



**UNIVERSIDADE FEDERAL DO CEARÁ  
CENTRO DE TECNOLOGIA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA**

**EDNALDO BENÍCIO DE SÁ FILHO**

**DESENVOLVIMENTO DE UM PROTÓTIPO DE PROCESSO DE PRODUÇÃO DE  
CELULOSE BACTERIANA EM MEIO ESTÁTICO**

**FORTALEZA**

**2018**

EDNALDO BENÍCIO DE SÁ FILHO

DESENVOLVIMENTO DE UM PROTÓTIPO DE PROCESSO DE PRODUÇÃO DE  
CELULOSE BACTERIANA EM MEIO ESTÁTICO

Monografia do Trabalho Final de Curso de Engenharia Química, do Centro de Tecnologia da Universidade Federal do Ceará, parte dos requisitos para obtenção do grau de Engenharia Química.

FORTALEZA

2018

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação  
Universidade Federal do Ceará  
Biblioteca Universitária  
Gerada automaticamente pelo módulo Catalog, mediante os dados fornecidos pelo(a) autor(a)

---

S111d Sá Filho, Ednaldo Benício de.

Desenvolvimento de um protótipo de processo de produção de celulose bacteriana em meio estático /  
Ednaldo Benício de Sá Filho. – 2018.  
65 f. : il. color.

Trabalho de Conclusão de Curso (graduação) – Universidade Federal do Ceará, Centro de Tecnologia,  
Curso de Engenharia Química, Fortaleza, 2018.  
Orientação: Profa. Dra. Ana Iraidy Santa Brigida.

1. Celulose bacteriana. 2. Biopolímero. 3. Melaço de soja. 4. Protótipo. I. Título.

CDD 660

---

EDNALDO BENÍCIO DE SÁ FILHO

DESENVOLVIMENTO DE UM PROTÓTIPO DE PROCESSO DE PRODUÇÃO DE  
CELULOSE BACTERIANA EM MEIO ESTÁTICO

Monografia do Trabalho Final do Curso  
de Engenharia Química do Centro de  
Tecnologia da Universidade Federal do  
Ceará, parte dos requisitos para obtenção  
do grau de Engenheira Química.

Aprovada em: \_\_\_/\_\_\_/\_\_\_\_\_.

BANCA EXAMINADORA

---

Dra. Ana Iraidy Santa Brigida (Orientadora)  
Universidade Federal do Ceará (UFC)

---

Profa. Dra. Rílvia Saraiva de Santiago Aguiar  
Universidade Federal do Ceará (UFC)

---

Prof. Dra. Maria Valderez Ponte Rocha  
Universidade Federal do Ceará (UFC)

## AGRADECIMENTOS

Aos meus pais, Valesca de Andrade Sá e Ednaldo Benicio de Sá, pelo apoio, pela motivação e pelo companheirismo efetivo em toda a minha educação, não medindo esforços para se fazerem sempre presentes durante a minha trajetória de desafios.

Aos membros da minha família – meus tios, primos e irmão – pela compreensão e pelos momentos vividos.

À minha segunda mãe tia Marlene por sempre ter sido uma pessoa que me compreende: defeitos e virtudes.

Aos meus amigos de faculdade, em especial Lina, Maroca, Kly e Nat Aragas pelo companheirismo, pelos incansáveis dias e noites de estudo. Para sempre lembrarei de vocês naqueles momentos árduos de dificuldade quando ficávamos madrugada adentro estudando. Deu tudo certo.

À minha amiga Vivian Okamura, pela nossa parceria desde os tempos em que nos conhecemos durante o intercâmbio. Apesar da distância, nosso sentimento segue infalível.

À minha outra amiga Samila Freitas, minha companheira de amizade desde os 2 anos de idade. Irmã de coração a qual estimo muito.

À Embrapa pela oportunidade de ter iniciado os estudos com o melaço de soja.

Aos governos do PT (Lula e Dilma) por ter me aberto portas para ter acesso a uma universidade de melhor qualidade. Sei que tudo foi fruto do meu esforço, porém sem portas abertas não tem esforço que faça as oportunidades aparecerem.

Aos professores do Departamento de Engenharia Química, em especial os professores: Filipe, Valdez, Luciana, Hiluy e Rílvia. Minha sincera gratidão por todo o apoio e a compreensão durante a graduação.

À minha querida Morsyleide Rosa por sempre ter me ajudado durante a graduação e pela abertura de oportunidades que contribuiu para me fazer chegar até aqui.

À querida orientadora Ana Iraidy, uma pessoa a qual me ajudou diretamente a construir esse trabalho. Sem dúvida, uma referência para mim como pessoa. Minha mais honesta gratidão!

“As aventuras dos 8 digiescolhidos terminaram, mas o Portal do Digimundo não foi fechado para sempre. Não foi a primeira nem a última aventura enfrentada pelos digiescolhidos. O Portal pode ser aberto novamente se você não esquecer os digimons. Se você quiser, talvez...”  
(Digimon Adventure)

## RESUMO

Celulose bacteriana (CB) por definição se trata de um biopolímero flexível, formada por fibras finas e poros nanométricos. Recentemente a celulose bacteriana tem recebido atenção de pesquisas devido às suas propriedades físico-químicas únicas quando comparadas com a celulose vegetal. Uma das aplicações mais relevantes da CB é na produção de curativos celulósicos e imobilização de medicamentos, enzimas e microorganismos. A produção em larga escala é limitada consideravelmente pelo custo do processo, pois o meio de cultivo pode representar até 30% do custo total de produção. A busca por produtos alternativos que possam substituir o meio sintético, comumente utilizado, surge como uma possibilidade de viabilização do processo em uma escala maior. Nesse contexto, o melaço de soja, subproduto da indústria processadora de soja, significa uma interessante alternativa ao meio sintético, pois contém muitos nutrientes como os principais açúcares redutores totais que o faz um meio com potencial fermentativo. O processo de produção da celulose bacteriana a partir do melaço de soja passa por diversas etapas que envolvem a hidrólise ácida, filtração de precipitados formados durante a hidrólise, ajuste do pH, eliminação de possíveis contaminantes por meio da esterilização, adição de etanol para enriquecimento nutritivo do meio, inóculo do microorganismo para fermentação, purificação das membranas obtidas, neutralização das películas e, por fim, secagem. Este trabalho visou contribuir para o desenvolvimento de um modelo de processo produtivo de celulose bacteriana em grande escala a partir de dados experimentais. O modelo construído teve como etapas o balanço de massa para a determinação das vazões de entrada e de saída, cálculo do consumo de energia dos equipamentos utilizados no processo a partir de dados específicos das fabricantes como a potência útil e o custo do maquinário global calculado por meio de uma ferramenta estadunidense chamada Matches. Além disso, foi criado um cronograma de produção da CB em uma escala maior por meio das informações experimentais para que fosse estimado o tempo gasto por cada estágio. O conjunto dessas informações possibilitará a implementação do modelo em simuladores de processo para estudos posteriores acerca da viabilidade e otimização do protótipo construído.

**Palavras-chave:** celulose bacteriana. biopolímero. melaço de soja. protótipo.

## ABSTRACT

Bacterial cellulose (CB) by definition is a flexible biopolymer, formed by fine fibers and nanometric pores. Recently, bacterial cellulose has received research attention due to its unique physicochemical properties when compared to vegetable cellulose. One of the most relevant applications of CB is in the production of cellulosic dressings and immobilization of drugs, enzymes and microorganisms. Large-scale production is considerably limited by the cost of the process as the growing medium can account for up to 30% of the total cost of production. The search for alternative products that can replace the synthetic medium, commonly used, appears as a possibility to make the process feasible on a larger scale. In this context, soybean molasses, a by-product of the soybean processing industry, means an interesting alternative to the synthetic medium, since it contains many nutrients as the main total reducing sugars that makes it a medium with fermentative potential. The process of producing bacterial cellulose from soybean molasses goes through several stages involving acid hydrolysis, filtration of precipitates formed during the hydrolysis, pH adjustment, elimination of possible contaminants through sterilization, addition of ethanol for nutritional enrichment of the medium, inoculum of the microorganism for fermentation, purification of the membranes obtained, neutralization of the films and, finally, drying. This work aimed to contribute to the development of a large - scale bacterial cellulose production process model from experimental data. The constructed model had as steps the mass balance for the determination of the inflow and outflow, calculation of the energy consumption of the equipment used in the process from data specific to the manufacturers as the net power and the cost of the global machinery calculated by of an American tool called Matches. In addition, a schedule of CB production was created on a larger scale by means of the experimental information to estimate the time spent by each stage. The set of this information will enable the implementation of the model in process simulators for further studies on the feasibility and optimization of the built prototype.

**Keywords:** bacterial cellulose. biopolymer. soybean molasses. prototype.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Estrutura da Celulose.....	16
Figura 2 – Pequeno segmento ósseo de um rato removido e substituído por uma membrana de celulose bacteriana para acelerar o processo de regeneração....	17
Figura 3 – Fluxograma da produção do melado de soja.....	20
Figura 4 – Resumo geral das etapas de produção da celulose bacteriana após a preparação do inóculo.....	21
Figura 5 – Concentração de açúcares do melado de soja.....	23
Figura 6 – Tanque de telhado flutuante externo.....	24
Figura 7 – Tanque horizontal de terminações arredondadas.....	25
Figura 8 – Bomba centrífuga.....	26
Figura 9 – Bomba de deslocamento positivo.....	26
Figura 10 – Tanque vertical cone.....	29
Figura 11 – Estufa industrial com esteira.....	33
Figura 12 – Interface do site.....	38
Figura 13 – Escopo de construção do processo.....	39
Figura 14 – Variáveis de entrada para dimensionamento da tubulação.....	40
Figura 15 – Hidrólise ácida.....	41
Figura 16 – Filtração, reajuste do pH e esterilização do meio.....	44
Figura 17 – Suplementação do meio com etanol e inóculo do microorganismo.....	51
Figura 18 – Purificação e neutralização da celulose bacteriana.....	55
Figura 19 – Secagem da celulose bacteriana.....	56

## LISTA DE GRÁFICOS

Gráfico 1 – Perfil de escoamento do meio no tanque de hidrólise.....	47
Gráfico 2 – Volume acumulado de meio descarregado para o filtro.....	48
Gráfico 3 – Potência útil das bombas.....	55
Gráfico 4 – Distribuição do tempo gasto na produção de CB.....	57
Gráfico 5 – Consumo de energia (kWh) por 1 m <sup>3</sup> de meio.....	58
Gráfico 6 – Percentual dos custos de maquinário por etapa de processo.....	59

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Dados das etapas de produção de celulose bacteriana no laboratório obtidos por Chagas (2018).....	34
Tabela 2 – Caracterização dos equipamentos utilizados na etapa de Hidrólise ácida.....	41
Tabela 3 – Caracterização dos equipamentos utilizados na etapa de Filtração.....	44
Tabela 4 – Escoamento do meio no tanque de hidrólise.....	46
Tabela 5 – Unidades de Pasteurização (UP).....	49
Tabela 6 – Caracterização dos equipamentos utilizados na etapa de suplementação com etanol, inóculo e purificação.....	49
Tabela 7 – Caracterização dos equipamentos utilizados nas etapas de purificação e neutralização.....	52
Tabela 8 – Caracterização da estufa da fabricante NaveTherm.....	55
Tabela 9 – Vazão, tempo de processo, consumo energético e custo de energia de cada equipamento utilizado para cada etapa do fluxograma global.....	56

## **LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS**

ANEEL	Agência Nacional de Energia Elétrica
CB	Celulose Bacteriana
ICMS	Imposto sobre Circulação de Mercadorias e Serviços
MS	Melaço de soja
UFC	Universidade Federal do Ceará

## LISTA DE SÍMBOLOS

\$	Dólar
%	Porcentagem
R\$	Real

## SUMÁRIO

<b>1</b>	<b>INTRODUÇÃO .....</b>	<b>14</b>
<b>2</b>	<b>REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....</b>	<b>16</b>
2.1	Celulose.....	16
2.2	Celulose Bacteriana .....	16
2.3	Aplicação da celulose bacteriana .....	17
2.4	Meio de cultivo .....	18
2.5	Síntese da celulose bacteriana .....	18
2.6	Soja .....	19
2.7	Melaço de soja .....	19
2.8	Fluxograma geral de processo de produção da Celulose Bacteriana.....	20
2.8.1	Hidrólise ácida.....	23
2.8.2	Filtração, ajuste de pH e esterilização do meio.....	27
2.8.3	Suplementação de etanol ao meio e inóculo.....	31
2.8.4	Purificação e neutralização da CB.....	31
2.8.5	Secagem da CB.....	32
<b>3</b>	<b>METODOLOGIA.....</b>	<b>34</b>
3.1	Local de estudo.....	34
3.2	Procedimento geral.....	34
3.2.1	Coleta de dados.....	34
3.2.2	Escolha dos equipamentos.....	36
3.2.3	Construção do cronograma de produção.....	38
<b>4</b>	<b>RESULTADOS E DISCUSSÃO.....</b>	<b>39</b>
4.1	Fluxograma de processo.....	39
4.2	Cronograma do processo.....	56
<b>5</b>	<b>CONCLUSÃO.....</b>	<b>59</b>
<b>6</b>	<b>REFERÊNCIAS.....</b>	<b>61</b>

## 1. INTRODUÇÃO

### 1.1 Justificativa

Nos últimos anos, a Ciência tem investido em Celulose Bacteriana (CB) para dar continuidade aos avanços científicos no campo da engenharia de tecidos. A ideia é incorporá-lo nos mais diferentes tipos de tratamentos clínicos envolvendo a pele, os órgãos e a cartilagem principalmente, uma vez que os tratamentos convencionais possuem limitações que vão desde a incompatibilidade de doadores até a rejeição do corpo da pessoa tratada. A celulose bacteriana surge como uma possibilidade de redução dessas limitações por apresentarem estruturas adequadas que estimulam a substituição de órgãos e tecidos.

A principal vantagem da utilização da CB nos processos de regeneração clínica é o fato dela ser um biopolímero semelhante às moléculas biológicas com as quais o organismo já está adaptado para reconhecer e interagir metabolicamente. A utilização da CB em larga escala já se dá como forma de membrana de hemodiálise e como carreador de fármacos de liberação controlada (HORNUNG et al., 2006).

A CB é um polímero natural produzido por diferentes gêneros de microorganismos, como, por exemplo, o do gênero *Komagataeibacter*. Este tipo de material polimérico possui propriedades mecânicas peculiares relacionadas a aspectos intrínsecos da macromolécula de celulose e é sintetizado com elevado grau de pureza por não possuir lignina nem material de hemicelulose, como ocorre em celuloses vegetais. Seu potencial elevado de cristalinidade, biodegradabilidade e biocompatibilidade a torna um material promissor para diferentes tipos de aplicações industriais (ROSS et al., 1991).

Comumente se usa o meio sintético HS (HESTRIN; SCHRAMM, 1954), composto primordialmente de glicose, peptona, ácido cítrico, extrato de levedura e fosfato de sódio dibásico, como meio de cultivo para a síntese de CB. A glicose é a principal fonte de energia e carbono. O grande gargalo da utilização desse meio é o elevado custo.

Outros possíveis meios de cultivo têm sido estudados quanto ao potencial de obtenção de CB. Muitos desses substratos são subprodutos de processos agroindustriais, tais como: o líquido de sisal (LIMA et al., 2017), extrato de algaroba (NASCIMENTO et al., 2016) e suco de caju (LIMA et al., 2017).

O melaço de soja, como subproduto da indústria processadora de soja, representa uma importante alternativa ao meio sintético. Obtido como resíduo do processo de extração proteica da soja, o melaço é rico em muitos nutrientes dentre eles açúcares como glicose, frutose,

sacarose, estaquiose e rafinose, sendo portanto um meio com potencial fermentativo. Devido à baixa concentração de açúcares simples, faz-se necessário adotar alternativas para reverter essa composição. A implementação de um processo de hidrólise ácida à formulação do meio de cultivo é uma possibilidade para o aumento do teor de açúcares fermentescíveis (KARP et al., 2016).

O processo de produção de celulose bacteriana é bastante heterogêneo e composto por uma série de etapas que vai desde a formulação do meio até o controle do crescimento bacteriano. Por se tratar de um processo de produção de CB em cultivo estático, o modelo de protótipo do processo não é contínuo. Dentre as operações unitárias mais requeridas pelo modelo estão válvulas, bombas e filtro. As etapas evidenciam a importância de reatores, já que em cada uma delas há necessidade de pelo menos um reator (tanque), que pode ser químico ou bioquímico. Os processos de separação de massa envolvidos na secagem das películas de CB produzidas requerem a utilização de estufas.

Portanto, esse trabalho é um precursor no intuito de propor um modelo de produção de celulose bacteriana que, a longo prazo, poderá ser útil em um possível interesse de implementação a nível piloto com melhorias futuras. As perspectivas construídas de viabilidade do processo se dão de forma interna, apenas envolvendo o conjunto do maquinário necessário.

## **1.2. Objetivo Geral**

Elaborar um protótipo de processo de produção de celulose bacteriana por meio da utilização do maquinário visto em Engenharia Química bem como avaliar a viabilidade preliminarmente da possibilidade de se implantar esse modelo.

## **1.3 Objetivos Específicos**

- Construir um fluxograma de processo a partir das etapas de Laboratório, caracterizando equipamentos industriais que serão utilizados em cada etapa;
- Calcular o fluxo mássico, o consumo de energia e o tempo de processo gasto em cada estágio;
- A partir da seleção de equipamentos consolidados no mercado, definir os custos com maquinário em cada etapa do protótipo construído.

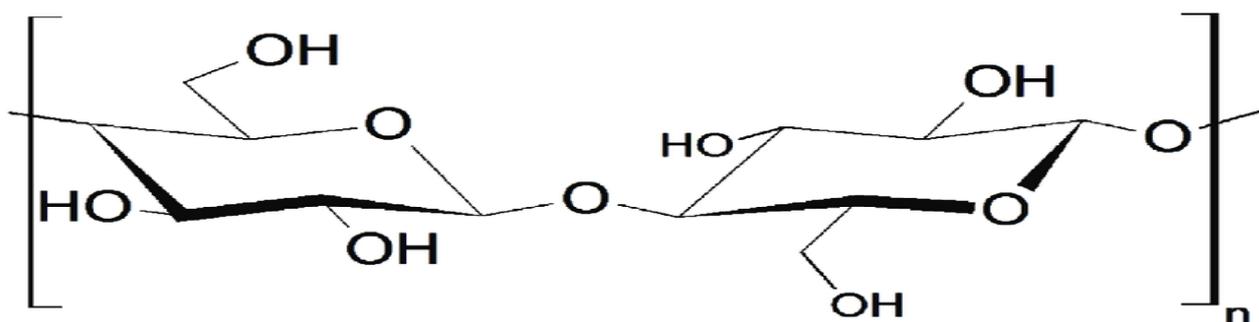
## 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

### 2.1 Celulose

A celulose  $(C_6H_{10}O_5)_n$  é uma cadeia polimérica longa composta de apenas um monômero (glicose). É um dos polissacarídeos constituintes de paredes celulares de plantas (um terço da composição mássica vegetal) em combinação com a lignina e hemicelulose. A celulose é uma fibra dietética por não ser digerível pelo homem.

A estrutura da celulose é formada pelo arranjo de moléculas de  $\beta$ -glicose por meio de ligações de  $\beta$ -1,4-glicosídicas como mostrada pela Figura 1 a seguir. Sua conformação também possui uma estrutura linear, fibrosa e úmida, estabelecendo múltiplas ligações de hidrogênio entre os grupos hidroxilas das distintas cadeias justapostas de glicose, fazendo a celulose ser impenetrável à molécula de água e insolúvel (MOON et al., 2011).

Figura 1 – Estrutura da Celulose



Fonte: Sousa Neto et al., 2012.

A polpa celulósica é sintetizada da madeira de árvores como eucalipto ou pinho e utilizada pelas indústrias de papel ou pelas demais indústrias químicas que podem converter a polpa em lubrificantes, emulsificantes, celofane e explosivos por exemplo. No processo de fabricação de papel, a polpa é obtida por meio de uma série de etapas anteriores que objetivam a limpeza da madeira, como a separação da lignina a partir do tratamento com soda cáustica. As estruturas da cadeia de celulose podem ser de fibras longas ou fibras curtas, dependendo do tipo de árvore (PIOTTO et al., 2003).

### 2.2 Celulose Bacteriana

A CB é sintetizada por diferentes tipos de bactérias, sendo a mais comumente utilizada para a sua biossíntese o microorganismo do gênero *Komogataeibacter*. A CB é caracterizada como um homopolissacarídeo quimicamente semelhante à estrutura da celulose vegetal.

Dependendo das condições de cultivo da bactéria, sua conformação pode ser em forma de filme ou granulada.

A grande vantagem da utilização da CB nos mais diferentes tipos de aplicações biomédicas se dá devido à sua estrutura nanométrica, garantindo elevados graus de porosidade, área superficial de contato, capacidade de absorção e retenção de água. De acordo com Pecoraro et al. (2008), a CB absorve água em um percentual que representa cerca de 98,5% da massa úmida, enquanto a celulose vegetal absorve água em 60% da mesma massa.

Outra propriedade que agrega valor à CB é o seu elevado grau de cristalinidade, tornando-a resistente mecanicamente ao desenvolvimento dos mais diferentes tipos de curativos e outros dispositivos biomédicos (CHAWLA et al., 2009).

### 2.3 Aplicação da Celulose Bacteriana

Muitas pesquisas têm surgido desde a última década com o intuito de estudar a possibilidade de desenvolvimento de biomateriais a partir da CB. Devido às suas características atrativas anteriormente mencionadas para aplicações biomédicas, a CB possui capacidade de compor uma barreira contra infecções em tecidos humanos.

Nesse contexto, as aplicações de destaque da CB na biomedicina são: desenvolvimento de pele artificial (FONTANA et al., 1990), uso em tratamentos de queimaduras e úlceras por meio de curativos como filmes (BIONEXT, 2013; FU et al., 2013), utilização como vasos sanguíneos artificiais (KLEMM et al., 2001), controle do fluxo de antibióticos e fármacos (JIPA et al., 2012), construção de cartilagem artificial (LOPES et al., 2011) e constituinte das lentes de contato terapêuticas para regeneração da córnea (BARUD et al., 2016). A Figura 2 abaixo exemplifica algumas das recentes pesquisas envolvendo a CB em tratamentos de reconstituição óssea experimentada em ratos.

Figura 2 – Pequeno segmento ósseo de um rato é removido e substituído por uma membrana de celulose bacteriana para acelerar o processo de regeneração.



Fonte: Lee JM et al., 2013

Embora possua valor agregado reconhecidamente importante em aplicações biomédicas, a utilização da CB é vista também na indústria de alimentos onde o biopolímero pode ser usado como aditivo emulsificante, dispersante e clarificante de suco de frutas (KRYSTYNOWICZ et al., 2000; SHI et al., 2013). A presença da CB também pode ser constatada em dispositivos de alta tecnologia, tais como: membrana de sensor de glicose (AMMON et al., 1995), papel eletrônico (SHAH; BROWN, 2005), roupas adaptáveis a esforço físico intenso (usualmente utilizada pelos corredores de atletismo) e esponjas (DONINI et al., 2010).

## **2.4 Meio de cultivo**

Uma das principais limitações à produção de celulose bacteriana em grande escala é o custo do processo envolvendo o meio de cultivo, uma vez que este representa aproximadamente um terço do custo total do processo produtivo (JOZALA et al., 2015). Para atenuar os efeitos dessas limitações, algumas fontes de carbono oriundas de processos agroindustriais têm recebido incentivos da pesquisa para que se possa substituir o uso do meio sintético HS.

Além do barateamento dos custos com o meio fermentativo, a utilização de resíduos agroindustriais reduz o impacto ambiental causado pelas agroindústrias. Vários resíduos têm sido avaliados quanto ao seu potencial nutritivo como a casca de uvas e o glicerol bruto. Nestes exemplos, os subprodutos são tratados quimicamente e suplementados conforme a demanda nutricional requerida pelo microorganismo utilizado (CARREIRA et al., 2011). Outros resíduos aplicáveis à síntese de CB como meios de cultivo incluem: suco da casca do abacaxi (KUROSUMI et al., 2009), licor de milho (JUNG et al., 2010), melão de cana (JUNG et al., 2010) e palha de trigo (CHEN et al., 2013).

A caracterização de um meio de fermentação rico nutricionalmente baseia-se na presença de glicose e outros monômeros como fonte de carbono, nitrogênio como fonte de vitaminas e sais minerais, extrato de levedura e peptona (CAMPANO et al., 2016).

## **2.5 Síntese da celulose bacteriana**

A síntese de CB pode acontecer por meio de duas formas de cultivo: estático e agitado. Neste há produção de pellets de celulose no meio, enquanto que naquele há formação de uma película gelatinosa sobrenadante.

Ambas as formas possuem vantagens e desvantagens, dependendo de qual propriedade da CB será explorada. No cultivo agitado, existe um menor grau de polimerização e cristalinidade da celulose, porém a síntese celulósica é mais rápida devido ao maior fluxo de

oxigênio e nutrientes para o interior da membrana. No cultivo estático, embora o tempo de síntese da CB seja longo, as películas possuem maior grau de polimerização e cristalinidade devido à ausência de interferência de forças cisalhantes oriundas da agitação (HUANG et al., 2014).

## **2.6 Soja**

A soja (*Glycine max*) é utilizada na alimentação humana sob as formas de óleo de soja, tofu, molho de soja, proteína de soja, entre outras. A partir do início do século XXI, os alimentos a base de soja popularizaram-se especialmente nos países não localizados na Ásia devido às recentes descobertas em relação aos benefícios à saúde humana envolvendo o consumo do grão (AZEVEDO, 2014).

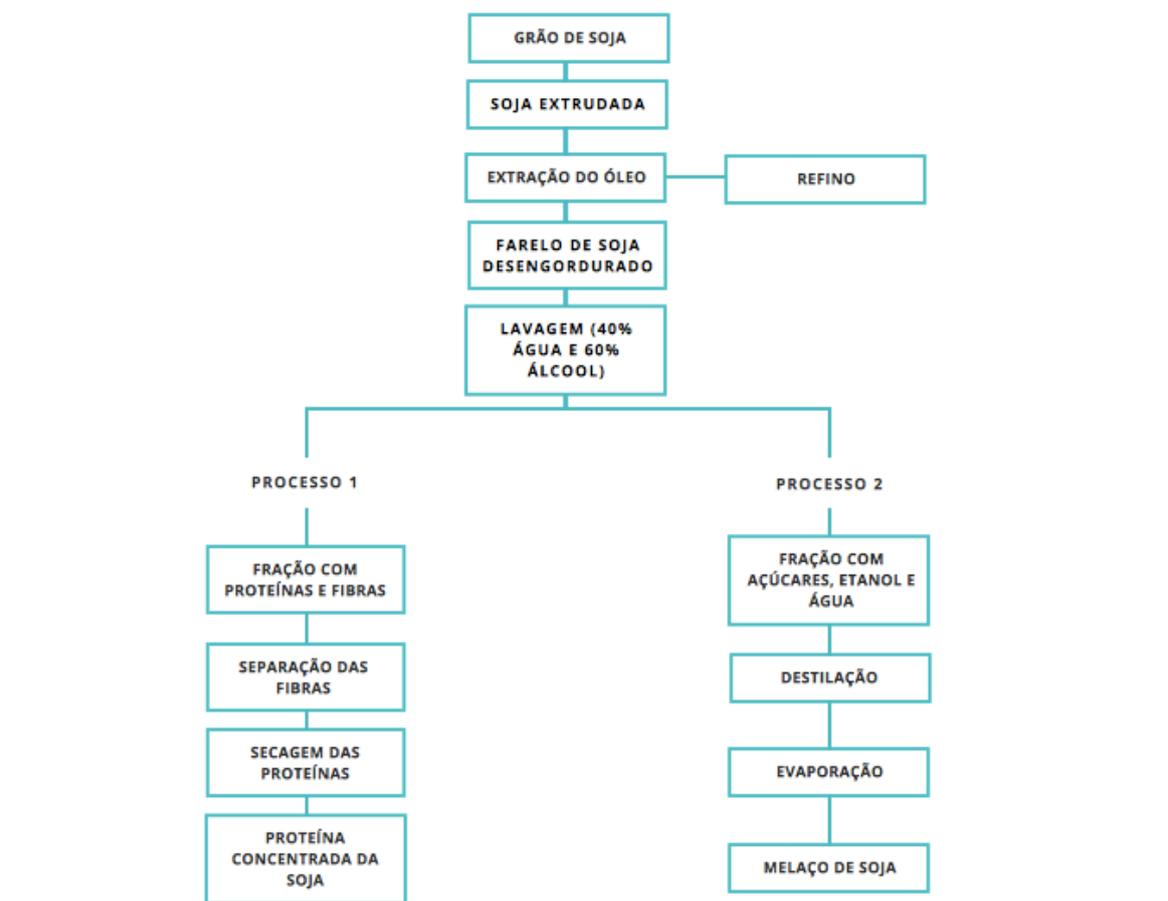
Impulsionada pela demanda crescente do consumo da soja no mundo, atualmente cerca de 85% do cultivo da soja no Brasil é transgênica. Os Estados Unidos são os que apresentam maior percentual de cultivo de soja transgênica (90%). O Brasil possui aproximadamente 36,228 milhões de hectares em área plantada destinadas à produção de 116,996 milhões de toneladas de grãos de soja anualmente. Os principais estados produtores são Mato Grosso, Paraná e Rio Grande do Sul. A maior empresa que atua no Brasil em plantações de soja é a Monsanto.

Os grãos de soja são usados para a produção de óleo e do concentrado proteico. Os processos de produção desses derivados geram um subproduto rico em monossacarídeos e polissacarídeos denominado melaço de soja (SAY YOU BRASIL, 2014).

## **2.7 Melaço de soja**

A obtenção do melaço de soja ocorre durante a etapa da evaporação de líquidos para a recuperação do concentrado proteico de soja. O farelo de soja desengordurado remanescente da extração de óleo do grão é submetido à lavagem alcoólica e de água, insolubilizando proteínas e fibras extraídas. Posteriormente o concentrado proteico é separado da fração líquida cuja composição é açúcar, água e etanol. O álcool é recuperado em um processo de destilação. Em seguida, a fração líquida passar por outro processo de secagem a fim de que haja diminuição da umidade do melaço de soja. O melaço é utilizado para o enriquecimento calórico de alimentação bovina principalmente. A Figura 3 organiza todas essas etapas do ciclo de obtenção do melaço de soja a seguir.

Figura 3 - Fluxograma da produção do melaço de soja



Fonte: ADAPTADO Guedes (2015).

Por ter em sua composição a presença de carboidratos como sacarose, estaquiose e rafinose, o melaço de soja constitui-se como um potencial meio de cultivo para a síntese de celulose bacteriana (GUEDES, 2015).

## 2.8 Fluxograma geral de processo de produção da Celulose Bacteriana

A partir dos dados obtidos em laboratório por Chagas (2015), o microorganismo utilizado foi a cepa *Komagataeibacter xylinus* ATCC 53582. A bactéria foi repicada quinzenalmente e mantida sob temperaturas entre 4°C a 6°C em meio HS (HESTRIN; SCHRAMM, 1954), contendo concentrações adequadas de glicose, extrato de levedura, peptona, ácido cítrico, fosfato de sódio dibásico anidro e ágar para a preservação da cepa sob congelamento em freezer (-20°C) e ultrafreezer (-80°C) em 20% (v/v) de glicerol.

O inóculo é preparado para fermentação a partir da transferência (raspagem) da cultura sob refrigeração para recipientes contendo ágar HS inclinado e da incubação a 30°C por 3 dias.

Após esse período, a solução contendo a cultura é novamente transferida para outro recipiente contendo caldo HS para incubação por um período de 3 dias a 30°C.

Depois do preparo do inóculo, iniciaram-se as etapas de preparação do meio que é a solução hidrolisada de melação de soja. A Figura 4 apresenta a esquematização generalizada da produção de CB até a obtenção de sua massa seca (CHAGAS, 2018).

Figura 4 – Resumo geral das etapas de produção da celulose bacteriana após a preparação do inóculo.



Fonte: Elaborado pelo autor, 2018.

A caracterização dos equipamentos de Engenharia Química a ser utilizados no processo foi auxiliada por uma firma estadunidense em engenharia chamada *Matches*. A empresa desenvolveu um website baseado em simulações computacionais e modelos de custo que permite o usuário apenas colocar dados básicos de processo como volume, tipo de material e equipamento e condições de processo para obter os custos do maquinário. Dessa forma, a ferramenta contribui para se obter uma base de esquematização do processo complementada pela avaliação econômica.

As conexões tubulares que interligam cada equipamento integrando as diferentes etapas do processo foram dimensionadas a partir das equações da continuidade. As variáveis calculadas (diâmetro interno mínimo e perda de carga) foram obtidas por meio das equações contínuas para sistemas fluido-mecânicos abaixo:

$$d = \sqrt{\left(\frac{Q_w}{3600 * v}\right) * \frac{4}{\pi}} \quad (\text{Equação 1})$$

$$\Delta p = \frac{\mu * l * v^2 * SG}{2 * d} \quad (\text{Equação 2})$$

d: diâmetro interno calculado (mm).

$Q_w$ : vazão volumétrica (m<sup>3</sup>/h).

v: velocidade de escoamento do fluido (m/s).

SG: gravidade específica da água.

l: comprimento da tubulação.

O diâmetro tubular utilizado no protótipo será sempre o próximo diâmetro nominal superior ao diâmetro interno calculado pela equação (1) (ABEMEC-MG, 2015). Além disso, a distância mínima requerida entre dois equipamentos industriais regulamentada pela Norma Regulamentadora – 12 é de 80 cm a 1 m. Portanto, o valor usado para o comprimento das tubulações (l) foi de 1 m (NR-12).

A perda de carga conceitualmente é a perda de energia pela unidade de peso do fluido em escoamento. Quando esta ocorre dentro de um tubo, a perda de carga é denominada de dinâmica ou distribuída por causa da fricção das micropartículas do fluido entre si e contra as paredes da tubulação que são limítrofes do fluxo (ALICAT SCIENTIFIC, 2018).

Em geral, o regime de escoamento na condução de fluidos circulando no interior dos fluidos é turbulento, excetuando em condições especiais como em escoamentos a baixas velocidades.

A TLV Engenharia é uma empresa especializada em dimensionamento de tubulações de líquidos cujas propriedades físicas sejam semelhantes às da água. A empresa disponibiliza uma calculadora virtual que permite o dimensionamento exato da perda de carga e diâmetro interno do tubo com base nem dados de entrada, tais como: norma do tubo (DIN 2448), pressão

da água, perda de pressão máxima permitida, comprimento de tubulação e vazão requerida para o escoamento.

### 2.8.1 Hidrólise ácida

De acordo com o catálogo de informações de produto da empresa CJ Selecta, destinada à produção de melaço de soja para nutrição animal, os principais açúcares que constituem o melaço são sacarose, estaquiase e rafinose. A Figura 5 abaixo mostra a composição de açúcares do melaço de soja produzido pela empresa CJ Selecta.

Figura 5 – Concentração de açúcares do melaço de soja.

Açúcares	g/kg de melaço
Frutose	26
Sacarose	199
Rafinose	50
Estaquiase	119
Glicose	6

Fonte: CJ Selecta (2017).

Com o intuito de aproximar a concentração de açúcares redutores (sacarose, glicose e frutose) do meio de referência sintético HS, utilizou-se uma solução de ácido sulfúrico (5% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 1M v/v) para realização da etapa de hidrólise dos oligossacarídeos (rafinose e estaquiase). O objetivo foi encontrar uma concentração de açúcares redutores em torno de 20 g/L na solução preparada de MS (75 g/L). A reação ocorrerá a uma temperatura de 90°C em agitação constante durante 10 minutos (CHAGAS, 2018).

O emprego de materiais na construção de equipamentos ou instalações leva em consideração a ação do meio corrosivo como a água industrial e soluções ácidas. A ação corrosiva desses meios não se limita apenas à influência da solução salina, mas também da ação conjunta de diferentes constituintes e parâmetros como temperatura, oxigênio dissolvido, grau de agitação e valor do pH (GEMELLI et al., 2001).

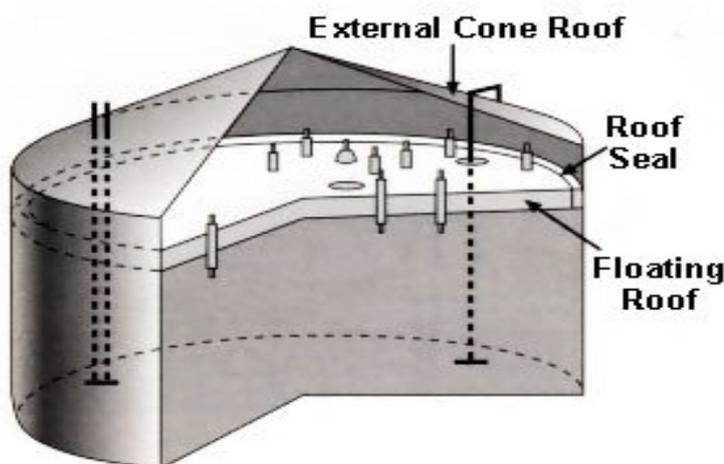
A utilização de aço inoxidável para meios que possuem elevada concentração de íons é uma maneira de atenuar os efeitos corrosivos embora torne o custo do processo mais oneroso. O aço inoxidável constitui-se em uma liga de ferro e cromo, podendo conter pequenas quantidades de níquel, molibdênio e outros elementos a depender das propriedades físico-químicas do fluido. Em geral equipamentos industriais construídos desses materiais possuem além da alta resistência à corrosão e temperaturas elevadas, facilidade de limpeza, acabamentos

superficiais e formas variadas, baixo custo de manutenção, durabilidade no uso e são recicláveis (LAQUE et al., 1975).

Os tanques de armazenamento são comercializados em diversas formas, tais como: cilindros verticais e horizontais, abertos ou fechados, com fundo plano, côncavo ou convexo, entre outros. Cada tipo é projetado para lidar com variados graus de pressão de operação. Esses tanques têm por finalidade também evitar fugas, como vazamentos, vaporização e vazamento de líquidos. Como requisito de segurança, é recomendada a utilização de tetos flutuantes que sobem e descem com o nível do líquido.

O tanque de armazenamento de água especificada do tipo telhado flutuante externo típico consiste em um invólucro de aço cilíndrico de topo aberto equipado com um telhado que flutua na superfície do líquido armazenado. O teto flutuante é formado por um deck, acessórios e sistema de vedação de aro. Os fabricantes fornecem vários modelos desses tipos básicos de decks flutuantes que são construídos para manter o contato total com o líquido. O projeto de teto flutuante externo permite que as perdas por evaporação do líquido sejam mínimas, haja redução de risco de incêndio e diminui a atividade corrosiva do ar.

Figura 6 – Tanque de telhado flutuante externo



Fonte: Kuan, 2009.

Tanques horizontais são úteis para o armazenamento de meios como soluções ácidas ou viscosas (caso do melão de soja). Essa variação de tanque é construída para serviços acima do solo e subterrâneos. Em geral os tanques horizontais são pequenos e construídos de aço inoxidável com uma cobertura de fibra de vidro ou poliéster reforçado com fibra de vidro.

A corrosão atmosférica pode ser desprezível ou relevante, dependendo das condições do ambiente externo. Uma atmosfera sulfurosa ou ácida pode corroer as películas externas de proteção do tanque (KUAN, 2009).

Figura 7 – Tanque horizontal de terminações arredondadas.



Fonte: Dione Oil LTDA, 2018.

Bombas centrífugas (Figura 8 abaixo) são um dos equipamentos mais comuns para transferência de líquidos, desde aplicações domésticas, até inúmeros processos envolvendo bombeamento a altas vazões em atividades industriais. Para transferências de fluidos com densidade próxima à da água e pouco corrosivos, pode-se utilizá-las sem nenhuma restrição. No bombeamento do ácido sulfúrico para o reator, a utilização de bomba centrífuga é viabilizada com a substituição do material da bomba com aço inoxidável (TETRALON, 2018).

Figura 8 – Bomba centrífuga.



Fonte: Tetralon, 2018.

A transferência de melaço de soja exige o uso de bombas de deslocamento positivo (Figura 9 abaixo) devido à elevada viscosidade do melaço (variando entre 2000 a 14000 cP). O princípio de funcionamento desse tipo de bomba baseia-se na sucção do fluido (deslocamento) da bomba até a descarga em volumes típicos exigidos pelo projetistas. Outro aspecto que difere das bombas centrífugas, é que a pressão na descarga da bomba ocorre não por uma transferência de quantidade de movimento angular, porém devido à restrição que a tubulação de descarga da bomba coloca ao movimento do fluido.

Figura 9 – Bomba de deslocamento positivo.



Fonte: Tetralon, 2018.

Por meio do catálogo da fabricante de bombas *Schneider Motobombas* (2017), a seleção das bombas centrífugas foi feita a partir do cálculo da potência necessária para que a bomba realizasse o trabalho requerido.

$$Pot = \frac{Q * H * 75}{\rho} \quad (\text{Equação 3})$$

Q = vazão do fluido de escoamento (m<sup>3</sup>/h).

H = altura manométrica de elevação (m).

ρ = densidade da água (Kg/m<sup>3</sup>).

No cálculo da potência, usa-se a densidade da água na fórmula porque a solução apresenta viscosidade semelhante à da água. Além disso, os valores do catálogo da fabricante

Schneider (2017) são referenciados com base nas propriedades da água em condições normais de temperatura e pressão.

Reatores do tipo semi-batelada são largamente utilizados em reações líquidas, gás-líquido e sólido-líquido. Embora esses reatores possuam elevado custo por unidade de produto e dificuldade na análise do andamento do processo devido à complexidade maior das equações, as principais vantagens de sua utilização se devem ao fato das reações terem suas temperaturas de operação melhor controladas, minimizando efeitos de reações indesejadas.

Os reatores semi-batelada são geralmente cilindros metálicos de grande diâmetro montados verticalmente em uma estrutura de suporte. O volume contido fornece assim o tempo de permanência requerido pela reação química. Na maioria das situações, opera-se isotermicamente os reatores, o que significa que se adiciona ou remove calor dos mesmos (MARCHISIO, 2017).

O projeto de construção dos reatores semibatelada é baseado no tempo de residência necessário para a produção do produto especificado em escala laboratorial. A reação ocorrerá a 90°C durante 10 minutos de agitação de acordo com Chagas (2012). Em geral, as dimensões do reator projetado são superestimadas (over-design) para impedir que problemas inesperados aconteçam.

A modelagem do reator depende diretamente dos dados obtidos da cinética química de reação no laboratório. A utilização de softwares como o iC Kinetics possibilita a descrição gráfica das propriedades reacionais a fim de que seja criado um modelo cinético aplicável para o projeto.

## **2.8.2 Filtração, ajuste de pH e esterilização do meio**

A operação em escala industrial do processo de filtração é semelhante às filtrações em escala de laboratório que utilizam papel de filtro e funil basicamente. Essa etapa tem o objetivo de separar sólidos de suspensões líquidas ou separar partículas sólidas de gases. Para uma produção razoável e otimizada com relação ao custo, a maioria dos equipamentos filtrantes operam visando à diminuição da resistência ao escoamento do fluido, de forma que a área filtrante seja a maior possível sem que as dimensões externas do filtro sejam aumentadas.

No mercado há diversos tipos de filtros como o filtro tambor rotativo a vácuo cujo objetivo principal é filtrar líquidos com concentrações de sólidos pastoso. O sólido fica retido num meio poroso, formando uma torta, enquanto o líquido passa. O funcionamento do equipamento consiste na filtração, lavagem e descarregamento da torta de forma ininterrupta

por meio de uma válvula automática localizada no centro do tambor ativando cada etapa. A velocidade de rotação do tambor é baixa e parte dele fica submerso na suspensão a filtrar.

Muitas relações matemáticas são utilizadas nos cálculos da perda de carga em tubulações, dependendo da exigência de cada processo. Especificamente no caso das peças especiais contidas nos filtros de tela e de disco, cujas perdas de carga são caracterizadas como localizadas, a utilização de equações gerais é inviabilizada devido a fenômenos típicos observados em seus interiores durante a passagem do líquido, não retratando a situação real.

O modelo matemático proposto por Oliveira (2005) foi usado para a determinação da perda de carga no filtro, conforme expresso pela equação a seguir.

$$Hf = \beta_0 * Q^{\beta_1} \quad (\text{Equação 4})$$

Hf: perda de carga no filtro, em mca.

Q: vazão que escoar através do filtro, em m<sup>3</sup>/h;

$\beta_0$ : constante que expressa a perda de carga para a vazão unitária, em mca;

$\beta_1$ : constante característica do regime de fluxo, adimensional.

Os valores das constantes  $\beta_0$  e  $\beta_1$  são, respectivamente, 0,161 e 1,93845.

Após os cálculos do perfil da perda de carga ao longo do escoamento do fluido, os resultados obtidos foram comparados com os modelos de filtro de disco da fabricante AMIAD em seu catálogo de 2005.

O modelo de Oliveira (2005) também desenvolveu uma fórmula que permite calcular o gasto de energia em perda de carga do filtro:

$$CDHf = \frac{Qp * Hfc * Pcv * NH}{75 * \eta} \quad (\text{Equação 5})$$

CDHf: custo diário da perda de carga (R\$).

$\eta$ : eficiência da motobomba em decimais (0,6).

Pcv: preço do cv hora (R\$ 0,39).

NH: número de horas de funcionamento por dia.

Em seguida, o meio deve ter o pH corrigido para 6,0 com solução alcalina de NaOH (30% v/v) para garantir condições favoráveis ao crescimento do microorganismo utilizado na

fermentação. (CHAGAS et al., 2018). O tanque de armazenamento requer reforço material com aço inoxidável por se tratar de uma solução básica, cujos íons livres poderão oxidar mais facilmente o material.

Essa especificação de tanque de aço com fundo cônico pode ter topo aberto ou fechado com um prato ou topo cônico. Os tanques menores geralmente são projetados com pernas de ferro angulares, enquanto os tanques maiores são equipados com pernas em viga I. A Figura 10 a seguir exhibe um exemplo de tanque vertical cone.

Figura 10 – Tanque vertical cone.



Fonte: Scan – Plast LTDA, 2018.

A pasteurização do meio de cultivo é necessária devido aos riscos de possíveis contaminantes que poderão interferir na fermentação. A matemática da etapa de descontaminação baseia-se na utilização da unidade de pasteurização (UP), frequentemente usada em indústrias de cerveja e alimentícia. Uma UP é o grau de pasteurização obtido a 60°C por um minuto (FALLER, 2018).

A pasteurização surte efeito apenas quando a temperatura eleva-se ficando próxima de 60°C. Entretanto, os efeitos das rampas de subida e descida de temperatura não podem ser desprezados caso a taxa de aquecimento ou resfriamento seja lenta. No cálculo da unidade de pasteurização total deverá ser levado em consideração as etapas de aquecimento, resfriamento e estabilização da temperatura como mostrado pelas fórmulas abaixo:

Durante o aquecimento:

$$UPa = \frac{1,389^{Tp-60} - 1,389^{To-60}}{2 * \ln 1,389} \quad (\text{Equação 6})$$

Durante o patamar 60°C:

$$UPp = t * 1,389^{Tp-60} \quad (\text{Equação 7})$$

Durante a resfriamento:

$$UPr = \frac{1,389^{Ts-60} - 1}{-1 * \ln 1,389} \quad (\text{Equação 8})$$

UPa: Unidade de pasteurização de aquecimento.

UPp: Unidade de pasteurização no patamar de 60°C.

UPr: Unidade de pasteurização de resfriamento.

Tp: Temperatura de pasteurização (°C).

Ts: Temperatura de saída (°C)

To: Temperatura inicial (°C)

t: tempo de circulação do fluido no pasteurizador.

### 2.8.3 Suplementação de etanol ao meio e inóculo

A etapa de suplementação com uma solução de etanol é fundamental para que a síntese de celulose bacteriana seja melhorada devido ao fato do composto orgânico ser uma importante fonte de carbono e de energia para a geração de ATP no estágio inicial do processo fermentativo (LI et al., 2012). O etanol é oxidado pelo microorganismo e convertido em ácido acético, que, por sua vez, será metabolizado no ciclo de Krebs produzindo ATP para o crescimento de células bacterianas e, conseqüentemente, síntese de CB.(NARITOMI et al., 1998).

De acordo com Chagas (2012), a adição de etanol (0,5 a 2,0% v/v) tem sido relatada na literatura usando frutose e glicose (KRISTYNOWICZ et al., 2002). Os microorganismos toleram no máximo 15% (v/v) de etanol, devendo-se tomar precauções quanto aos níveis de ácido acético residual que pode inibir o crescimento da bactéria e conseqüentemente reduzindo a síntese de CB (NARITOMI et al., 1998).

O tanque de armazenamento de etanol também exige o uso de material aço inoxidável devido ao elevado grau de polaridade da molécula orgânica. O tamanho pequeno do equipamento atenua os efeitos dos gastos com o material.

Para a síntese de CB, os meios receberam o inóculo com 10% (v/v) de *K. Xylinus* 53582 para serem incubados a 30°C durante 10 dias sob condição estática em bandejas de polietileno de laboratório com capacidade volumétrica de 2,5L (Chagas, 2018). As condições de fermentação (temperatura e tempo) foram baseadas na metodologia descrita por Costa et al. (2017).

#### **2.8.4 Purificação e neutralização da CB**

A metodologia aplicada para a purificação das películas foi descrita por CARREIRA et al. (2011) com algumas alterações conforme CHAGAS et al. (2018). As membranas são lavadas em um tanque com água a 90°C durante 40 minutos por duas vezes e posteriormente as películas são imersas com corrente de NaOH 2% (m/v) a 90°C por 1 hora (CHAGAS et. al., 2018).

A obtenção de CB é uma etapa relativamente simples quando comparado com a produção da celulose vegetal, ocorrendo em um tempo curto e não exigindo de grandes extensões de terra para o cultivo de plantações. Além disso, não ocorre influência do clima, e a obtenção é livre presença de efluentes tóxicos durante o processo de purificação.

A purificação da CB é simples porque a superfície da película apresenta apenas açúcares, células microbianas ou outros metabolitos secundários como impurezas.

O material do tanque de armazenamento da solução básica empregada na purificação das CB corresponde aos mesmos requisitos exigidos em etapas anteriores. Aço inoxidável constitui a parte interna de tanques verticais em forma de cone para líquidos alcalinos.

O resíduo biológico líquido da purificação contém concentrações de microorganismos requerendo a necessidade de haver um tratamento preliminar antes do descarte no meio ambiente ou aproveitamento para alguma etapa do fluxograma.

Em geral os tanques de aquecimento são circundados por uma camisa que irá permitir a circulação de um fluido a uma temperatura constante para fornecer ou retirar calor do tanque, dependendo da finalidade do processo. Frequentemente é necessário calcular o tempo de aquecimento ou resfriador em um tanque que funciona como batelada. Para reações exotérmicas, a camisa fornece menor performance de transferência de calor quando comparada com a utilização de carvão por exemplo. No entanto, a utilização de um tanque encamisado é

preferencialmente recomendado para processos cujo objetivo seja a fabricação de produtos quimicamente finos por minimizar os riscos de contaminação.

Em geral tanques industriais encamisados operam reações exotérmicas de elevados níveis de conversão baseados em uma relação de 9 m<sup>2</sup> de área de transferência de calor por m<sup>3</sup> de tanque.

O tempo de aquecimento e de resfriamento do tanque utilizado pode ser calculado por meio das equações de transferência de calor a seguir:

$$Q = M * Cp * \frac{dT}{dt} = U * A * \Delta Tm \quad (\text{Equação 9})$$

Para um fluido circulante com temperatura constante (Ts):

$$\frac{dT}{dt} = \frac{U * A}{M * Cp} * (Ts - T) \quad (\text{Equação 10})$$

O tempo para atingir a temperatura T a partir de uma temperatura inicial (To) do conteúdo interno do tanque:

$$t = \frac{M * Cp}{U * A} * \ln\left(\frac{Ts - To}{Ts - T}\right) \quad (\text{Equação 11})$$

De acordo com as informações do Kern (1950), os valores típicos do coeficiente global de transferência de calor (U) adotados foram de 400W.m<sup>-2</sup>.K<sup>-1</sup> para o aquecimento e 350W.m<sup>-2</sup>.K<sup>-1</sup> para o resfriamento.

O aquecimento de tubulações e conseqüentemente do meio circulante dentro dos tanques terá como fonte a energia elétrica devido ao baixo custo inicial, facilidade de manutenção e impossibilidade de contaminação do fluido circulante. Apesar das vantagens, esse sistema utilizado para aquecimento é irregular, dificultando o controle (Perfil Térmico, 2018).

A etapa de neutralização consiste na lavagem das películas de forma consecutiva até que o pH das membranas se torne neutro. De acordo com Chagas (2018), o volume de água utilizado é determinado visualmente a partir do cobrimento total das películas com água.

### 2.8.5 Secagem da CB

A última fase de produção de celulose bacteriana consiste na secagem em estufa das películas. Dependendo da finalidade destinada às membranas, a CB pode ter umidade diferente.

Para efeitos de caracterizações físicas, as CB são secas a 50°C por 24 horas (Chagas et. al., 2018).

Segundo a fabricante NaveTherm, as estufas industriais geralmente são elétricas, possuindo uma composição de material com chapas de aço galvanizadas que evitará as corrosões devido ao processo de desumidificação. Além disso, a fabricante desenvolve estufas com esteiras como mostradas da Figura 11 abaixo, o que facilita o transporte das películas que saem do tanque de neutralização e torna o processo produtivo cada vez mais contínuo.

Figura 11 – Estufa industrial com esteira



Fonte: NaveTherm LTDA, 2018.

## 2.9 Custos de funcionamento

O principal custo de um processo térmico é o de energia, uma vez que se trata de um processo energético-intensivo. A conta básica é dividir o custo de produção por consumo de material, sendo o resultado expresso em reais por quantidade de matéria-prima ou por energia demandada pelo equipamento.

Na grande maioria dos casos de projetos, esses cálculos acabam sendo uma grande generalização por incluir vários itens, fazendo com que os custos energéticos variem facilmente. As principais variáveis são: temperatura de processo, tempo de operação, geometria das peças e da carga e tipo de material processado.

A maneira mais fácil e economicamente viável de se monitorar o custo de energia de processos químicos é por meio de sensores na resistência, que em geral são medidores de energia ou vazão, conectados a um hardware apresentando o consumo desde o dia de instalação do maquinário.

Segundo o relatório de plano de dados abertos de 2016 e 2017, as tarifas homologadas pela Agência Nacional de Energia Elétrica (ANEEL) são expressas na unidade R\$/KWh (reais por quilowatt-hora), sendo excluído os tributos, Imposto sobre Circulação de Mercadorias e Serviços (ICMS), taxa de iluminação pública e encargo de capacidade emergencial. A tarifa industrial para esses anos foi de R\$0,39/kWh.

### 3. METODOLOGIA

#### 3.1 Local de Estudo

A coleta de dados foi obtida a partir da pesquisa de Chagas (2018) sobre a síntese de CB em cultivo estático com melaço de soja no Laboratório de Tecnologia da Biomassa (LTB) da unidade Embrapa Agroindústria Tropical localizada na Rua dos Monarcas, 2270 – Pici, Fortaleza – CE, 60511-110.

#### 3.2 Procedimento Geral

##### 3.2.1 Coleta de dados

A empresa disponibilizou o acesso aos dados dos estudos da dissertação de mestrado de Chagas (2018). Aqueles mais importantes e indispensáveis para a construção básica do processo estão reunidos na Tabela 1 a seguir separados por cada etapa de produção:

Tabela 1 – Dados das etapas de produção de celulose bacteriana no laboratório obtidos por Chagas (2018)

Hidrólise ácida	
Concentração de melaço	75 g/L
Concentração de ácido sulfúrico	1M 5 % (v/v)
Temperatura	90 °C
Tempo de reação	10 min
Reajuste do pH	
pH do meio	6
Concentração da solução de NaOH	30% (m/v)
Suplementação com Etanol	
(Volume de etanol/Volume de Meio)	0,02 mL etanol/mL meio
Fermentação	
(Volume de inóculo)/(Volume de meio)	0,1 mL inóculo/mL meio
Massa úmida da membrana bacteriana	17,15 g
Massa seca	0,35g
Umidade	0,98
Tempo	10 dias

Purificação	
(Volume NaOH 2% <i>m/v</i> )/(Película úmida)	21,74mL/membrana
(Volume Água)/(Película úmida)	43,5 mL/membrana
Temperatura	90 °C
Tempo	40 min
Neutralização	
(Volume de água)/(Película úmida)	0,78 mL água/membrana
N° de vezes	5
Secagem	
Temperatura	50 °C
Tempo	24 horas

Fonte: Chagas, 2018.

A concentração de melação determinada foi obtida a partir da consideração de que o melação de soja se comporta como um sólido. Portanto, basicamente se pesou o melação em uma balança analítica. Em seguida, água destilada completou o volume necessário para fornecer a concentração de melação.

Devido à falta de informações a respeito da cinética de reação química dos polissacarídeos envolvidos em solução ácida, o gasto de energia do reator semi-batelada foi calculado a partir da consideração de que o conteúdo do tanque será composto por uma única solução que necessitará ser aquecida até a temperatura de 90°C.

Dessa forma, por meio das equações de transferência calor, foi possível estimar o gasto energético exigido na reação de hidrólise para que a conversão atingida seja semelhante ao obtido experimentalmente.

O volume de NaOH foi mensurado experimentalmente através do controle feito com um pHmetro do tipo HMMPB-210 até que o meio formulado esteja com o pH ajustado a 6,0, já que a fermentação ocorre sob essa condição.

O etanol é importante para o enriquecimento nutritivo do meio a fim de que o microorganismo possua maior disponibilidade de carbono. A percentagem de volume de etanol adicionado ao meio corresponde a 2% do volume de meio formulado. No laboratório, cada frasco Schott 250 mL continha 50 mL de meio, o que demandava pelo menos 1mL de etanol para cada frasco.

O volume de inóculo adicionado corresponde a 10% do volume de meio produzido. Durante a etapa de adição do inóculo, há uma branda agitação para que a concentração de microorganismo no meio seja melhor homogeneizado de forma a permitir maior contato possível com o substrato.

Após 10 dias, o peso médio da massa seca e úmida da celulose bacteriana foi calculado com o uso de balança analítica. Os resultados foram obtidos depois da purificação, neutralização e secagem das membranas.

Experimentalmente essa etapa ocorre em três fases simples.

As duas primeiras fases são a lavagem das membranas em um béquer com água a uma temperatura de 90 °C durante 40 minutos. O volume de água utilizado corresponde a quantidade mínima de líquido de forma que as membranas fiquem cobertas. Esse volume utilizado foi calculado para se traçar uma correlação entre o volume de água gasto por membrana de CB.

A terceira e última fase da purificação é a lavagem com uma solução de NaOH 2% (m/v) para garantir o elevado grau de pureza das membranas, uma vez que sem a solução alcalina seriam necessárias mais etapas subsequentes de lavagem com água.

A etapa de neutralização também é simples, pois basicamente consiste na lavagem das membranas de CB com água para que seja retirada a alcalinidade da superfície das películas. No laboratório, foram efetuadas 5 lavagens, correspondendo ao valor do volume de água por membrana.

A massa seca de celulose foi encontrada através do processo de secagem e pesagem da película em balança infravermelho (170 °C) após breve drenagem do excesso de água por meio de papel de filtro.

### **3.2.2 Escolha dos equipamentos**

Completada a parte da coleta de dados no laboratório, o fluxograma de processo foi construído com base na caracterização dos equipamentos utilizados em processos químicos. Foi utilizada a ferramenta *Matches* que possui um conjunto de informações baseado em simulações computacionais que a companhia faz para engenheiros que desejam orçar projetos envolvendo plantas químicas.

Os valores trabalhados dos equipamentos utilizados estiveram sempre dentro do intervalo dos modelos da *Matches* para que os custos representassem fidedignamente o processo.

Por exemplo, a empresa trabalha com tanques horizontais de aço inoxidável em um intervalo de volume entre 100 e 40000 galões. Logo o tanque utilizado no processo de produção da CB precisaria estar dentro desse intervalo para que a ferramenta estipulasse o custo do maquinário. Portanto, todos os equipamentos selecionados no fluxograma respeitaram os limites de caracterização da ferramenta.

Importante ressaltar que essas informações obtidas são referentes ao ano de 2014, momento em que ocorreu a última atualização de preços dos equipamentos pelo software da empresa. Portanto, os preços do maquinário obtidos pertencem ao ano de 2014.

O layout do aplicativo está representado na Figura 12 a seguir. Na coluna da direita, encontram-se os diversos equipamentos aplicados em processos de Engenharia Química tipificados para a consulta de informações.

Figura 12 – Interface do site.

The screenshot displays the Matches website interface. At the top, there is a navigation menu with links for Home, About, News, Products, Services, Calendar, and Contact. To the right of the menu, contact information is provided: office (405) 340-2673, fax (866) 583-3035, and toll-free (800) 525-6277. The main content area features a 'Tank Cost Estimate' form with the following fields and options:

- Tank Type:** A dropdown menu with 'API, Cone Roof, Shop Fab' selected.
- Tank Volume:** A text input field containing '20000' followed by 'gallons'.
- Material:** A dropdown menu with 'Carbon Steel & API' selected.
- Pressure:** A text input field containing 'Atmospheric'.
- Select For Cost:** A button.
- Cost 2014 US \$:** A text input field.
- F.O.B. Gulf Coast U.S.A.:** A text input field.

Below the form, there is a section titled 'Cost Information Exchange' with a link to a 'Shared Equipment Cost' form. On the right side of the page, there is a 'Equipment Type' list with the following items:

- [Agglomerator](#)
- [Agitator](#)
- [Bin](#)
- [Blender](#)
- [Blower](#)
- [Boiler](#)
- [Centrifuge](#)
- [Classifier](#)
- [Compressor](#)
- [Conveyor](#)
- [Cooling](#)
- [Crystallizer](#)
- [Dryers](#)
- [Dust Collector](#)
- [Ejector](#)
- [Elevator](#)
- [Exchanger, Heat](#)
- [Fan](#)
- [Filter](#)
- [Fired Heater](#)
- [Incinerator](#)
- [Material Handling](#)
- [Pump - Centrifugal](#)
- [Pump - Positive Displacement](#)
- [Pump - Vacuum](#)
- [Reactor](#)
- [Screen](#)
- [Scrubber](#)
- [Separator](#)
- [Size Reduction](#)
- [Tank](#)
- [Vessel](#)
- [Index](#)
- [References](#)
- [Equipment Cost Home](#)

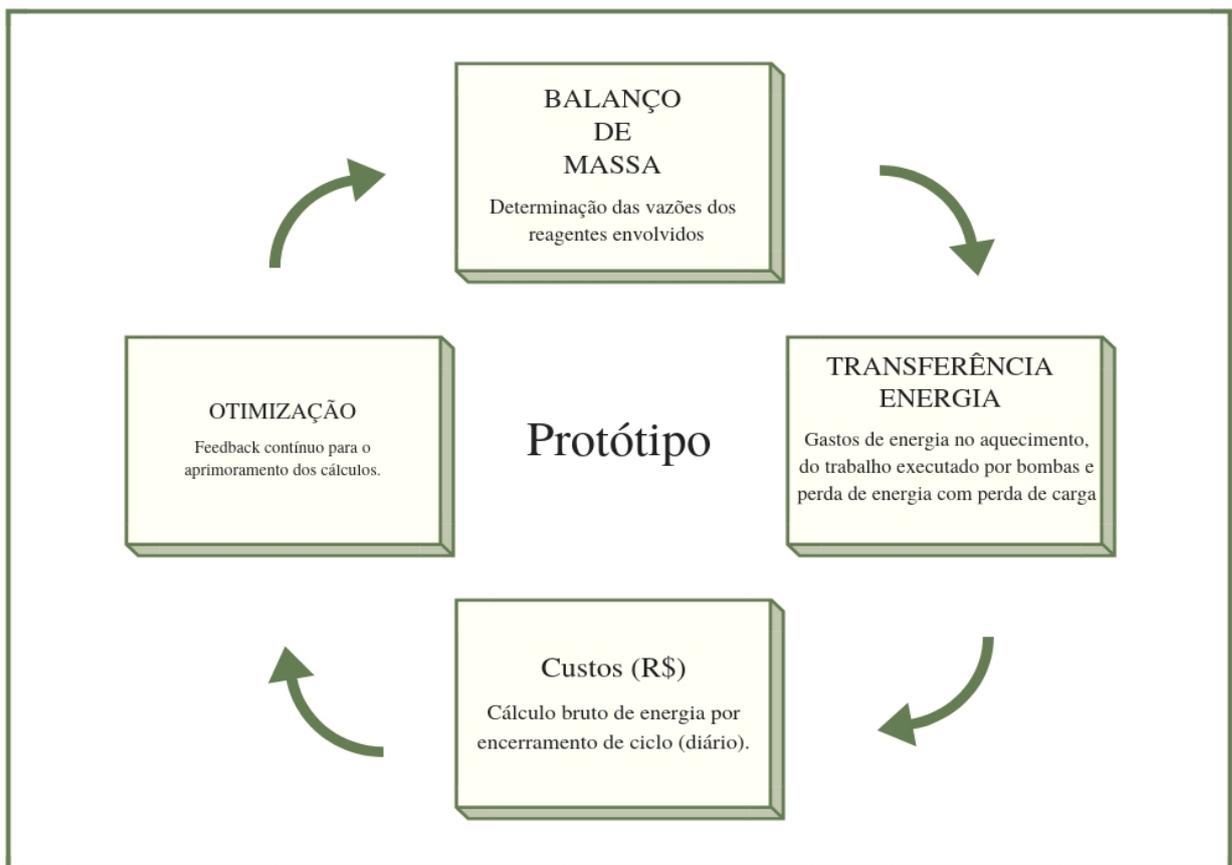
At the bottom of the page, there is a footer with links for Home, About, Calendar, Contact, Affiliates, Equipment Cost, FAQ, Information Links, News, Photo Gallery, and Press.

Fonte: Matches, 2018

### 3.2.3 Construção do cronograma de produção

Em cada fase do processo, calculou-se a vazão de escoamento dos tanques, dos reatores bem como de outros equipamentos utilizados no protótipo como filtros, bombas e pasteurizador. Com base na vazão, o tempo de escoamento para o enchimento de reagentes em tanques e reatores foi determinado, dando uma orientação acerca do tempo demandado em cada etapa. O ciclo de elaboração pode ser visualizado por meio da Figura 13 abaixo.

Figura 13 – Escopo de construção do processo



Fonte: Elaborado pelo autor, 2018.

As Equações (1) e (2) foram usadas para a mensurar o diâmetro nominal que seria utilizado na tubulação de entrada/saída de cada equipamento variáveis pré-definidas pela ferramenta da empresa TLV Engenharia como mostrado na Figura 14 a seguir:

Figura 14 – Variáveis de entrada para dimensionamento da tubulação.

### Calculadora: Dimensionamento da tubulação de água por perda de pressão

**Dados de entrada**

Unidades: SI

Norma do tubo: DIN 2448

Pressão da água: ? bar abs

Perda de pressão máxima permitida: ? kPa

Comprimento da tubulação [?]: ? m

Vazão da água: ? m³/h

Mostrar opções avançadas

Calcular Limpar

Fonte: TLV Engenharia, 2018.

A partir da Equação (9), a determinação do gasto energético de cada equipamento foi feita a partir de algumas considerações, entre elas:

- O meio foi tratado como uma solução única em que a massa molar e a densidade foram definidas com base na média ponderada dos componentes (melaço de soja, água, ácido sulfúrico, hidróxido de sódio, etc).

- No cálculo da variação de temperatura logarítmica ( $\Delta T_m$ ), a temperatura do fluido de serviço que transferirá calor aos tanques tem uma temperatura de 150 °C.

- A potência utilizada do pasteurizador e da estufa elétricos foi de 1000 W.

- A potência usada das bombas é de 0,5 cavalo-vapor (cv), conforme catálogo da fabricante *Schneider* (2017).

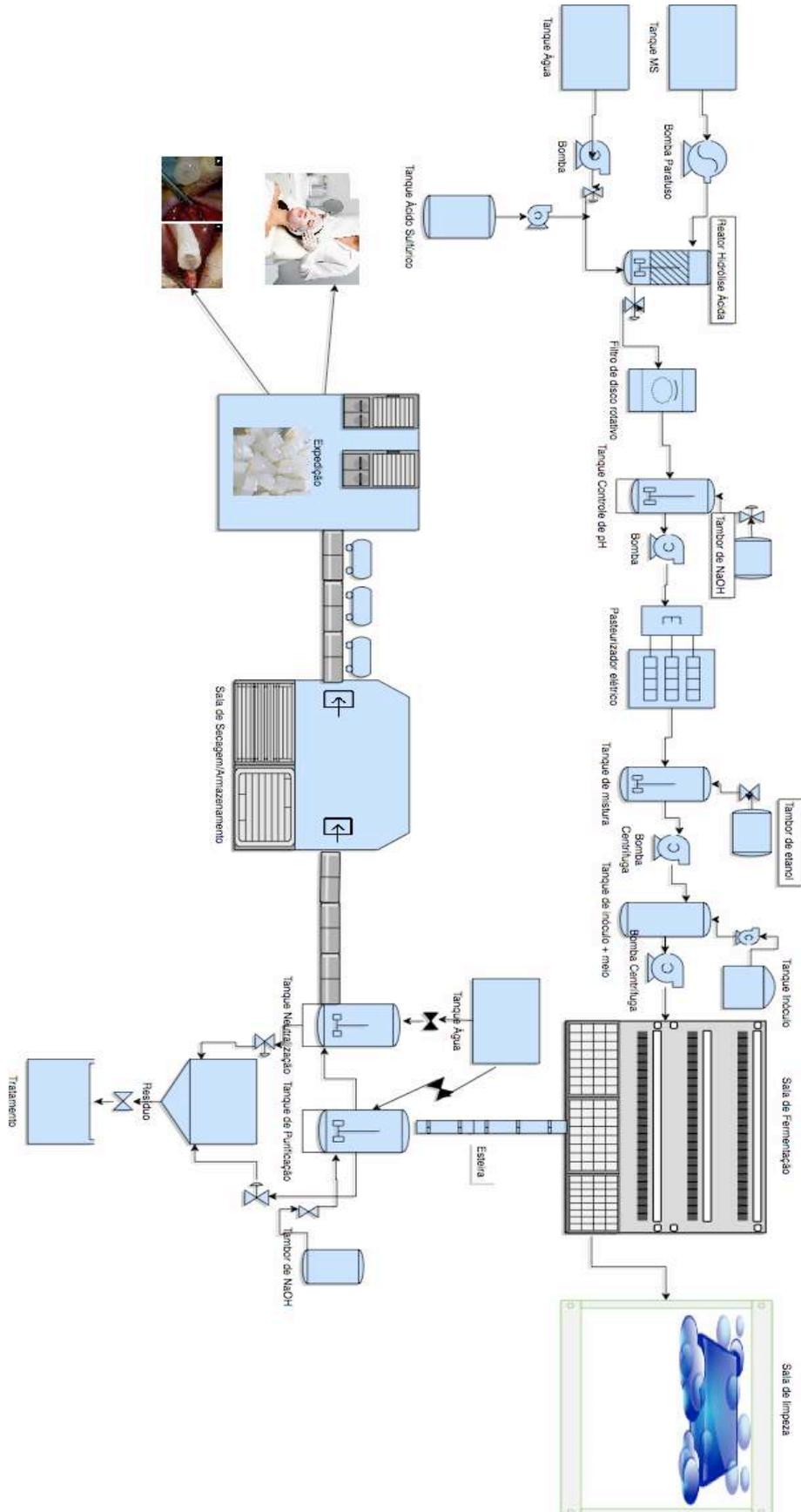
O custo calculado foi com base em um ciclo de produção de CB. Os cálculos envolveram basicamente a multiplicação do consumo energético de cada maquinário do processo por R\$ 0,39, tarifa industrial de 1KWh para região Nordeste segundo a ANEEL.

## 4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 4.1 Fluxograma de processo

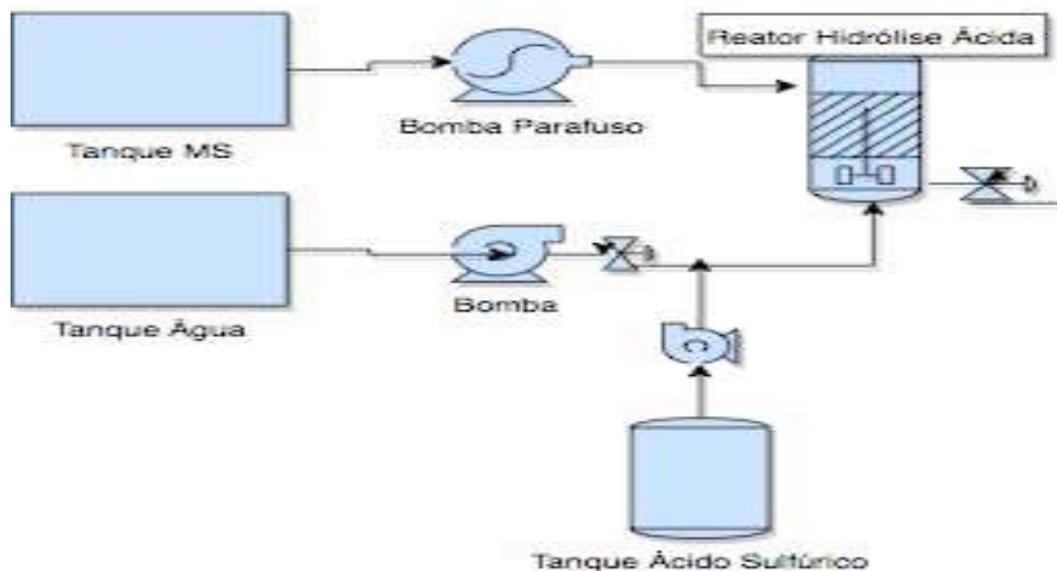
A seguir está o fluxograma do processo (Figura 15) dividido por etapas com o conjunto do maquinário necessário à construção do protótipo. As especificações de cada equipamento extraídas da ferramenta *Matches* foram organizadas nas tabelas abaixo (Tabela 2) por etapas do fluxograma (Figura 16). Os valores referentes à tubulação encontrados tiveram como padrão a norma do tubo DIN2448 segundo banco de dados da empresa TLV Engenharia.

Figura 15 – Fluxograma geral do processo elaborado



Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura 16 – Hidrólise ácida do meio formulado de melaço de soja



Fonte: Elaborado pelo autor, 2018.

Tabela 2 – Caracterização dos equipamentos utilizados na etapa de Hidrólise ácida.

Tanque de Água	
Material	Teto cônico
Volume (L)	7560
Preço	\$ 43.900,00
Tubulação do tanque de Água	
Diâmetro do tubo	DN25
Norma do tubo	2448
Diâmetro interno do tubo (mm)	28,5
Velocidade (m/s)	1,57
Vazão (L/min)	60
Rugosidade (mm)	0,05
Comprimento (m)	2
Bomba Centrífuga	
Perda de carga (kPa)	2,3
Material	Aço inoxidável
Preço	\$ 4.900,00
Tanque de Melaço de Soja	
Volume (L)	1000
Tipo	Horizontal

Material	Aço carbono
Pressão (atm)	1
Preço	\$ 3.500,00
<b>Tubulação do tanque de Melaço</b>	
Diâmetro do tubo	DN8
Norma do tubo	DIN2448
Diâmetro interno do tubo (mm)	9,9
Velocidade (m/s)	1,082
Vazão (L/min)	5
Rugosidade (mm)	0,05
Comprimento (m)	2
<b>Bomba de deslocamento positivo</b>	
Perda de carga (kPa)	5,83
Material	Ferro fundido
Preço	\$ 4.300,00
<b>Tanque de Ácido Sulfúrico 1M</b>	
Volume (L)	1000
Tipo	Horizontal
Material	Aço inoxidável
Pressão (atm)	1
Preço	\$ 7.900,00
<b>Tubulação do tanque de Ácido Sulfúrico 1M</b>	
Diâmetro do tubo	DN8
Norma do tubo	DIN2448
Diâmetro interno do tubo (mm)	9,9
Velocidade (m/s)	1,082
Vazão (L/min)	5
Rugosidade (mm)	0,05
Comprimento (m)	1
<b>Bomba Centrífuga - Ácido (3)</b>	
Perda de carga (kPa)	4,89
Material	Aço inoxidável
Preço	\$ 2.600,00
<b>Reator Hidrólise Ácida (CSTR)</b>	
Tipo	Com camisa e agitado
Material	Aço inoxidável
Pressão Interna (psi)	25
Volume (L)	2000

Diâmetro (in)	45
Altura (m)	2
Preço	\$ 64.200,00
Válvula de saída do Reator de Hidrólise	
Material	Aço inoxidável
Preço	\$ 89,99

Fonte: Matches, 2018.

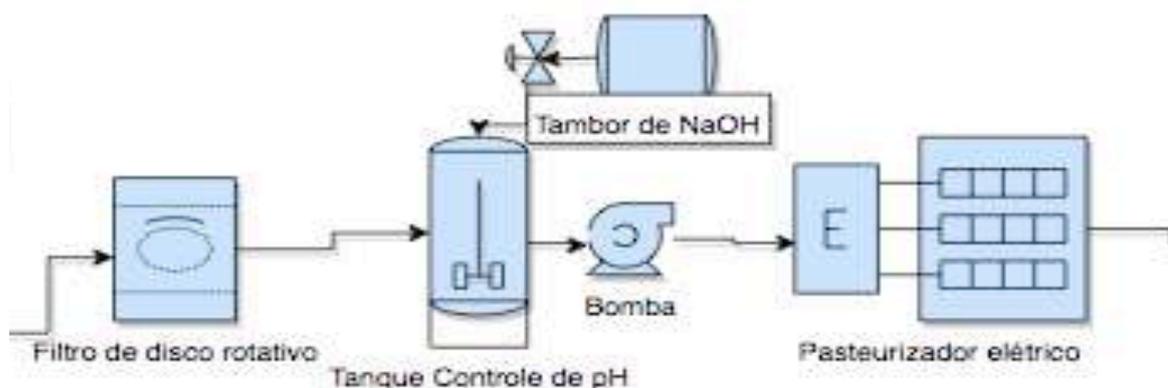
Embora o melaço de soja seja levemente ácido, preferiu-se utilizar um tanque de armazenamento cujo material fosse constituído de aço carbono devido à diversidade de graus, classes e tipos de aço carbono indo desde o comumente usado até o resulfurado e refosforizado. Além disso, uma vez que o melaço é composto por muitas moléculas orgânicas e grandes, o grau de polarização não é forte o suficiente para causar relevante corrosão ao material do tanque.

A diferença de preço entre as bombas centrífugas da água e da solução de ácido selecionadas se deve ao fato da vazão demandada no tanque de ácido ser menor, já que ambas constituem de mesmo material.

As válvulas de retenção possuem dois orifícios com duas aberturas sendo que uma das aberturas é destinada à entrada do fluido (porta de entrada) e a outra cujo objetivo é habilitar a saída do fluido (porta de saída). Em geral, elas são implementadas na linha de descarga da bomba, gerando aumento na perda de carga no escoamento do fluido.

Após o término da etapa hidrolítica, o processo segue para a etapa filtrante do meio formulado como demonstrado no trecho representado pela Figura 17 abaixo.

Figura 17 – Filtração, reajuste do pH e esterilização do meio.



Fonte: Elaborado pelo autor, 2018.

Na Tabela 3 abaixo, foram feitas caracterizações de todos os equipamentos utilizados na etapa de Filtração com base na base de informações da Matches (2018).

Tabela 3 – Caracterização dos equipamentos utilizados na etapa de Filtração

Tubulação do reator para o Filtro	
Diâmetro do tubo	DN15
Norma do tubo	2448
Diâmetro interno do tubo (mm)	17,3
Velocidade (m/s)	3,7 - 6,26
Vazão (L/min)	88,3 - 55,85
Rugosidade (mm)	0,05
Comprimento (m)	2
Perda de Carga (kPa)	2,94
Filtro de disco	
Tipo/Modelo	1"
Nº de Mesh	120
Vazão Máxima Recomendada (L/min)	116,67
Diâmetro Entrada/Saída (mm)	25
Perda de Carga (kPa)	81
Níveis de filtração (micrômetros)	800, 500, 300, 250, 200, 130, 100, 80, 50, 25, 22
Temperatura de filtração (°C)	50
Materiais de construção dos discos	Polipropileno e polietileno
Preço	\$ 111.500,00
Tubulação do Filtro para o tanque de ajuste do pH com NaOH 30% (m/v)	

Diâmetro do tubo	DN15
Norma do tubo	2448
Diâmetro interno do tubo (mm)	17,3
Velocidade (m/s)	3,7 - 6,26
Vazão (L/min)	88,3 - 55,85
Rugosidade (mm)	0,05
Comprimento (m)	1
Perda de Carga (kPa)	2,94
<b>Tambor</b>	
Volume (L)	100
Tipo	Vertical de topo cônico, pequeno
Material	Aço inoxidável
Pressão (atm)	1
Preço	\$ 150,00
<b>Tanque de mistura</b>	
Tipo	Vertical, topo cônico.
Material	Aço inoxidável
Pressão Interna (atm)	1
Volume (L)	1000
Preço	\$ 6.800,00
<b>Tubulação do tanque de mistura com NaOH</b>	
Diâmetro do tubo	DN32
Norma do tubo	DIN2448
Diâmetro interno do tubo (mm)	37,2
Velocidade (m/s)	1,53
Vazão (L/min)	100
Rugosidade (mm)	0,05
Comprimento (m)	1
<b>Bomba Centrífuga do tanque de mistura</b>	
Perda de carga (kPa)	1,566
Material	Aço inoxidável
Preço	\$ 4.900,00
<b>Pasteurizador elétrico</b>	
Vazão máxima (L/min)	200
Comprimento (m)	5
Largura (m)	3
Altura (m)	2
Vazão operacional (L/min)	100

Máxima Pressão operacional (Mpa)	1,6
Temperatura de Pasteurização (°C)	67
<b>Tubulação do Pasteurizador ao Tanque com Etanol</b>	
Diâmetro do tubo	DN32
Norma do tubo	DIN2448
Diâmetro interno do tubo (mm)	37,2
Velocidade (m/s)	1,53
Vazão (L/min)	200
Rugosidade (mm)	0,05
Comprimento (m)	1

Fonte: Matches, 2018.

O intervalo da vazão de descarga do meio foi determinado pela consideração de que não haveria necessidade de implementação de uma bomba para transferir o fluido, já que a abertura de uma válvula por si só poderia render vazões suficientes para alimentar o filtro. Como a distância entre o filtro e o reator hidrolítico é pequena (1 metro), não haveria necessidade de uma bomba na tubulação.

As vazões geradas pelo escoamento do fluido foram calculados a partir da equação geral de Bernoulli para escoamento de líquidos. Os valores calculados estão determinados na Tabela 4 abaixo:

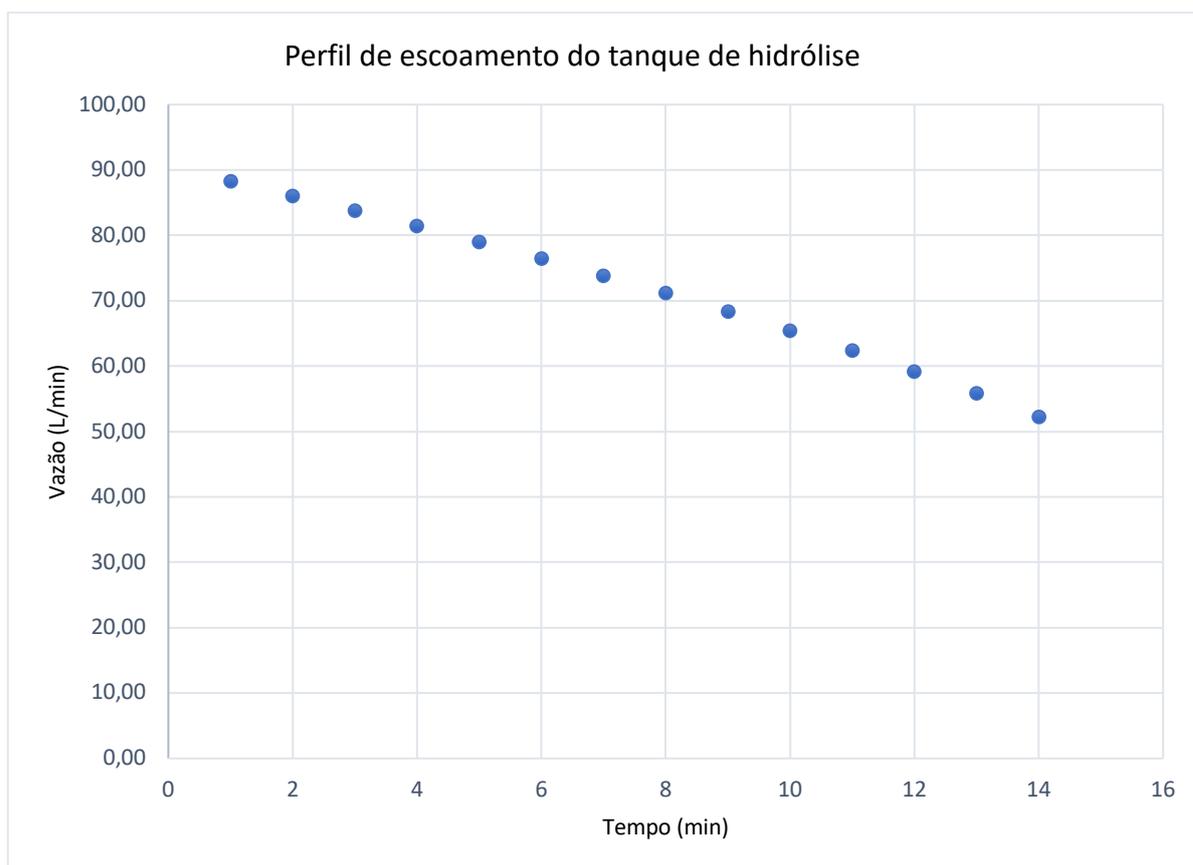
Tabela 4 – Escoamento do meio no tanque de hidrólise

Altura (m)	Velocidade (m/s)	Q (L/min)	Tempo (min)	Volume (L)
2	6,26	88,30	1	88,30
1,9	6,10	86,07	2	174,37
1,8	5,94	83,77	3	258,14
1,7	5,77	81,41	4	339,55
1,6	5,60	78,98	5	418,53
1,5	5,42	76,47	6	495,01
1,4	5,24	73,88	7	568,89
1,3	5,05	71,19	8	640,08
1,2	4,85	68,40	9	708,48
1,1	4,64	65,49	10	773,97
1	4,43	62,44	11	836,41
0,9	4,20	59,24	12	895,64
0,8	3,96	55,85	13	951,49
0,7	<b>3,70</b>	<b>52,24</b>	<b>14</b>	<b>1003,73</b>

Fonte: Elaborado pelo autor, 2018.

A partir das vazões determinadas, foi possível construir um gráfico vazão versus tempo a fim que o perfil de escoamento da solução de meio preparado fosse conhecido como demonstrado no Gráfico 1 a seguir.

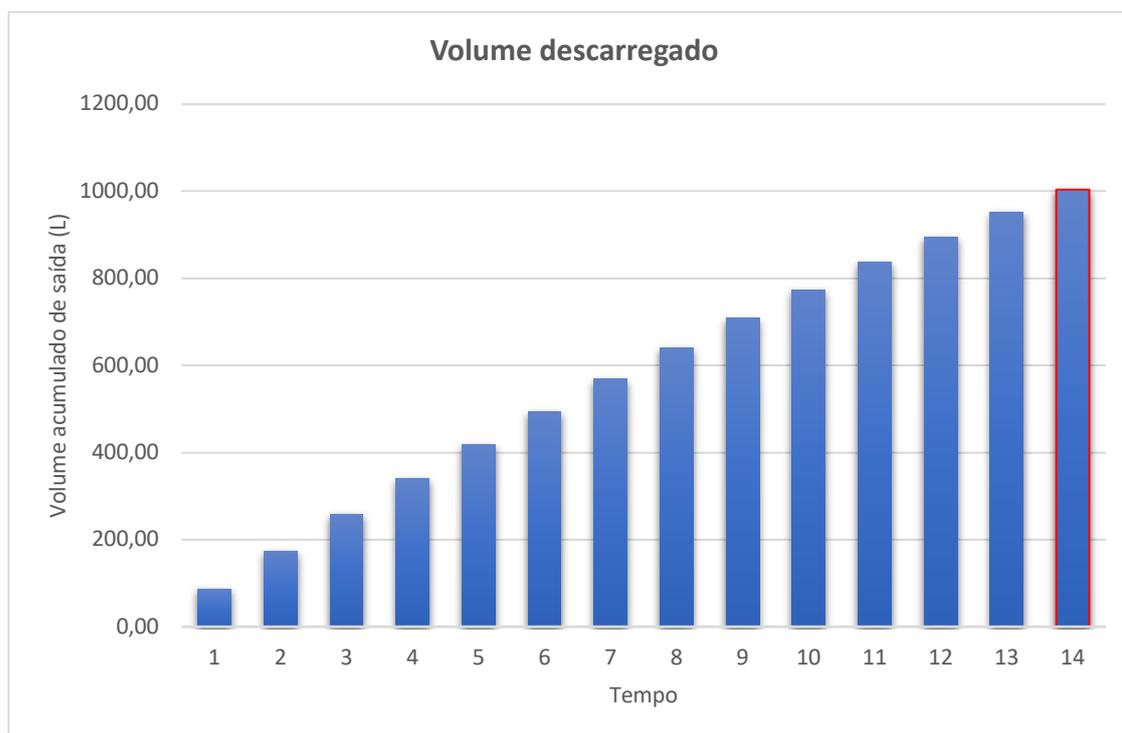
Gráfico 1 – Perfil de escoamento do meio no tanque de hidrólise.



Fonte: Elaborado pelo autor, 2018.

Quando o volume descarregado de meio para o filtro chegar a  $1 \text{ m}^3$ , a válvula será fechada novamente para o reinício da hidrólise (etapa anterior) e a continuidade do processo de filtração do restante do meio transferido. O Gráfico 2 abaixo mostra que o tempo de escoamento de  $1 \text{ m}^3$  de meio formulado foi de 14 minutos aproximadamente.

Gráfico 2 – Volume acumulado de meio descarregado para o filtro.



Fonte: Elaborado pelo autor, 2018.

Pode-se notar que as velocidades de escoamento são suficientes para que o conteúdo do reator chegue ao filtro sem a necessidade de implantação de uma bomba.

Após a determinação da vazão de entrada do meio no filtro de disco, buscou-se no catálogo da fabricante de filtros AMIAD (2005) qual tipo de filtro seria ideal para o perfil de escoamento determinado. O filtro de disco 1” da AMIAD é o mínimo suficiente para atender aos requisitos de vazão de entrada, visto que este suporta uma vazão máxima de até 116,67 L/min, gerando uma perda de carga em torno de 8,264 mca.

Como a demanda por uso da solução alcalina de NaOH é pequena para que o pH do meio se torne 6,0, valor ideal para a fermentação, fez-se uso de um tambor como reservatório de armazenamento do hidróxido. O custo certamente será menor quando comparado com o uso de um tanque grande e fixo.

Os pasteurizadores fabricados pela ALFA LAVAL (2018) trabalham com elevadas vazões de até 14 m<sup>3</sup>/h. Portanto, este não seria um fator limitante processo. O que limita é o valor da unidade de pasteurização (UP) total requerido, já que a empresa fabrica pasteurizadores com capacidade de até 150 UP.

De acordo com as equações (6), (7) e (8), o valor de UP total foi calculado considerando a temperatura de saída (Ts) 50°C. Na Tabela 5 a seguir, é possível verificar a maior temperatura de pasteurização possível sob estas condições:

Tabela 5 – Unidades de pasteurização (UP)

Tp (°C)	UP subida	UP em Tp	UP resfriando	UP total
60	0,00	10,00	2,93	12,93
61	1,02	13,89	4,15	19,05
62	2,15	19,29	5,81	27,25
63	3,51	26,80	8,11	38,42
64	5,26	37,22	11,30	53,78
65	7,57	51,70	15,71	74,99
66	10,72	71,81	21,84	104,37
67	15,03	99,75	30,35	145,12
68	20,97	138,55	42,16	201,69
69	29,21	192,45	58,56	280,22

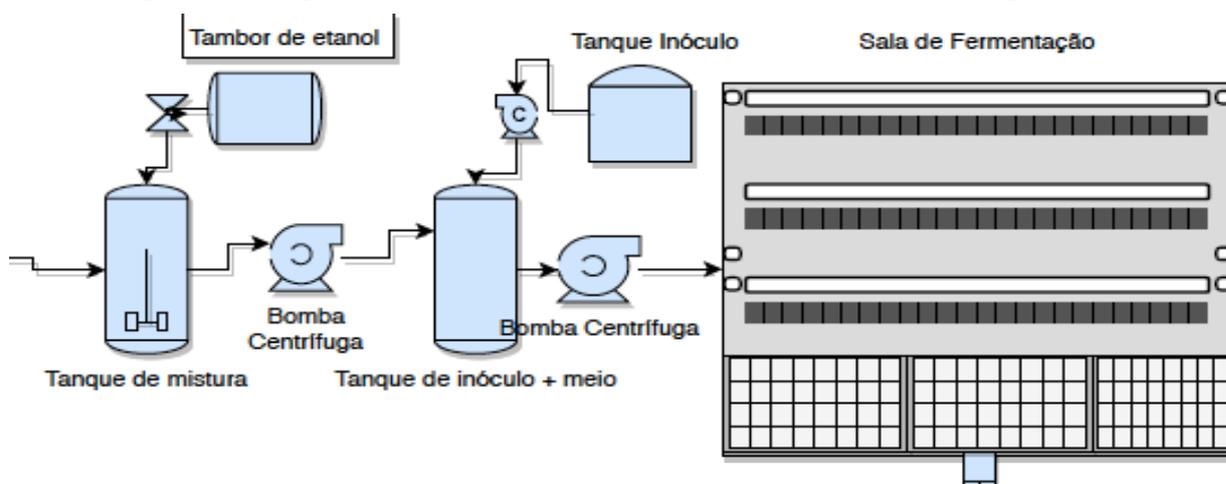
Fonte: Elaborado pelo autor, 2018.

É importante observar que o processo de esterilização tem início a partir do momento em que o meio é aquecido. Verifica-se na tabela que durante o aquecimento e resfriamento cerca de 30% do meio é esterilizado.

O tempo de circulação do meio no pasteurizador foi de 10 minutos, ou seja, o tempo gasto com a esterilização do meio foi de 50 minutos para cada 1 m<sup>3</sup> de meio.

Após a etapa filtrante, finalmente vem a fase de enriquecimento do meio com etanol formulado e inóculo do microorganismo como demonstrado na Figura 17 abaixo.

Figura 17 – Suplementação do meio com etanol e inóculo do microorganismo.



Fonte: Elaborado pelo autor, 2018.

Na Tabela 6 abaixo, foram feitas caracterizações de todos os equipamentos utilizados na etapa de Filtração com base na base de informações da Matches (2018).

Tabela 6 – Caracterização dos equipamentos utilizados na etapa de suplementação com etanol, inóculo e purificação.

Tambor da solução de etanol (2% v/v)	
Volume (L)	100
Tipo	Vertical, pequeno
Material	Aço inoxidável
Pressão (atm)	1
Preço	\$ 150,00
Tubulação do tambor de etanol	
Diâmetro do tubo	DN8
Norma do tubo	DIN2448
Diâmetro interno do tubo (mm)	9,9
Velocidade (m/s)	1,082
Vazão (L/min)	5
Rugosidade (mm)	0,05
Comprimento (m)	1
Tanque de mistura	
Tipo	Vertical, topo cônico
Material	Aço inoxidável
Pressão Interna (psi)	atmosférica
Volume (L)	1000
Preço	\$ 6.800,00
Tubulação do Tanque de mistura com Etanol para o tanque de Inóculo	
Diâmetro do tubo	DN15
Norma do tubo	DIN2448
Diâmetro interno do tubo (mm)	17,3
Velocidade (m/s)	1,77
Vazão (L/min)	25
Rugosidade (mm)	0,05
Comprimento (m)	1
Bomba Centrífuga	
Perda de carga (kPa)	1,566
Material	Aço inoxidável
Tipo	Telhado de cone
Preço	\$ 4.900,00
Tanque de Inóculo (10% v/v)	
Tipo	Vertical, pequeno
Material	Aço inoxidável
Pressão Interna (psi)	atmosférica

Volume (L)	500
Preço	\$ 15.900,00
<b>Tubulação do tanque de inóculo</b>	
Diâmetro do tubo	DN15
Norma do tubo	DIN2448
Diâmetro interno do tubo (mm)	17,3
Velocidade (m/s)	1,42
Vazão (L/min)	20
Rugosidade (mm)	0,05
Comprimento (m)	1
<b>Bomba Centrífuga</b>	
Perda de carga (kPa)	1,8
Material	aço inoxidável
Preço	\$ 600,00
<b>Bandejas de plástico</b>	
Base (cm)	20 x 30
Altura (cm)	6
Volume (L)	2,5

Fonte: Elaborado pelo autor, 2018.

Conforme a equação 11, temperatura de serviço ( $T_s$ ) foi considerada como sendo  $25^{\circ}\text{C}$ , a temperatura de saída do pasteurizador ( $T_o$ ) foi  $50^{\circ}\text{C}$  e o coeficiente global de transferência de calor utilizado foi o de resfriamento. O conteúdo mássico ( $M$ ) foi calculado a partir da consideração da densidade do meio igual ao da água, uma vez que a densidade média ponderada foi parecida com a da água.

O tempo calculado foi de aproximadamente 40 minutos, isto é, o meio levará esse tempo para alcançar a temperatura ideal do processo fermentativo ( $30^{\circ}\text{C}$ ). Portanto, a vazão de saída foi determinada baseada nessa informação.

O volume do biorreator é menor por duas razões. A primeira delas é o fato de biorreatores serem consideravelmente mais onerosos ao processo, enquanto a segunda delas é que à medida que 500 L de meio vão para a etapa de inóculo, o restante do conteúdo remanescente no tanque de mistura com solução de etanol otimiza o tempo de resfriamento do meio descarregado pelo pasteurizador.

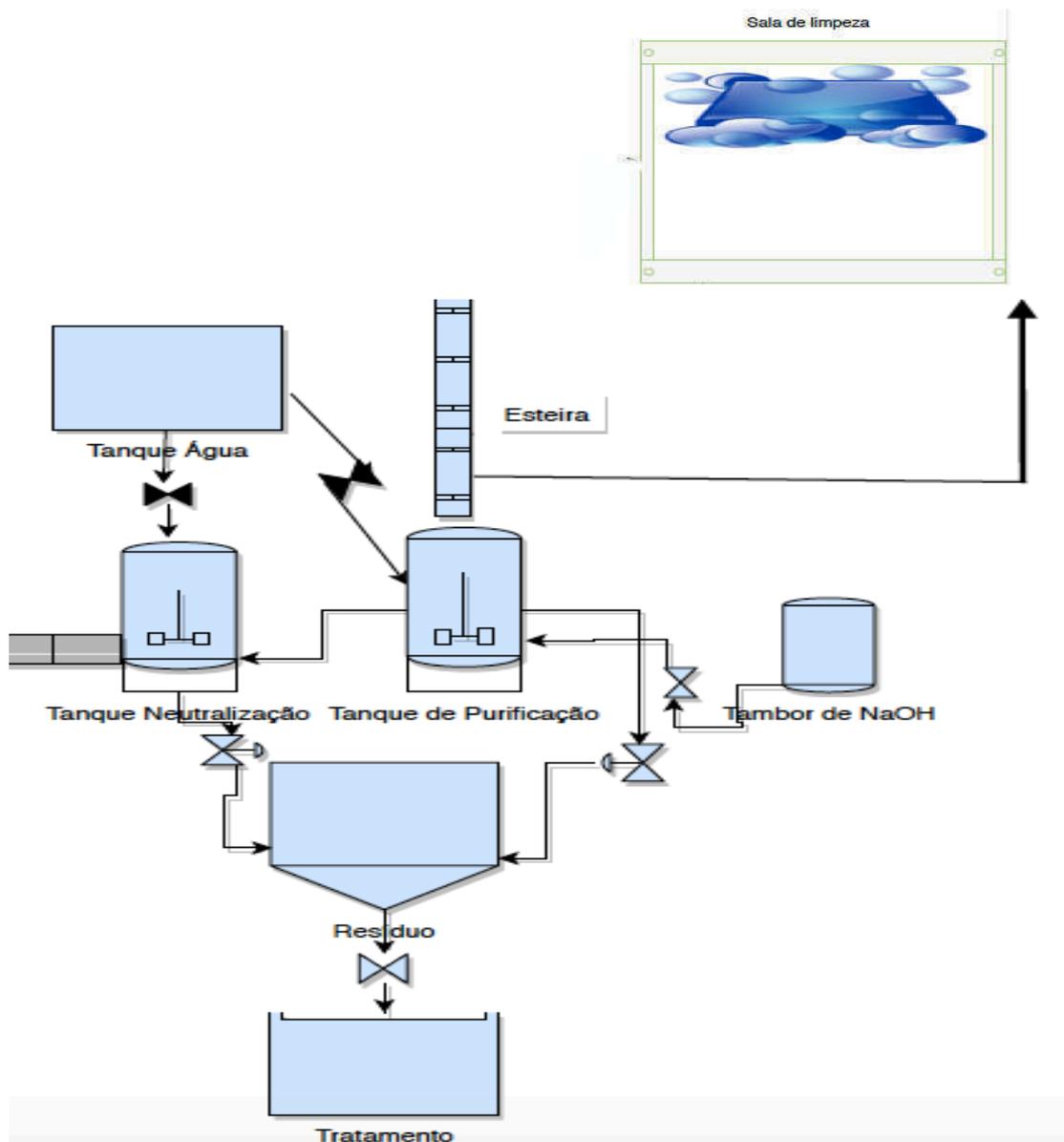
A agitação no biorreator deve ser branda para que as tensões de cisalhamento causadas pelo movimento do impelidor não causem perda biológica por desativação.

No laboratório, 50 mL de meio formulado era colocado em frasco Schott de 250 mL. Portanto as bandejas da fabricante ProLab receberão 500 mL de meio formulado

aproximadamente. Durante os 10 dias em que a fermentação irá ocorrer, a sala de fermentação deverá ser alimentada com meio continuamente a fim de que o processo como um todo não gere lacunas ao longo do tempo.

Após o término da etapa fermentativa, dá-se início à etapa de Purificação e Neutralização das películas obtidas de celulose bacteriana como pode ser visualizado mais detalhadamente na Figura 18 abaixo.

Figura 18 – Purificação e neutralização da celulose bacteriana.



Fonte: Elaborado pelo autor, 2018.

Na Tabela 7 a seguir, foram feitas caracterizações de todos os equipamentos utilizados nas fases de purificação e neutralização com base na base de informações da Matches (2018).

*Tabela 7 – Caracterização dos equipamentos utilizados nas etapas de purificação e neutralização*

Tanque de Purificação com NaOH e água	
Tipo	Vertical, topo cônico
Material	Aço inoxidável
Pressão Interna (psi)	atmosférica
Volume (L)	1000
Preço	\$ 8.000,00
Tanque de Água	
Material	Vertical, topo cônico
Volume (L)	7560
Preço:	\$ 43.900,00
Tubulação do tanque de Água	
Diâmetro do tubo	DN25
Norma do tubo	2448
Diâmetro interno do tubo (mm)	28,5
Velocidade (m/s)	1,57
Vazão (L/min)	60
Rugosidade (mm)	0,05
Comprimento (m)	2

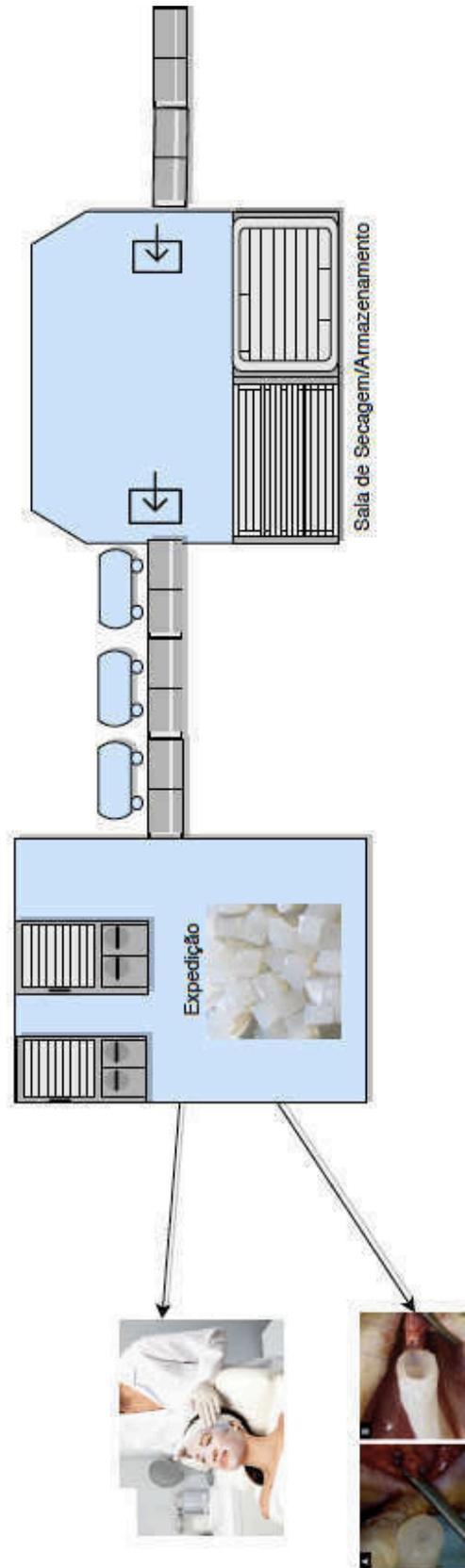
*Fonte: Matches, 2018.*

O tambor de armazenamento de NaOH 2% (m/v) poderia ser suprimido do protótipo, pois a quantidade de hidróxido utilizado na purificação é muito pequena.

O tanque de neutralização teria a mesma caracterização do de purificação.

Finalizadas as etapas Purificação e Neutralização das películas, as CB produzidas vão para finalmente a última etapa do processo: a secagem (Figura 19).

Figura 19 – Secagem da celulose bacteriana.



Fonte: Elaborado pelo autor, 2018.

Na Tabela 8 abaixo, foram feitas caracterizações da estufa utilizada na fase de secagem com base na base de informações da fabricante NAVETHERM (2018).

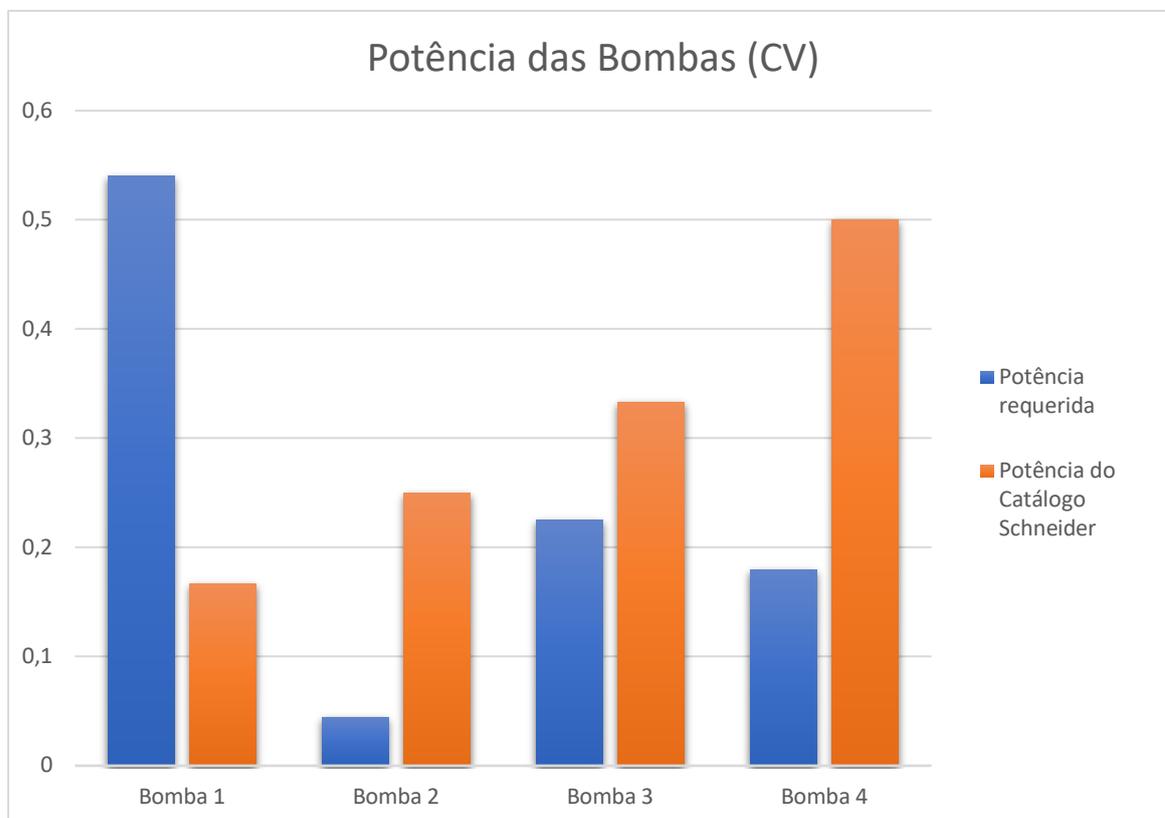
Tabela 8 – Caracterização da estufa da fabricante NaveTherm.

Estufa	
Capacidade (Kg)	50
Tensão de trabalho (V)	220
Temperatura ajustável (°C)	50 - 220
Prateleiras removíveis	3
Potência (W)	1000
Dimensões internas	180x260x450

Fonte: NAVETHERM, 2018.

A equação (3) foi utilizada para a definição da potência das bombas. As bombas envolvidas no fluxograma total operam em quatro diferentes valores de vazão (5 L/min, 20 L/min, 25 L/min e 60 L/min). A altura manométrica (H) considerada foi de 2 m e a densidade do meio como sendo da água. Os resultados obtidos foram demonstrados no Gráfico 3 a seguir.

Gráfico 3 – Potência útil das bombas



Fonte: Elaborado pelo autor, 2018.

Percebe-se no gráfico acima que a escolha de bombas com potências nominais de 0,5 cv do catálogo da fabricante Schneider (2018) é suficiente para atender o trabalho exigido pelas bombas usadas no projeto. Embora a bomba centrífuga que transfere água para o reator de hidrólise exija uma potência superior a 0,5 cv, a diferença é mínima, podendo a vazão da bomba ser adaptável ao máximo valor de cavalo-vapor para uma bomba da Schneider. Na maioria das exigências, as bombas funcionam consideravelmente abaixo do limites da fabricante.

#### 4.2 Cronograma do processo

As tabelas a seguir descrevem o modelo de produção proposto tomando-se como base o volume de 1 m<sup>3</sup> de meio. Alguns equipamentos foram suprimidos da análise, como os tambores de armazenamento, por não exigirem consumo significativo de energia tampouco por possuírem elevados custos.

Em cada etapa, o consumo de energia foi calculado com base na potência dos equipamentos fornecida pelos catálogos das fabricantes. A tarifa industrial considerada de 1kWh corresponde a R\$ 0,39. Todos os valores encontrados estão mostrados na Tabela 9 a seguir.

Tabela 9 – Vazão, tempo de processo, consumo energético e custo de energia de cada equipamento utilizado para cada etapa do fluxograma global.

Hidrólise	Vazão (L/min)	Tempo (min)	Energia (kWh)	Custo (R\$)
Bomba de MS	5	30	0,18	0,07
Bomba da água	60	29	0,36	0,14
Bomba do ácido	5	20	0,123	0,048
Reação	-	10	3,125	1,22
Filtração	Vazão (L/min)	Tempo (min)	Energia (KWh)	Custo (R\$)
Filtro de disco 1"	70,5	14	0,123	0,048
Reajuste do pH	Vazão (L/min)	Tempo (min)	Energia (KWh)	Custo (R\$)
Escoamento de NaOH	5	20	0,031	0,012
Bomba de saída	100	10	0,062	0,024
Suplementação	Vazão (L/min)	Tempo (min)	Energia (KWh)	Custo (R\$)
Bomba de saída	25	40	0,25	0,098
Inóculo	Vazão (L/min)	Tempo (min)	Energia (KWh)	Custo (R\$)
Escoamento do Melaço de Soja	20	5	0,031	0,012
Bomba de saída	20	50	0,3	0,12
Purificação (P)/Neutralização (N)	Vazão (L/min)	Tempo (min)	Energia (KWh)	Custo (R\$)

Bombeamento da água (P)	60	8	0,135	0,053
Bombeamento de água 2 (N)	60	8	0,135	0,053
Aquecimento com água	-	110	1,562	1,22
Aquecimento com NaOH	-	55	1,562	0,61
<b>Secagem</b>	<b>Vazão (L/min)</b>	<b>Tempo (min)</b>	<b>Energia (KWh)</b>	<b>Custo (R\$)</b>
Escoamento do Melaço de Soja	-	1440	24	9,36

Fonte: Elaborado pelo autor, 2018.

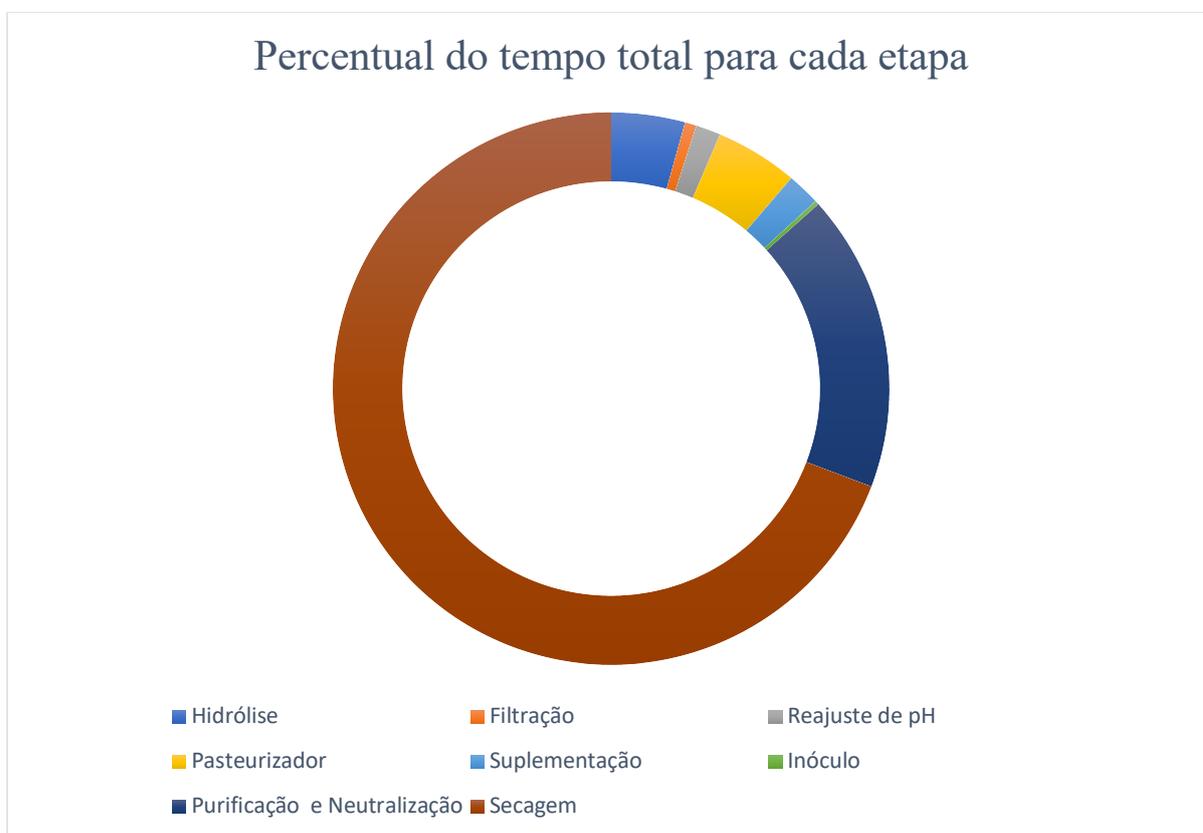
A potência das bombas foi convertida de 0,5 cv para 0,37 kW. O valor do consumo energético do reator durante a reação é obtido a partir da equação (11).

A fabricante de pasteurizador selecionada fornece duas potências: uma de resfriamento e outra de aquecimento. O valor da primeira é 2 kW, enquanto a segunda é 5,8 kW (ALFA LAVAL, 2018).

Novamente os valores de energia consumida no tanque de purificação foram determinados por meio do mesmo procedimento usado no tanque de hidrólise.

O Gráfico 4 abaixo elaborado desconsiderou o tempo da fermentação, que corresponde a 10 dias, porque o intuito foi mostrar que as etapas da secagem e purificação ocupam juntas cerca de 86% do tempo restante de processo da produção de CB.

Gráfico 4 – Distribuição do tempo gasto na produção de CB



Fonte: Elaborado pelo autor, 2018.

As etapas do reajuste de pH, da suplementação de etanol e de filtração juntas representam menos de 5% do tempo gasto no processo sem considerar a fermentação.

É importante ressaltar que o tempo da secagem é baseado na produção de películas sem umidade porque, dependendo de quem compra, as películas podem ter diferentes percentagens de umidade o que, conseqüentemente, poderia diminuir o tempo das membranas nas estufas. Há fabricantes de materiais celulósicos que importam membranas que possuem 30% ou 50% de umidade. Dessa forma, o tempo de secagem no processo diminuiria e, possivelmente, os custos da mesma maneira.

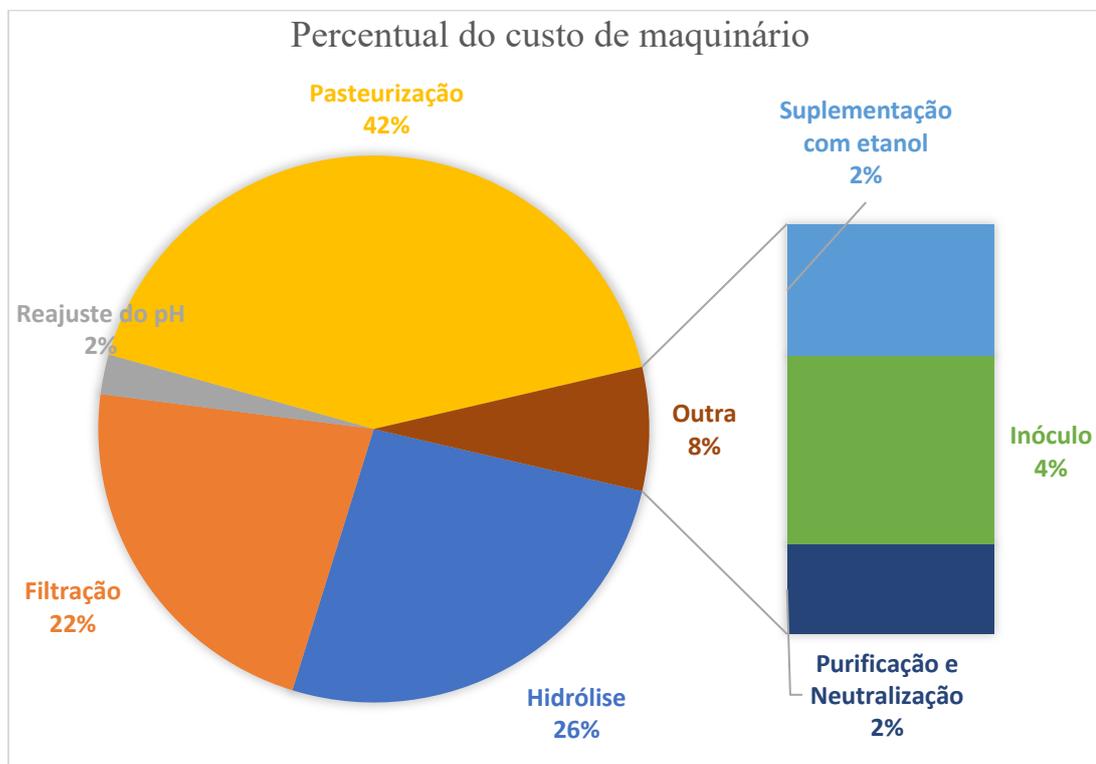
Como o consumo de energia está diretamente relacionado ao tempo de processo por cada etapa, evidentemente a secagem terá maior fatia do consumo global do processo conforme evidenciado no Gráfico 5 a seguir. A mesma ressalva utilizada na análise do gráfico do tempo requerido por cada etapa pode ser aplicada ao consumo de energia. Dependendo do percentual de umidade da película de CB, o consumo de energia na secagem poderá ser menor que no pasteurizador.

Gráfico 5 – Consumo de energia (kWh) por 1 m<sup>3</sup> de meio

Fonte: Elaborado pelo autor, 2018.

Embora o consumo de energia e o tempo gasto nas etapas da filtração e hidrólise sejam menores, os equipamentos envolvidos nessas fases requerem maiores investimentos em relação às etapas de purificação e neutralização de acordo com o Gráfico 6 abaixo.

Gráfico 6 – Percentual dos custos de maquinário por etapa de processo



Fonte: Elaborado pelo autor, 2018.

O custo de filtros de disco é elevado capitalizando quase a totalidade dos investimentos na filtração. Como a etapa de hidrólise possui maior quantidade de equipamentos envolvidos quando comparada com outras, esta é, portanto, a causa para os custos de maquinário se tornarem elevados.

## 5. CONCLUSÃO

A construção de um modelo de processo para a produção de celulose bacteriana em meio estático passa por diversas etapas que vão desde os experimentos iniciais em laboratórios até a procura por equipamentos industriais que sejam capazes de suprir as especificidades experimentais.

Algumas etapas do protótipo que poderiam ser fundidas experimentalmente possuem restrições quando analisadas sob a ótica de um processo maior. Como exemplo dessa percepção, tem-se as etapas de suplementação de etanol e de inóculo, visto que a separação

delas diminuiria o tempo global do processo a longo prazo, embora a curto prazo represente um aumento no custo geral do maquinário.

Os equipamentos industriais foram caracterizados com êxito devido à diversificada base de informações da empresa estadunidense Matches. Na maioria das situações, a ferramenta foi capaz de fornecer uma descrição quase completa de cada equipamento a partir da vazão de entrada e saída desejada.

Os cálculos envolvendo o balanço de massa tiveram importantes considerações devido à ausência de informações específicas que poderiam aperfeiçoar o modelo. Uma das considerações mais importantes foi o fato do meio de cultivo ser tratado como uma solução. No entanto, sabe-se que há necessidade de estudos posteriores acerca da cinética química envolvida nas reações de cada tanque para que se possa dimensionar reatores conforme o comportamento reacional a nível molecular de cada etapa.

A aplicabilidade do processo descrito pode ser percebida a partir da busca por informações de fabricantes que comercializam os equipamentos requeridos ao fluxograma. Os cálculos foram ajustados constantemente para estarem dentro do intervalo de potência, perda de carga, temperatura de operação, entre outras variáveis trabalhadas pelas fabricantes a fim de que haja uma integração entre o que foi planejado no papel e a realidade.

O consumo de energia e os custos de maquinário foram encontrados por meio dos catálogos de fabricantes que disponibilizam o valor da potência do equipamento para um determinado valor de vazão mássica definida. A etapa que mais onerou o processo foi a esterilização por exigir elevadas vazões entrando e saindo no pasteurizador e também pelo fato do equipamento em si ter custos elevados quando comparados com bombas, tanques, filtros, entre outros equipamentos utilizados.

Portanto, por ser um trabalho precursor, o estudo aponta para a possibilidade de se aplicar o protótipo de processo em uma escala maior porque o fluxograma global de produção de celulose bacteriana é relativamente simples, requisitando poucos equipamentos de engenharia de grande complexidade.

Como sugestão para trabalhos futuros, propõe-se detalhar a cinética reacional envolvida tanto na etapa da hidrólise quanto na fermentação. Além disso, aplicar os valores encontrados e discutidos no trabalho em um simulador de processos químicos seria um avanço significativo para que se possa ter maior previsibilidade da ocorrência do processo em uma escala maior.

## REFERÊNCIAS

- ABEMEC-MG. Disponível em < <http://www.abemec.com.br/artigos2.php?id=15>>. Acesso em: 30 out. 2018.
- ALICAT SCIENTIFIC. Disponível:< <https://www.azom.com/article.aspx?ArticleID=12615>>. Acesso em: 31 out. 2018.
- AMIAD. Disponível em: < <http://www.amiad.com/>>. Acesso em: 23 out. 2018.
- AMMON, H. P. T.; EGE, W.; OPPENMANN, M.; GÖPEL, W.; EISELE, S. Improvement in the long-term stability of an amperometric glucose sensor system by introducing a cellulose membrane of bacterial origin. *Analytical Chemistry*, v. 67, n. 3, p. 66-471, 1995.
- ANEEL. Plano de dados abertos de 2016-2017. Catálogo anual de tarifa de fornecimento industrial. 2016.
- AZEVEDO, E. D. Riscos e controvérsias na construção social do conceito de alimento saudável: o caso da soja. *Revista Saúde Pública*. 4 (45). Pp. 781 – 788. Acesso em: 01 nov. 2018.
- BARUD, H. S.; RIBEIRO, C. A.; CRESPI, M. S.; MARTINES, M. A. U.; GHYS, J. D.; MARQUES, R. F. C.; MESSADDEQ, Y.; RIBEIRO, S. J. L. Thermal characterization of bacterial cellulose-phosphate composite membranes. *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*, v. 87, n. 3, p. 815 – 818, 2007.
- BIONEXT. Disponível em: <http://www.bionext.com.br/bionext-curativo-biotecnologico/> Acesso em: 25 out. 2018.
- CAMPANO, C.; BALEA, A.; BLANCO, A.; NEGRO, C. Enhancement of the fermentation process and properties of bacterial cellulose: a review. *Cellulose*, Houten, v. 23, n. 1, p. 57–91, fev. 2016.
- CARREIRA, P.; MENDES, J. A. S.; TROVATTI, E.; SERAFIM, L. S.; FREIRE, C. S. R.; SILVESTRE, A. J. D.; NETO, C. P. Utilization of residues from agro-forest industries in the production of high value bacterial cellulose. *Bioresource Technology*, Barking, v. 102, n. 15, p. 7354-7360, ago. 2011.
- CHAGAS, B. S. Produção de celulose bacteriana em meio à base de melão de soja em cultivo estático. Dissertação de mestrado em Engenharia Química – Centro de Tecnologia, 2018.
- CHAWLA, P. R.; BAJAJ, I. B.; SURVASE, S. A.; SINGHAL, R. S. Microbial Cellulose: Fermentative Production and Applications. *Food Technology and Biotechnology*, v. 47, n. 2, p. 107-124, 2009.
- CHEN, L.; HONG, F.; YANG, X.; HAN, S. Biotransformation of wheat straw to bacterial cellulose and its mechanism. *Bioresource Technology*, Acesso em: 27 de outubro de 2018.

CJSELECTA. Disponível em: [http://www.selecta.com.br/download/pdf/Ficha\\_Tecnica\\_Melaco\\_de\\_Soja\\_Soybean\\_Molasses\\_Nutricional\\_Information.pdf](http://www.selecta.com.br/download/pdf/Ficha_Tecnica_Melaco_de_Soja_Soybean_Molasses_Nutricional_Information.pdf). Acesso em: 26 out. 2018.

COSTA, A. F. S.; ALMEIDA, F. C. G.; VINHAS, G. M.; SARUBBO, L. A. Production of bacterial cellulose by *Gluconacetobacter hansenii* using corn steep liquor as nutrient sources. *Frontiers in microbiology*, Lausanne, v. 8, p. 2027, out. 2017.

DIONE OIL LTDA. Disponível em: < <https://www.dioneoil.com> > . Acesso em: 1 nov. 2018.

DONINI, Í. A. N.; SALVI, D. T. B.; FUKUMOTO, F. K.; LUSTRI, W. R.; BARUD, H. S.; MARCHETTO, R.; MESSADDEQ, Y.; RIBEIRO, S. J. L. Biossíntese e recentes avanços na produção de celulose bacteriana. *Eclética Química*, v. 35, n. 4, p. 165-178, 2010.

FALLER. Disponível em: < <http://cervejafaller.com/2017/10/25/matematica-da-pasteurizacao/> >. Acesso em: 26 out. 2018.

FONTANA, J.D.; SOUZA, A.M.; FONTANA, C. K.; TORRIANI, I. L.; MORAES, J. C.; GAUOTTI, B. J.; SOUZA, S. J.; NARCISO, G. P.; BICHARA, J. A.; FARAH, L. F. X.: *Acetobacter* celulose pellicle as a temporary skin substitute. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, v. 24-25, p. 253-264, 1990.

FU, L.; ZHANG, J.; YANG, G. Present status and applications of bacterial cellulose-based materials for skin tissue repair. *Carbohydrate Polymers*, v. 92, n. 2, p. 1432-1442, 2013.

GEMELLI, E. *Corrosão de materiais metálicos e sua caracterização*. Rio de Janeiro: LTC, 2001.

GUEDES, A. R. Determinação e análise de propriedades termofísicas do melão de soja. 2015. 90 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Alimentos) - Setor de Tecnologia, Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2015.

HESTRIN, S.; SCHRAM, M. Synthesis of cellulose by *Acetobacter xylinum*. Micromethod for the determination of celluloses. *Biochemical Journal*, London, v.56, p. 163-166, 1954.

HORNUNG, M; LUDWIG, M; GERRARD, AM; SCHMAUDER, HM. Optimizing the Production of Bacterial Cellulose in Surface Culture: Evaluation of Substrate Mass Transfer Influences on the Bioreaction (Part 1) *Engineering Life Science*. 6 (6), 537-545, 2006.

HUANG, Y.; ZHU, C.; YANG, J.; NIE, Y.; CHEN, C.; SUN, D. Recent advances in bacterial cellulose. *Cellulose*, Houten, v. 21, p. 1-30, out. 2014.

IC KINETICS. Disponível em: < [https://www.mt.com/nz/en/home/products/L1\\_AutochemProducts/AutoChem\\_software/iC-Kinetics.html](https://www.mt.com/nz/en/home/products/L1_AutochemProducts/AutoChem_software/iC-Kinetics.html) >. Acesso em: 3 nov. 2018.

JIPA, I. M.; GUZUN, A. S.; STROESCU, M. Controlled release of sorbic acid from bacterial cellulose based mono and multilayer antimicrobial films, *LWT – Food and Science and Technology*, v. 47, n. 2, p. 400-406, 2012.

JOZALA, A. F.; PÉRTILE, R. A.; SANTOS, C. A.; CARVALHO SANTOS- EBINUMA, V.; SECKLER, M. M.; GAMA, F. M.; PESSOA, A. JR. Bacterial cellulose production by

*Gluconacetobacter xylinus* by employing alternative culture media. *Applied microbiology and biotechnology*, Berlin, v. 99, n. 3, p. 1181-1190, fev. 2015.

JUNG, H. I.; LEE, O. M.; JEONG, J. H.; JEON, Y. D.; PARK, K. H.; KIM, H.S.; AN, W. G.; SON, H. J. Production and Characterization of Cellulose by *Acetobacter* sp. V6 Using a Cost-Effective Molasses–Corn Steep Liquor Medium. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, v. 162, p. 486–497, 2010.

KARP, S. G.; IGASHIYAMA, A. H.; SIQUEIRA, P. F.; CARVALHO, J. C.; VANDENBERGHE, L. P. S.; THOMAZ-SOCCOL, V.; CORAL, J.; THOLOZAN, J.- L.; PANDEY, A.; SOCCOL, C. R. Application of the biorefinery concept to produce l- lactic acid from the soybean vinasse at laboratory and pilot scale. *Bioresource Technology*, Barking, v. 102, n. 2, p. 1765–1772, jan. 2011.

KERN, D. Q. *Process heat transfer* 2<sup>nd</sup> ed., Prentice Hall, Upper Saddle River, New Jersey, 1950.

KLEMM, D.; SCHUMANN, D.; UDHARDT U.; MARSCH S. Bacterial synthesized cellulose – artificial blood vessels for microsurgery. *Progress in Polymer Science*, v. 26, n.9, p. 1561 – 1603, 2001.

KRYSTYNOWICZ, A.; BIELECKI, S.; CZAJA, W.; RZYSKA, M. Application of bacterial cellulose for clarification of fruit juices. *Progress in Biotechnology*, Elsevier, v. 17, p. 323-327, 2000.

KUAN, S. Y. Design, construction and operation of the floating roof tank. Dissertation submitted at Faculty of Engineering and Surveying. p. 60, out. 2009.

KUROSUMI, A.; SASAKI, C.; YAMASHITA, Y.; NAKAMURA, Y. Utilization of various fruit juices as carbon source for production of bacterial cellulose by *Acetobacter xylinum* NBRC 13693. *Carbohydrate Polymers*, v. 76, n 2, p. 333-335, 2009.

LAQUE, F. L. *Marine corrosion and prevention*. John Wiley & Sons, Hoboken, 116,cd 1975.

Lee J. M.; Kim J. H.; Lee O. J.; Park CH. The Fixation Effect of a Silk Fibroin–Bacterial Cellulose Composite Plate in Segmental Defects of the Zygomatic Arch An Experimental Study. *JAMA Otolaryngol Head Neck Surgery*. p.139(6):629–635, 2013.

LIMA, H. L. S.; NASCIMENTO, E. S.; ANDRADE, F. K.; BRÍGIDA, A. I. S.; BORGES, M. F.; CASSALES, A. R.; MUNIZ, C. R.; SOUZA FILHO, M. S. M.; MORAIS, J. P. S.; ROSA, M. F. Bacterial Cellulose Production by *Komagataeibacter hansenii* ATCC 23769 Using Sisal Juice - An Agroindustry Waste. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, São Paulo, v. 34, n. 3, p. 671-680, set. 2017.

LOPES, K. L.; MACHADO, J. M.; CASTANHEIRA, L.; GRANJA, P.L.; GAMA, F.M.; DOURADO, F.; GOMES, J. R. Friction and wear behaviour of bacterial cellulose against articular cartilage. *Wear*, v. 271, n. 9-10, p. 2328-2333, 2011.

MARCHISIO, D.L.; BARRESI, F. D. Smart mixers and reactors for the production of pharmaceutical nanoparticles: Proof of concept, *Chemical Engineering Research and Design*, 87, 4, (543), (2009).

MATCHES. Disponível em: < <http://www.matche.com/default.html>>. Acesso em: 28 out. 2018.

MOON, R.; MARTINI, A.; NAIRN, J.; SIMONSEN, J.; YOUNGBLOOD, J. Cellulose Nanomaterials Review: Structure, Properties and Nanocomposites. *Chemical Society Reviews*, London, v. 40, n. 7, p. 3941–3994, mai. 2011.

NARITOMI, T.; KOUDA, T.; YANO, H.; YOSHINAGA, F. Effect of lactate on bacterial cellulose production from fructose in continuous culture. *Journal of Fermentation and Bioengineering*, Osaka, v. 85, n. 89–95, 1998.

NASCIMENTO, E. S. D.; LIMA, H. L. S.; BARROSO, M. K. D. A.; BRÍGIDA, A. I. S.; ANDRADE, F. K.; BORGES, M. D. F.; MORAIS, J. P. S.; MUNIZ, C. R.; ROSA, M. D. F. Mesquite (*Prosopis juliflora* (Sw.)) extract is an alternative nutrient source for bacterial cellulose production. *Journal of Biobased Materials and Bioenergy*, Califórnia, v. 10, n. 1, p. 63–70, fev. 2016.

NAVETHERM. Disponível em: <<http://www.navetherm.com.br/estufas-industriais.php>>. Acesso em: 29 out. 2018.

NORMA REGULAMENTADORA N°12. Disponível em <<http://www.guiatrabalhista.com.br/guia/nr12.htm>>. Acesso em: 30 out. 2018.

OLIVEIRA, C. F.; Perda de carga em filtros de tela e de discos utilizados na irrigação localizada. Dissertação de mestrado na Escola Superior de Agricultura Luiz de Queiroz, USP. v. 1, p. 50, 2005.

PERFIL TÉRMICO. Disponível em: <<https://perfiltermico.com.br/pdc/todos/qual-o-custo-energetico-do-seu-processo-termico/>> . Acesso em: 29 out. 2018.

PIOTTO, Z. C. Eco-eficiência na indústria de celulose e papel – estudo de caso. Tese de doutorado -Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia Hidráulica e Sanitária. São Paulo, 379 p., 2003.

PROLAB. Disponível em: < <http://www.prolab.com.br/produtos/materiais-de-plastico/bandeja-de-plastico/bandeja-plastico/>>. Acesso em: 30 out. 2018.

ROSS, P.; MYER, R.; BENZIMAN, M. Cellulose biosynthesis and function in bacteria. *Microbiological Review*, v.55, n.1, Mar, p.35-38. 1991.

SAY YOU BRASIL. Disponível em:;< <http://www.sayyou.com.br/soja-transgenica-grao-que-confronta-monsanto-a-milhoes-de-brasileiros#.VQueYtLF8TE>>. Acesso em: 26 out. 2018.

SCAN PLAST. Disponível em: < <http://www.scan-plast.com/vertical-cone-bottom-on-legs-dome-top/>> . Acesso em : 24 out. 2018.

SCHNEIDER. Tabela de seleção para bombas e motobombas. Catálogo anual da Franklin Electric. 2017.

SHAH, J.; BROWN, R. M. J. Towards electronic paper displays made from microbial cellulose. *Applied Microbiology and Biotechnology*, v. 66, n. 4, p. 352-5, 2005.

SOUSA NETO, V. O.; NASCIMENTO, R. F.; MELO, D. Q. Uso de bioadsorventes lignocelulósicos na remoção de poluentes de efluentes aquosos. Imprensa Universitária, Fortaleza, v.1, p.56, mar. 2012.

TETRALON. Disponível em: < <http://www.tetralon.com.br/processos-industriais/bombas-centrifugas/>>. Acesso em: 3 nov. 2018.

TLV ENGENHARIA. Disponível em: <<https://www.tlv.com/global/BR/>>. Acesso em: 29 out. 2018.

UNIVERSIDADE FEDERAL DO CEARÁ. Biblioteca Universitária. Guia de normalização de trabalhos acadêmicos da Universidade Federal do Ceará. Fortaleza, 2013.