DBO <sub>af LA</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	Carga <sub>LA</sub> (kg DBO/d)	COV <sub>LA</sub> (kg DBO/m <sup>3</sup> .d)	A <sub>½ LA</sub> (m <sup>2</sup> )	V <sub>LA</sub> (m <sup>3</sup> )	x (m)	TDH <sub>LA</sub> (d)
31,70	3,05	96,60	0,35	92,00	116,00	3,75	3,67

**Tabela 27** – Dimensões da lagoa anaeróbia.

L <sub>½ LA</sub> (m)	B <sub>½ LA</sub> (m)	L <sub>F LA</sub> (m)	B <sub>F LA</sub> (m)	L <sub>NA LA</sub> (m)	B <sub>NA LA</sub> (m)	H <sub>LA</sub> (m)	Z
9,60	9,60	2,10	2,10	17,10	17,10	3,0	0,4



**Figura 24:** Corte longitudinal da lagoa anaeróbia



**Figura 25:** Planta da lagoa anaeróbia.

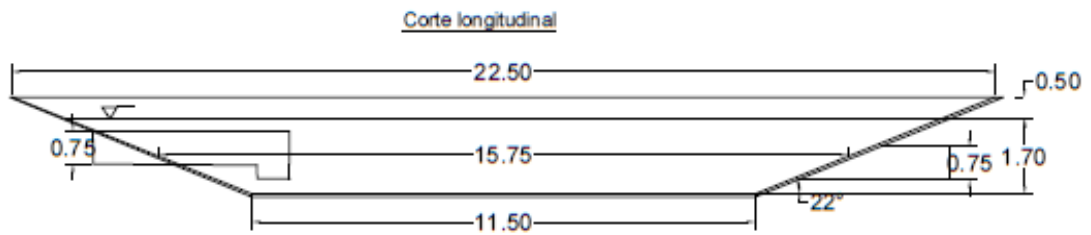
As Tabelas 28 e 29 apresentam, respectivamente, os parâmetros para dimensionamento da lagoa facultativa e suas dimensões. A DBO que sai da lagoa facultativa, despejada em corpos hídricos, foi de 182 mg/L. No caso de considerar-se a eficiência das duas lagoas 96%, seria 119,52 mg/L. As Figuras 26 e 27 apresentam o corte longitudinal da lagoa facultativa e planta.

**Tabela 28** – Parâmetros para o dimensionamento da lagoa facultativa.

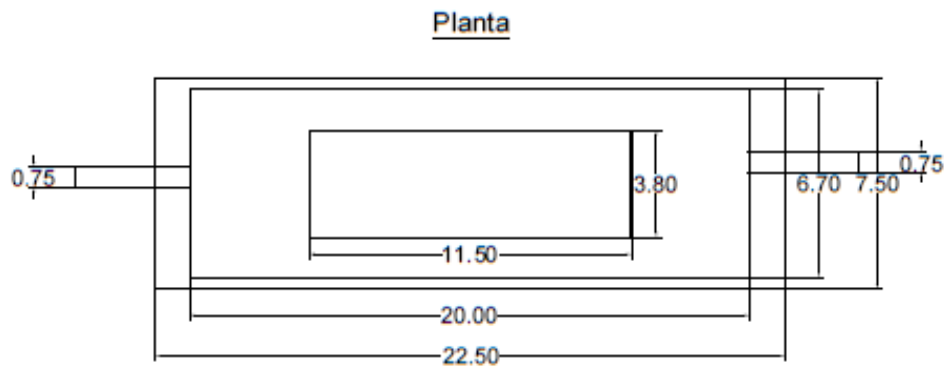
$Q_{\text{resíduos}}$ (m <sup>3</sup> /d)	$DBO_{af LF}$ (kg/m <sup>3</sup> )	$TAS_{LF}$ (kg DBO/ha.d)	$COV_{LF}$ (kg DBO/m <sup>3</sup> .d)	$A_{\frac{1}{2} LF}$ (m <sup>2</sup> )	$V_{LF}$ (m <sup>3</sup> )	$x$ (m)	$TDH_{LA}$ (d)
31,70	0,91	350,00	28,98	82,80	106,20	2,12	3,35

**Tabela 29** – Dimensões da lagoa facultativa.

$L_{\frac{1}{2} LF}$ (m)	$B_{\frac{1}{2} LF}$ (m)	$L_{FLF}$ (m)	$B_{FLF}$ (m)	$L_{NALF}$ (m)	$B_{NALF}$ (m)	$H_{LF}$ (m)	$Z$
15,75	5,30	11,50	3,80	20,00	6,70	1,70	0,4



**Figura 26:** Corte longitudinal da lagoa facultativa



**Figura 27:** Planta da lagoa facultativa.

## 5.2.4. Custos de operação

### 5.2.4.1. Custos de operação do sistema

A Tabela 30 relaciona custos operacionais de ETEs no Brasil em 2017.

**Tabela 30** – Custos operacionais de ETEs em R\$/m<sup>3</sup> em 2017.

ETE	Processo de tratamento	Energia	Pessoal	Produtos Químicos	Outros	Total
1	Lodos ativados + N + P	0,19	0,37	0,23	0,53	1,23
2		0,23	0,35	0,19	0,58	1,35
3		0,20	0,21	0,24	0,30	0,94
4		0,68	0,88	0,75	0,47	2,78
5		0,18	0,14	0,07	0,18	0,56
6		0,19	0,37	0,59	0,59	1,74
	Média	0,28	0,39	0,34	0,44	1,45
	Percentual	19%	27%	24%	30%	100%
7	UASB + Lagoas + flotação	0,05	0,64	0,63	0,77	2,08
8		0,03	0,37	0,20	0,59	1,20
9		0,03	0,47	0,07	1,36	1,93
		0,04	0,49	0,30	0,91	1,74
	Média	0,04	0,49	0,30	0,91	1,74
	Percentual	2%	28%	17%	52%	100%
10	UASB + Lagoas	0,01	0,24	0,00	0,68	0,93
11		0,01	0,33	0,01	0,80	1,15
12		0,00	0,11	0,24	0,25	0,60
13		0,07	0,48	0,02	1,39	1,96
		0,02	0,29	0,07	0,78	1,16
	Média	0,02	0,29	0,07	0,78	1,16
	Percentual	2%	25%	6%	67%	100%

Fonte: Adaptado de Von Sperling (2016).

A Tabela 31 mostra o resultado da estimativa de custos de operação para um sistema composto de UASB + lagoas, considerando os dados da Tabela 30. Corrigiu-se o valor para 2020 de acordo com a inflação (IPCA) no período (<https://www1.folha.uol.com.br/mercado/folhainvest/calculadoras-correcao.shtml>).

**Tabela 31** – Custos de UASB + lagoas.

<b>Processo de tratamento</b>	<b>Custo médio (R\$/m<sup>3</sup>) para 2017</b>	<b>Custo total (R\$/mês) para 960 m<sup>3</sup>/mês</b>	<b>Custo mensal (R\$/mês) corrigido para 2020</b>
UASB + lagoas	1,16	1.113,60	1.244,18

A Tabela 32 apresenta os custos separadamente por unidade do sistema, além dos custos com implantação, de acordo com a vazão da indústria.

**Tabela 32** – Custos operacionais de ETEs em 2017

<b>Sistema</b>		<b>Operação e Manutenção (R\$/hab.ano)</b>	<b>Operação e Manutenção (R\$/m<sup>3</sup>)</b>	<b>Implantação (R\$/hab)</b>	<b>Demanda de área (m<sup>3</sup>/hab)</b>
Tratamento primário (tanques sépticos)		5 - 10	0,09 - 0,18	97 - 182	0,03 – 0,05
Tratamento convencional	primário	5 - 10	0,09 - 0,18	97 - 182	0,02 – 0,04
Tratamento avançado	primário	24 - 42	0,46 – 0,81	121 - 242	0,04 – 0,06
Lagoa facultativa		6 - 10	0,12 – 0,18	121 – 194	2,0 – 4,0
Lagoa anaeróbia - Lagoa facultativa		6 - 10	0,12 – 0,18	109 – 170	1,5 – 3,0
Lagoa aerada facultativa		12 – 24	0,23 – 0,46	145 - 242	0,25 – 0,5
Lagoa aerada + lagoa sedimentação		12 - 24	0,23 – 0,46	145 - 242	0,2 – 0,4
Lagoa anaeróbia + facultativa + maturação		7 – 12	0,14 – 0,23	242 - 448	3,0 – 5,0
Lagoa anaeróbia + facultativa + alta taxa		10 – 17	0,18 – 0,32	145 - 242	2,0 – 3,5
Lagoa anaeróbia + facultativa + remoção algas		10 – 17	0,18 – 0,32	145 - 242	1,7 – 3,2
Infiltração lenta		2 – 7	0,05 – 0,14	61 - 242	10 - 50

Infiltração rápida	4 – 10	0,07 – 0,18	61 - 242	1,0 – 6,0
Escoamento superficial	6 – 12	0,12 – 0,23	97 - 242	2,0 – 3,5
Wetlands	6 – 12	0,12 – 0,23	121 - 242	3,0 – 5,0
Tanque séptico + filtro anaeróbio	15 – 24	0,28 – 0,46	194 - 363	0,2 – 0,35
Tanque séptico + infiltração	7 – 15	0,14 – 0,28	145 - 303	1,0 – 1,5
Reator UASB	7 – 12	0,14 – 0,23	48 - 145	0,03 – 0,10
UASB + LA	18 – 36	0,35 – 0,69	145 - 303	0,08 – 0,20
UASB + biofiltro aerado submerso	18 – 36	0,35 – 0,69	145 - 303	0,05 – 0,15
UASB + filtro anaeróbio	10 – 18	0,18 – 0,35	170 - 266	0,05 – 0,15
UASB + FBP de alta carga	15 - 22	0,28 – 0,41	182 - 303	0,1 – 0,2
UASB + flotação por ar dissolvido	17 - 27	0,32 – 0,51	182 - 303	0,05 – 0,15

Fonte: Adaptado de Von Sperling (2014).

A Tabela 33 mostra o resultado da estimativa de custos de operação de acordo com a Tabela 32.

**Tabela 33** – Custos operação e manutenção de todo o sistema.

Sistema	Operação e manutenção (R\$/m <sup>3</sup> )	Vazão de entrada (m <sup>3</sup> )	Operação e manutenção mensal (R\$)
Sedimentador	0,09-0,18	32,00	86,40 - 172,80
Tanque 1	0,09-0,18	32,00	86,40 - 172,80
Lagoas	0,18-0,32	31,70	171,18 - 304,32
UASB	0,14-0,23	31,70	133,14 - 218,73
RALFE	0,14-0,23	32,00	134,40 - 220,80
Tanque 2	0,09-0,18	0,30	0,81 - 1,62
<b>Total</b>			<b>611,52 - 1.091,07</b>

A Tabela 34 apresenta os custos operacionais, de energia e pessoal por região.

**Tabela 34** – Custos operacionais de ETEs.

Referência	Mín.	Máx.	Med.	Mediana	Energia (média)	Pessoal (média)	Amostra	Região
Hernández-Sancho e Sala – Garrido (2009)	-	-	2,73/ 1,43	-	0,37/ 0,18 (12%)	1,14/ 0,59 (42%)	338	Espanha
Rodriguez-Garcia et al. (2011)	0,24	1,50	0,79	0,79	0,21 (26%)	0,28 (35%)	24	Espanha
Von Sperling (2016)	0,56	2,78	1,43	1,32	0,14 (10%)	0,38 (27%)	13	Brasil
Von Sperling (2014)	0,05	1,27	0,34	0,25	-	-	-	Brasil
Sampaio Gonçalves (1999)	0,30	0,30	0,30	0,30	0,06 (20%)	0,12 (41%)	1	Brasil (São Paulo)
Baptista e Rodrigues (2014)	0,47	1,83	0,98	0,95	-	-	38	Brasil (Espírito Santo)
Brostel, Neder e Souza (2001)	0,28	4,95	1,49	1,03	0,22 (15%)	1,12 (75%)	12	Brasil (Distrito Federal)
Trennepohl (2016)	0,80	0,80	0,80	0,80	0,26 (33%)	0,21 (26%)	2	Brasil (Santa Catarina)

Fonte: Adaptado de Santos (2018).

Da Tabela 35 retiraram-se os valores de custos operacionais de São Paulo, Brasil e mediana total, corrigindo para 2020 a fim de comparação com os valores vistos anteriormente. A Tabela 35 mostra o resultado da estimativa da Tabela 34 considerando pesquisas em São Paulo, Brasil e outras regiões.

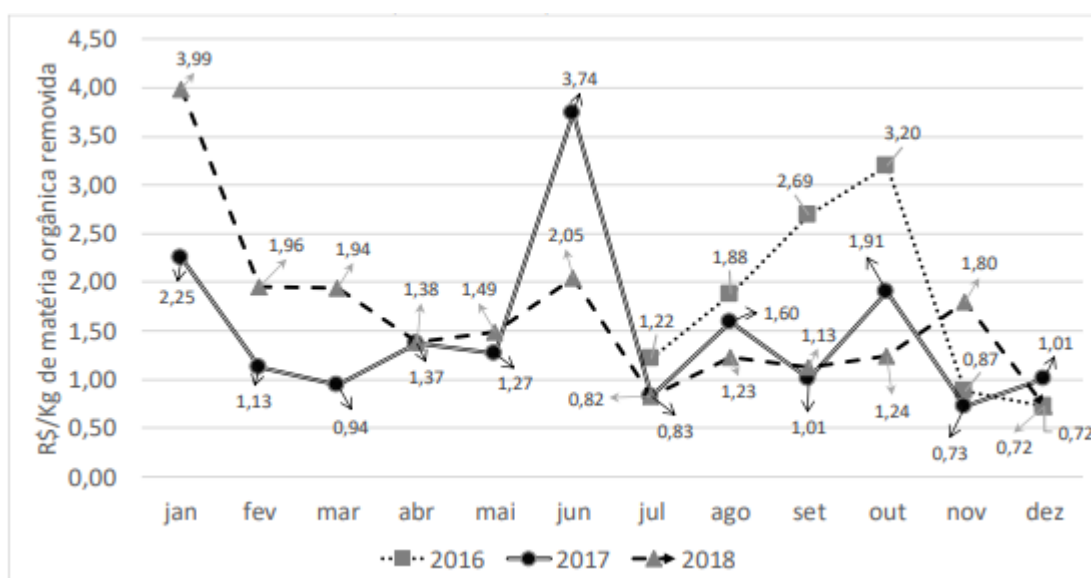
**Tabela 35** – Estimativa de custos de operação baseado em pesquisas brasileiras.

	Média (R\$/m <sup>3</sup> )	Custo operacional (R\$/mês)	Custo corrigido para 2020 (R\$/mês)
Von Sperling (2016) - Brasil	1,43	1.372,80	1.628,91
Von Sperling (2014) - Brasil	0,34	326,40	456,10
Sampaio e Gonçalves (1999) – São Paulo	0,30	288,00	1.052,99

Baptista e Rodrigues (2014) – Espírito Santo	0,98	940,80	1.314,63
Brosdel, Neder e Souza (2001) – Distrito Federal	1,49	1.430,40	4.530,03
Trennepohl (2016) – Santa Catarina	0,80	768,00	911,28

Pela Tabela 35, os valores de Von Sperling (2016) de R\$456,10/mês e de Brosdel, Neder e Souza (2001) de R\$4.530,03/mês saem do padrão. Desconsideraram-se os dois valores e chegou-se em uma média de R\$1.226,95/mês, a partir dos demais.

A Figura 27 apresenta o custo de operação por remoção de matéria orgânica.



**Figura 27** – Custo mensal para remoção de matéria orgânica em estação de tratamento de esgoto. Fonte: Souza (2019).

Da Figura 27 pôde-se obter um custo por matéria orgânica removida. Em média, tem-se R\$ 1,70/kg em 2018. A Tabela 36 mostra o resultado dos cálculos de operação baseado na Figura 9.



**Tabela 36** – Estimativa de custo de operação em sistema de UASB + Lodos Ativados baseado na matéria orgânica removida.

<b>Base de cálculo</b>	<b>Valores</b>
DQO removida (g/L)	49,56
Matéria orgânica removida (kg)	1.585,92
Custo mensal de remoção (R\$/kg)	1,70
Custo total de remoção (R\$)	2.696,06
Custo total de remoção em 2020 (R\$)	2.923,61

Pelas Tabelas 33, 34 e 35, conclui-se que seria adequado estimar os custos de operação e manutenção do sistema, entre R\$1.000 e R\$1.300/mês, com base na proporção entre as vazões da literatura e a vazão de projeto. Considerando a Tabela 36, o custo de R\$2.923,61/mês é superior ao calculado pela vazão, já que foi calculado com base no teor de matéria orgânica removida, e, devido à alta carga da indústria em relação ao efluente doméstico.

Ressalta-se que os valores de literatura são uma base para a definição dos custos operacionais totais, como energia, produtos, operadores e outros, nas próximas seções foram estimados separadamente valores para a indústria estudada, considerando alguns custos extras (papel, impressão etc.) e disposição final do lodo.

#### **5.2.4.2. Custos de operação da eletrodialise**

Os custos da eletrodialise foram estimados com base na literatura para dessalinização da água. Tanto para eletrodialise quanto para filtração por membranas e outras técnicas, utiliza-se como base R\$10/m<sup>3</sup> de efluente. Seria estimado em R\$ 9.600,00.

A literatura também traz valores similares. Gavaskar & Cumming (2001) apresentam valores do galão americano em aproximadamente R\$11,55/m<sup>3</sup>, estimando-se um custo mensal de R\$ 12.317,41.

#### **5.2.4.3. Custos energéticos do sistema**

A Tabela 37 mostra o custo energético por DQO removida em sistema de reator UASB seguido por filtração por membranas submersas, retirados de Felizatto et al. (2017) e a Tabela 38 mostra o mesmo custo por reator UASB seguido de lodos ativados, retirado de Dutra (2014).

**Tabela 37** – Estimativa de custo energético em sistema de UASB + Filtração de membranas submersas baseado na matéria orgânica removida.

Base de cálculo	Valores
kWh/kg de DQO removida	4,12
DQO removida (kg)	1.585,92
Energia necessária (kWh)	5.774,59
Tarifa de energia industrial (R\$/kWh)	0,50742
Valor da energia (R\$)	2.916,17

Fonte: Adaptado de Felizatto et al. (2017).

**Tabela 38** – Estimativa de custo energético em sistema de UASB + Lodos ativados baseado na matéria orgânica removida.

Base de cálculo	Valores
Custo de energia por DQO removida (R\$/kg)	3,20
DQO removida (kg)	1.585,92
Valor da energia (R\$)	4.485,12
Valor da energia corrigido para 2020 (R\$)	6.267,00

Fonte: Adaptado de Dutra (2014).

Comparando-se os dois valores, existe uma brusca diferença. Isso se deve ao fato da Tabela 38 mostrar um valor energético de um sistema que contém Lodos ativados, que graças a sua aeração, requer mais energia que um sistema de UASB + Lagoas. Segundo Von Sperling (2017), em um sistema que contém lodos ativados, o custo energético chega a ser 20% de todo o custo operacional mensal, enquanto em um sistema de UASB + Lagoas, esse custo é de apenas 2%. Como o sistema da indústria estudada não contém lodos ativados ou filtração por membranas, é possível afirmar que o custo energético será inferior a R\$2.916,17/mês.

#### 5.2.4.4. Custos de operadores e produtos

O Quadro 2 mostra os materiais que devem ser comprados mensalmente pela indústria. Ressalta-se que a quantidade foi estimada baseado nos valores utilizados nas pesquisas de base, mas que a quantidade final será determinada nas condições operacionais da indústria, e deve-se realizar um estudo prévio para uma determinação mais precisa. Também foi considerada a disposição final do lodo.

**Quadro 2** – Materiais para compras mensais pela indústria para a fabricação do ácido láctico, bem como energia requerida e disposição final do lodo.

<b>Material/gastos mensais</b>	<b>Quantidade estimada de compra/gasto para a indústria estudada</b>	<b>Fonte (base)</b>
Nitrogênio (tanque de armazenamento)	1,8 kg/mês	Coelho <i>et al.</i> (2010)
NaOH ou HCl (tanque de armazenamento)	12 m <sup>3</sup> /mês	Pesquisa de base
Embalagens PEAD 60 kg (embalagem do produto)	180 embalagens/mês	Pooltécnica Química Ltda (2015)
Etiquetas impressas (rotulagem)	180 Etiquetas grandes/mês	Pooltécnica Química Ltda (2015)
Tinta para a impressora à laser (rotulagem)	1 cartucho/ 4 meses	Cartucho HP (2019)
Disposição do lodo (UASB)	4,736 toneladas/mês	Calculado em seção 5.2.3.4

O Quadro 3 traz os valores correspondentes dos produtos citados no Quadro 2, em suas respectivas proporções.

**Quadro 3** – Valores dos produtos da Tabela 29 comprados mensalmente pela indústria estudada e outros gastos mensais.

<b>Material</b>	<b>Valor do produto/gastos mensais (R\$/mês)</b>	<b>Base de cálculo</b>	<b>Fonte (base)</b>
Nitrogênio	111,86	Cilindro de gás nitrogênio 15L de R\$706,50, sendo necessário 2,25 L/mês.	Lojas americanas (2020c)
NaOH ou HCl	260,00	2 baldes de cloro de 10 kg de R\$130,00	Lojas americanas (2020d)
Embalagens PEAD 60 kg	10.620,00	Orçamento de R\$59,00 por embalagem PEAD 60 kg	Orçamento embalagem mantida em sigilo Data da pesquisa: 11/10/19
Etiquetas impressas	10,91	10 rolos com 200 etiquetas cada de R\$120,00, sendo necessário comprar 1 unidade a cada 11 meses	ADEgraf (2020)
Tinta impressora	23,98	1 cartucho de R\$95,90 imprime até 720 etiquetas, sendo necessário comprar 1 cartucho a cada 4 meses	Cartucho HP (2019)
Transporte e Disposição do lodo	573,12	Estima-se um custo para transporte e disposição do lodo de R\$120/tonelada de lodo	ODEBRECHT (2015)
<b>Total</b>	<b>11.599,87</b>		

A Tabela 39 mostra os custos com colaboradores (operadores do sistema), bem como os impostos atribuídos. Foram considerados 4 colaboradores.

**Tabela 39** – Salário/ encargos totais de 4 colaboradores (operadores do sistema) da indústria estudada.

<b>Salário/ encargos</b>	<b>Custo mensal para 4 colaboradores (R\$/mês)</b>
Salário	8.020,00
Adicional insalubridade	399,20
INSS	757,73
FGTS	673,54
IRRF	3,41
Contra Confins	160,40
Décimo terceiro*	701,60
INSS do décimo terceiro*	63,14
FGTS do décimo terceiro*	56,13
1/3 de férias*	233,87
INSS das férias*	21,05
FGTS das férias*	224,51
Vale refeição	1.160,00
Vale transporte	760,00
<b>Total</b>	<b>13.234,57</b>

\*Estes valores serão pagos 1 vez no ano. Neste cálculo foi considerado o valor correspondente se o valor total pago 1 vez no ano fosse parcelado em 12 meses. Portanto, os valores são custos mensais.

É possível afirmar que os custos com operadores e produtos é superior ao estimado pela literatura devido às embalagens do ácido láctico, que representam 91,55% dos custos com produtos mensais, inexistente em sistemas de tratamento de esgotos, e uma necessidade maior com operadores que, além do sistema de tratamento, seriam responsáveis por embalar o produto e realizar testes para se certificar de que o produto é confiável para a venda.

A Tabela 40 apresenta todos os custos de operação.

**Tabela 40** – Custos mensais de operação da indústria estudada.

<b>Etapa</b>	<b>Custo (R\$/mês)</b>
Operação do sistema	13.234,57
Operação da eletrodiálise	12.184,38
Produtos	11.599,87
Energia	2.916,17
Outros	1.300,00
<b>Total</b>	<b>41.235</b>

### 5.2.5. Orçamento do sistema

O Quadro 4 mostra alguns materiais que foram encontrados na literatura necessários para o funcionamento do sistema. Eles deverão ser comprados apenas uma vez, a menos que precisem ser trocados, e foram considerados no investimento inicial da indústria para fabricação do ácido láctico. A Tabela 41 mostra os valores dos produtos citados no Quadro 4.

**Quadro 4** – Materiais que devem ser comprados no investimento inicial para a fabricação do ácido láctico.

<b>Equipamento</b>	<b>Processo(s) de atuação</b>	<b>Fonte</b>
Fonte ajustável de energia elétrica em corrente contínua	Eletrodiálise	Galuchi (2010)
Bombas de circulação	RALFE, UASB	
Válvulas	RALFE, UASB	
Manômetros	RALFE, UASB	
Rotâmetros	Todo o sistema	
Tubulação PVC (30m)	Todo o sistema	
pHmetro	Eletrodiálise, RALFE, UASB, Lagoas	
Condutivímetro	Eletrodiálise	
Cabos de transmissão de dados	Eletrodiálise	
Impressora à laser	Rotulagem	-
Injetora (mangueira)	Embalagem	-

**Tabela 41** – Valores dos produtos Quadro 4 de investimento inicial comprado pela indústria estudada.

<b>Equipamento</b>	<b>Custo (R\$)</b>	<b>Fonte</b>
Fonte ajustável de energia elétrica em corrente contínua (1)	1.125,00	RR Máquinas (2020)
Bombas de circulação (2)	5.700,00	Lojas Americanas (2020f)
Válvulas (2)	700,00	Lojas Americanas (2020b)
Manômetros (2)	700,00	Tecno-Ferramentas (2020)
Rotâmetros (1)	3.500,00	Omega-TM (2020)
Tubulação PVC (30m)	1.250,00	Casa & Construção (2020)
pHmetro (1)	1.180,00	Akso (2020)
Condutivímetro (1)	1.310,00	Omega-TM (2020)
Cabos de transmissão de dados (1)	30,00	Lojas Americanas (2020a)
Impressora à laser (1)	500,00	Lojas Americanas (2020e)
Mangueira PVC reforçado (1)	692,00	Mercado Livre (2020)
<b>Total</b>	<b>16.687,00</b>	

Para os custos de construção civil, a Tabela 42 apresenta os custos com concreto (custo de R\$3.500/m<sup>3</sup> já considerando o valor do material, caçamba e mão de obra). O valor foi estimado por uma pequena consultoria ambiental de São Carlos-SP consultada de acordo com valores da Tabela SINAPI estimados para sistemas de tratamento de esgoto. Utilizou-se o código 98056 (TANQUE SÉPTICO CIRCULAR, EM CONCRETO PRÉ-MOLDADO).

**Tabela 42** – Custos com concreto e construção civil.

<b>Sistema</b>	<b>Volume concreto (m<sup>3</sup>)</b>	<b>Valor concreto (R\$)</b>
Sedimentador	1,54	5.376
Tanque 1	8,46	29.610
Reator RALFE	20,73	72.570
Reator UASB	82,8	289.800
Tanque 2	1,2	4.200
<b>Total concreto</b>	<b>114,73</b>	<b>401.556</b>

No caso dos tanques da Eletrodialise, como não houve dimensionamento, considerou-se R\$ 59.220 (2 “Tanque 1”) como teto para o tanque principal. O Tanque 2 seria a continuação do sistema para o ácido láctico e Reator RALFE para a manipueira. A Tabela 43 mostra os custos das lagoas e fibra utilizada no UASB.

**Tabela 43** – Custos com lagoas e fibra (UASB).

<b>Composição</b>	<b>Código SINAPI</b>	<b>Custo SINAPI</b>	<b>Volume /área</b>	<b>Custo (R\$)</b>
Impermeabilização polimétrica (lagoas)	98555	R\$ 32,95 /m <sup>2</sup>	174,8 m <sup>2</sup>	5.759,66
Escavadeira (lagoas)	88907	R\$ 168,73 /m <sup>3</sup>	504,16 m <sup>2</sup>	85.066,92
Fibra (UASB)	91077	R\$ 115,06 /m <sup>3</sup>	63 m <sup>3</sup>	7.248,78
<b>Total</b>				<b>98.075,36</b>

A Tabela 44 mostra o total de construção civil, considerando um spread de 30% sobre o orçamento para uma consultoria ambiental e custos extras.

**Tabela 44** – Custos construção civil

<b>Composição</b>	<b>Custo (R\$)</b>
Equipamentos	16.687,00
Concreto	401.556,00
Lagos/fibra	98.075,36
Spread consultoria ambiental e outros (30%)	171.821,46
<b>Total</b>	<b>731.513,89</b>

Além dos custos com construção civil, considera-se no investimento inicial custos com laboratório para análise da manipueira e viabilidade comercial; aprovado, considera-se custos com o pré-projeto para depois a construção civil. Considera-se um teto de R\$1.000.000 para o investimento inicial, considerando que os custos com laboratório e pré-projeto sejam inferiores a R\$ 268.486,11

O teto de R\$1.000.000 é coerente por valores de mercado, considerando que uma pequena consultoria ambiental de São Carlos-SP consultada realiza projetos desse valor para

indústrias maiores, com vazão 30 vezes superior à da indústria estudada. Isso porque, apesar da vazão pequena de 32 m<sup>3</sup>/d, a DQO inicial é superior às das ETEs do mercado.

Comparado à literatura, o valor também é coerente. A Tabela 45 mostra alguns valores de projeto para implantação de ETEs segundo a vazão. A menor vazão de 10 l/s (864 m<sup>3</sup>/d) da ETE Arapoti-PR teve um custo de R\$452.324,41 em 2009, o que equivaleria em 2020 a R\$ 833.623,26. A vazão da ETE é 27 vezes superior à vazão de projeto da indústria estudada, porém deve-se considerar que uma ETE de esgoto sanitário possui DQO inferior, chegando a 250 vezes menor e, portanto, demandando menor área de tratamento.

**Tabela 45:** Sistemas de reatores UASB + Pós-tratamento.

Unidade ETE	População (hab)	Vazão (l/s)	Custo implantação (R\$)
Paranoá – DF	60.000	112,00	4.474.562,64
Alagado – DF	84,853	154,00	6.708.358,90
São Sebastião – DF	77.700	226,00	10.873.272,00
Cambará - PR	23.479	85,00	4.180.311,17
Cangoinhas - PR	33.161	54,30	4.025.663,33
Arapoti - PR	5.000	10,00	833.622,50
Recanto das Emas - DF	125.500	320,00	11.856.208,78
Vale do Amanhecer - DF	15.000	32,00	2.164.352,90
Cara Cara - PR	24.534	38,20	2.782.161,01
Gertrudes - PR	17.913	34,40	2.934.986,15
Leste - PR	81.240	125,33	6.983.624,03
Cambé - PR	41.811	107,30	5.096.097,25
F. do Iguaçu - PR	47.585	61,13	3.539.467,70
Toledo - PR	11.987	22,88	990.500,35
Antes – PR	9.072	29,66	1.185.817,15
Senges - PR	18.191	26,90	973.758,75
Almada Jus. - PR	70.622	95,17	3.483.837,45
Andirá - PR	13.446	37,21	1.660.144,02

Fonte: Adaptado de Jordão & Pessoa (2009). Valores atualizados para 2020.



### 5.2.6. Pesquisa do potencial de venda do ácido láctico no mercado

A Tabela 46 mostra os orçamentos de venda de ácido láctico em atacado (60 kg), bem como sua média. A fonte das empresas em que se realizou os orçamentos foi mantida em sigilo por motivos éticos.

**Tabela 46** – Valor do ácido láctico em atacado (galões de 60 kg) obtido a partir de orçamentos.

<b>Preço (60 kg)</b>	<b>Fonte</b>
R\$ 702,00	Empresa de São Paulo do ramo de produtos químicos. Data da pesquisa: 11/10/19.
R\$ 810,00	Empresa de São Paulo do ramo de produtos químicos. Data da pesquisa: 11/10/19.
R\$ 840,00	Empresa de São Paulo do ramo de produtos químicos. Data da pesquisa: 11/10/19.
Média R\$784,00	-

A Tabela 47 mostra a receita líquida total da empresa estudada, considerando que seriam vendidos 180 galões/mês de 60 kg cada.

**Tabela 47** – Receita bruta mensal da indústria estudada.

<b>Receita bruta mensal da empresa estudada (180 galões de 60kg)</b>	<b>Fonte</b>
R\$ 141.120,00	Tabela 30

### 5.2.7. Análise da viabilidade econômica da produção de ácido láctico

A Tabela 48 mostra uma síntese de resultados de lucros, alíquotas de impostos, investimentos, custos e receitas, bem como o Payback. A Figura 27 mostra um gráfico de representação do Payback em relação ao tempo de funcionamento da indústria.

**Tabela 48** – Síntese de resultados dos lucros, alíquotas de impostos, investimentos, custos, receitas e Payback para análise da viabilidade econômica da produção de ácido láctico pela indústria estudada.

Resultados	Valores
Custo operacional final	R\$ 41.235 /mês
Receita bruta	R\$141.120,00 /mês
Impostos	34%
Investimento inicial	R\$ 1.000.000
Lucro líquido	R\$ 65.925 /mês
Payback	15 meses

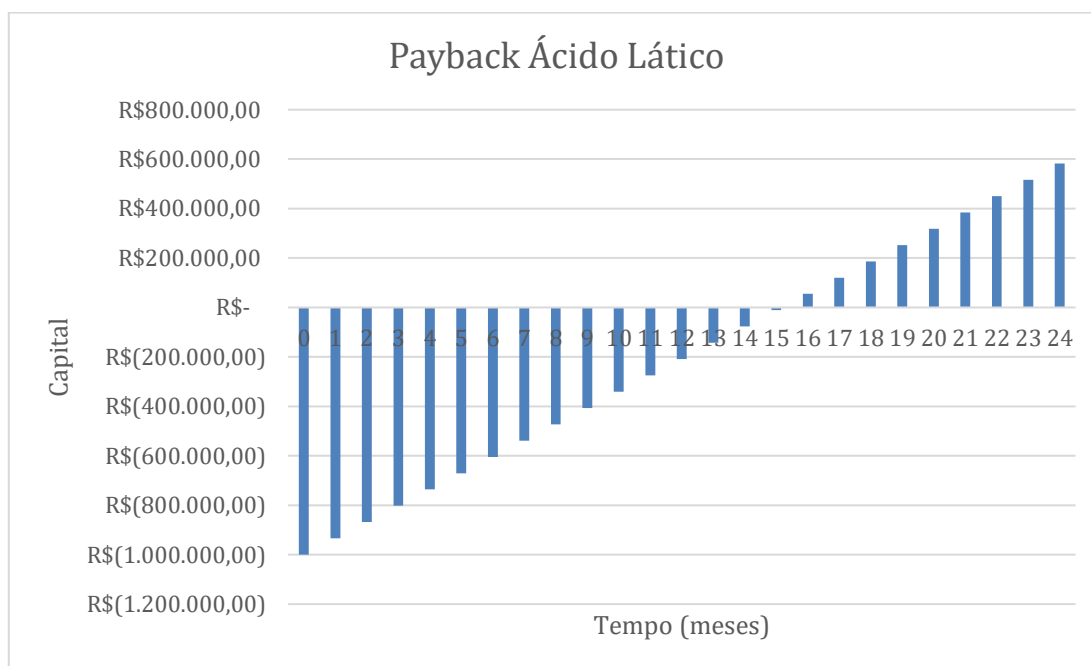
Pela Tabela 48, a relação lucro/investimento seria dado pela Equação 57.

$$F(x) = -1.000.000 + 65.925 x \quad \text{Equação 57}$$

$F(x)$  = saldo financeiro (R\$)

$x$  = tempo (meses)

O Payback se daria no mês 15, quando o lucro adquirido até o momento iguala ao investimento inicial. A margem bruta (rentabilidade do negócio) seria de 0,70 (lucro bruto/receita).



**Figura 27** – Payback da indústria.

Quanto ao risco do negócio, ressalta-se a importância dos testes em laboratório e pré-projeto, para avaliação da real formação de ácido láctico, verificação do produto final e para determinação exata da receita financeira. A receita final é extremamente sensível aos testes em laboratório, que determinarão se de fato é comercializável ou se existe a necessidade de adição de produtos químicos. Além disso, o risco da venda existe, mas é extremamente baixo uma vez que o ácido láctico é insumo para uma grande variedade de indústrias essenciais, além de crescente demanda pelo políácido láctico para a produção de plástico biodegradável, tendência de mercado. A validade do produto (12 meses) também auxilia na redução de risco, proporcionando tempo necessário para venda. A Tabela 49 mostra as etapas do projeto, sendo que, caso não seja bem-sucedida alguma etapa, o capital principal da construção civil fica protegido, caracterizando-se como rico baixo de investimento.

**Tabela 49** – Etapas de projeto

<b>Etapas</b>	<b>Custo estimado</b>
1- Avaliação em laboratório	Até R\$135.000
2- Pré-projeto	Até R\$135.000
3- Construção civil	~ R\$ 731.513,89

A viabilidade econômica também pode ser avaliada dispensando-se parte do sistema. Nota-se que o valor de DBO final ficou entre 119,52 e 182,00 mg/L (99,35% de eficiência de tratamento) e que, pela Resolução N° 430 de 2011 da CONAMA, permite-se eficiência de remoção de 60% ou estudo comprovando que o lançamento não trará impactos significativos no corpo receptor e pelo o Decreto N°8.468 de 1976 da CETESB (Estadual) – Art. 18, permite-se eficiência de tratamento de 80%. Além disso, apesar de não ter sido observado o balanço de nitrogênio, a literatura aponta uma eficiência de remoção de 83% em reatores UASB (ISOLDI *et al.*, 2005), 25,8% em lagoas facultativas e 33,8% em anaeróbias (ZANOTELI, 2002), totalizando uma remoção de 91,64% no pós tratamento. O nível mínimo exigido de 20 mg/L seria atingido com um nível de nitrogênio de até 239 mg/L saindo do reator RALFE. O sistema proposto foi conservador, podendo-se avaliar a retirada do reator UASB e Lagoas e obter-se um custo menor.

O estudo ainda foi realizado para descarte em corpo hídrico, porém existe a possibilidade de tratamento para despejo em solo como fertilizante, para a própria plantação de mandioca.

Para isso, a remoção de DBO deve ser 50% e deve-se avaliar a quantidade e periodicidade de despejo, controlar níveis de cianeto, pH e teores de  $K^+$ . Seria ainda mais vantajoso economicamente e sustentável para toda a cadeia. Neste caso, poder-se-ia dispensar o UASB e lagoas, já que o reator RALFE seria suficiente para remoção de 50% da DBO. O custo de construção civil seria reduzido e o custo do sistema seria reduzido até 80% (aproximadamente R\$200.000).

## **6. Conclusões**

A implementação de um sistema de tratamento da manipueira apresenta-se como uma forma rentável, ambientalmente correta e como oportunidade de explorar um mercado crescente em termos de demanda e variado, já que o ácido láctico é um insumo necessário para diversos segmentos, seja na indústria de alimentos, polímeros ou farmacêutico. A atividade é capaz de financiar o sistema de tratamento, com custo inicial inferior a R\$1 milhão e pagando-se em 15 meses, com lucro bruto mensal de R\$65.950 e garante que o resíduo altamente poluente seja tratado e descartado corretamente em corpos hídricos, com redução de 99,50% da DBO (219 mg/L).

## 7. Referências Bibliográficas

ANIDROL – Produtos para laboratório. **Ficha de informação de segurança de produto químico: Ácido Lático**. 2007. Disponível em: < <http://www.anidrol.com.br/fisppq/%C3%81cido%20L%C3%A1tico%20A-1112.pdf>>. Acesso: 06/10/19.

Akso. **Medidor de pH de Bancada - Simpla PH140**, 2020. Disponível em: < [https://loja.akso.com.br/produto/medidor-de-ph-de-bancada-simpla-ph140-518?dfw\\_tracker=27060-518&gclid=EAIaIQobChMI4M-WqMyO6AIVUGSRCh3oUwhjEAQYASABEgJc3fD\\_BwE](https://loja.akso.com.br/produto/medidor-de-ph-de-bancada-simpla-ph140-518?dfw_tracker=27060-518&gclid=EAIaIQobChMI4M-WqMyO6AIVUGSRCh3oUwhjEAQYASABEgJc3fD_BwE)>. Acesso: 15/03/2020.

Adegraf. **10 Rolos Etiqueta 10x15 Cm Couche Adesiva Mercado Envios**, 2020. Disponível em: < [https://loja.adegraf.com.br/10-rolos-etiqueta-10x15-cm-couche-adesiva-mercado-envios?utm\\_campaign=gshop&idgrade=38&gclid=EAIaIQobChMI0c6xIluV5QIVkQ2RCh2VMQ8hEAQYBSABEgJzJPD\\_BwE](https://loja.adegraf.com.br/10-rolos-etiqueta-10x15-cm-couche-adesiva-mercado-envios?utm_campaign=gshop&idgrade=38&gclid=EAIaIQobChMI0c6xIluV5QIVkQ2RCh2VMQ8hEAQYBSABEgJzJPD_BwE)>. Acesso: 15/03/2020.

BARANA, A. C.; CEREDA, M. P. Cassava Wastewater (manipueira) treatment using a two-phase anaerobic digester. **Food science and technology**. Vol.20 n.2. Campinas, 2000. Disponível em:< [http://www.scielo.br/scielo.php?pid=S0101-20612000000200010&script=sci\\_arttext](http://www.scielo.br/scielo.php?pid=S0101-20612000000200010&script=sci_arttext)>. Acesso: 08/10/19.

BENEVUTI, C. S. J.; PEREIRA, N. Prospecção tecnológica da produção de ácido lático no contexto de biorrefinaria: tendências e oportunidades. **Revista Espacios**. Vol. 37, nº23, p. 10, 2016. Disponível em: < <https://www.revistaespacios.com/a16v37n23/16372310.html>>. Acesso: 25/04/2019.

BENEVUTI, C. S. J. **Prospecção tecnológica da produção de ácido lático no contexto de biorrefinaria: tendências e oportunidades**. Dissertação de mestrado apresentado ao programa de pós-graduação em tecnologia de processos químicos e bioquímicos para obtenção do grau de mestre em ciências. Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, 2016.

BRASIL, **Resolução CONAMA nº430**, de 13 de maio de 2011. Condições e padrões de lançamento de efluentes. Complementa e altera a Resolução nº357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente.

BRASIL, **Portaria do Ministério da Economia**, ME Nº9. 2019. Disponível em: <<http://www.normaslegais.com.br/legislacao/portaria-me-9-2019.htm>>. Acesso: 18/10/2019.

BRASIL, **Receita Federal**, Instrução normativa RBF nº1500, de 29 de outubro de 2014. Disponível em:< <http://normas.receita.fazenda.gov.br/sijut2consulta/link.action?visao=anotado&idAto=57670>>. Acesso: 18/10/2019.

BRASIL, **Congresso nacional**, Lei nº8.036, de 11 de maio de 1990. Disponível em: <<http://www.normaslegais.com.br/legislacao/trabalhista/lei8036.htm>>. Acesso:18/10/2019.

BRASIL, **Congresso nacional**, Lei nº10.865, de 30 de abril de 2004. Disponível em: <<http://www.normaslegais.com.br/legislacao/tributario/lei10865.htm>>. Acesso:18/10/2019.

BRASIL, **Congresso nacional**, Lei nº4.090, de 13 de julho de 1962. Disponível em: <[http://www.planalto.gov.br/ccivil\\_03/leis/L4090.htm](http://www.planalto.gov.br/ccivil_03/leis/L4090.htm)>. Acesso:18/10/2019.

BRASIL, **Congresso nacional**, Lei nº1.535, de 15 de abril de 1977. Disponível em: <[http://www.planalto.gov.br/ccivil\\_03/decreto-lei/Del1535.htm](http://www.planalto.gov.br/ccivil_03/decreto-lei/Del1535.htm)>. Acesso:18/10/2019.

BRASIL, **Receita federal**, Tributos federais administrados pela Secretaria da Receita Federal do Brasil, de 10 de setembro de 2015. Disponível em: <<http://receita.economia.gov.br/aceso-rapido/tributos>>. Acesso: 18/10/19.

Casa & Construção. **Tubo em Pvc para Esgoto 150mm com 3 Metros Branco**, 2020. Disponível em: <<https://www.cec.com.br/material-hidraulico/tubos-e-conexoes/tubos/tubo-em-pvc-para-esgoto-150mm-com-3-metros-branco?produto=1052016>>. Acesso: 15/03/2020.

CAMPOS, A. T.; DAGA, J.; RODRIGUES, E. E.; FRANZENER, G.; SUGUIY, M. M. T.; SYPERRECK, V. L. G. Tratamento de águas residuárias de feculária por meio de lagoas de estabilização. Eng. Agrícola, Jaboticabal, vol. 26, n. 1, p. 235-242, 2006.

CAMPOS, J. R. **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbico e Disposição Controlada no Solo**. PROSAB - Programa de Pesquisa em Saneamento Básico. Rio de Janeiro, 1999.

CAVALCANTE, J. S. **Avaliação do potencial de produção do ácido láctico em reatores anaeróbicos utilizando manipueira como substrato**. 2017. Exame de qualificação para doutorado - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2017.

CEREDA, M. P.; TAKAHASHI, M. Cassava wastes: their characterization, and uses and treatment in Brazil. In: **Cassava flour and starch: progress in research and development**. Colombia: CIAT, 1996. Disponível em: <[https://cgspace.cgiar.org/bitstream/handle/10568/54370/cassava\\_flour.pdf?sequence=1&isAllowed=y](https://cgspace.cgiar.org/bitstream/handle/10568/54370/cassava_flour.pdf?sequence=1&isAllowed=y)>. Acesso: 16/04/2019.

CETESB. **Decreto Nº 8.468, de 8 de setembro de 1976**. Disponível em: <[https://licenciamento.cetesb.sp.gov.br/legislacao/estadual/decretos/1976\\_Dec\\_Est\\_8468.pdf](https://licenciamento.cetesb.sp.gov.br/legislacao/estadual/decretos/1976_Dec_Est_8468.pdf)>. Acesso em: 19/07/2020.

COELHO, L. F.; LIMA, C. J. B.; BERNARDO, M. P.; ALVAREZ, G. M.; CONTIERO, J. Improvement of L(+)-lactic acid production from cassava wastewater by *Lactobacillus rhamnosus* B 103. **Society of Chemical Industry**. (2010) 90: 1944-1950. DOI 10.1002/jsfa.4039.

COMEX STAT. **Portal para acesso gratuito às estatísticas de comércio exterior no Brasil**. Disponível em: <<http://comexstat.mdic.gov.br/pt/home>>. Acesso: 25/04/2019.

DERAL – Departamento de Economia Rural. **Prognóstico Mandioca 2017/18**. 2017. Disponível em: <[http://www.agricultura.pr.gov.br/arquivos/File/deral/Prognosticos/2018/Mandioca\\_2017\\_18.pdf](http://www.agricultura.pr.gov.br/arquivos/File/deral/Prognosticos/2018/Mandioca_2017_18.pdf)>. Acesso: 07/08/2019.

DATTA, R.; HENRY, M. Lactic acid: recent advances in products, processes and technologies - a review. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**. (2006) 81:1119-1129. DOI: 10.1002/jctb.1486.

EMBRAPA - Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária. **Farinhas de mandioca seca e mista**. Coleção agroindústria familiar. Brasília-DF, 2006a. Disponível em: <<https://ainfo.cnptia.embrapa.br/digital/bitstream/item/11874/2/00079010.pdf>>. Acesso: 15/04/2019.

EMBRAPA - Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária. **Estudo do processo de fabricação de farinha de mandioca**. Documentos 267. Belém-PA, 2006b. Disponível em: <<https://www.infoteca.cnptia.embrapa.br/bitstream/doc/903120/1/Doc.267.pdf>>. Acesso: 15/04/2019.

EMBRAPA - Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária. **Manipueira: um adubo orgânico em potencial**. Documentos Nº 101. ISSN 1517-2201. p. 10, Belém-PA, 2001. Disponível em: <<https://ainfo.cnptia.embrapa.br/digital/bitstream/item/63519/1/Oriental-Doc107.PDF>>. Acesso: 07/08/2019.

FAO - Food and Agriculture Organization of the United Nations. 2018 **Food Outlook - Biannual Report on Global Food Markets** – November 2018. Rome. 104 pp. Licence: CC BY-NC-SA 3.0 IGO.

FIZATTO, M. R.; SOUZA, M. A.; NERY, F. C.; RODRIGUES, A. S.; NEDER, K. D. Avaliação do consumo de energia elétrica do tratamento de esgotos sanitários por reator UASB seguido de filtração por membranas submersas. ABES, 2017. Disponível em: <<https://www.saneamentobasico.com.br/wp-content/uploads/2019/04/II-412.pdf>>. Acesso: 11/04/2020.

GALUCHI, T. P. D. **Montagem e caracterização de unidade de eletrodialise em escala de laboratório para tratamento de soluções salinas**. Dissertação apresentada à Escola Politécnica da Universidade de São Paulo para obtenção do título de mestre em Engenharia. São Paulo, 2010.

GAVASKER, A.; CUMMING, L. **Cost Evaluation Strategies for Technologies Tested Under The Environmental Technology Verification Program**. EUA, 2001.

GUERRA, L. V. **Processos microbiológicos e composição da matéria orgânica relacionados à eutrofização de uma lagoa costeira hipersalina, L. Araruama, RJ**. 2008. Dissertação parcial de obtenção de título de mestre. Universidade Federal Fluminense, Niterói, 2008.

GOBBO, P. H. **Análise comparativa do tratamento de esgoto sanitário e custo-benefício da tecnologia do lodo granular aeróbio em relação ao sistema de UASB seguido de lodos ativados**. Dissertação de pós-graduação do Instituto federal de educação, ciência e tecnologia goiano, Rio Verde, 2019. Disponível em: <[http://repositorio.ifgoiano.edu.br/bitstream/prefix/666/1/disserta%3a7%3a3o\\_Pedro%20Gobbo.pdf](http://repositorio.ifgoiano.edu.br/bitstream/prefix/666/1/disserta%3a7%3a3o_Pedro%20Gobbo.pdf)>. Acesso: 11/04/2020.

Hp. **Cartucho HP 662XL preto Original (CZ105AB)**, 2019. Disponível em: <<https://www.lojahpbrasil.com.br/prod/cartucho-hp-662xl-preto-original-cz105ab-para-hp-deskjet-2516-3516-3546-2546-1516-4646-2646/798581/?menuID=0>>. Acesso: 15/03/2020.



JUCÁ, S. C. S.; CARVALHO, P. C. M. **Dimensionamento de uma planta de eletrodialise acionada por um sistema fotovoltaico autônomo**. Scielo (2004). Disponível em: <[http://www.proceedings.scielo.br/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=MSC0000000022004000100048&lng=pt&nrm=iso](http://www.proceedings.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=MSC0000000022004000100048&lng=pt&nrm=iso)>. Acesso: 15/03/2020.

JUODEIKIENE, G.; VIDMANTIENE, D.; BASINSKIENE, L.; CERNAUSKAS, D.; BARTKIENE, E.; CIZEIKIENE, D. Green metrics for sustainability of biobased lactic acid from starchy biomass vs chemical synthesis. **Elsevier**. *Catalysis Today* 239 (2015) 11-16.

IBGE - Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. **Levantamento sistemático da produção agrícola**. Pesquisa mensal de previsão e acompanhamento das safras agrícolas no ano civil. Rio de Janeiro, 2017.

KOMESU, A. **Estratégias de separação e purificação do ácido láctico produzido por via fermentativa**. Tese de doutorado apresentado à Faculdade de Engenharia Química da Universidade Estadual de Campinas, como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de doutora em engenharia química. Campinas, 2015.

LAMO, P. R.; MENEZES, T. J. B. 1979. **Bioconversão das águas residuais do processamento de mandioca para produção de biomassa**. Col. Ital. 10:1-14.

LETTINGA, G.; HULSHOFF POL, L. W. **Anaerobic reactor technology: reactor and process design**. In: **International course on anaerobic treatment**. Wageningen agricultural University / IHE Delft. Wageningen, 1995.

Lojas Americanas. **Kit Cabo Conversor Usb P/ Serial Rs232 Macho+ Adaptador Db9**, 2020a. Disponível em: < [https://www.americanas.com.br/produto/23634637/kit-caboconversor-usb-p-serial-rs232-macho-adaptador-db9?WT.srch=1&acc=e789ea56094489dfd798f86ff51c7a9&epar=bp\\_pl\\_00\\_go\\_infaces\\_acessorios\\_geral\\_gmv&gclid=EAIaIQobChMIjPPZ\\_82O6AIVA4vICH1EYw8NEAQYAYABEgL7m\\_D\\_BwE&i=573fea23eec3dfb1f802a47e&o=5931875feec3dfb1f8e19fcf&opn=YSMESP&sellerid=10492987000162&wt.srch=1](https://www.americanas.com.br/produto/23634637/kit-caboconversor-usb-p-serial-rs232-macho-adaptador-db9?WT.srch=1&acc=e789ea56094489dfd798f86ff51c7a9&epar=bp_pl_00_go_infaces_acessorios_geral_gmv&gclid=EAIaIQobChMIjPPZ_82O6AIVA4vICH1EYw8NEAQYAYABEgL7m_D_BwE&i=573fea23eec3dfb1f802a47e&o=5931875feec3dfb1f8e19fcf&opn=YSMESP&sellerid=10492987000162&wt.srch=1)>. Acesso: 15/03/2020.

Lojas Americanas. **Válvula borboleta 3-2109b11**, 2020b. Disponível em: < [https://www.americanas.com.br/produto/105003707/valvula-borboleta-3-2109b11-genebre?WT.srch=1&acc=e789ea56094489dfd798f86ff51c7a9&epar=bp\\_pl\\_00\\_go\\_pla\\_casaconst\\_geral\\_gmv&gclid=EAIaIQobChMIge-1hsyO6AIViYvICH1CMw9HEAkYASABEgIE6\\_D\\_BwE&i=577eec10eec3dfb1f84c9145&o=5d4a2f436c28a3cb505790ac&opn=YSMESP&sellerid=81049827000191&wt.srch=1](https://www.americanas.com.br/produto/105003707/valvula-borboleta-3-2109b11-genebre?WT.srch=1&acc=e789ea56094489dfd798f86ff51c7a9&epar=bp_pl_00_go_pla_casaconst_geral_gmv&gclid=EAIaIQobChMIge-1hsyO6AIViYvICH1CMw9HEAkYASABEgIE6_D_BwE&i=577eec10eec3dfb1f84c9145&o=5d4a2f436c28a3cb505790ac&opn=YSMESP&sellerid=81049827000191&wt.srch=1)>. Acesso: 15/03/2020.

Lojas Americanas. **Cilindro para gás Nitrogênio 15 litros (2,5m³) - Sem carga**, 2020c. Disponível em: < [https://www.americanas.com.br/produto/41000274/cilindro-para-gas-nitrogenio-15-litros-2-5m3-sem-carga?WT.srch=1&acc=e789ea56094489dfd798f86ff51c7a9&epar=bp\\_pl\\_00\\_go\\_todos-os-produtos\\_geral\\_gmv&gclid=EAIaIQobChMI2IDE\\_d6U5QIVF6SzCh0tTw4-EAkYAYABEgLS\\_TPD\\_BwE&i=5b84bbdceec3dfb1f8560da0&o=5b71902eebb19ac62c9b13ee&opn=YSMESP&sellerId=246150000180&sellerid=246150000180&wt.srch=1](https://www.americanas.com.br/produto/41000274/cilindro-para-gas-nitrogenio-15-litros-2-5m3-sem-carga?WT.srch=1&acc=e789ea56094489dfd798f86ff51c7a9&epar=bp_pl_00_go_todos-os-produtos_geral_gmv&gclid=EAIaIQobChMI2IDE_d6U5QIVF6SzCh0tTw4-EAkYAYABEgLS_TPD_BwE&i=5b84bbdceec3dfb1f8560da0&o=5b71902eebb19ac62c9b13ee&opn=YSMESP&sellerId=246150000180&sellerid=246150000180&wt.srch=1)>. Acesso: 15/03/2020.

Lojas Americanas. **Cloro Granulado - Hcl Plus - Balde Com 10 Kg**, 2020d. Disponível em: < <https://www.americanas.com.br/produto/9824748/cloro-granulado-hcl-plus-balde-com-10-kg>>.

kg?pfm\_carac=cloro%20hcl&pfm\_index=18&pfm\_page=search&pfm\_pos=grid&pfm\_type=search\_page>. Acesso: 15/03/2020.

Lojas Americanas. **Impressora LASER Samsung Xpress Sl-m2020w - Sl-m2020w Sste**, 2020e. Disponível em: < [https://www.americanas.com.br/produto/38631401/impressora-laser-samsung-xpress-sl-m2020w-sl-m2020w-sste?WT.srch=1&acc=e789ea56094489dffd798f86ff51c7a9&cor=CINZA&epar=bp\\_pl\\_00\\_go\\_inf-aces\\_acessorios\\_geral\\_gmv&gclid=EAIAIQobChMItoL6xIyV5QIVApYZCh2pPgfsEAYYASABEgJxUPD\\_BwE&i=598e7738eec3dfb1f832e6fc&o=5b40404eebb19ac62c7be8f2&opn=YSMESP&sellerId=7640726000138&voltagem=110](https://www.americanas.com.br/produto/38631401/impressora-laser-samsung-xpress-sl-m2020w-sl-m2020w-sste?WT.srch=1&acc=e789ea56094489dffd798f86ff51c7a9&cor=CINZA&epar=bp_pl_00_go_inf-aces_acessorios_geral_gmv&gclid=EAIAIQobChMItoL6xIyV5QIVApYZCh2pPgfsEAYYASABEgJxUPD_BwE&i=598e7738eec3dfb1f832e6fc&o=5b40404eebb19ac62c7be8f2&opn=YSMESP&sellerId=7640726000138&voltagem=110)>. Acesso: 15/03/2020.

Lojas Americanas. **Bomba centrífuga de inox 1**, 2020f. Disponível em: <[https://www.americanas.com.br/produto/44396720/bomba-centrifuga-de-inox-1?WT.srch=1&acc=e789ea56094489dffd798f86ff51c7a9&epar=bp\\_pl\\_00\\_go\\_pla\\_apostas&gclid=EAIAIQobChMIp7mc\\_f296AIVxwaRCh3PhAmWEAkYASABEgJyUfD\\_BwE&i=56f30ab2eec3dfb1f8ebb847&o=5bc10635ebb19ac62cc471a4&opn=YSMESP&sellerid=18552346000168&wt.srch=1](https://www.americanas.com.br/produto/44396720/bomba-centrifuga-de-inox-1?WT.srch=1&acc=e789ea56094489dffd798f86ff51c7a9&epar=bp_pl_00_go_pla_apostas&gclid=EAIAIQobChMIp7mc_f296AIVxwaRCh3PhAmWEAkYASABEgJyUfD_BwE&i=56f30ab2eec3dfb1f8ebb847&o=5bc10635ebb19ac62cc471a4&opn=YSMESP&sellerid=18552346000168&wt.srch=1)>. Acesso: 15/03/2020.

ISOLDI, L. A.; KOETZ, P. R.; ISOLDI, L. A. Pós-tratamento de efluente nitrificado da parboilização de arroz utilizando desnitrificação em reator UASB. Eng. Sanit. Ambient. vol.10 no.4 Rio de Janeiro Oct./Dec. 2005. Disponível em: <[https://www.scielo.br/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=S1413-41522005000400002](https://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1413-41522005000400002)>. Acesso: 28/09/2020.

MARA, D.D., PEARSON, H. Artificial freshwater environment: waste stabilization ponds. In: Rehm, H.-J., Reed, G. (Eds.), **Biotechnology**, vol. 8, VCH Verlagsgesellschaft, Weinheim, pp. 177–206. 1986.

Mercado Livre. **Mangueira Super Jardim 1/2 Resistente - 150m**, 2020. Disponível em: <[https://produto.mercadolivre.com.br/MLB-1142432198-mangueira-super-jardim-12-resistente-150m-\\_JM?matt\\_tool=26177295&matt\\_word&gclid=EAIAIQobChMIp6m2jfa96AIVioORCh0l6gpNEAkYBiABEgJ67\\_D\\_BwE&quantity=1&variation=46934223874](https://produto.mercadolivre.com.br/MLB-1142432198-mangueira-super-jardim-12-resistente-150m-_JM?matt_tool=26177295&matt_word&gclid=EAIAIQobChMIp6m2jfa96AIVioORCh0l6gpNEAkYBiABEgJ67_D_BwE&quantity=1&variation=46934223874)>. Acesso:15/03/2020.

NOVA INSTITUTE. **Growth in PLA bioplastics: a production capacity of over 800,000 tonnes expected by 2020**. Alemanha, 2012. Disponível em: < [http://news.bio-based.eu/media/2012/08/12-08-06\\_pr\\_market\\_study\\_bioplastics\\_nova1.pdf](http://news.bio-based.eu/media/2012/08/12-08-06_pr_market_study_bioplastics_nova1.pdf)>. Acesso: 29/09/2019.

OBERHERR, R. **Aplicação das tecnologias conjugadas de ultrafiltração e eletrodialise ao soro de leite proveniente da indústria láctea para posterior reuso**. Dissertação apresentada ao programa de pós-graduação em sistemas ambientais sustentáveis da Univates. Lajeado, 2019.

ODEBRECHT – **Ambiental. Memória de cálculo – Engenharia. (Custos sistemas terciários)**. 2015. Disponível em: <[http://www.arespcj.com.br/arquivos/46126\\_Custos\\_Sistema\\_Terci%C3%A1rio.PDF](http://www.arespcj.com.br/arquivos/46126_Custos_Sistema_Terci%C3%A1rio.PDF)>. Acesso: 18/10/2019.

OLIVEIRA, J. G. B. **Reator de Leito Estruturado com aeração intermitente para tratamento combinado de esgoto sanitário e pós tratamento de efluente de RALF**. Dissertação apresentada à banca examinadora como um dos requisitos para obtenção de grau de mestre em ciência e tecnologia de alimentos, programa de pós-graduação em ciência e tecnologia de alimentos da Universidade Estadual de Ponta Grossa. Ponta Grossa, 2016.

OLIVEIRA, R. S. **Avaliação dos impactos ambientais e aplicação das normas regulamentadoras de segurança do trabalho em uma unidade processadora de derivados mandioca na região noroeste do Paraná**. 2013. Trabalho de conclusão de curso de graduação, apresentado à disciplina de Trabalho de Conclusão de Curso II, do Curso Superior de Engenharia de Alimentos da Coordenação dos Cursos de Tecnologia e Engenharia de Alimentos, da Universidade Tecnológica Federal do Paraná – UTFPR, Câmpus Campo Mourão, como requisito parcial para a obtenção do título de Engenheiro de Alimentos. Campo Mourão-PR, 2013.

Omega-TM. **Rotâmetro para Vazão Líquida**, 2020a. Disponível em: < <https://br.omega.com/pptst/FL-10.html> >. Acesso: 15/03/2020.

Omega-TM. **Medidor de condutividade com sonda**, 2020b. Disponível em: < [https://br.omega.com/googlebase/product.html?pn=CDH221&gclsrc=aw.ds&&gclid=EAIaIQobChMIisfx28yO6AIVRAWRCh05uAp6EAQYAiABEgJxLPD\\_BwE](https://br.omega.com/googlebase/product.html?pn=CDH221&gclsrc=aw.ds&&gclid=EAIaIQobChMIisfx28yO6AIVRAWRCh05uAp6EAQYAiABEgJxLPD_BwE) >. Acesso: 15/03/2020.

PINHO, M. M. C. A. **Reaproveitamento de resíduo do processamento da mandioca (manipueira): avaliação de impactos químicos e microbiológicos no solo e na utilização como fertilizante**. 2007. Dissertação apresentada à Universidade Federal Rural de Pernambuco, como parte das exigências do programa de Pós-Graduação em Ciência do Solo, para obtenção do título de mestre. Recife-PE, 2007.

PINTO, P. H. M.; CABELLO, C. Tratamento de manipueira de fecularia em biodigestor anaeróbio para disposição em corpo receptor, rede pública ou uso em fertirrigação. **Revista Energia na Agricultura**. Botucatu, vol. 26, n. 3, p. 127-140, 2011.

POOLTÉCNICA QUÍMICA LTDA. **Ficha técnica: ácido láctico**. 2015. Disponível em: < <http://www.pooltecnica.com.br/admin/assets/repositorio/eedc56bbdd0b8a32e440c49e1c0fc632.pdf> >. Acesso: 06/10/2019.

PREFEITURA DO MUNICÍPIO DE SANTA MARIA DA SERRA. Dados do município. Disponível em: < <http://santamariadaserra.sp.gov.br/capa.asp?idpagina=4654> >. Acesso: 30/09/2019

PROGRAMA RIO RURAL. **Produção de farinha de mandioca na agricultura familiar**. Manual técnico, 13. ISSN 1983-5671. Niterói-RJ, 2009. Disponível em: <<http://www.pesagro.rj.gov.br/downloads/riorural/13%20Producao%20de%20farinha%20de%20mandioca.pdf>>. Acesso: 15/04/2019.

RR Máquinas. **Fonte De Alimentação 110/220V AC MPC-3003 Minipa**, 2020. Disponível em: < [https://www.rrmaquinas.com.br/fonte-de-alimentac-o-110-220v-ac-mpc-3003-minipa/p?idsku=6397&gclid=EAIaIQobChMIgmbf-s6O6AIVmITICH3MnQdEEAQYBCABEgIA2fD\\_BwE](https://www.rrmaquinas.com.br/fonte-de-alimentac-o-110-220v-ac-mpc-3003-minipa/p?idsku=6397&gclid=EAIaIQobChMIgmbf-s6O6AIVmITICH3MnQdEEAQYBCABEgIA2fD_BwE) >. Acesso: 15/03/2020.

RODRIGUES, M. A. S.; et al. Application of photoelectrochemical electrodialysis treatment for the recovery and reuse of water from tannery effluents. **Journal of Cleaner Production**, v. 16, p. 605-611, 2008.

ROTH. **Ficha de segurança de acordo com o Regulamento (CE) nº1907/2006 (REACH)**. 2016. Disponível em: < [https://www.carlroth.com/downloads/sdb/pt/8/SDB\\_8460\\_PT\\_PT.pdf](https://www.carlroth.com/downloads/sdb/pt/8/SDB_8460_PT_PT.pdf)>. Acesso: 06/10/2019.

SANTOS, F. N. B. **Análise comparativa dos custos operacionais de 44 estações de tratamento de esgoto na região sudeste do Brasil**. Programa de Pós-Graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos da UFMG. Disponível em: <[https://repositorio.ufmg.br/bitstream/1843/31029/1/Disserta%20a7%20a3o\\_FilipeBicalho\\_RFinal\\_20190903.pdf](https://repositorio.ufmg.br/bitstream/1843/31029/1/Disserta%20a7%20a3o_FilipeBicalho_RFinal_20190903.pdf)>. Acesso: 15/03/2020.

SAMPAIO, D. P. **Identificação das oportunidades à mecanização da colheita de mandioca**. 2017. Dissertação apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, como requisito para obtenção de título de Mestre em Engenharia Mecânica, São Carlos, 2017.

SCHONS, A. Arranjos de Plantas de Mandioca e Milho em Cultivo Solteiro e Consorciado: Crescimento, Desenvolvimento e Produtividade. **Revista Bragantia**. Campinas, v.68, n.1, p.155-167, 2009.

SEBRAE – Serviço Brasileiro de Apoio às Micro e Pequenas Empresas. **Anuário do Trabalho na Micro e Pequena Empresa**. 6ª Edição. São Paulo, 2013. Disponível em: < [http://www.sebrae.com.br/Sebrae/Portal%20Sebrae/Anexos/Anuario%20do%20Trabalho%20Na%20Micro%20e%20Pequena%20Empresa\\_2013.pdf](http://www.sebrae.com.br/Sebrae/Portal%20Sebrae/Anexos/Anuario%20do%20Trabalho%20Na%20Micro%20e%20Pequena%20Empresa_2013.pdf)>. Acesso: 30/09/2019.

SOUZA, B. M. Custos de operação e manutenção de ETE por reator anaeróbio e lodos ativados com desnitrificação. Trabalho de conclusão de curso do programa de pós-graduação do Rio Grande do Norte, Natal, 2019.

Tecno Ferramentas. **Manômetro Total Inox Ø63mm Classe A1 Escala Dupla 0 a 20kgf/cm² Rosca 1/4"NPT Reto Novotest TECN-700.63R20**, 2020. Disponível em: < [https://www.tecnoferramentas.com.br/manometro-total-inox-diametro-63mm-classe-a1-escala-dupla-0-a-20kgf-rosca-1-4npt-reto-tecno-tecn\\_7003r20/p?idsku=2006858&pht=37861572021899714&gclid=EAIaIQobChMI8Pier8iO6AIVlQuRCh10qw1REAQYAiABEgISk\\_D\\_BwE](https://www.tecnoferramentas.com.br/manometro-total-inox-diametro-63mm-classe-a1-escala-dupla-0-a-20kgf-rosca-1-4npt-reto-tecno-tecn_7003r20/p?idsku=2006858&pht=37861572021899714&gclid=EAIaIQobChMI8Pier8iO6AIVlQuRCh10qw1REAQYAiABEgISk_D_BwE)>. Acesso: 15/03/2020

TRINDADE, M. C. **Estudo da recuperação de ácido láctico proveniente do soro de queijo pela técnica de membranas líquidas surfactantes**. Dissertação de mestrado apresentada ao curso de pós-graduação em engenharia química da Universidade Federal de Minas Gerais. Belo Horizonte, 2002.

VAGAS. **Operador de Estação de Tratamento de efluentes**. 2019. Disponível em: <<https://www.vagas.com.br/cargo/operador-de-estacao-de-tratamento-de-efluentes>>. Acesso: 18/10/2019.

VILETTI, R.; JUNKES, V. H.; GROFF, A. M. **Processo de produção da farinha de mandioca seca**. Unespar, 2015. Disponível em:

<[http://www.fecilcam.br/anais/ix\\_eepa/data/uploads/5-engenharia-do-produto/5-04.pdf](http://www.fecilcam.br/anais/ix_eepa/data/uploads/5-engenharia-do-produto/5-04.pdf)>.  
Acesso: 12/04/2019.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 4ª edição. Belo Horizonte-MG: Editora UFMG, 2014. v. 1. ISBN: 978-85-423-0053-6.

ZANOTELLI, C. T. Modelagem matemática de nitrogênio e fósforo em lagoas facultativas e de aguapés para tratamento de dejetos suínos. Florianópolis, 2002. Disponível em: <<https://repositorio.ufsc.br/xmlui/bitstream/handle/123456789/83108/183648.pdf?sequence=1&isAllowed=y>>. Acesso: 28/09/2020.

## 8. Anexos

### 8.1. Anexo 1

#### Custos Tabela SINAPI

<b>CÓDIGO</b>	88907							
<b>DESCRIÇÃO</b>	ESCAVADEIRA HIDRÁULICA SOBRE ESTEIRAS, CAÇAMBA 1,20 M3, PESO OPERACIONAL 21 T, POTÊNCIA BRUTA 155 HP - CHP DIURNO. AF_06/2014							
<b>TIPO</b>	CHOR - CUSTO HORÁRIO PRODUTIVO DIURNO							
<b>UNIDADE</b>	CHP							
<b>VALOR DESONERADO</b>	R\$164,85							
<b>VALOR NÃO DESONERADO</b>	R\$168,73							
<b>MÊS/ANO</b>	04/2019							
<b>ESTADO</b>	São Paulo							
<b>BASE</b>	SINAPI							
CÓDIGO	DESCRIÇÃO	TIPO	UNIDADE	VALOR UNITÁRIO DESONERADO	VALOR UNITÁRIO NÃO DESONERADO	COEFICIENTE	VALOR DESONERADO	VALOR NÃO DESONERADO
88904	ESCAVADEIRA HIDRÁULICA SOBRE ESTEIRAS, CAÇAMBA 1,20 M3, PESO OPERACIONAL 21 T, POTÊNCIA BRUTA 155 HP - MATERIAIS NA OPERAÇÃO. AF_06/2014	CHOR - COMPOSIÇÕES AUXILIARES	H	R\$71,79	R\$71,79	1,0000	R\$71,79	R\$71,79
88294	OPERADOR DE ESCAVADEIRA COM ENCARGOS COMPLEMENTARES	SEDI - OUTROS	H	R\$29,53	R\$33,41	1,0000	R\$29,53	R\$33,41
88902	ESCAVADEIRA HIDRÁULICA SOBRE ESTEIRAS, CAÇAMBA 1,20 M3, PESO OPERACIONAL 21 T, POTÊNCIA BRUTA 155 HP - JUROS. AF_06/2014	CHOR - COMPOSIÇÕES AUXILIARES	H	R\$6,51	R\$6,51	1,0000	R\$6,51	R\$6,51
88903	ESCAVADEIRA HIDRÁULICA SOBRE ESTEIRAS, CAÇAMBA 1,20 M3, PESO OPERACIONAL 21 T, POTÊNCIA BRUTA 155 HP - MANUTENÇÃO. AF_06/2014	CHOR - COMPOSIÇÕES AUXILIARES	H	R\$31,68	R\$31,68	1,0000	R\$31,68	R\$31,68
88900	ESCAVADEIRA HIDRÁULICA SOBRE ESTEIRAS, CAÇAMBA 1,20 M3, PESO OPERACIONAL 21 T, POTÊNCIA BRUTA 155 HP - DEPRECIAÇÃO. AF_06/2014	CHOR - COMPOSIÇÕES AUXILIARES	H	R\$25,34	R\$25,34	1,0000	R\$25,34	R\$25,34

CÓDIGO	98555
DESCRIÇÃO	IMPERMEABILIZAÇÃO DE SUPERFÍCIE COM IMPERMEABILIZANTE SEMI-FLEXIVEL (MAI), 3 DEMÃOS. AF_06/2018
TIPO	IMPE - IMPERMEABILIZACAO COM ADITIVO
UNIDADE	M2
VALOR DESONERADO	RS31,30
VALOR NÃO DESONERADO	RS32,95
MÊS/ANO	04/2019
ESTADO	São Paulo
BASE	SINAPI

	CÓDIGO	DESCRIÇÃO	TIPO	UNIDADE	VALOR UNITÁRIO DESONERADO	VALOR UNITÁRIO NÃO DESONERADO	COEFICIENTE	VALOR DESONERADO	VALOR NÃO DESONERADO
C	88243	AJUDANTE ESPECIALIZADO COM ENCARGOS COMPLEMENTARES	SEDI - OUTROS	H	RS21,49	RS24,06	0,1080	RS2,32	RS2,59
C	88270	IMPERMEABILIZADOR COM ENCARGOS COMPLEMENTARES	SEDI - OUTROS	H	RS21,59	RS24,19	0,5320	RS11,48	RS12,86
I	135	ARGAMASSA POLIMERICA IMPERMEABILIZANTE SEMIFLEXIVEL, BICOMPONENTE (MEMBRANA IMPERMEABILIZANTE ACRILICA)		KG	RS5,47	RS5,47	3,2000	RS17,50	RS17,50

CÓDIGO	91077
DESCRIÇÃO	EXECUÇÃO DE REVESTIMENTO DE CONCRETO PROJETADO COM ESPESSURA DE 7 CM, ARMADO COM FIBRAS DE AÇO, INCLINAÇÃO MENOR QUE 90°, APLICAÇÃO CONTÍNUA, UTILIZANDO EQUIPAMENTO DE PROJEÇÃO COM 8 M³/H DE CAPACIDADE. AF_01/2016
TIPO	DROP - MUROS DE ARRIMO
UNIDADE	M2
VALOR DESONERADO	RS115,06
VALOR NÃO DESONERADO	RS117,24
MÊS/ANO	04/2019
ESTADO	São Paulo
BASE	SINAPI

	CÓDIGO	DESCRIÇÃO	TIPO	UNIDADE	VALOR UNITÁRIO DESONERADO	VALOR UNITÁRIO NÃO DESONERADO	COEFICIENTE	VALOR DESONERADO	VALOR NÃO DESONERADO
C	88377	OPERADOR DE BETONEIRA ESTACIONÁRIA/MISTURADOR COM ENCARGOS COMPLEMENTARES	SEDI - OUTROS	H	RS22,37	RS25,14	0,1360	RS3,04	RS3,41
C	88297	OPERADOR DE MÁQUINAS E EQUIPAMENTOS COM ENCARGOS COMPLEMENTARES	SEDI - OUTROS	H	RS25,36	RS28,60	0,2719	RS6,89	RS7,77
C	88830	BETONEIRA CAPACIDADE NOMINAL DE 400 L, CAPACIDADE DE MISTURA 280 L, MOTOR ELÉTRICO TRIFÁSICO POTÊNCIA DE 2 CV, SEM CARREGADOR - CHP DIURNO. AF_10/2014	CHOR - CUSTO HORÁRIO PRODUTIVO DIURNO	CHP	RS1,10	RS1,10	0,0651	RS0,07	RS0,07

90651	BOMBA CENTRÍFUGA MONOESTÁGIO COM MOTOR ELÉTRICO MONOFÁSICO, POTÊNCIA 15 HP, DIÂMETRO DO ROTOR 173 MM, HM/Q = 30 MCA / 90 M3/H A 45 MCA / 55 M3/H - CHI DIURNO. AF_06/2015	CHOR - CUSTO HORÁRIO IMPRODUTIVO DIURNO	CHI	R\$0,61	R\$0,61	0,0875	R\$0,05	R\$0,05
89509	TUBO PVC, SÉRIE R, ÁGUA PLUVIAL, DN 50 MM, FORNECIDO E INSTALADO EM RAMAL DE ENCAMINHAMENTO. AF_12/2014	INHI - FORNEC. E ASSENTAMENTO DE TUBOS P/INSTALACAO DOMICILIAR	M	R\$21,31	R\$22,27	0,1250	R\$2,66	R\$2,78
90650	BOMBA CENTRÍFUGA MONOESTÁGIO COM MOTOR ELÉTRICO MONOFÁSICO, POTÊNCIA 15 HP, DIÂMETRO DO ROTOR 173 MM, HM/Q = 30 MCA / 90 M3/H A 45 MCA / 55 M3/H - CHP DIURNO. AF_06/2015	CHOR - CUSTO HORÁRIO PRODUTIVO DIURNO	CHP	R\$6,58	R\$6,58	0,0484	R\$0,31	R\$0,31
90663	BOMBA DE PROJEÇÃO DE CONCRETO SECO, POTÊNCIA 10 CV, VAZÃO 6 M3/H - CHI DIURNO. AF_06/2015	CHOR - CUSTO HORÁRIO IMPRODUTIVO DIURNO	CHI	R\$3,03	R\$3,03	0,0875	R\$0,26	R\$0,26
90979	COMPRESSOR DE AR REBOCÁVEL, VAZÃO 748 PCM, PRESSÃO EFETIVA DE TRABALHO 102 PSI, MOTOR DIESEL, POTÊNCIA 210 CV - CHP DIURNO. AF_06/2015	CHOR - CUSTO HORÁRIO PRODUTIVO DIURNO	CHP	R\$112,54	R\$112,54	0,0484	R\$5,44	R\$5,44
88316	SERVENTE COM ENCARGOS COMPLEMENTARES	SEDI - OUTROS	H	R\$17,80	R\$19,79	0,4079	R\$7,26	R\$8,07
88831	BETONEIRA CAPACIDADE NOMINAL DE 400 L, CAPACIDADE DE MISTURA 280 L, MOTOR ELÉTRICO TRIFÁSICO POTÊNCIA DE 2 CV, SEM CARREGADOR - CHI DIURNO. AF_10/2014	CHOR - CUSTO HORÁRIO IMPRODUTIVO DIURNO	CHI	R\$0,23	R\$0,23	0,0708	R\$0,01	R\$0,01
90662	BOMBA DE PROJEÇÃO DE CONCRETO SECO, POTÊNCIA 10 CV, VAZÃO 6 M3/H - CHP DIURNO. AF_06/2015	CHOR - CUSTO HORÁRIO PRODUTIVO DIURNO	CHP	R\$9,31	R\$9,31	0,0484	R\$0,45	R\$0,45
90982	COMPRESSOR DE AR REBOCÁVEL, VAZÃO 748 PCM, PRESSÃO EFETIVA DE TRABALHO 102 PSI, MOTOR DIESEL, POTÊNCIA 210 CV - CHI DIURNO. AF_06/2015	CHOR - CUSTO HORÁRIO IMPRODUTIVO DIURNO	CHI	R\$8,32	R\$8,32	0,0875	R\$0,72	R\$0,72
4720	PEDRA BRITADA N. 0, OU PEDRISCO (4,8 A 9,5 MM) POSTO PEDREIRA/FORNECEDOR, SEM FRETE		M3	R\$63,83	R\$63,83	0,0571	R\$3,64	R\$3,64
39014	FIBRA DE AÇO PARA REFORÇO DO CONCRETO, SOLTA, TIPO A-I, FATOR DE FORMA *50* L / D, COMPRIMENTO DE *30* MM E RESISTÊNCIA A TRAÇÃO DO AÇO MAIOR 1000 MPA		KG	R\$12,73	R\$12,73	4,8620	R\$61,89	R\$61,89
370	AREIA MEDIA - POSTO JAZIDA/FORNECEDOR (RETIRADO NA JAZIDA, SEM TRANSPORTE)		M3	R\$52,48	R\$52,48	0,1114	R\$5,84	R\$5,84
1379	CIMENTO PORTLAND COMPOSTO CP II-32		KG	R\$0,39	R\$0,39	42,4015	R\$16,53	R\$16,53

CÓDIGO	98056								
DESCRIÇÃO	TANQUE SÉPTICO CIRCULAR, EM CONCRETO PRÉ-MOLDADO, DIÂMETRO INTERNO = 2,38 M, ALTURA INTERNA = 3,0 M, VOLUME ÚTIL: 12234,2 L (PARA 86 CONTRIBUINTES). AF_05/2018								
TIPO	INHI - FOSSAS/SUMIDOUROS								
UNIDADE	UN								
VALOR DESONERADO	R\$3.364,72								
VALOR NÃO DESONERADO	R\$3.450,40								
MÊS/ANO	04/2019								
ESTADO	São Paulo								
BASE	SINAPI								
	CÓDIGO	DESCRIÇÃO	TIPO	UNIDADE	VALOR UNITÁRIO DESONERADO	VALOR UNITÁRIO NÃO DESONERADO	COEFICIENTE	VALOR DESONERADO	VALOR NÃO DESONERADO
C	94116	LASTRO COM PREPARO DE FUNDO, LARGURA MAIOR OU IGUAL A 1,5 M, COM CAMADA DE BRITA, LANÇAMENTO MECANIZADO, EM LOCAL COM NÍVEL BAIXO DE INTERFERÊNCIA. AF_06/2016	MOVT - REGULARIZACAO E APILOAMENTO DE FUNDO DE VALAS	M3	R\$127,67	R\$133,02	0,5641	R\$72,01	R\$75,03
C	97740	PEÇA CIRCULAR PRÉ-MOLDADA, VOLUME DE CONCRETO ACIMA DE 100 LITROS, TAXA DE AÇO APROXIMADA DE 30KG/M³. AF_01/2018	FUES - ESTRUTURAS DIVERSAS	M3	R\$1.334,56	R\$1.412,83	0,3814	R\$509,00	R\$538,85
C	5679	RETROESCAVADEIRA SOBRE RODAS COM CARREGADEIRA, TRAÇÃO 4X4, POTÊNCIA LÍQ. 88 HP, CAÇAMBA CARREG. CAP. MIN. 1 M3, CAÇAMBA RETRO CAP. 0,26 M3, PESO	CHOR - CUSTO HORÁRIO IMPRODUTIVO DIURNO	CHI	R\$46,67	R\$50,55	2,4411	R\$113,92	R\$123,39



C	96920	ARGAMASSA TRAÇO 1:3 (CIMENTO E AREIA), PREPARO MECANICO , INCLUSO ADITIVO IMPERMEABILIZANTE	SEDI - ARGAMASSAS	M3	R\$404,95	R\$414,39	0,5164	R\$209,11	R\$213,99
C	5678	RETROESCAVADEIRA SOBRE RODAS COM CARREGADEIRA, TRAÇÃO 4X4, POTÊNCIA LIQ. 88 HP, CAÇAMBA CARREG. CAP. MIN. 1 M3, CAÇAMBA RETRO CAP. 0,26 M3, PESO OPERACIONAL MIN. 6.674 KG, PROFUNDIDADE ESCAVAÇÃO MÁX. 4,37 M - CHP DIURNO. AF_06/2014	CHOR - CUSTO HORÁRIO PRODUTIVO DIURNO	CHP	R\$106,32	R\$110,20	0,7257	R\$77,15	R\$79,97
C	88309	PEDREIRO COM ENCARGOS COMPLEMENTARES	SEDI - OUTROS	H	R\$21,59	R\$24,19	6,9999	R\$151,12	R\$169,32
C	97738	PEÇA CIRCULAR PRÉ-MOLDADA, VOLUME DE CONCRETO DE 10 A 30 LITROS, TAXA DE FIBRA DE POLIPROPILENO APROXIMADA DE 6 KG/M³. AF_01/2018_P	FUES - ESTRUTURAS DIVERSAS	M3	R\$3.153,29	R\$3.381,19	0,0154	R\$48,56	R\$52,07
C	88316	SERVENTE COM ENCARGOS COMPLEMENTARES	SEDI - OUTROS	H	R\$17,80	R\$19,79	6,9999	R\$124,59	R\$138,52
I	12567	ANEL DE CONCRETO ARMADO, D = 2,50 M, H = 0,50 M		UN	R\$343,21	R\$343,21	6,0000	R\$2.059,26	R\$2.059,26

## 8.2. Anexo 2

### Orçamento de placa solar de energia

18/10/2019

Proposta Nº 000.01.0537 R0

Como a **SunCorp** pode te ajudar?

*Criamos soluções inteligentes de eficiência energética para sua empresa.*



Prezada Julia,

É com imensa satisfação que preparamos sua proposta comercial de Energia Solar Fotovoltaica.

#### Dados Gerais da Proposta

Valor da Conta de Luz: R\$3.118

Conexão com a rede: Trifásico

Consumo Médio dos últimos 12 meses: 5000,00 kWh

Endereço: -- Campinas/SP

Valor do kWh atual: R\$ 0,413

#### Nossa Solução e Nossos Equipamentos

Quantidade de Painéis: 140 unidades

Quantidade de Inversores: 1

Potência do Pannel: 330 W

Potência do Inversor: 50 kW

Fabricante: Byd

Fabricante: Solis

Produção de Energia Mensal: 4.932 kWh

Potência Nominal do Sistema: 46,2 kWp

Quadro Elétrico de Corrente Contínua e Alternada

Cabos para Corrente Contínua e Alternada

Eletroduto e Acabamento dos Componentes

Insumos Elétricos e Transformador 380/220V

#### O que está incluso?



Mão de obra especializada



Equipamentos



Homologação do sistema



Monitoramento gratuito via aplicativo



Suporte Dedicado SunCorp

### Cronograma



Aprovação da Proposta  
Comercial

**10 DIAS**



Parecer de Acesso e  
Montagem Especializada

**15 DIAS**



Vistoria e Aprovação do Ponto de Geração  
de Energia

**19 DIAS**

### Garantia

Painel Solar: 25 anos.

Inversor Fotovoltaico: 7 anos.

Estrutura Metálica: 20 anos.

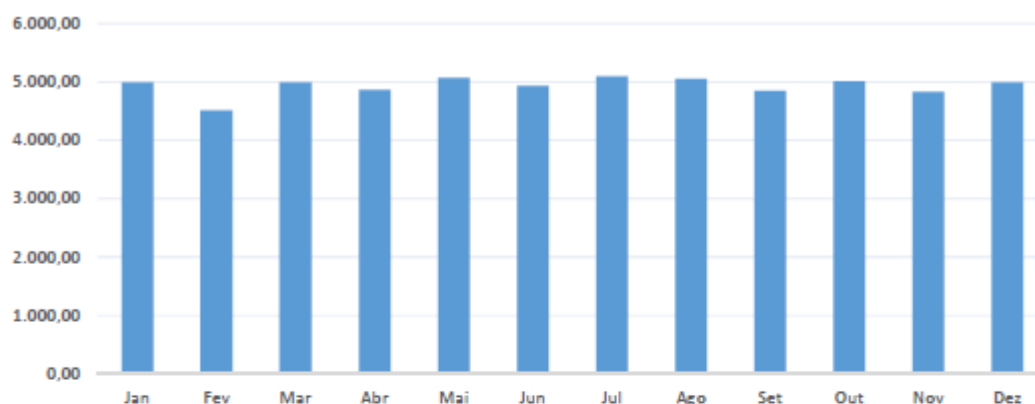
Demais itens: conforme fabricante.

1524-5060

[www.suncorp.com.br](http://www.suncorp.com.br)  
[atendimento@suncorp.com.br](mailto:atendimento@suncorp.com.br)

Avenida Vinte e Nove de Abril, 250  
Itatiba/SP

### Geração de Energia Mensal (kWh)



### Com a instalação desse sistema, você:



Reduz sua conta  
para cerca de  
**R\$ 1.479,12**



Economiza  
**R\$ 993.583,00**  
em 25 anos.



Planta o equivalente  
**22.192 árvores**  
durante 25 anos.

→ Considerando seu consumo médio anual de R\$3118.



Reduz a emissão de  
**828.493 kg de carbono.**



Retorno de investimento  
em **5 anos.**



Valorização imediata  
de seu imóvel.

### Informações Importantes

Para o cálculo da economia em 25 anos e para o retorno de investimento, está sendo considerado perdas por eficiência no sistema, manutenção preventiva e substitutiva, valores residuais, impostos e inflação de 6,50 % ao ano.

#### Valor Total

<b>R\$ 142.640,00</b>	<b>Para pagamento em 2 parcelas: desconto total de R\$7.232,00 no valor final.</b>
Assessoria e acompanhamento durante a fase de construção.	<b>R\$180,00 CORTESIA</b>
Memorial descritivo completo da obra e 02 anos de pós venda gratuito.	<b>R\$350,00 CORTESIA</b>

#### Opção Faturamento

50% pago via boleto bancário, cheque ou transferência e o restante em 30/60/90/120 dias.

#### Opção Financiamento BV Financeira (taxas a partir de 0,75 % A.M.)

<b>R\$5.000,00 DE ENTRADA (parcelado em 12x sem juros) + 60 PARCELAS DE</b>
<b>R\$ 2.952,71</b>

#### Outras Linhas de Financiamento (consulte com a SunCorp)



### 8.3 Anexo 3

## 9 Questionário para empresa estudada

10

### 11 Parte 1: Identificação da empresa visitada

12 Data da visita: 12/06/19

13 Cidade: Santa Maria da Serra Estado: SP

14 Produto(s) produzido(s): Farinha de Mandioca

15 Tendência de mercado para volume de vendas do produto nos próximos 5 anos:

16 Custo de produção e venda do produto:

17 Valor/custo total energético de produção: R\$23 mil

18 Área de produção e plantação: 2 mil m²

19

### 20 Parte 2: Dados para balanços mássicos, fluxograma e processos

21

Processo	Entradas	Saídas	Desperdícios
<b>Plantio</b>			
<b>Colheita</b>	60 ton/ dia de mandioca		
<b>Lavagem e descascamento</b>	100-120 m³/ dia de água	3.000-6.000 kg/ dia de casca	
<b>Prensagem</b>		32 m³/ dia de manipueira	
<b>Esfarelamento</b>			
<b>Torrefação</b>			150-200 kg/ dia de amido
<b>Embalagem, rotulagem e armazenamento</b>			2%
<b>Transporte</b>			

22

## **23 Parte 3: Perguntas**

### **24 Plantio**

- 25 Qual o material de plantio, quanto é utilizado e de onde vem? Rama reaproveitada
- 26 É mecanizado? Qual a tecnologia? Quanto vai de combustível? Plantadeira manual
- 27 Usam insumos químicos? Quanto? Gamite, Adubo, Herbicidas (muitos)
- 28 Existe manejo do solo/mato? Como é feito? Herbicidas
- 29 Há irrigação? É água de reuso? Quanto vai? Sim, é de reuso e depende do produtor

**30**

### **31 Colheita**

- 32 É mecanizado? Qual a tecnologia? Quanto vai de combustível? Ancadeira (manual)
- 33 (Desperdícios) O que fazem com as raízes escurecidas/ desperdício na colheita? Quanto é gerado?
- 34 Quantos quilos de mandioca são colhidos em média? 60 toneladas/ dia

**35**

### **36 Lavagem e Descascamento**

- 37 É mecanizado? Qual a tecnologia? Quanto vai de energia? Lavador de mandioca Unipreste
- 38 Quanto vai de água? Quanta casca é gerada? O que fazem com elas? 100-120 m<sup>3</sup> de água/ dia; as cascas são vendidas ou doadas para alimentar gado
- 39 Quanta manipueira é gerada? Para onde vai?

**40**

### **41 Trituração**

- 42 Qual a tecnologia utilizada? Quanto vai de energia? Picador
- 43 Existe alguma perda no processo? 1%
- 44 Quanta massa é gerada em média?

**45**

### **46 Prensagem**

- 47 Qual a tecnologia utilizada? Quanto vai de energia/combustível?
- 48 Quanta manipueira é gerada? Para onde vai?
- 49 Quanta massa é resta em média?

**50**

### **51 Esfarelamento**

- 52 Qual a tecnologia utilizada? Quanto vai de energia? Ralador
- 53 Quanta massa é resta em média?
- 54 Quanto de frações grosseiras é gerado? O que fazem com ela?

55

**56 Escaldamento**

57 Qual a tecnologia utilizada? Quanto vai de energia/ gás?

58 Há desperdício? Quanto? O que fazem?

59 Quanta massa é resta em média?

60

**61 Torrefação**

62 Qual a tecnologia utilizada? Quanto vai de energia/ gás? Lenha

63 Há desperdício? Quanto? O que fazem? 150-200 kg de amido; utilizado para ração animal

64 Quanta massa é resta em média?

65

**66 Embalagem/ rotulagem/ armazenamento**

67 Qual a tecnologia utilizada? Quanto vai de energia? Empacotadeira, Esfardadeira, Esto-

**68** Cado e Costurado Manual

69 Há desperdício? Quanto? O que fazem? 5% em embalagem e 2% de produto

70 Quanta embalagem é necessária em média? 13 mil kg de farinha são necessários 110 kg

71 de embalagem

72

**73 Transporte**

74 Quem faz? Para onde vai? Quanto vai de combustível? Retorna vazio? Caminhão, para

75 O Estado de São Paulo e retorna vazio

76

**77 Sistema de tratamento da manipueira**

78 \*Existe um sistema de tratamento? Qual o custo dele? Não, reutiliza para plantio. A manipueira fica armazenada em um reservatório e um caminhão pipa transporta

79 \*Quanta área demanda? 32 m<sup>3</sup>

80 \*Quanta manipueira é gerada por dia? 32 m<sup>3</sup>/ dia

81 Há separação da manipueira da água de lavagem para a da prensagem? Sim

82 Tem dados de DBO, P, N, pH, cianetos? Sim.

83 Onde é despejada? Terra de plantio