



**JONATHAN RODRIGUES SANTOS**

**ASPECTOS TÉCNICOS E ECONÔMICOS DE DIFERENTES  
OPERAÇÕES DE SECAGEM DE LEVEDURA OLEAGINOSA  
PARA A PRODUÇÃO DE ÓLEO MICROBIANO**

**LAVRAS – MG  
2021**

**JONATHAN RODRIGUES SANTOS**

**ASPECTOS TÉCNICOS E ECONÔMICOS DE DIFERENTES OPERAÇÕES DE  
SECAGEM DE LEVEDURA OLEOGINOSA PARA A PRODUÇÃO DE ÓLEO  
MICROBIANO.**

Monografia apresentada à Universidade Federal de Lavras, como parte das exigências do Curso de Engenharia Química, para obtenção do título de Bacharel.

Prof. Dr. Gilson Campani Junior

Orientador

Profa. Dra. Lidja Dahiane Menezes Santos Borél

Coorientadora

**LAVRAS-MG**

**2021**

*Aos meus pais e irmãs pelo grande amor e carinho.*

*À minha família e amigos que sempre me apoiaram.*

## AGRADECIMENTOS

De acordo com Will Smith, em sua atuação no filme *À Procura da Felicidade*, “se você tem um sonho corra atrás dele”. De fato, é bastante satisfatório ver que cheguei até aqui e agora é tempo de enaltecer minha gratidão.

Primeiramente, agradeço a Deus, por ser meu ponto de amparo e sustentação para continuar e nunca desistir dos meus sonhos. Agradeço também por iluminar meus horizontes e, dessa forma, tive a oportunidade de fazer as escolhas certas e, assim, chegar até aqui.

Aos meus pais, Jacy Ferreira e Paula Bernadete, que foram fundamentais para que eu pudesse estudar em uma Universidade Federal, pois se propuseram a investir em meu desenvolvimento pessoal e profissional. Além disso, sempre acreditaram em meu potencial e me incentivavam a sair da minha zona de conforto para atingir novos objetivos.

Às minhas irmãs, Lorriene e Joseane, por me apoiarem e estarem ao meu lado me incentivando para que eu vá atrás dos meus sonhos.

À Elizabeth, minha companheira, por sempre estar me apoiando e ouvir minhas conquistas e derrotas. Além disso, agradeço imensamente que, mesmo estando a 89 km de distância, sempre estava ali comigo.

Ao Gilson Campani, meu orientador, e à Lidja Dahiane, minha coorientadora, por serem atenciosos, competentes e didáticos. Além disso, agradeço pela oportunidade de estudar os aspectos técnicos e econômicos relacionados com o processo produtivo voltado para a sustentabilidade, pois são áreas que me engrandecem muito no âmbito da engenharia química.

Aos meus amigos, Carlos Junior, Joelisson, Johnathan Gonçalves, Marcos Paulo, Jean Pablo, Samuel Cesário, Carlos Fonseca e Rubens de Souza, companheiros de ABI, que tornavam meus dias melhores.

Ao corpo docente de Engenharia Química, que foram fundamentais para a minha formação. Agradeço pelo conhecimento disponibilizado por meio de aulas, visitas técnicas, palestras, capacitações, iniciação científica, empresa júnior, monitoria e núcleo de estudo.

Por fim, agradeço à Universidade Federal de Lavras (UFLA), pela grande infraestrutura, ensino de qualidade, abertura de oportunidades e preocupação com o desenvolvimento ambiental e social.

*“Todos nossos sonhos podem se realizar, se  
tivermos a coragem de persegui-los” (Walt  
Disney).*

## RESUMO

No Brasil, de acordo com a Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP), cerca de 18% dos combustíveis consumidos já são renováveis. Em relação aos biocombustíveis, os mais conhecidos são o etanol e o biodiesel. A produção do etanol de segunda geração (2G) e do biodiesel, há geração, respectivamente, de subprodutos como o hidrolisado hemicelulósico e o glicerol, que possuem baixo valor econômico e são capazes de causar um grande impacto ambiental. A utilização desses subprodutos como matéria-prima para a produção de óleo microbiano pela levedura oleaginosa *Rhodotorula toruloides* torna-se uma alternativa para solucionar as questões ambientais e também uma forma de contribuir para a viabilidade econômica desses biocombustíveis. No processo de produção do óleo microbiano, a etapa de secagem da levedura tem grande impacto na recuperação do óleo, além de acarretar em custos significativos de operação e de investimento. Neste contexto, este trabalho buscou realizar uma avaliação dos aspectos técnicos e econômicos da etapa de secagem em relação aos secadores do tipo leito fluidizado e *spray dryer*, com a realização dos cálculos do custo de capital (CAPEX, do inglês *Capital Expenditure*) e operacional (OPEX, do inglês *Operating Expense*). A partir dos dados obtidos, verificou-se que o processo com o secador do tipo leito fluidizado não é viável, diferentemente do secador do tipo *spray dryer*, que demanda um menor custo total. Além disso, a sensibilidade do custo total em relação ao valor da tarifa de energia elétrica, com variação de  $\pm 20\%$ , também foi analisada. O secador do tipo leito fluidizado demonstrou ser o mais sensível à mudança do valor da tarifa e, mesmo com a uma redução de 20%, permaneceu sendo menos viável do que o *spray dryer*. Por fim, comparou-se o custo de secagem da levedura no processo de produção de óleo microbiano com o preço de mercado do óleo de soja. Dessa forma, verificou-se que o secador do tipo *spray dryer* apresentou resultados de custo inferiores a 4,55 R\$/kg óleo, tornando-o promissor na etapa de secagem, diferentemente do leito fluidizado. Entretanto, é necessário realizar uma avaliação técnica e econômica mais detalhada de todas as etapas do processo para verificar se a produção de óleo microbiano é economicamente viável.

**Palavras-chave:** Biocombustíveis. CAPEX. OPEX. *Rhodotorula toruloides*. *Spray Dryer*. Leito Fluidizado.

## ABSTRACT

In Brazil, according to the National Agency of Petroleum, Natural Gas and Biofuels (ANP), about 18% of the fuels consumed are already renewable, in which, in relation to biofuels, the best known are ethanol and biodiesel. The production of second generation ethanol (2G) and biodiesel, there is generation, respectively, of by-products such as hemicellulosic hydrolysate and glycerol, which present low economic value and are capable of causing a great environmental impact. The use of these by-products as raw material for the production of microbial oil by the oleaginous yeast *Rhodotorula toruloides*, becomes an alternative to solve environmental issues and also a way to increase the economic viability of these biofuels. In the microbial oil production process, the drying step of yeast has a major impact on oil recovery, in addition to significant operating investment and investment costs. In this context, this work sought to carry out an evaluation of the technical and economic aspects of the drying step in relation to the fluidized bed and spray dryer, based on calculations of the capital cost (CAPEX, Capital Expenditure) and operational (OPEX, Operating Expense). According to the obtained data, it was found that the process with the fluidized bed dryer is not viable, unlike the spray dryer, which requires a lower total cost. In addition, the sensitivity of the total cost in relation to the value of the electricity tariff, with a variation of  $\pm 20\%$ , was also analyzed. The fluidized bed dryer proved to be the most sensitive to the change in tariff value and, even with a 20% reduction, it remained less viable than the spray dryer. Finally, the cost of drying yeast in the microbial oil production process was compared with the market price of soybean oil. Thus, it was found that the spray dryer type had cost results below 4.55 R\$/ kg oil, making it promising in the drying stage, unlike the fluidized bed. However, it is necessary to carry out a more detailed technical and economic assessment of all stages of the process to verify whether the production of microbial oil is economically viable.

**Keywords:** Biofuels. CAPEX. OPEX. *Rhodotorula toruloides*. Spray Dryer. Fluidized Bed.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Matriz Energética Mundial no ano de 2018.....	17
Figura 2 - Matriz Energética Brasileira no ano de 2019.....	18
Figura 3 - Transesterificação de triglicerídeos para a produção de biodiesel. ....	19
Figura 4 - Transformações químicas da glicerina. ....	20
Figura 5 - Processo simplificado da produção de etanol 1G. ....	20
Figura 6 - Processo de obtenção de etanol 2G.....	22
Figura 7 - Estrutura lignocelulósica antes e após o pré-tratamento.....	22
Figura 8 - Carboidratos que compõem a estrutura hemicelulósica. ....	24
Figura 9 - Cinética de produção e consumo de componentes em uma cultura de levedura oleaginosa. ....	26
Figura 10 - Integração dos processos de produção de etanol (1G-2G) e biodiesel através da produção de óleo microbiano.....	27
Figura 11 - Fluxograma do processo de produção de óleo microbiano.....	28
Figura 12 - Classificação para secadores contínuos. ....	30
Figura 13 - Diagrama esquemático do <i>spray dryer</i> . ....	31
Figura 14 - Leito fluidizado granular. ....	32
Figura 15 - Esquema da estimativa de custo de uma planta química. ....	33
Figura 16 - Diagrama do processo de produção e extração de óleo microbiano a partir dos dois métodos principais: biomassa úmida (em azul) e biomassa seca (em vermelho)..	40
Figura 17 - Curva de estimativa de custo dos equipamentos. ....	43
Figura 18 - Esquema para estimativa do custo de operação.....	46
Figura 19 - Influência da tarifa de energia em relação ao custo total com variação de $\pm 20\%$ . 58	
Figura 20 - Custo total por kg de óleo microbiano (R\$/kg óleo) em relação à variação da tarifa de energia em $\pm 20\%$ . ....	59



## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Tipos de estimativas de acordo com <i>American Association of Cost Engineers</i> - A.A.C.E.....	36
Tabela 2 - Valores experimentais obtidos com a instalação do secador do tipo leito fluidizado. .....	41
Tabela 3 - Valores experimentais obtidos com a secagem de leveduras pelo <i>spray dryer</i> . ....	41
Tabela 4 - Dados de $\rho$ para o leito fluidizado.....	49
Tabela 5 - Dados para o cálculo da potência de aquecimento no leito fluidizado. ....	50
Tabela 6 - Dados de $m_{SD}$ e $\rho$ para o <i>spray dryer</i> . ....	50
Tabela 7 - Dados para o cálculo da potência de aquecimento no <i>spray dryer</i> . ....	51
Tabela 8 - Valores dos custos referentes ao leito fluidizado. ....	55
Tabela 9 - Valores dos custos referentes ao <i>spray dryer</i> . ....	56

## LISTA DE SIGLAS

ANP	Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis
CAPEX	<i>Capital Expenditure</i>
CEMIG	Companhia Energética de Minas Gerais
CEPCI	<i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i>
EMSO	<i>Environment for Modeling, Simulation, and Optimization</i>
EPE	Empresa de Pesquisa Energética
IEA	Instituto de Economia Agrícola
ISBL	<i>Inside Battery Limits</i>
OPEX	<i>Operating Expense</i>
OSBL	<i>Outside Battery Limits</i>
ROI	<i>Return on Investment</i>

## LISTA DE SÍMBOLOS

$I_{st}$	Capital de <i>startup</i>	[US\$ ou R\$]
$I_f$	Investimento fixo	[US\$ ou R\$]
$I_g$	Capital de giro	[US\$ ou R\$]
$C_i$	Custo de capital	[US\$ ou R\$]
$I_{Indireto}$	Investimento indireto	[US\$ ou R\$]
$I_{Direto}$	Investimento direto	[US\$ ou R\$]
$n$	Expoente de custo	[-]
$C_{Eq}$	Custo de aquisição do equipamento	[US\$ ou R\$]
$S$	Capacidade	[m <sup>3</sup> ou m <sup>2</sup> ]
$C_{Prod}$	Custo de produção	[US\$ ou R\$]
$C_{Direto}$	Custo direto	[US\$ ou R\$]
$C_f$	Custo fixo	[US\$ ou R\$]
$C_{Gerais}$	Custo de despesas gerais	[US\$ ou R\$]
$C_{MP}$	Custo de matéria-prima	[US\$ ou R\$]
$C_{WT}$	Custo de tratamento de resíduos	[US\$ ou R\$]
$C_{UT}$	Custo de utilidades	[US\$ ou R\$]
$C_{MO}$	Custo de mão de obra	[US\$ ou R\$]
$Q_{Ar,Artigo}$	Vazão de ar de secagem laboratorial	[m <sup>3</sup> /s]
$X_{0bs}$	Umidade inicial em base seca	[%]
$X_{bs}$	Umidade final em base seca	[%]
$\dot{m}_{Crema,Artigo}$	Vazão mássica do creme de levedura laboratorial	[kg/h]
$T_s$	Temperatura final de secagem	[°C]
$R$	Razão entre a vazão de injeção de ar	

	sobre a taxa de evaporação	[kg/kg]
$Q_{Ar,Scale-up}$	Vazão volumétrica de ar em grande escala	[m <sup>3</sup> /s]
$\dot{m}_{Crema,Scale-Up}$	Crema de levedura em escala industrial	[kg/s]
$\dot{m}_{SD}$	Vazão mássica de ar em grande escala no <i>spray dryer</i>	[kg/h]
$P_{MAN}$	Pressão manométrica	[Pa]
$P_{ATM}$	Pressão atmosférica	[Pa]
$P_{OP=P}$	Pressão absoluta de operação do equipamento	[Pa]
$\Delta P$	Queda de pressão	[Pa]
$P_{CP}$	Pressão de compressão	[Pa]
$P_A$	Potência de aquecimento	[kW]
$Q_A$	Taxa de transferência de calor	[kW]
$\dot{n}$	Vazão molar de ar	[mol/s]
$\bar{c}_p$	Calor específico médio	[kJ/mol K]
$\Delta T$	Variação de temperatura do sistema	[K]
$\rho$	Densidade molar do ar	[mol/dm <sup>3</sup> ]
$MM_{Ar}$	Massa molar do ar	[kg/mol]
$\bar{T}$	Temperatura média	[K]
$P_C$	Potência de compressão	[kW]
$\eta_C$	Eficiência do compressor	[%]
$\gamma$	Coefficiente de expansão adiabática do ar	[-]
$p_1$	Pressão de entrada do compressor	[Pa]
$p_2$	Pressão de saída do compressor	[Pa]
$t$	Tempo da operação de secagem	[h]
$P_T$	Potência total	[kW]

$V$	Volume do secador	$[m^3]$
$t_{\text{creme}}$	Tempo residência do creme	$[h]$
$\rho_m$	Densidade média	$[kg/m^3]$
$C_{\text{Eq,EUA GC}}$	Custo dos equipamentos na Costa do Golfo dos EUA	$[US\$ \text{ ou } R\$]$
$FL_{\text{BR}}$	Fator de localização do Brasil	$[-]$
$C_{\text{Eq},2021}$	Estimativa de custo do equipamento no ano de 2021	$[US\$ \text{ ou } R\$]$
$C_{\text{Eq},2003}$	Estimativa de custo do equipamento no ano de 2003	$[US\$ \text{ ou } R\$]$

## SUMÁRIO

<b>1</b>	<b>INTRODUÇÃO .....</b>	<b>15</b>
<b>2</b>	<b>REFERENCIAL TEÓRICO .....</b>	<b>17</b>
<b>2.1</b>	<b>BIOCOMBUSTÍVEIS.....</b>	<b>17</b>
<b>2.1.1</b>	<b>ECONOMIA .....</b>	<b>17</b>
<b>2.1.2</b>	<b>PRODUÇÃO DE BIOCOMBUSTÍVEIS.....</b>	<b>18</b>
<b>2.1.2.1</b>	<b>BIOCOMBUSTÍVEIS DE PRIMEIRA GERAÇÃO (1G) .....</b>	<b>18</b>
<b>2.1.2.1.1</b>	<b>BIODIESEL .....</b>	<b>19</b>
<b>2.1.2.1.2</b>	<b>ETANOL DE PRIMEIRA GERAÇÃO (1G).....</b>	<b>20</b>
<b>2.1.2.2</b>	<b>BIOCOMBUSTÍVEIS DE SEGUNDA GERAÇÃO (2G) .....</b>	<b>21</b>
<b>2.1.3</b>	<b>IMPLICAÇÕES SOCIAIS, ECONÔMICAS E AMBIENTAIS DOS BIOCOMBUSTÍVEIS.....</b>	<b>23</b>
<b>2.1.4</b>	<b>PRODUÇÃO DE ÓLEO MICROBIANO .....</b>	<b>24</b>
<b>2.2</b>	<b>OPERAÇÃO DE SECAGEM.....</b>	<b>29</b>
<b>2.2.1</b>	<b><i>SPRAY DRYER</i> .....</b>	<b>30</b>
<b>2.2.2</b>	<b>LEITO FLUIDIZADO GRANULAR.....</b>	<b>31</b>
<b>2.3</b>	<b>ANÁLISE TÉCNICO-ECONÔMICA.....</b>	<b>32</b>
<b>2.3.1</b>	<b>CUSTO DE CAPITAL (CAPEX) .....</b>	<b>33</b>
<b>2.3.2</b>	<b>CUSTO DE OPERAÇÃO (OPEX) .....</b>	<b>37</b>
<b>3</b>	<b>METODOLOGIA E DESENVOLVIMENTO MATEMÁTICO .....</b>	<b>39</b>
<b>3.1</b>	<b>PROCESSO DE PRODUÇÃO DE ÓLEO MICROBIANO .....</b>	<b>39</b>
<b>3.2</b>	<b>DADOS EXPERIMENTAIS .....</b>	<b>40</b>
<b>3.3</b>	<b>ESCALONAMENTO.....</b>	<b>41</b>
<b>3.3.1</b>	<b>ESCALONAMENTO PARA O LEITO FLUIDIZADO .....</b>	<b>42</b>
<b>3.3.2</b>	<b>ESCALONAMENTO PARA O <i>SPRAY DRYER</i>.....</b>	<b>42</b>
<b>3.4</b>	<b>CAPITAL DE INVESTIMENTO (CAPEX) .....</b>	<b>43</b>
<b>3.4.1</b>	<b>ESTIMATIVA DE CUSTO DOS EQUIPAMENTOS.....</b>	<b>43</b>
<b>3.4.1.1</b>	<b>EQUAÇÃO DE CUSTO DE AQUISIÇÃO PARA O LEITO FLUIDIZADO ..</b>	<b>44</b>
<b>3.4.1.2</b>	<b>EQUAÇÃO DE CUSTO PARA O <i>SPRAY DRYER</i> .....</b>	<b>44</b>
<b>3.4.2</b>	<b>FATORES DE CORREÇÃO .....</b>	<b>45</b>
<b>3.4.2.1</b>	<b>FATOR DE TROPICALIZAÇÃO .....</b>	<b>45</b>
<b>3.4.2.2</b>	<b>FATOR DE CORREÇÃO TEMPORAL .....</b>	<b>45</b>
<b>3.5</b>	<b>CUSTO DE OPERAÇÃO (OPEX).....</b>	<b>46</b>

3.5.1	CONDIÇÕES OPERACIONAIS E DE CUSTO.....	47
3.5.1.1	PRESSÃO DE OPERAÇÃO DO SECADOR.....	47
3.5.1.2	QUEDA DE PRESSÃO NO LEITO FLUIDIZADO .....	47
3.5.1.3	CUSTO DA ENERGIA ELÉTRICA.....	48
3.5.1.4	TEMPO ANUAL DA OPERAÇÃO DE SECAGEM.....	48
3.5.2	POTÊNCIA DE AQUECIMENTO .....	48
3.5.2.1	POTÊNCIA DE AQUECIMENTO PARA O LEITO FLUIDIZADO.....	49
3.5.2.2	POTÊNCIA DE AQUECIMENTO PARA O <i>SPRAY DRYER</i> .....	50
3.5.3	POTÊNCIA DE COMPRESSÃO .....	51
3.5.3.1	POTÊNCIA DE COMPRESSÃO PARA O LEITO FLUIDIZADO.....	51
3.5.3.2	POTÊNCIA DE COMPRESSÃO PARA O <i>SPRAY DRYER</i> .....	52
3.5.4	CÁLCULO DO CUSTO DE UTILIDADES.....	52
3.5.5	CÁLCULO DO CUSTO DE PRODUÇÃO (OPEX).....	53
3.6	CUSTO TOTAL .....	53
4	RESULTADOS E DISCUSSÃO .....	55
4.1	IMPLEMENTAÇÃO DO SECADOR DO TIPO LEITO FLUIDIZADO.....	55
4.2	IMPLEMENTAÇÃO DO SECADOR DO TIPO <i>SPRAY DRYER</i> .....	55
4.3	COMPARAÇÃO TÉCNICA E ECONÔMICA ENTRE OS SECADORES .....	56
4.4	ANÁLISE DE SENSIBILIDADE FRENTE AO CUSTO DA ENERGIA ELÉTRICA .....	57
5	CONCLUSÃO .....	60
6	SUGESTÕES PARA TRABALHO FUTUROS .....	61
7	REFERÊNCIAS .....	62

## 1 INTRODUÇÃO

Biocombustível é a denominação global dada aos combustíveis derivados de biomassas como oleaginosas, cana-de-açúcar, biomassa florestal e outras fontes de matéria orgânica. Dentre eles, os mais conhecidos e utilizados são o bioetanol e o biodiesel, que podem ser aproveitados de forma pura ou também adicionados aos combustíveis convencionais de origem fóssil (CHAVES; GOMES, 2014). Além disso, os biocombustíveis, por serem renováveis, contribuem para reduzir as emissões de gases de efeito estufa e, conseqüentemente, causam menos impacto ambiental que os combustíveis fósseis como o diesel e a gasolina (SAUER, 2007).

O biodiesel é um combustível renovável obtido a partir de um processo químico denominado transesterificação. Por intermédio desse processo, os triglicerídeos que estão presentes nos óleos e na gordura animal reagem com substâncias como o álcool primário, metanol ou etanol, gerando dois produtos: o éster e a glicerina (ANP, 2020).

Já o etanol, denominado como álcool etílico ( $C_2H_5OH$ ), é comumente produzido pela fermentação dos açúcares encontrados em produtos vegetais, embora possa ser feito de forma sintética de fontes como o eteno, que é derivado do petróleo (BASTOS, 2007).

De acordo com dados da Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP, 2020), cerca de 45% da energia e 18% dos combustíveis consumidos no Brasil já são renováveis. Enquanto que no resto do mundo 86% da energia vem de fontes energéticas não renováveis (ANP, 2020). Dessa forma, o Brasil está numa posição mundial bastante satisfatória em questão de desenvolvimento de fontes renováveis de energia.

Entretanto no processo de fabricação dos biocombustíveis é gerada uma série de subprodutos. A produção de etanol de segunda geração (2G), por exemplo, que é um processo inovador utilizando biomassa vegetal como matéria-prima, se baseia na hidrólise de materiais lignocelulósicos, como o bagaço da cana-de-açúcar (MOTA; MONTEIRO, 2013). O método de hidrólise ácida da biomassa é comumente empregado para a separação da sua fração hemicelulósica, no qual é gerado o hidrolisado hemicelulósico, que é rico em açúcares fermentescíveis, com predominância da pentose D-xilose (FERREIRA, 2016). No entanto, açúcares do tipo pentose não são fermentados por leveduras tracionais. Já o glicerol, que é o principal subproduto obtido da síntese de biodiesel, totalizando cerca de 10% do volume total de biodiesel produzido, é impuro e de baixo valor econômico (COSTA, 2010).

Diante do cenário atual, no qual as questões de sustentabilidade estão em ascensão, a utilização desses subprodutos para a produção de óleo microbiano, por meio de leveduras



oleaginosas, pode contribuir para a rentabilidade econômica da produção de biocombustíveis e também implica na redução dos impactos ambientais. Nesse processo, a secagem da biomassa (creme de levedura) é uma etapa importante para a eficácia de recuperação do óleo, além de acarretar em custos significativos de operação e de investimento (KOUTINAS et al., 2014).

Entretanto, o creme de levedura, que é considerado uma pasta, na etapa de secagem representa um processo bastante complexo, já que se trata de um material biológico. No início há uma grande velocidade (taxa) de secagem, devido à elevada quantidade de água disponível. De forma posterior, começa a ter um déficit de água na superfície, diminuindo a velocidade de secagem (PARK et al., 2014). Esse fenômeno ocorre porque a migração interna de umidade limita o processo, dessa forma, é necessário um bom contato entre o meio de secagem e o produto a ser seco.

Com isso, o presente trabalho se propôs a avaliar e comparar o desempenho técnico e econômico de duas alternativas de secadores, o tipo *spray dryer* e o leito fluidizado para secagem do creme de levedura, composto pela levedura oleaginosa *Rhodotorula toruloides*, no processo de produção de óleo microbiano. Para verificar a viabilidade econômica na etapa de secagem considerou-se a competitividade do óleo microbiano produzido frente ao preço de mercado do óleo de soja. A comparação das alternativas de secadores foi feita com base em avaliação do investimento de capital e também do custo operacional envolvido na secagem. Além disso, realizou-se a avaliação de sensibilidade econômica do custo total, mediante a variação do custo da energia elétrica.

## 2 REFERENCIAL TEÓRICO

### 2.1 BIOCOMBUSTÍVEIS

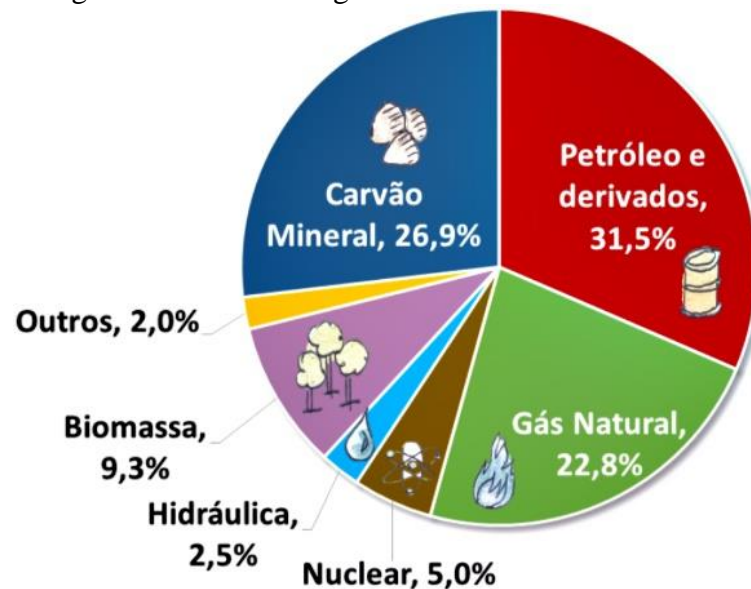
Os biocombustíveis, de forma universal, representam um combustível que é oriundo de matéria-prima renovável, principalmente de origem vegetal (MOTA; MONTEIRO, 2013).

O aumento contínuo do preço do petróleo, a importância dos combustíveis no domínio da segurança energética e o incentivo do governo por meio de subsídios e debates sobre a emissão de gases de efeito estufa tornam os biocombustíveis um atrativo para atenção pública e científica (DEMIRBAS, 2009).

#### 2.1.1 ECONOMIA

A matriz energética mundial possui uma produção de forma majoritária a partir de fontes não renováveis, como mostrado na Figura 1.

Figura 1 - Matriz Energética Mundial no ano de 2018.

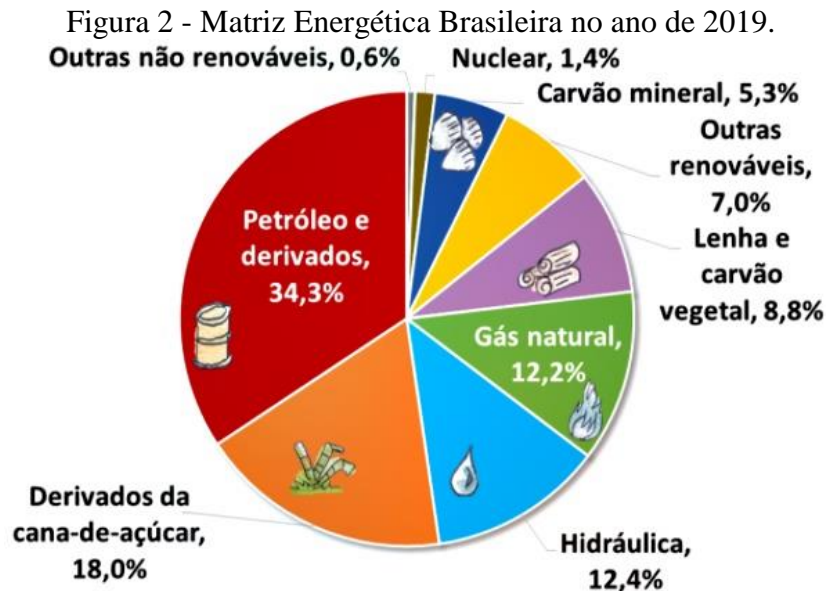


Fonte: EPE (2020).

A Figura 1 evidencia que a matriz energética mundial está voltada para fontes não renováveis como o petróleo e derivados, carvão mineral e gás natural. As fontes renováveis representadas pela biomassa (dentre as principais fontes estão: florestal, agropecuária,

agroindustriais, produção animal e rejeitos urbanos), energia hidráulica e “Outros” (energia solar, eólica e geotérmica), totalizam aproximadamente 13,8%.

Já na Figura 2, é representada a matriz energética brasileira.



Fonte: EPE (2020).

A matriz energética brasileira, conforme evidencia a Figura 2 e comparando com a Figura 1, possui maior quantidade de produção energética com fontes renováveis somando-se a energia hidráulica, derivados da cana-de-açúcar, lenha e carvão vegetal e outras renováveis, totalizam cerca de 46,2%. Vale ressaltar que no Brasil há um grande destaque para as fontes renováveis como o biodiesel e o etanol (ANP, 2020).

Dessa forma, o Brasil em relação ao mundo produz cerca de 3,35 vezes mais uso de energia renovável. Assim, o país ocupa uma boa posição em relação ao mundo na intensidade de emissão de CO<sub>2</sub> (“CO<sub>2</sub> emission intensity”), que relaciona a quantidade emitida de CO<sub>2</sub> com a quantidade de matéria-prima processada. Ou seja, por ter uma grande diversidade em relação aos recursos ambientais e a matriz energética, o Brasil se destaca na geração voluntária de créditos de carbono (IEA, 2020).

## 2.1.2 PRODUÇÃO DE BIOCOMBUSTÍVEIS

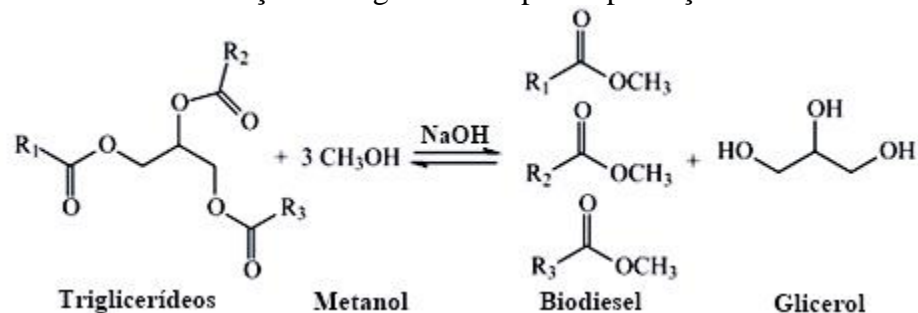
### 2.1.2.1 BIOCOMBUSTÍVEIS DE PRIMEIRA GERAÇÃO (1G)

Os processos de produção de biocombustíveis de primeira geração são bastante desenvolvidos e estabelecidos, os quais se baseiam no processamento de amido, óleo vegetal, gordura animal ou açúcar. Dentre os biocombustíveis, os mais conhecidos são: o etanol, obtido pela fermentação do açúcar, e o biodiesel (MOTA; MONTEIRO, 2013).

### 2.1.2.1.1 BIODIESEL

O biodiesel é obtido a partir de óleos e gorduras pelo processo de transesterificação com álcoois de cadeia pequena na presença de catalisadores ácidos ou, preferencialmente, básicos (MOTA; MONTEIRO, 2013). A Figura 3 mostra como é o processo de transesterificação de triglicerídeos para a obtenção de biodiesel e glicerol, respectivamente, produto e subproduto da reação.

Figura 3 - Transesterificação de triglicerídeos para a produção de biodiesel.

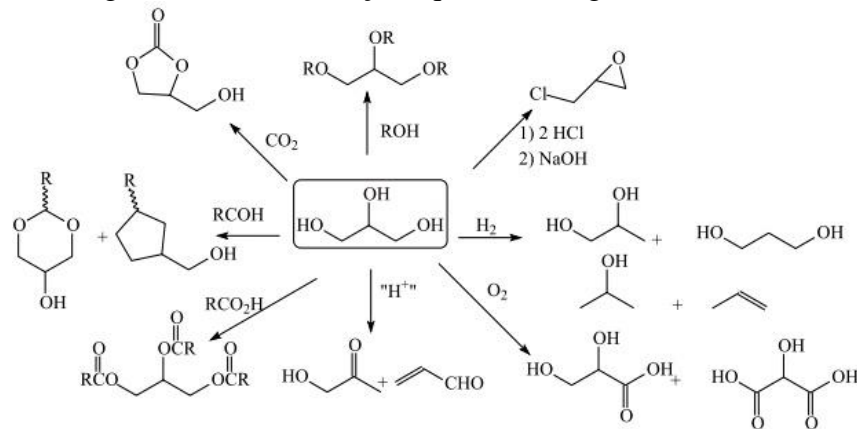


Fonte: Adaptado de Mota e Monteiro (2013).

O processo para a obtenção de biodiesel, Figura 3, decorre de uma reação entre triglicerídeos obtidos por meio de óleos e gorduras animais, com um álcool de cadeia pequena. O metanol, por ser mais barato e ocasionar menos problemas técnicos no processo produtivo do que o etanol, é o mais utilizado (MOTA; MONTEIRO, 2013). Além disso, há adição de um catalisador, preferencialmente básico, que pode ser o hidróxido de sódio (NaOH) ou o hidróxido de potássio (KOH), com o intuito de aumentar a velocidade da reação.

Em relação ao que é produzido, o glicerol ou glicerina, que é um subproduto da reação, é utilizado em setores farmacêuticos, alimentícios e de higiene pessoal. Sendo que a ampla funcionalidade da molécula aliada ao baixo custo e grande oferta, torna a glicerina uma interessante matéria-prima para a obtenção de diversos produtos químicos (MOTA; MONTEIRO, 2013). A Figura 4 explicita as diversas reações químicas que a molécula de glicerina pode realizar, devido sua ampla funcionalidade.

Figura 4 - Transformações químicas da glicerina.



Fonte: Mota e Monteiro (2013).

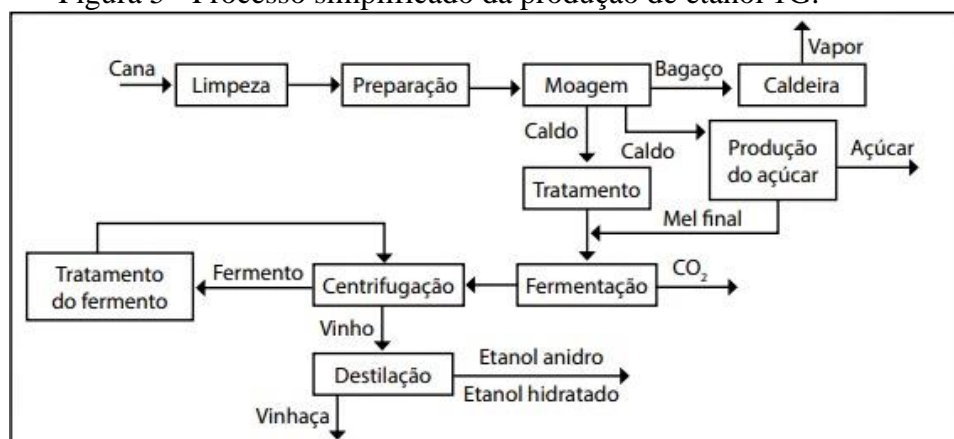
Por fim, o biodiesel, produto esperado, é utilizado como biocombustível no Brasil, totalizando uma produção de 5.9 milhões de m<sup>3</sup> em 2019 (ANP, 2020).

#### 2.1.2.1.2 ETANOL DE PRIMEIRA GERAÇÃO (1G)

O etanol de primeira geração é produzido por meio de açúcar simples como a glicose, que pode ser proveniente da inversão da sacarose encontrada em cana-de-açúcar, beterraba, trigo, milho e mandioca. O etanol 1G é produzido por meio da fermentação alcoólica com a utilização da levedura *Saccharomyces cerevisiae* (MOTA; MONTEIRO, 2013). No Brasil a produção em 2019 foi de 35,31 milhões de m<sup>3</sup> (ANP, 2020).

No fluxograma abaixo, Figura 5, representa-se de forma simplificada a produção de etanol 1G.

Figura 5 - Processo simplificado da produção de etanol 1G.



Fonte: Zanardi e Junior (2016).

Como esquematizado na Figura 5, após a chegada dos caminhões e pesagem, a cana passa por uma etapa de limpeza, que consiste na lavagem com água ou em processo a seco para remover impurezas (ZANARDI; JUNIOR, 2016).

Posteriormente, inicia-se a etapa de preparação, em que há utilização de desfibradores e picadores. Essa etapa consiste em abrir as células da cana, extrair parte do caldo e, por fim, transformá-la em uma massa com menor volume (PAYNE, 1989)

Após ser desfibrada a cana passa para a etapa de moagem, em que consiste em separar a fibra da cana do caldo. Para isso, utiliza-se moendas, os quais são responsáveis por expelir o caldo da fibra por aplicação de pressão (PAYNE, 1989). O bagaço gerado é utilizado na caldeira para a produção de vapor. Já o caldo extraído pode ser utilizado tanto para a produção de açúcar como de etanol.

A próxima etapa é o tratamento do caldo, em que há remoção, por meio de peneiras, de sólidos como a areia, que podem prejudicar o processo. Os sólidos que não foram retirados passam pela ação da decantação e eliminação de impurezas coloidais por meio da coagulação ou floculação e, por fim, é feita a aplicação de aquecimento para eliminar microrganismos (PAYNE, 1989).

Subsequentemente, ocorre a fermentação alcoólica pela levedura *Saccharomyces cerevisiae*, em que há basicamente a transformação do açúcar em etanol e gás carbônico (ZANARDI; JUNIOR, 2016).

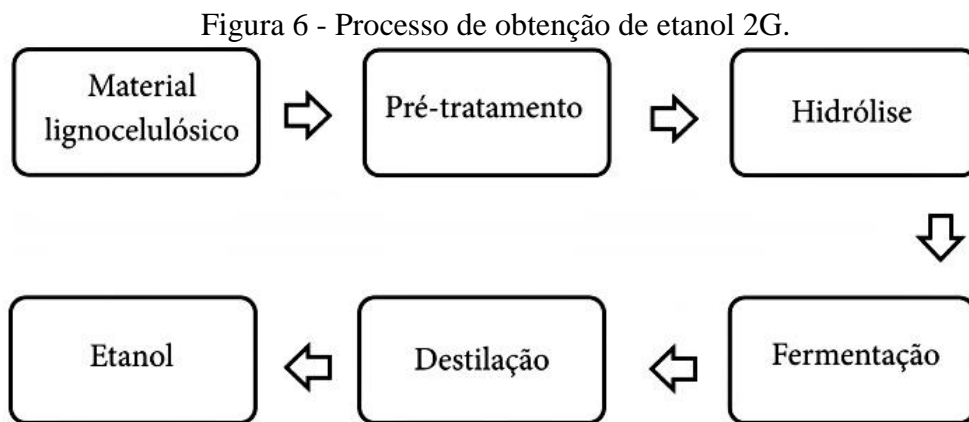
Por fim, o caldo fermentado é centrifugado para obter uma suspensão concentrada de células, denominada de fermento ou creme de levedura, que posteriormente será reinserida no processo. O outro elemento centrifugado é o vinho que, após a destilação, gera o etanol 1G e um subproduto com alto valor fertilizante, denominado de vinhaça (ZANARDI; JUNIOR, 2016).

### **2.1.2.2 BIOCOMBUSTÍVEIS DE SEGUNDA GERAÇÃO (2G)**

Os biocombustíveis de segunda geração, como etanol celulósico, são aqueles que utilizam como matéria-prima a biomassa lignocelulósica, componente que está presente na constituição da matéria de origem vegetal (MOTA; MONTEIRO, 2013).

Como o bagaço da cana possui uma grande quantidade de celulose e outros componentes, a produção de etanol 2G é um meio para aumentar a produção de biocombustível nas usinas e possibilitar outro destino ao bagaço que, de outro modo, seria utilizado basicamente para a produção de vapor e energia elétrica a partir de sua queima (CODATO, 2013).

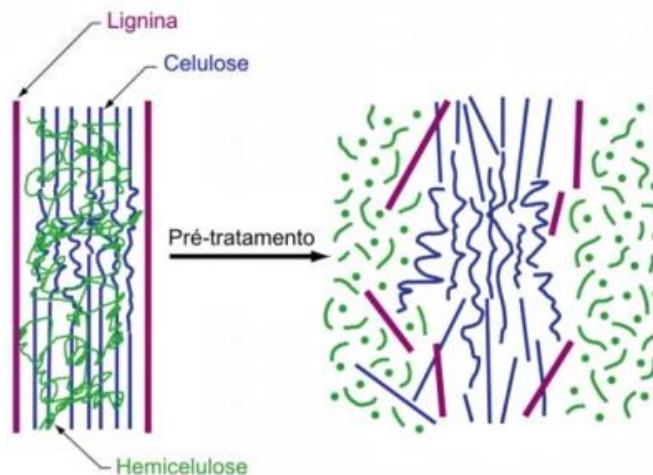
O fluxograma de produção do etanol 2G está explicitado na Figura 6.



Fonte: Codato (2013).

A primeira etapa do processo consiste no pré-tratamento, que é responsável por quebrar a estrutura cristalina da lignocelulose e também remover a lignina, expondo a celulose e a hemicelulose à ação química ou enzimática. Com isso, evita-se também que a lignina restrinja a hidrólise (OGEDA; PETRI, 2010). Na Figura 7 é apresentada a estrutura básica dos materiais lignocelulósicos antes e após o pré-tratamento, na qual pode-se observar os seus três componentes principais: celulose, hemicelulose e lignina.

Figura 7 - Estrutura lignocelulósica antes e após o pré-tratamento.



Fonte: Santos et al (2012).

Já a hidrólise pode ser realizada com base no uso de rotas ácidas e/ou enzimáticas no intuito de liberação de açúcares e também na remoção da lignina (BALAT et al., 2008). A hidrólise ácida, por exemplo, ocorre em dois estágios. O primeiro consiste em hidrolisar a hemicelulose conforme as condições de pré-tratamento. Já no segundo estágio, há um aumento

de temperatura para facilitar a hidrólise da fração celulósica (BUCKERIDGE et al., 2010). Por outro lado, a hidrólise enzimática é realizada por meio da quebra da celulose e liberação de glicose por meio de múltiplas enzimas (celulases) com diferentes especificidades ao substrato (ALVIRA et al., 2010).

Após o processo de hidrólise, assim como ocorre na produção de álcool 1G, é feita a etapa de fermentação alcoólica utilizando a levedura *Saccharomyces cerevisiae* e, de forma posterior, ocorre a destilação do vinho para a obtenção de etanol 2G.

### **2.1.3 IMPLICAÇÕES SOCIAIS, ECONÔMICAS E AMBIENTAIS DOS BIOCOMBUSTÍVEIS**

A produção do etanol 1G cresce cada vez mais com a utilização de maquinários e também compete com a produção alimentícia, devido ao preço internacional poder favorecer mais a produção de etanol do que de açúcar (MOTA; MONTEIRO, 2013). Dessa forma, gera-se discussões sociais em relação à produção do etanol 1G.

Já em questões ambientais, o etanol 1G se destaca de forma negativa em alguns aspectos, dentre os principais estão: a utilização de grande quantidade de água na lavagem da cana com descarte de resíduos orgânicos, queima do bagaço da cana liberando óxido de nitrogênio e particulados e produção de vinhaça como subproduto (ALMEIDA et al., 2014).

A vinhaça, por exemplo, é um subproduto advindo do processo de destilação e tem alto poder poluente. Ela possui um potencial de impacto ambiental cerca de cem vezes maior que o esgoto doméstico, grande nível de corrosão, sendo altamente nociva à flora, microfauna e microflora das águas doces, além de poder afetar também a fauna marinha (FREIRE, 2000).

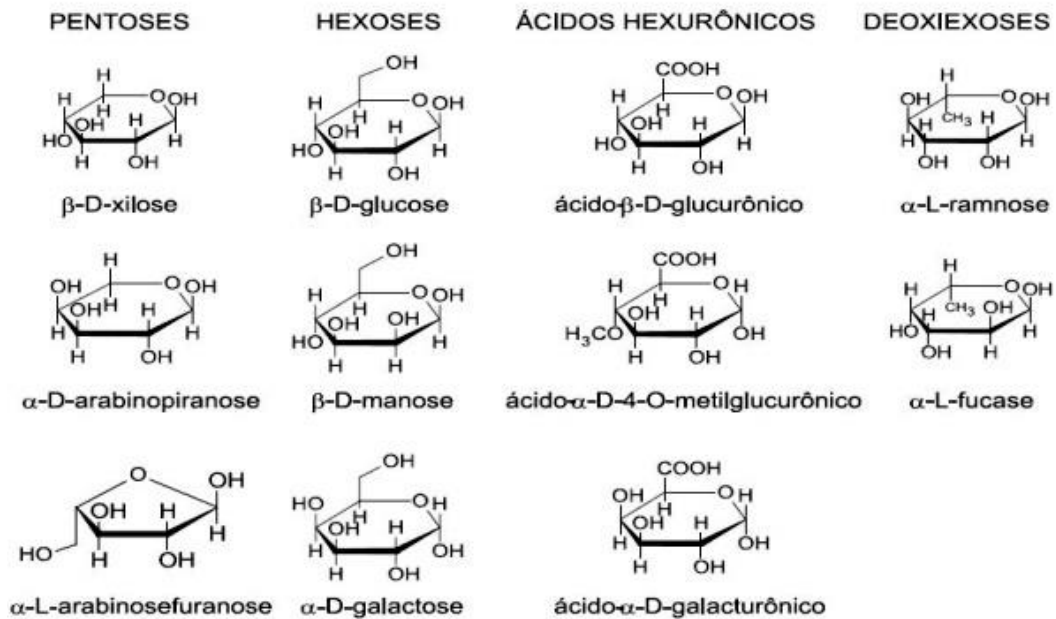
Por outro lado, o etanol 2G provém da biomassa lignocelulósica. Dessa forma, a utilização do bagaço da cana-de-açúcar obtido no processo de produção do etanol 1G, que, normalmente, é conduzida à queima para geração de vapor e eletricidade, torna-se uma alternativa para aumentar a produção de biocombustível sem influenciar no tamanho de área plantada (MURAKAMI; BOMBANA; AFFONSO, 2016). Além disso, a produção de segunda geração diminui a pressão social com relação à produção de etanol em detrimento da geração de alimento (MOTA; MONTEIRO, 2013).

O hidrolisado hemicelulósico, obtido na etapa de pré-tratamento, é composto basicamente por glicose, galactose, manose, xilose, arabinose e a ácido glucurônico (LIMA; RODRIGUES, 2007), como mostra a Figura 8. A pentose D-xilose, predominante no hidrolisado hemicelulósico, representa um problema ambiental, pois ela não é fermentada por



microrganismos que são comuns para a produção do álcool 1G, como a *Saccharomyces cerevisiae* (PALMQVIST; HAHN-HÄGERDAL, 2000). Dessa maneira, há risco do hidrolisado hemicelulósico ser descartado de forma inadequada e, conseqüentemente, impactando de forma negativa ao meio ambiente (APOLINARIO, 2013).

Figura 8 - Carboidratos que compõem a estrutura hemicelulósica.



Fonte: Rodrigues e Camargo (2008).

O biodiesel, por meio da reação de transesterificação, gera como principal subproduto o glicerol. O termo glicerol refere-se ao componente 1,2,3 – propanotriol, o qual é um líquido inodoro, com alta viscosidade e também densidade maior do que da água (BEATRIZ et al., 2011). Portanto, com o rápido crescimento da produção de biodiesel no mundo, houve um aumento na produção de glicerol, o qual equivale a 10% do volume total produzido de biodiesel (MOTA; MONTEIRO, 2013). Embora haja inúmeras aplicações industriais para esse subproduto, há uma oferta maior do que a demanda. Dessa maneira, o glicerol torna-se um produto com baixo valor agregado.

## 2.1.4 PRODUÇÃO DE ÓLEO MICROBIANO

Em virtude da produção de etanol de primeira e segunda geração e o biodiesel gerarem subprodutos, pesquisas recentes têm se concentrado no processo de produção adicional de

biodiesel por meio do óleo microbiano, que é obtido através do cultivo de microrganismos oleaginosos (BONTURI et al., 2017).

O óleo microbiano é composto por triglicerídeos que possuem grandes cadeias de ácido graxos, dentre eles estão: ácido oleico, palmítico, esteárico e linoleico. Dessa forma, o óleo microbiano tem uma composição semelhante aos óleos vegetais, como o óleo de soja (AFONSO, 2017).

O uso do óleo microbiano como substituto de óleos vegetais e animais para produzir biocombustíveis pode ser vantajoso, além dele ser uma potencial matéria-prima para a produção de cosméticos, fármacos, tintas, lubrificantes e aditivos de polímero (KOUTINAS et al., 2014).

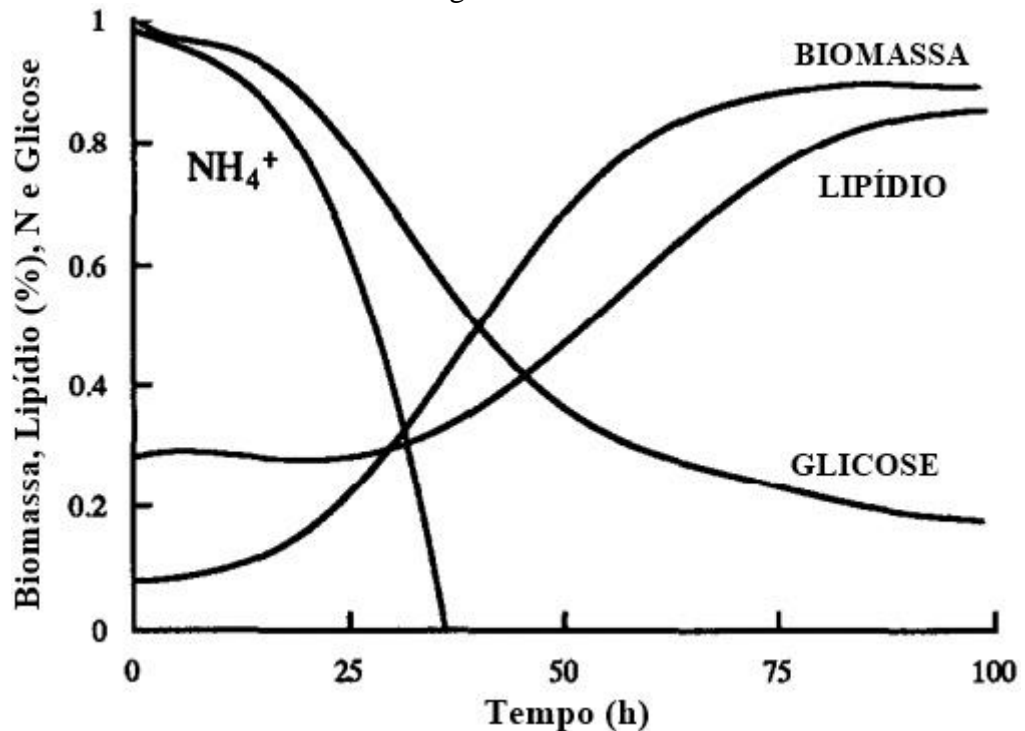
É importante ressaltar também que a competição entre a produção de alimentos e biocombustíveis revela um ponto favorável para a utilização do óleo microbiano, pois a produção do mesmo não necessita de grandes áreas e pode utilizar como matéria-prima subprodutos de outros processos, como a indústria alimentícia e agroindustrial (LEITE, 2019).

Um microrganismo pode ser considerado como oleaginoso quando há acúmulo de óleo microbiano superior a 20% em relação ao seu peso seco celular total (KOUTINAS et al., 2014). Um microrganismo oleaginoso promissor é a levedura *Rhodotorula toruloides*, cujo acúmulo intracelular de óleo pode variar entre 7% a 79% do seu peso seco em biomassa (AFONSO, 2017).

Além disso, a levedura *Rhodotorula toruloides* tem uma grande capacidade de crescer em diversos substratos e está entre as melhores produtoras de carotenoide (SILVA, 2015). Os carotenoides presentes são utilizados em diversos setores industriais, dentre os principais: alimentícios, fármacos e cosméticos (SAINI; KEUM, 2018). Já em relação ao seu crescimento, a levedura *Rhodotorula toruloides* é capaz de crescer em substratos de baixo custo, dessa forma, contribuindo para a viabilidade de produção do óleo microbiano (BONTURI et al., 2017).

Para que haja a síntese e o acúmulo de óleo microbiano no interior das células, deve haver um desequilíbrio de nutrientes no meio de cultura em relação à abundância relativa de fontes de carbono e nitrogênio (RATLEDGE; WYNN, 2002). A Figura 9 representa o comportamento em relação a biomassa e lipídio, frente à variação das concentrações de nitrogênio (N) e glicose.

Figura 9 - Cinética de produção e consumo de componentes em uma cultura de levedura oleaginosa.

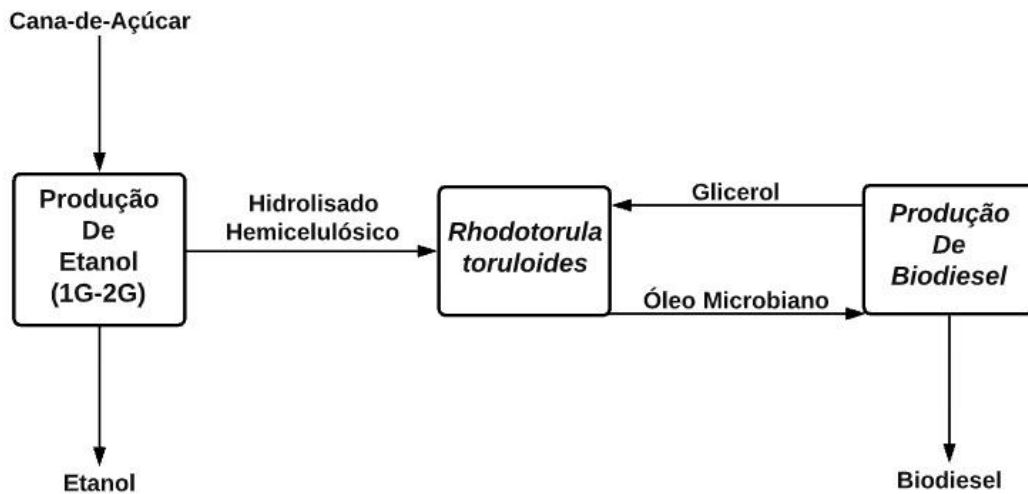


Fonte: Adaptado de Ratledge e Wynn (2002).

Em relação à Figura 9, em um primeiro momento em que a concentração de  $\text{NH}_4^+$  é elevada, é possível visualizar um crescimento superior da biomassa e uma pequena variação do acúmulo de lipídio. Já em relação ao nitrogênio, advindo do amônio ( $\text{NH}_4^+$ ), é possível verificar um consumo inicialmente superior que o de glicose. De forma posterior, quando há o esgotamento do  $\text{NH}_4^+$ , o qual é o nutriente limitante da reação, há uma elevação bem rápida na produção de lipídios, diminuição da velocidade de produção de biomassa e consumo mais acelerado da glicose. Isso ocorre porque a fonte de carbono continua sendo assimilada pela célula, mesmo com o esgotamento de nitrogênio, o que leva à conversão da fonte de carbono em lipídios nas células (RATLEDGE; WYNN, 2002).

A fonte de carbono consumida pela *R. toruloides* pode ser também outros componentes além da glicose, como o glicerol e o hidrolisado hemicelulósico, que são subprodutos dos processos de produção de biodiesel e etanol 2G. Com isso, surge a possibilidade de integrar os processos de produção de etanol (1G-2G) com o de biodiesel a partir da produção de óleo microbiano, contribuindo para a viabilidade de ambos (CAMPANI JUNIOR, 2018). A Figura 10 representa o esquema desse processo integrado.

Figura 10 - Integração dos processos de produção de etanol (1G-2G) e biodiesel através da produção de óleo microbiano.

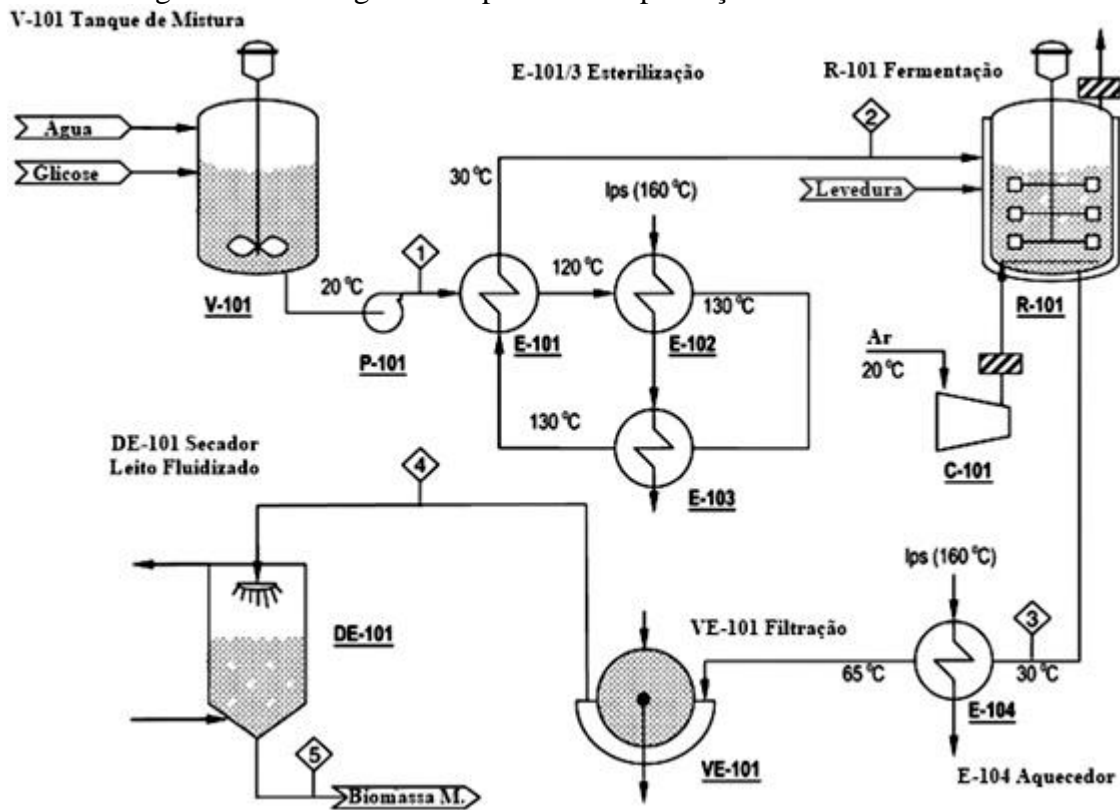


Fonte: Adaptado de Campani Junior (2018).

Na Figura 10 é possível observar que por meio da produção de etanol (1G-2G) há formação do hidrolisado hemicelulósico como subproduto. Já em relação ao biodiesel, ele pode ser produzido utilizando como matéria-prima o óleo, parte dele microbiano e, dessa maneira, obtendo como produto e subproduto, respectivamente, o biodiesel e o glicerol. Por fim, tanto o glicerol como o hidrolisado hemicelulósico, que são subprodutos das reações, podem ser empregados ambos no meio de cultivo, elevando a razão molar de carbono/nitrogênio (C/N). Dessa forma, consegue-se aumentar o acúmulo intracelular de lipídios de 16% para 42% (BONTURI et al., 2017).

Koutinas et al (2014) propõe um fluxograma referente ao processo de produção de óleo microbiano utilizando a levedura *Rhodotorula toruloides*, conforme explicita a Figura 11.

Figura 11 - Fluxograma do processo de produção de óleo microbiano.



Legenda: (V-101: tanque de mistura, P-101: bomba, E-101: trocador de calor, E-102: trocador de calor, E-103: trocador de calor, R-101: fermentador, C-101: compressor, E-104: trocador de calor, VE-101: filtro rotativo contínuo a vácuo, DE-101: secador leito fluidizado).

Fonte: Adaptado de Koutinas et al (2014).

De acordo com a Figura 11, a primeira etapa do processo advém da alimentação de água e glicose (ou outra fonte de carbono) no tanque de mistura (V-101). De forma posterior, o fluido resultante do tanque de mistura passa pela etapa de esterilização, composto por três trocadores de calor: E-101, E-102 e E-103. O trocador de calor E-101 é responsável pelo pré-aquecimento do esterilizador, já o trocador de calor E-102 é encarregado em aumentar a temperatura até a ideal de 130°C e, por fim, o trocador de calor E-103 tem como função chegar no tempo de residência de 2 minutos. No fermentador (R-101), que é operado em batelada-alimentada por um período de 134 h, há inserção da corrente de processo (2) e também da levedura. A corrente de processo (3) segue para o trocador de calor E-104, no qual, ajusta-se a temperatura até 65 °C para a desativação das enzimas da levedura. Por fim, a massa microbiana é separada do líquido por meio do filtro rotativo contínuo a vácuo (VE-101) e a umidade do sistema é reduzida até 1% por meio do secador do tipo leito fluidizado (DE-101) e assim produzindo óleo microbiano como produto final (KOUTINAS et al., 2014). O processo de redução de umidade pelo leito

fluidizado a valores menores que 1% tem uma grande importância, pois evita a perda de rendimento durante a transesterificação (DAVIES, 1988).

## 2.2 OPERAÇÃO DE SECAGEM

A secagem é um processo em que materiais voláteis, comumente a água, são evaporados de um material para a produção de um produto sólido com menor teor de voláteis (GENSKOW et al., 2008).

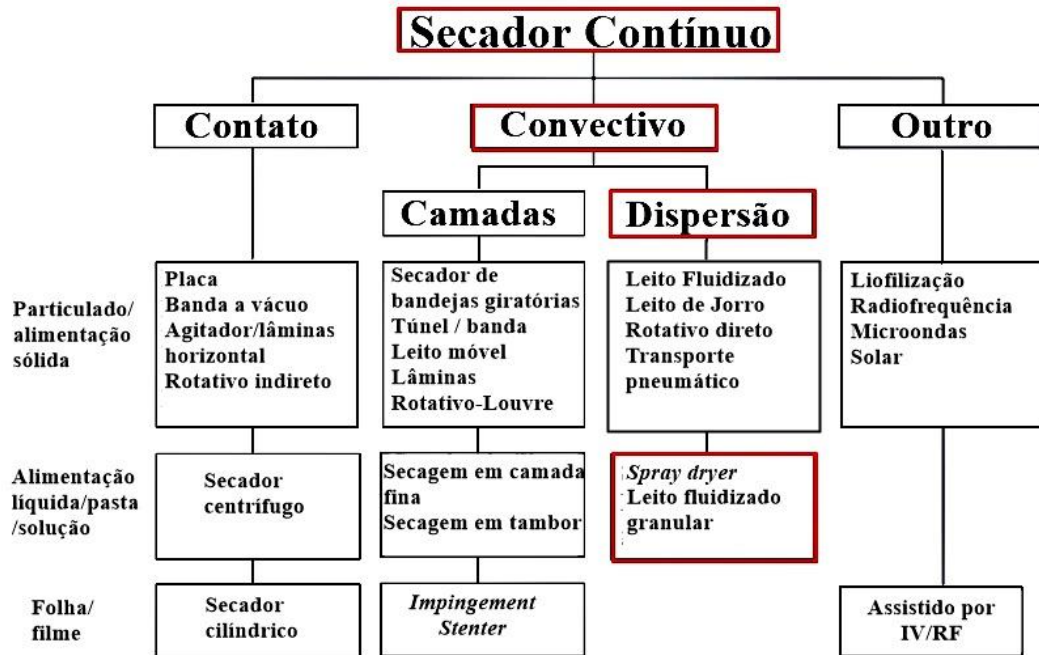
A análise e compreensão dos princípios envolvidos nas operações de secagem são necessárias para a escolha de secadores mais adequados a cada aplicação. As principais categorias de seleção estão explicitadas abaixo (GENSKOW et al., 2008):

1. Forma de alimentação: particulado (sólido ou líquido);
2. Modo de operação: contínuo ou descontínuo;
3. Modo de transferência de calor: convectivo, condutivo, radioativo ou dielétrico;
4. Condições dos sólidos: leito estático, leito móvel, fluidizado ou disperso;
5. Contato gás-sólido: fluxo paralelo, perpendicular ou por meio de circulação;
6. Padrão de fluxo de gás: fluxo cruzado, concorrente ou contracorrente.

Para a secagem da biomassa composta pela levedura oleaginosa *R. toruloides*, foi empregado um sistema de secagem com alimentação líquida do tipo pasta. Em relação ao modo de operação, considerou-se sistema contínuo.

Por fim, o modo de transferência de calor se deu por convecção, condições dos sólidos de forma dispersa, contato gás-sólido com fluxo paralelo e fluxo de gás em contracorrente. A Figura 12 mostra a classificação dos secadores contínuos, que, devido a determinadas características expostas anteriormente, explicita quais seriam os melhores secadores a serem implementados.

Figura 12 - Classificação para secadores contínuos.



Legenda: IV refere-se ao infravermelho e RF ao radiofrequência.

Fonte: Adaptado de Genskow et al (2008).

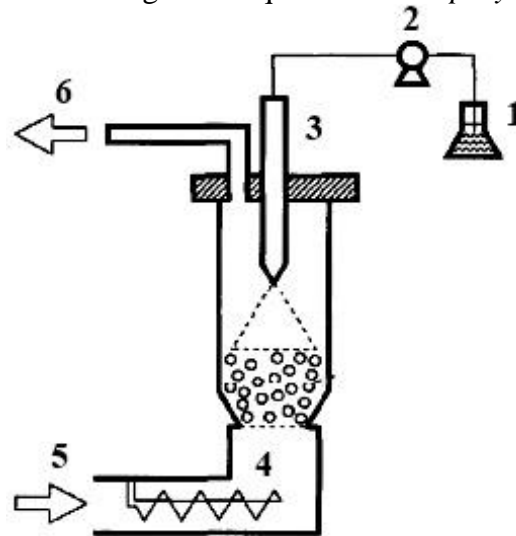
Dessa forma, para secadores com alimentação líquida, lama, pasta ou em solução, a melhor opção é trabalhar com *spray dryer* e leito fluidizado granular (GENSKOW et al., 2008).

### 2.2.1 SPRAY DRYER

No secador do tipo *spray dryer* o processo de secagem consiste na transformação de uma alimentação líquida bombeável, que pode estar na forma de solução, dispersão ou pasta, em um produto seco particulado (GENSKOW et al., 2008).

A alimentação líquida é bombeada para um atomizador como um pulverizador disco rotativo, o qual é capaz de atomizar o líquido inserido em pequenas gotículas que são lançadas de forma radial a um fluxo de gás quente (MCCABE et al., 1967). A representação esquemática do secador *spray dryer* encontra-se na Figura 13.

Figura 13 - Diagrama esquemático do *spray dryer*.



Legenda: 1, solução líquida, 2, bomba de alimentação, 3, atomizador, 4, aquecedor, 5, soprador de ar, 6, exaustão do ar.

Fonte: Adaptado de Isono, Araya e Hoshino (1995).

Embora a secagem em *spray dryer* esteja entre umas das melhores opções para se trabalhar, é uma operação que demanda grande quantidade de energia (LUNA-SOLANO et al., 2005). Dessa forma, a avaliação dos aspectos técnicos e econômicos mostra-se como uma ferramenta de grande importância para verificar viabilidade no uso desse equipamento.

### 2.2.2 LEITO FLUIDIZADO GRANULAR

A fluidização consiste no aumento da velocidade superficial do fluido até que as partículas fiquem suspensas e dispersas entre si, em que, neste caso, a velocidade do fluido não é o suficiente para arrastar e transportar continuamente as partículas (GENSKOW et al., 2008).

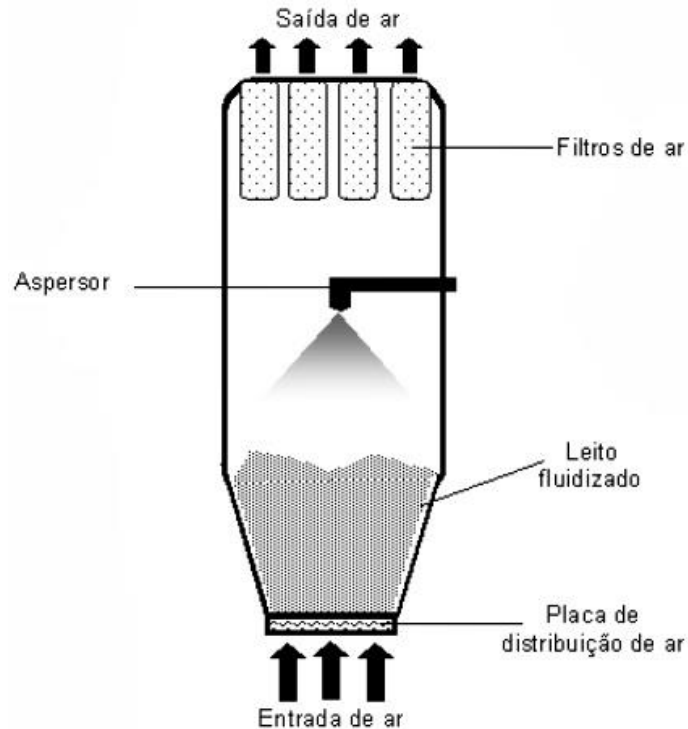
O secador do tipo leito fluidizado granular representa uma adaptação do leito fluidizado convencional, por meio da pulverização da pasta ou solução de alimentação sobre um leito fluidizado de partículas (GENSKOW et al., 2008).

O processo inicia-se com a alimentação úmida (pasta) e o líquido aglutinante no topo da câmara por um aspersor. Dessa forma, dando início a fluidização com adição de ar na base do secador, começa a formação de grandes partículas (grânulos). Os grânulos possuem uma grande possibilidade de obterem formatos uniformes, por conta do leito fluidizado possuir elevada velocidade de circulação e uma excelente homogeneização (DACANAL, 2005).



Após essa etapa, ocorre o processo de secagem, por meio de uma rápida mistura e transferência de calor, tornando possível a obtenção de um produto seco (MCCABE et al., 1967). A representação esquemática desse secador é retratada pela Figura 14.

Figura 14 - Leito fluidizado granular.



Fonte: Petrovick et al (2006).

O parâmetro em destaque para a realização da operação de secagem por leito fluidizado é a velocidade superficial do gás. Com o aumento da velocidade do gás, as partículas começam a se movimentar por forças aerodinâmicas (GENSKOW et al., 2008).

Algumas vantagens de se utilizar o leito fluidizado estão explicitadas abaixo (GENSKOW et al., 2008):

1. Rápida troca de calor e massa entre o gás e as partículas;
2. Não possui partes móveis;
3. Condição de homogeneização e controle confiável do processo de secagem.

### 2.3 ANÁLISE TÉCNICO-ECONÔMICA

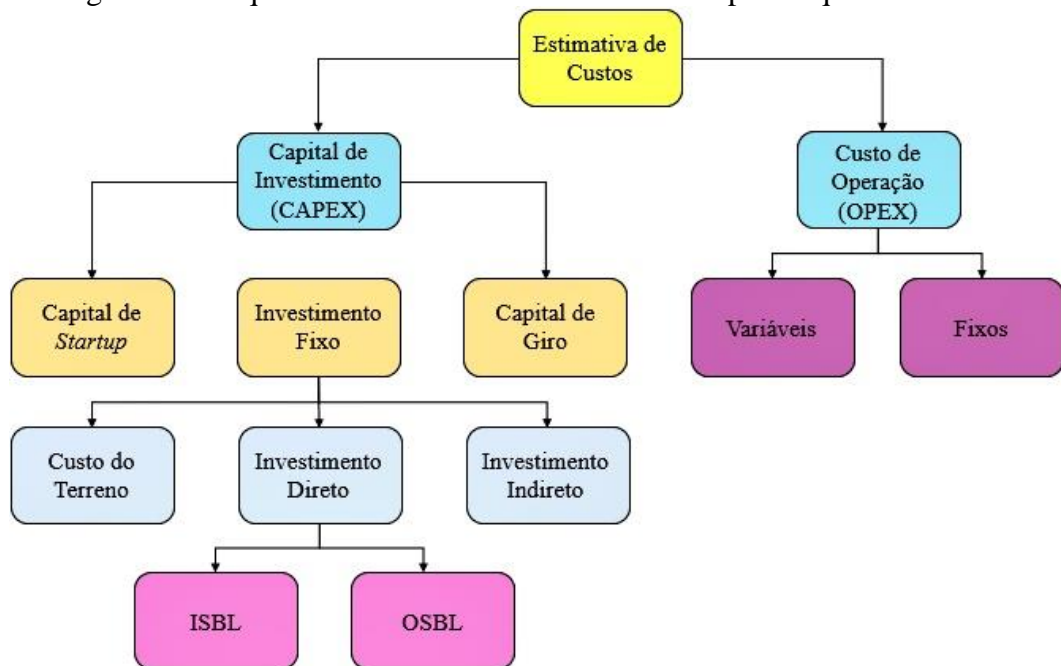
Para sintetizar projetos economicamente viáveis, é necessário projetar plantas ou produtos que possuam um custo que é competitivo em relação ao mercado. Dessa forma, a

avaliação dos aspectos técnicos e econômicos é uma boa ferramenta, para auxiliar, a partir das informações do processo, a identificar a configuração de melhor desempenho para determinado caso (BROWN, 2016).

A análise técnico-econômica permite determinar se há viabilidade técnica e econômica para a planta, isto é, se o custo de capital é economicamente justificável. Para isso, o retorno sobre o investimento de capital deve ser capaz de atender ou exceder a expectativa de retorno sobre o investimento da empresa (ROI, do inglês *Return on Investment*) (BROWN, 2016).

Por fim, para a obtenção da estimativa de custo total de uma planta química, é preciso compreender os custos correlacionados ao custo de capital (CAPEX, do inglês *Capital Expenditure*) e também ao custo operacional (OPEX, do inglês *Operating Expense*) conforme mostra a Figura 15.

Figura 15 - Esquema da estimativa de custo de uma planta química.



Legenda: ISBL: *Inside Battery Limits*; OSBL: *Outside Battery Limits*.

Fonte: Do autor (2021).

### 2.3.1 CUSTO DE CAPITAL (CAPEX)

O custo de capital ou também chamado de custo de investimento, é o custo associado com a construção de uma nova planta ou modificação em uma existente (TURTON et al., 2008).

Para aferir o custo de capital ( $C_i$ , US\$), como mostra a Equação 1 e explicitado na Figura 15, é preciso somar o capital de partida (*startup*) ( $I_{st}$ , US\$), investimento fixo ( $I_f$ , US\$) e

também o capital de giro ( $I_g$ , US\$). O primeiro refere-se às despesas para modificações eventuais no processo, perdas eventuais e pessoal adicional. O segundo consiste nos investimentos para construir, projetar e instalar uma planta. Por fim, o capital de giro é o valor que financia as operações até que as receitas suportem as despesas (PERLINGEIRO, 2005).

$$C_I = I_f + I_{st} + I_g \quad (1)$$

O investimento fixo pode ser direto ou indireto. O investimento direto advém do *Inside Battery Limits* (ISBL) e também do *Outside Battery Limits* (OSBL), que são os limites de bateria. O primeiro corresponde ao custo de aquisição dos equipamentos na área de processamento. Alguns exemplos relacionados a esse tipo de investimento são: suportes estruturais, tubulações, válvulas, equipamentos do processo e material elétrico. Já o segundo, representa o investimento em itens que se relacionam com o processo, mas que estão localizados fora da área de processamento. Dentre alguns exemplos estão: administração, serviços médicos, escadas, elevadores, aquecimento, ventilação, comunicações. Além disso, participam também dos custos de OSBL aqueles relativos à melhoria da planta com serviços de utilidades, instalações, acondicionamento e armazenamento do produto e investimento do terreno (PERLINGEIRO, 2005).

Já os investimentos indiretos decorrem dos gastos com *royalties*, engenharia, projetos, licenciamentos e outros (TURTON et al., 2008).

Com isso, para obter o investimento fixo, basta somar o investimento indireto ( $I_{\text{Indireto}}$ , US\$) com o direto ( $I_{\text{Direto}}$ , US\$), conforme evidência a Equação 2.

$$I_f = I_{\text{Direto}} + I_{\text{Indireto}} \quad (2)$$

O investimento direto pode ser estimado em cerca de 145% do valor de ISBL (PERLINGEIRO, 2005), conforme a Equação 3.

$$I_{\text{Direto}} = 1,45 \cdot \text{ISBL} \quad (3)$$

Já o investimento indireto equivale a cerca de 25% do valor do investimento direto (PERLINGEIRO, 2005), como mostra a Equação 4.

$$I_{\text{Indireto}} = 0,25 \cdot I_{\text{Direto}} \quad (4)$$

Dessa forma, é possível obter o valor do investimento fixo por meio da Equação 2.

$$I_f = 1,81 \cdot \text{ISBL} \quad (5)$$

Por fim, o capital de giro ( $I_g$ , US\$) equivale, em média, a 15% do custo de investimento de capital ( $C_I$ , US\$) e o capital de *startup* ( $I_{st}$ , US\$) representa 10% do investimento fixo ( $I_f$ , US\$) (PERLINGEIRO, 2005), conforme mostra, respectivamente, as Equações 6 e 7.

$$I_g = 0,15 \cdot C_I \quad (6)$$

$$I_{st} = 0,10 \cdot I_f \quad (7)$$

Dessa forma, utilizando a Equação 1, é possível obter uma relação entre o custo de capital e a estimativa do custo de investimento dos equipamentos na área de processamento (ISBL):

$$C_I = 2,34 \cdot \text{ISBL} \quad (8)$$

Para estimar os custos dos equipamentos de processamento e, conseqüentemente, aferir o custo de capital, pode-se utilizar o método gráfico. Esse método surgiu para facilitar e sistematizar as estimativas de custo, reduzindo gastos e o tempo para se efetuar análises econômicas prévias de processos (GARRETT, 2012).

O método gráfico consiste em uma estimativa aproximada a partir da compilação de dados de fontes como artigos ou livros de estimativa de custos para a elaboração de um gráfico que representa o valor atual, referente ao ano que a curva foi produzida, daqueles equipamentos em função da sua dimensão (GARRETT, 2012).

A precisão da estimativa varia de acordo com o nível de definição do projeto. A estimativa detalhada, por exemplo, em que há informações necessárias para dar início à construção da planta, possui um grande nível de definição do projeto. Por outro lado, a estimativa de ordem de grandeza, responsável pelo mapeamento ou viabilidade da planta,

possui nenhum ou baixo nível de definição do projeto. Há também a estimativa de estudo, que faz o estudo conceitual ou de viabilidade da planta, em que os equipamentos são dimensionados grosseiramente e o custo aproximado dos mesmos é obtido por meio de gráficos de custo. Além disso, há a estimativa de preliminar, que é responsável pelo orçamento e autorização do projeto. Por fim, há também a estimativa definitiva, que é responsável pela licitação do projeto (TURTON et al., 2008). A Tabela 1 representa diferentes tipos de estimativas com seus respectivos erros e níveis de definição do projeto.

Tabela 1 - Tipos de estimativas de acordo com *American Association of Cost Engineers - A.A.C.E.*

Estimativas	Erro (%)	Nível de definição do projeto (%)
Ordem de grandeza	± 30	0 a 2
Estimativa de estudo	±30	1 a 15
Estimativa preliminar	±20	10 a 40
Estimativa definitiva	±10	30 a 70
Estimativa detalhada	±5	50 a 100

Fonte: Adaptado de Christensen et al (2005).

Dessa forma, na avaliação técnica e econômica dos secadores para a produção de óleo microbiano, buscou-se encontrar valores de equipamentos de forma simplificada e sem a necessidade de um grande detalhamento do projeto, já que foi analisada apenas uma etapa do processo. Com isso, optou-se pela estimativa de ordem de grandeza.

As correções nas estimativas de custo de equipamentos para as condições do projeto também são essenciais para aumentar a confiabilidade dos valores encontrados. O fator de correção do efeito da capacidade, por exemplo, permite que se possa encontrar o custo em uma determinada capacidade por meio de uma relação, Equação 9, tendo uma capacidade como base e o valor do índice do equipamento. Já o fator de correção temporal, corrige as alterações que o equipamento sofre com o tempo. Por fim, o fator de correção de localização permite encontrar valores de custos de equipamentos em outros países, já que a maioria dos dados de custos advém da Costa do Golfo dos EUA.

A Equação 9 é uma relação entre o custo de aquisição do equipamento ( $C_{Eq}$ , US\$) e sua capacidade ( $S$ ,  $m^3$  ou  $m^2$ ) (GARRETT, 2012).

$$C_{Eq(2)} = C_{Eq(1)} \cdot \left(\frac{S_2}{S_1}\right)^n \quad (9)$$

em que  $n$  [adimensional] é o expoente de custo, com valor entre 0 e 1, o qual varia de acordo com o tipo de equipamento. Além disso, o índice 1 indica o equipamento na condição base, já o 2 refere-se ao valor do equipamento com o atributo desejado.

### 2.3.2 CUSTO DE OPERAÇÃO (OPEX)

O custo de operação ou também chamado de custo de produção, permite visualizar o gasto operacional de uma planta química. Dessa maneira, de forma conjunta ao custo de capital, torna-se possível verificar a rentabilidade e atratividade de uma operação industrial (GARRETT, 2012).

O custo de operação, de acordo com a Figura 15, é dividido em duas categorias: custos variáveis ou controláveis e custos fixos (GARRETT, 2012). O primeiro, que representa os custos diretos, é referente aos custos que variam de acordo com a produção da planta química, dentre alguns exemplos estão os gastos com: matéria-prima, utilidades, mão-de-obra de operadores, laboratório, patentes e *royalties*, manutenção e reparo. Já o segundo, refere-se aos custos que independem da produção da planta química, sendo alguns exemplos representados por: imposto de propriedades, seguros e depreciação dos equipamentos (TURTON et al., 2008).

Além disso, há os custos de despesas gerais que raramente variam conforme a produção da planta, sendo representados por: custos administrativos, pesquisa e desenvolvimento e custos de venda e distribuição (TURTON et al., 2008).

O custo de produção ( $C_{Prod}$ , US\$) pode ser obtido somando os custos diretos ( $C_{Diretos}$ , US\$), custos fixos ( $C_f$ , US\$) e também as despesas gerais ( $C_{Gerais}$ , US\$) (TURTON et al., 2008), conforme mostra a Equação 10.

$$C_{Prod} = C_{Diretos} + C_f + C_{Gerais} \quad (10)$$

A Equação 10 também pode ser escrita de forma mais detalhada (TURTON et al., 2008), conforme mostra a Equação 11.

$$C_{prod} = 1,23 \cdot (C_{MP} + C_{WT} + C_{UT}) + 2,73 \cdot C_{MO} + 0,280 \cdot C_I \quad (11)$$

em que  $C_{MP}$  [US\$] é o custo relacionado à matéria-prima,  $C_{WT}$  [US\$] é o custo em relação ao tratamento de resíduos,  $C_{UT}$  [US\$] é o custo de utilidades,  $C_{MO}$  [US\$] é o custo de mão de obra e  $C_I$  [US\$] refere-se ao custo de capital.

### 3 METODOLOGIA E DESENVOLVIMENTO MATEMÁTICO

#### 3.1 PROCESSO DE PRODUÇÃO DE ÓLEO MICROBIANO

A primeira etapa para o desenvolvimento do trabalho foi a escolha do diagrama do processo de produção e extração de óleo microbiano empregando a levedura oleaginosa *Rhodotorula toruloides*, que consiste em dois métodos principais: biomassa úmida e biomassa seca (DONG et al., 2016).

O método via biomassa úmida possui baixa demanda energética em relação à extração lipídica. Entretanto, devido à formação de emulsões, que são responsáveis por desfavorecerem a transferência de massa entre o óleo e o solvente, acabam por reduzir o rendimento da extração lipídica (DONG et al., 2016).

Já o método da biomassa seca representa grande rendimento em relação à extração lipídica, todavia, por causa da operação de secagem, acaba demandando maior custo de energia (DONG et al., 2016).

Dessa forma, como a intenção do trabalho foi obter um método com melhor rendimento para conseguir competir com os procedimentos tradicionais existentes, o método da biomassa seca foi escolhido, conforme apresentado na Figura 16.

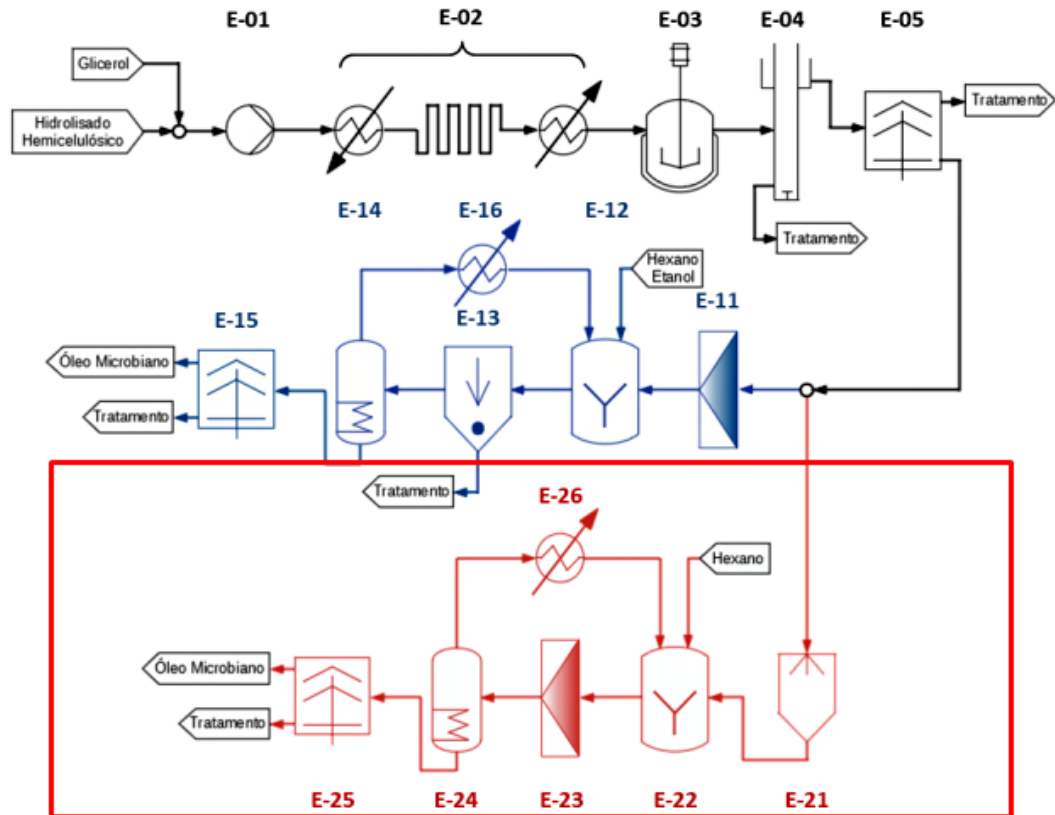
Na Figura 16 é explicitada a entrada de matéria-prima (glicerol e hidrolisado hemicelulósico), a qual passa pelo processo com as seguintes etapas: pressurização (E-01), esterilização (E-02), cultivo da levedura com biorreator do tipo tanque agitado e aerado (E-03), flotação (E-04) e centrifugação (E-05).

Dessa forma, pelo método da biomassa seca, o creme de levedura resultante do tratamento realizado em E-04 e E-05, é direcionado para o secador do tipo *spray dryer* ou leito fluidizado (E-21). Posteriormente, com adição de hexano no tanque de mistura (E-22), a solução passa por um homogeneizador (E-23) e em seguida por um evaporador (E-24), que é capaz de recuperar o hexano e, por meio do condensador (E-26), retorná-lo ao processo. Por fim, utiliza-se uma centrífuga (E-25) para que haja eliminação de material sólido e assim obtenção do óleo microbiano (CAMPANI JUNIOR, 2018).

Para a realização deste estudo, foram selecionados dois tipos de secadores: leito fluidizado e secador atomizador (*spray dryer*). A escolha desses secadores se deve a dois motivos principais: o primeiro é que são comuns para a secagem de leveduras e o segundo é que são os mais indicados para a secagem de pastas, conforme mostra a Figura 12 (GENSKOW et al., 2008).



Figura 16 - Diagrama do processo de produção e extração de óleo microbiano a partir dos dois métodos principais: biomassa úmida (em azul) e biomassa seca (em vermelho).



Legenda: (E-01: bomba, E-02: sistema de esterilização composto por trocadores de calor e um retardador, E-03: tanque agitado e aerado, E-04: flotação, E-05: centrífuga, E-11: homogeneizador, E-12: tanque de mistura, E-13: decantador, E-14: evaporador, E-15: centrífuga, E-16: trocador de calor, E-21: secador, E-22: tanque de mistura, E-23: homogeneizador, E-24: evaporador, E-25: centrífuga).

Fonte: Campani Junior (2018).

### 3.2 DADOS EXPERIMENTAIS

Na segunda etapa foram selecionados dados experimentais relativos à secagem de creme de levedura, necessário à extração do óleo microbiano, pelo método da biomassa seca.

Considerando que a levedura *S. cerevisiae* possui características de tamanho e formato semelhantes à levedura oleaginosa *R. toruloides* foram usados dados de secagem da *S. cerevisiae*, obtidos mais facilmente na literatura, como base para a avaliação dos aspectos do processo empregando a *R. toruloides*.

Duas restrições foram estabelecidas para o processo. A primeira se refere à umidade da biomassa seca abaixo de 1%, pois nessa condição a água não é capaz de influenciar na eficiência de produção do biodiesel durante o processo de transesterificação (DAVIES et al., 1988). A segunda foi a temperatura máxima de operação de secagem, que não pode ultrapassar 300 °C,

o limite de estabilidade térmica do óleo de soja, quimicamente semelhantes ao óleo microbiano (RAMPAZZO, 2015).

Com base na análise experimental de Bayrock e Ingledew (1997), no qual, dispunha de um secador do tipo leito fluidizado para a secagem da levedura *Saccharomyces cerevisiae*, foi possível obter a vazão de ar de secagem ( $Q_{Ar,Artigo}$ , m<sup>3</sup>/s), umidade inicial em base seca ( $X_{0bs}$ , %), umidade final em base seca ( $X_{bs}$ , %), vazão mássica do creme de levedura ( $\dot{m}_{Creme,Artigo}$ , kg/h) e temperatura de entrada do ar de secagem ( $T_s$ , °C). Dessa forma, obtendo os valores explicitados na Tabela 2.

Tabela 2 - Valores experimentais obtidos com a instalação do secador do tipo leito fluidizado.

Equipamento	$Q_{Ar,artigo}$ (m <sup>3</sup> /s)	$X_{0bs}$ (%)	$X_{bs}$ (%)	$\dot{m}_{Creme,Artigo}$ (kg/h)	$T_s$ (°C)
E-21	0,01	70	0,61	0,25	80

Fonte: Bayrock e Ingledew (1997).

Já os dados experimentais correspondentes à secagem da levedura *S. cerevisiae* em secador do tipo *spray dryer* foram apresentados por Genskow et al (2008). Na Tabela 3 são apresentados os parâmetros operacionais associados com a secagem bem sucedida de leveduras.

Tabela 3 - Valores experimentais obtidos com a secagem de leveduras pelo *spray dryer*.

Equipamento	R (kg/kg)	$X_{0bs}$ (%)	$X_{bs}$ (%)	$T_s$ (°C)
E-21	15,7	74	<1	226,85

Fonte: Genskow et al (2008).

em que R [kg/kg] representa a razão entre a vazão de injeção de ar sobre a taxa de evaporação.

### 3.3 ESCALONAMENTO

O escalonamento (*scale-up*) representa uma expansão de experimentos em escala de laboratório ou planta piloto para uma grande escala (GENSKOW et al., 2008). Dessa forma, o objetivo foi extrapolar os dados experimentais adquiridos pelos autores Genskow et al (2008) e Bayrock e Ingledew (1997) para escala industrial.

Considerando uma usina hipotética de produção de etanol de primeira (1G) e segunda geração (2G), com o processamento médio de 833 toneladas de cana-de-açúcar por hora (LONGATI et al., 2017), assumiu-se uma vazão mássica de creme de levedura de 10.677,4

kg/h, para a qual as condições operacionais e de dimensionamento do equipamento foram escalonadas. Além disso, assumiu-se que 37,9% do bagaço resultante da extração do caldo é destinado à produção de etanol 2G, sendo o restante queimado nas caldeiras para atender a demanda energética da planta, de acordo com a simulação da biorrefinaria implementada previamente no *software* de simulação de processos EMSO (*Environment for Modeling, Simulation, and Optimization*) pelo grupo de pesquisa LaDABio/UFSCar (CAMPANI JUNIOR, 2018).

### 3.3.1 ESCALONAMENTO PARA O LEITO FLUIDIZADO

Em relação ao leito fluidizado, considerando um sistema com secagem contínua e convectiva, empregou-se a relação explicitada na Equação 12.

$$Q_{Ar,Scale-Up} = \frac{Q_{Ar,Artigo} \cdot \dot{m}_{Crema,Scale-Up}}{\dot{m}_{Crema,Artigo}} \quad (12)$$

Com isso, observando a Equação 12, verifica-se que a vazão volumétrica de ar em grande escala ( $Q_{Ar,Scale-Up}$ , m<sup>3</sup>/s) necessária para o processamento de 10.677,4 kg/h de creme de levedura ( $\dot{m}_{Crema,Scale-Up}$ , kg/h), é inversamente proporcional à vazão mássica de creme em escala laboratorial ( $\dot{m}_{Crema,Artigo}$ , kg/h) e diretamente proporcional a vazão de ar relatada no artigo ( $Q_{Ar,Artigo}$ , m<sup>3</sup>/s). Por fim, bastou substituir os valores explicitados na Tabela 2 na Equação 12 e assim obter a vazão volumétrica de ar escalonada para a operação em escala industrial.

### 3.3.2 ESCALONAMENTO PARA O *SPRAY DRYER*

No secador do tipo *spray dryer* a relação em questão depende de dados referente à razão entre vazão de injeção de ar sobre a taxa de evaporação. O valor médio para essa razão, R, foi disponibilizado por Genskow et al (2008). Dessa maneira, tendo dados da umidade inicial ( $X_{0bs}$ , %), como mostrado na Tabela 3, e vazão do creme de levedura em escala industrial ( $\dot{m}_{Crema,Scale-Up}$ , kg/h), foi aferido o valor da vazão mássica de ar em grande escala ( $\dot{m}_{SD}$ , kg/h) conforme a Equação 13.

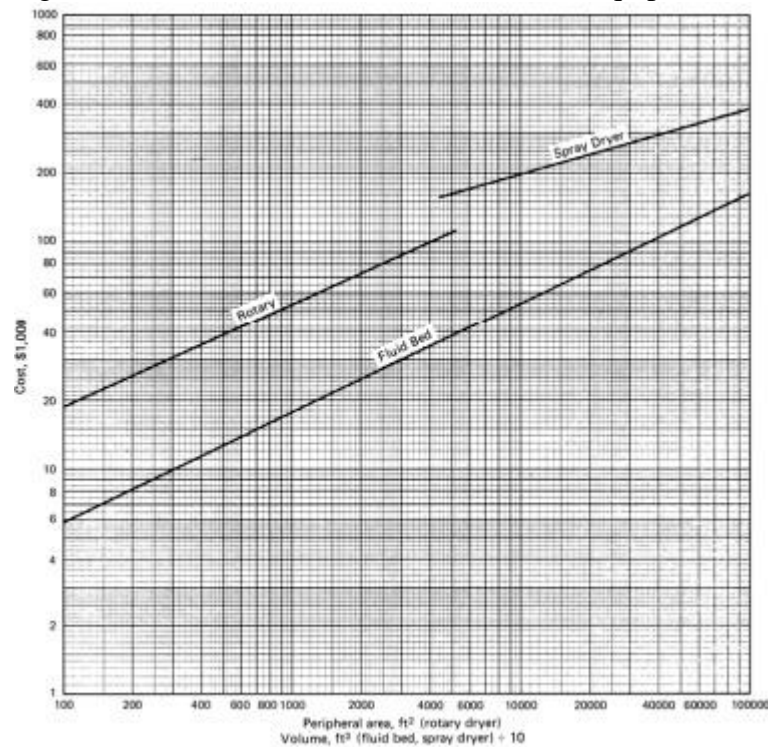
$$\dot{m}_{SD} = R \cdot (\dot{m}_{Crema,Scale-Up} \cdot X_{0bs} (\%)) \quad (13)$$

### 3.4 CAPITAL DE INVESTIMENTO (CAPEX)

#### 3.4.1 ESTIMATIVA DE CUSTO DOS EQUIPAMENTOS

O custo de aquisição dos secadores foi obtido usando as curvas de custo disponíveis no Apêndice 1 do livro *Chemical Engineering Economics* de Garrett (2012), Figura 17.

Figura 17 - Curva de estimativa de custo dos equipamentos.



Fonte: Garrett (2012).

Uma vez encontrados na curva de estimativa dados relativos ao custo dos equipamentos em uma dada dimensão, utilizou-se a Equação 14, baseada na Equação 9, para estimar o valor do mesmo equipamento em uma dimensão distinta. O parâmetro de capacidade utilizado para o dimensionamento dos secadores é o volume (V).

$$C_{Eq(2)} = C_{Eq(1)} \cdot \left(\frac{V_2}{V_1}\right)^n \quad (14)$$

onde  $C_{Eq}$  [kUS\$] refere-se ao custo de aquisição do equipamento e  $n$  [adimensional] equivale a 0,29 para *spray dryer* e 0,48 para leito fluidizado. Além disso, o índice 1 indica o

equipamento na condição base, já o 2 equivale ao valor do equipamento com o atributo desejado.

### 3.4.1.1 EQUAÇÃO DE CUSTO DE AQUISIÇÃO PARA O LEITO FLUIDIZADO

O volume do secador de leito fluidizado, foi calculado de acordo com a Equação 15.

$$V_2 = \frac{\dot{m}_{\text{Creame,Scale-Up}} \cdot t_{\text{creme}}}{\rho_m} \quad (15)$$

em que  $t_{\text{creme}}$  [h] é o tempo residência do creme no leito fluidizado,  $V_2$  [m<sup>3</sup>] referente ao volume útil do leito fluidizado após o escalonamento,  $\rho_m$  [kg/m<sup>3</sup>] é a média ponderada entre a densidade da água e da levedura *Rhodotorula toruloides* e  $\dot{m}_{\text{Creame,Scale-Up}}$  [kg/h] é a vazão mássica escalonada de creme.

O custo do secador com volume de 2,83 m<sup>3</sup> é de 5,9 kUS\$ (milhares de dólares). Dessa forma, como a condição operacional analisada está abaixo do limite inferior do gráfico (Figura 17), foi necessária uma extrapolação para este trabalho conforme a Equação 16.

$$C_{\text{Eq}(2)} = 5,9 \cdot \left( \frac{V_2}{2,83} \right)^{0,48} \quad (16)$$

em que  $C_{\text{Eq}(2)}$  [kUS\$] é o custo do equipamento e  $V_2$  [m<sup>3</sup>] é o volume do leito fluidizado após o escalonamento.

### 3.4.1.2 EQUAÇÃO DE CUSTO PARA O *SPRAY DRYER*

O volume referente ao *spray dryer* foi determinado por meio da relação entre a taxa de evaporação e o volume do secador relatada na literatura, de 100 kg<sub>água</sub>/m<sup>3</sup> h (KOUTINAS et al., 2014). Dessa maneira, conhecendo a vazão do creme de levedura no processo ( $\dot{m}_{\text{Creame,Scale-Up}}$ , kg/h) e sua umidade em base seca ( $X_{\text{bs}}$ , %), determinou-se a taxa necessária de evaporação e, conseqüentemente, o volume do equipamento ( $V_2$ , m<sup>3</sup>) pela Equação 17.

$$V_2 = \frac{\dot{m}_{\text{Creame,Scale-Up}} \cdot X_{\text{bs}}}{100} \quad (17)$$

Com isso, a partir dos dados da curva de 200 kUS\$ de investimento para um equipamento com volume de 283,17 m<sup>3</sup> (GARRETT, 2012), a Equação 18 foi obtida relacionando o volume do secador ( $V_2$ , m<sup>3</sup>) com o seu custo ( $C_{Eq(2)}$ , kUS\$).

$$C_{Eq(2)} = 200 \cdot \left( \frac{V_2}{283,17} \right)^{0,29} \quad (18)$$

### 3.4.2 FATORES DE CORREÇÃO

As estimativas de custo dos equipamentos, obtidas pela Equação 16 e 18, foram ainda corrigidas quanto à localização e à evolução temporal dos preços. Essas correções são descritas a seguir.

#### 3.4.2.1 FATOR DE TROPICALIZAÇÃO

Como os valores da curva de estimativa de custo dos equipamentos são referentes à Costa do Golfo dos EUA, foi necessário realizar uma correção no intuito de representar valores dos equipamentos no Brasil. A Equação 19 descreve a relação de localização (TOWLER e SINNOTT, 2012).

$$\frac{C_{Eq,BR}}{C_{Eq,EUA GC}} = FL_{BR} \cdot \left( \frac{R\$/US\$_{Ano Atual}}{R\$/US\$_{2003}} \right) \quad (19)$$

em que  $C_{Eq,Br}$  [US\$] equivale ao custo dos equipamentos no Brasil,  $C_{Eq,EUA GC}$  [US\$] representa o custo dos equipamentos na Costa do Golfo dos EUA,  $FL_{BR}$  [adimensional] é o fator de localização do Brasil e a razão entre R\$/US\$ equivale a taxa de câmbio no ano da obtenção dos dados e no ano atual.

Dessa maneira,  $FL_{BR}$  possui o valor de 1,14, de acordo com Towler e Sinnott (2012). Além disso, os valores de taxa encontrados referentes aos anos de 2003 e 2021 foram, respectivamente, 3,5809 US\$/R\$ e 5,5296 US\$/R\$ (BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2021).

#### 3.4.2.2 FATOR DE CORREÇÃO TEMPORAL

Os dados do capital de investimento foram obtidos para o ano de 2003. Portanto, para que haja uma correção do investimento para o ano de 2021, utilizou-se a Equação 20, com os

valores de 607,5 e 402 para, respectivamente, o índice CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*) de 2019 e 2003 (CHEMICAL ENGINEERING, 2021). Vale ressaltar que o índice mais atual encontrado foi de 2019, não havendo índices mais recentes quando houve a realização do trabalho.

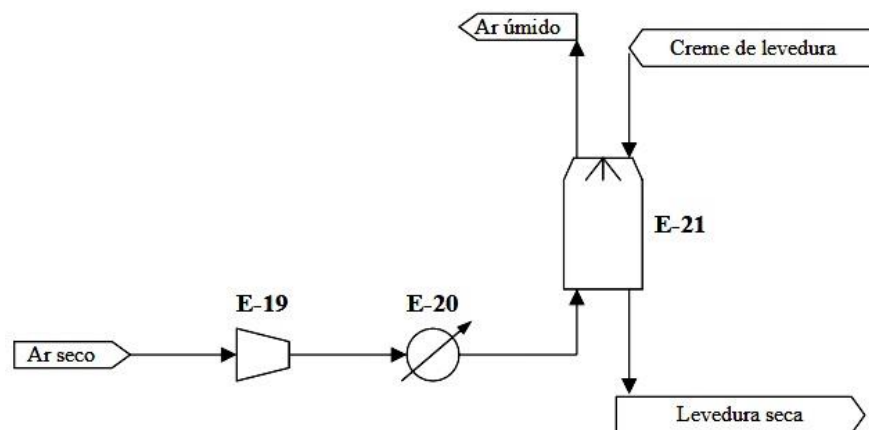
$$C_{Eq,2021} = C_{Eq,2003} \cdot \left(\frac{607,5}{402}\right) \quad (20)$$

em que  $C_{Eq,2021}$  [US\$] é o custo estimado do equipamento no ano de 2021 e  $C_{Eq,2003}$  [US\$] é o custo estimado do equipamento no ano de 2003.

### 3.5 CUSTO DE OPERAÇÃO (OPEX)

Para a estimativa do custo de operação de cada sistema de secagem, considerou-se apenas o gasto com a energia elétrica, utilidade empregada na compressão e no aquecimento do ar seco alimentado no secador, conforme descrito nas seções a seguir. Um esquema do secador, contendo os sistemas de compressão e aquecimento, é apresentado na Figura 18.

Figura 18 - Esquema para estimativa do custo de operação.



Fonte: Do autor (2021).

Em relação à Figura 18, em um primeiro momento, o ar seco entra no compressor (E-19) para elevar sua pressão absoluta de 0,1 MPa para 0,2 MPa. Em seguida, o ar comprimido passa pelo aquecedor (E-20) como forma de aumentar sua temperatura que estava ambiente (25 °C) para 80 °C, no caso do leito fluidizado. Já para o *spray dryer*, a temperatura final chega a 226,85 °C. Por fim, o ar úmido sai pela parte superior do secador (E-21). O creme de levedura,

que é inserido na parte superior do secador em contracorrente com o ar aquecido, passa pelo processo de troca térmica para chegar na condição de levedura seca na parte inferior do E-21.

### 3.5.1 CONDIÇÕES OPERACIONAIS E DE CUSTO

Para o cálculo do custo de operação dos secadores foi necessária a especificação de condições relacionadas ao processo de secagem, como pressão de operação, queda de pressão e o tempo anual de operação do secador, bem como o custo da energia elétrica, utilidade no processo. Esses dados são apresentados e discutidos a seguir.

#### 3.5.1.1 PRESSÃO DE OPERAÇÃO DO SECADOR

De acordo com a matriz experimental de Chaparro et al (2017), a pressão manométrica de operação do secador ( $P_{MAN}$ , Pa) do tipo leito fluidizado é de 1 bar, considerando a temperatura de entrada do ar variando de 35°C a 45°C. Dessa maneira, o valor considerado para a pressão manométrica de operação dos secadores foi de 1 bar. Entretanto, para a realização dos cálculos é necessária a obtenção da pressão absoluta ( $P_{OP}$ , Pa), conforme mostra a Equação 21 e Equação 22.

$$P_{OP} = P_{MAN} + P_{ATM} \quad (21)$$

$$P_{OP} = 1 + 1,01325 \cong 2 \text{ bar} = 0,2\text{MPa} \quad (22)$$

em que  $P_{ATM}$  [Pa] representa a pressão atmosférica.

#### 3.5.1.2 QUEDA DE PRESSÃO NO LEITO FLUIDIZADO

Segundo Grabowski et al (1997) a queda de pressão ( $\Delta P$ , Pa) no leito durante a secagem de levedura em leito fluidizado é negligenciável.

Diante disso, assumiu-se que a pressão de compressão do ar ( $P_{CP}$ , Pa) deve ser igual à pressão operacional do equipamento ( $P_{OP}$ , Pa) (Equações 23 e 24), mencionada na seção 3.5.1.1. A partir dos valores da  $P_{OP}$  e da vazão do ar de secagem foi possível calcular a potência de compressão no sistema.



$$P_{CP} = \Delta P + P_{OP} \quad (23)$$

Sendo que  $\Delta P \cong 0$ .

$$P_{OP} = P_{CP} \quad (24)$$

### 3.5.1.3 CUSTO DA ENERGIA ELÉTRICA

Com o objetivo de obter o custo em R\$ da energia (kWh) demandada para o aquecimento e a compressão do ar nos secadores, considerou-se um sistema com alta tensão, bandeira verde e que se enquadra no grupo A4 (de 2,3 kW a 25 kW). Assim, utilizou-se uma tarifa de 0,35542 R\$/kWh (CEMIG, 2021).

### 3.5.1.4 TEMPO ANUAL DA OPERAÇÃO DE SECAGEM

Para o cálculo do custo anual de operação, considerou-se um processamento de cana equivalente a 4 milhões de toneladas de cana-de-açúcar por safra (LONGATI et al., 2017), em um regime de operação da planta de 24h por dia, 7 dias da semana, durante 7 meses do ano, em uma usina de médio porte (NOVACANA, 2021). Dessa forma, obtém-se um tempo anual de operação do secador de 5.110 horas.

## 3.5.2 POTÊNCIA DE AQUECIMENTO

A potência de aquecimento refere-se à energia para o aquecimento do ar seco de entrada do sistema de secagem. Assim, por meio do balanço de energia realizado no aquecedor e considerando um sistema aberto, calculou-se a potência de aquecimento usando a Equação 25:

$$P_A = Q_A = \dot{n} \cdot \bar{c}_p \cdot \Delta T \quad (25)$$

em que  $P_A$  [kW] representa a potência de aquecimento,  $Q_A$  [kW] a taxa de calor

necessária para o aquecimento,  $\dot{n}$  [mol/s] a vazão molar de ar,  $\bar{c}_p$  [kJ/mol K] é o calor específico médio e  $\Delta T$  [K] a variação de temperatura do sistema.

Sendo que:

$$\dot{n} = Q_{Ar,Scale-Up} \cdot \rho \quad (26)$$

Em que  $\rho$  [mol/m<sup>3</sup>] representa a densidade molar do ar e  $Q_{Ar,Scale-Up}$  [m<sup>3</sup>/s] equivale à vazão volumétrica do ar escalonada.

Já para o caso em que há utilização da vazão mássica de ar escalonada ( $\dot{m}_{SD}$ , kg/s), a Equação 27 pode ser aplicada.

$$\dot{n} = \frac{\dot{m}_{SD}}{MM_{Ar}} \quad (27)$$

em que  $MM_{Ar}$  [kg/mol] refere-se a massa molar do ar.

Dessa maneira, por meio dos valores encontrados pelas Equações 12 e 13 e os dados de  $\bar{c}_p$  e  $\rho$  obtidos pela tabela de propriedades monofásicas do ar (GENSKOW et al., 2008), calculou-se a quantidade de calor e, de forma equivalente, a potência de aquecimento necessária para a elevação de temperatura do ar seco.

### 3.5.2.1 POTÊNCIA DE AQUECIMENTO PARA O LEITO FLUIDIZADO

Para aferir o valor da potência de aquecimento do secador do tipo leito fluidizado foi considerada uma temperatura de entrada no aquecedor de 298,15 K e de saída de 353,15 K (BAYROCK; INGLEDEW, 1997). O valor da densidade molar do ar ( $\rho$ , mol/dm<sup>3</sup>) foi considerado no valor médio de temperatura ( $\bar{T}$ , K) de 325,65 K e pressão ( $P$ , MPa) de 0,1 MPa, que é a pressão na qual a vazão volumétrica de ar é especificada (Tabela 4). Com isso, foram encontrados os seguintes valores disponíveis na Tabela 4.

Tabela 4 - Dados de  $\rho$  para o leito fluidizado.

$\bar{T}$ (K)	$P$ (MPa)	$\rho$ (mol/dm <sup>3</sup> )
325,65	0,1	0,03804

Fonte: Genskow et al (2008).

Para encontrar o valor do calor específico médio ( $\bar{c}_p$ , kJ/mol K) foi assumida a pressão de operação do leito fluidizado de 0,2 MPa, já que o ar é aquecido após a etapa de compressão. Dessa forma, utilizando-se a Equação 26 e os dados das Tabelas 4 e 5, foram encontrados os valores explicitados na Tabela 5.

Tabela 5 - Dados para o cálculo da potência de aquecimento no leito fluidizado.

$\bar{T}$ (K)	P (MPa)	$\bar{c}_p$ (kJ/mol K)	$\dot{n}$ (mol/s)	$\Delta T$ (K)
325,65	0,2	0,02928	16.248,4	55

Fonte: Genskow et al (2008).

em que  $\Delta T$  [K] representa a variação de temperatura entre a entrada e a saída do aquecedor e  $\dot{n}$  [mol/s] a vazão molar de ar.

Por meio dos valores da Tabela 5 e utilizando a Equação 25, o valor da potência de aquecimento foi encontrado.

### 3.5.2.2 POTÊNCIA DE AQUECIMENTO PARA O *SPRAY DRYER*

Para o secador do tipo *spray dryer* foi considerada uma temperatura de entrada no aquecedor de 298,15K e de saída de 500K (GENSKOW et al., 2008), obtendo-se uma temperatura média ( $\bar{T}$ , K) de 399,075 K. Na Tabela 6 são mostrados os valores encontrados de vazão mássica escalonada ( $\dot{m}_{SD}$ , kg/h) e densidade molar ( $\rho$ , mol/dm<sup>3</sup>) a pressão (P, MPa) de 0,1 MPa, pressão referência para a vazão volumétrica escalonada ( $Q_{Ar,Scale-Up}$ , m<sup>3</sup>/s).

Tabela 6 - Dados de  $\dot{m}_{SD}$  e  $\rho$  para o *spray dryer*.

$\bar{T}$ (K)	P (MPa)	$\dot{m}_{SD}$ (kg/h)	$\rho$ (mol/dm <sup>3</sup> )
399,08	0,1	124.056	0,03215

Fonte: Genskow et al (2008).

Com os dados mostrados na Tabela 6 e aplicando a Equação 27 foi possível encontrar o valor da vazão molar. Como a pressão de operação do *spray dryer* é de 0,2 MPa, foram aferidos valores nessa condição, conforme mostrado na Tabela 7.

Tabela 7 - Dados para o cálculo da potência de aquecimento no *spray dryer*.

$\bar{T}$ (K)	P (MPa)	$\bar{c}_p$ (kJ/mol K)	$\dot{n}$ (mol/s)	$\Delta T$ (K)
399,08	0,2	0,02951	1.189,5	201,85

Fonte: Genskow et al (2008).

em que  $\Delta T$  [K] representa a variação de temperatura na entrada e saída do aquecedor e  $\dot{n}$  [mol/s] a vazão molar de ar.

Com a Tabela 7 e a Equação 25 calculou-se a potência de aquecimento para o *spray dryer*.

### 3.5.3 POTÊNCIA DE COMPRESSÃO

A potência consumida pelo compressor ( $P_C$ , W) é algo que também influencia diretamente no valor do custo de operação. Sendo assim, para estimar a potência de compressão foi preciso aplicar a relação exposta abaixo, representada pela Equação 28 (CAMPANI et al., 2016).

$$P_C = \frac{1}{\eta_C} \cdot Q_{Ar,Scale-Up} \cdot \frac{\gamma}{\gamma - 1} \cdot p_1 \cdot \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right] \quad (28)$$

A Equação 28 é proposta considerando-se compressão sob condições isentrópicas, único estágio, ar seco sendo considerado como um gás perfeito e eficiência do compressor ( $\eta_C$ , %) de 70% (CAMPANI et al., 2016). Além disso, como se trata de um gás ideal e diatômico (oxigênio e nitrogênio, de forma majoritária), o coeficiente de expansão adiabática do ar ( $\gamma$ , adimensional) é de 1,4 (SMITH et al., 2007).

Por fim, a pressão de entrada do compressor ( $p_1$ , Pa) foi considerada como sendo a atmosférica com o valor de 101.325 Pa e a pressão de saída ( $p_2$ , Pa) com 200.000 Pa (2 bar), de acordo com a condição de pressão de operação do secador (CHAPARRO et al., 2017).

#### 3.5.3.1 POTÊNCIA DE COMPRESSÃO PARA O LEITO FLUIDIZADO

Para calcular a potência de compressão ( $P_C$ , W) para o secador do tipo leito fluidizado utilizou-se a Equação 12 para encontrar a vazão volumétrica de ar escalonado ( $Q_{Ar,Scale-Up}$ , m<sup>3</sup>/s).

De forma posterior, substituiu a mesma na Equação 28 chegando na expressão evidenciada pela Equação 29.

$$P_C = \frac{1}{\eta_C} \cdot \left( \frac{Q_{Ar,Artigo} \cdot \dot{m}_{Creame,Scale-Up}}{\dot{m}_{Creame,Artigo}} \right) \cdot \frac{\gamma}{\gamma - 1} \cdot p_1 \cdot \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right] \quad (29)$$

em que  $Q_{Ar,Artigo}$  [ $m^3/s$ ] equivale à vazão volumétrica em escala laboratorial,  $\dot{m}_{Creame,Scale-Up}$  [ $kg/s$ ] à vazão mássica de creme em escala industrial e  $\dot{m}_{Creame,Artigo}$  [ $kg/s$ ] refere-se à vazão mássica do creme em escala laboratorial.

### 3.5.3.2 POTÊNCIA DE COMPRESSÃO PARA O *SPRAY DRYER*

Já para o secador do tipo *spray dryer*, substituiu-se a Equação 13 na Equação 27 e posteriormente, na Equação 26 para encontrar a vazão volumétrica de ar. Por fim, substituiu-se  $Q_{Ar,Scale-Up}$  na Equação 28 obtendo a Equação 30.

$$P_C = \frac{1}{\eta_C} \cdot \frac{R \cdot (\dot{m}_{Creame,Scale-Up} \cdot X_{0bs} (\%))}{MM_{Ar} \cdot \rho} \cdot \frac{\gamma}{\gamma - 1} \cdot p_1 \cdot \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right] \quad (30)$$

em que  $\dot{m}_{Creame,Scale-Up}$  [ $kg/s$ ] refere-se à vazão mássica do creme de levedura em escala industrial,  $X_{0bs}$  [%] equivale à umidade inicial em base seca,  $R$  [ $kg/kg$ ] é a razão entre vazão de injeção de ar sobre a taxa de evaporação,  $MM_{Ar}$  [ $kg/mol$ ] é a massa molar do ar e  $\rho$  [ $mol/dm^3$ ] é a densidade molar do ar.

### 3.5.4 CÁLCULO DO CUSTO DE UTILIDADES

Tendo os valores da potência de aquecimento ( $P_A$ , kW) e compressão ( $P_C$ , kW), basta utilizar a Equação 31 para encontrar a potência total ( $P_T$ , kW).

$$P_T = P_A + P_C \quad (31)$$

Assim, considerando a duração de tempo da operação de secagem ( $t$ , h), a potência total ( $P_T$ , kW) e também de custo de energia elétrica, é possível obter o custo de utilidades ( $C_{UT}$ , US\$), como explicitado pela Equação 32.

$$C_{UT} = P_T \cdot t \cdot 0,35542 \quad (32)$$

### 3.5.5 CÁLCULO DO CUSTO DE PRODUÇÃO (OPEX)

Considerando que as duas alternativas analisadas para secagem se diferenciam sobretudo quanto ao consumo de utilidades (energia elétrica) e ao custo de aquisição dos equipamentos, o custo de produção foi estimado mediante simplificações na Equação 11 (TURTON et al., 2008). As simplificações feitas foram:

1. Desconsiderando-se custos fixos e gerais;
2. Dentre os custos diretos, desconsideram-se custos de matéria prima, tratamento de resíduos, mão de obra e de patente e *royalties*;
3. Assumiu-se  $C_I = C_{Eq}$ ;
4. Desconsiderou-se os custos relativos as partículas e também ao líquido aglutinante, para o caso do secador do tipo leito fluidizado.

Com isso, obteve-se a Equação 33.

$$C_{Prod} = C_{UT} + 0,069C_{Eq} \quad (33)$$

em que  $C_{Prod}$  [US\$] equivale ao custo de produção,  $C_{UT}$  [US\$] refere-se ao custo de utilidades e  $C_{Eq}$  [US\$] é o custo de aquisição do equipamento.

## 3.6 CUSTO TOTAL

Por fim, após a encontrar os valores de OPEX e CAPEX com suas respectivas correções, aplicou-se a Equação 34 para calcular o custo total para a implantação dos secadores, considerando um horizonte de 10 anos.

$$C_{\text{Total}} = 10 \cdot C_{\text{Prod}} + C_{\text{Eq}} \quad (34)$$

em que  $C_{\text{Total}}$  [US\$] refere-se ao custo total da implementação do secador em análise,  $C_{\text{Prod}}$  [US\$] ao custo de produção (OPEX) e o  $C_{\text{Eq}}$  [US\$] é o custo de aquisição do equipamento (CAPEX).

## 4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 4.1 IMPLEMENTAÇÃO DO SECADOR DO TIPO LEITO FLUIDIZADO

A partir dos dados dispostos na seção 3.2 e também por meio das relações apresentadas nas seções 3.3-3.6, são apresentados na Tabela 8, para a vazão de ar de entrada obtida após o escalonamento ( $Q_{Ar,Scale-Up}$ ,  $m^3/s$ ), os valores encontrados em MR\$ (milhões de reais) para os custos de compressão ( $C_C$ ), aquecimento ( $C_A$ ), utilidades ( $C_{UT}$ ), investimento para o equipamento ( $C_{Eq}$ ), produção anual ( $C_{Prod}$ ) e total ( $C_{Total}$ ) para o leito fluidizado, considerando um horizonte de 10 anos.

Tabela 8 - Valores dos custos referentes ao leito fluidizado.

$Q_{Ar,Scale-Up}$ ( $m^3/s$ )	$C_C$ (MR\$)	$C_A$ (MR\$)	$C_{UT}$ (MR\$) (anual)	$C_{Eq}$ (MR\$)	$C_{Prod}$ (10 anos) (MR\$)	$C_{Total}$ (10 anos) (MR\$)
427,10	84,27	47,52	131,79	0,04	1.317,93	1.317,97

Fonte: Do autor (2021).

Analisando os dados da Tabela 8, fica explícito que o custo do equipamento tem um valor bastante inferior se comparado ao custo de utilidades, cerca de, aproximadamente, 0,03%. Dessa forma, o custo de produção e o custo total, são influenciados de forma majoritária pelo custo de utilidades. Com isso, conclui-se que para o leito fluidizado, o custo de produção (OPEX) tem uma influência bem mais significativa do que o custo do equipamento (CAPEX) no custo total.

Além disso, é possível perceber também com esses dados e com a literatura que, embora uma das vantagens da utilização do leito fluidizado seja seu grande potencial de realização de troca de calor e massa, ele possui alto custo de energia de compressão e aquecimento do fluido (FOGLER, 2010). Com relação às operações de compressão e aquecimento do ar de secagem, verificou-se que a primeira correspondeu a 63,94% do custo de utilidades, evidenciando uma elevada influência. Já a segunda, responsável por 36,06%, teve uma contribuição reduzida.

### 4.2 IMPLEMENTAÇÃO DO SECADOR DO TIPO *SPRAY DRYER*

Para a implementação do *spray dryer*, considerando as relações e dados apresentados nas seções 3.2-3.6 do trabalho, para a vazão de ar de entrada obtida após o escalonamento ( $Q_{Ar,Scale-Up}$ ,  $m^3/s$ ), os valores encontrados em MR\$ (milhões de reais) para os custos de compressão ( $C_C$ ),



aquecimento ( $C_A$ ), utilidades ( $C_{UT}$ ), investimento para o equipamento ( $C_{Eq}$ ), produção anual ( $C_{Prod}$ ) e total ( $C_{Total}$ ) são apresentados na Tabela 9, considerando também um horizonte de produção de 10 anos.

Tabela 9 - Valores dos custos referentes ao *spray dryer*.

$Q_{Ar,Scale-Up}$ ( $m^3/s$ )	$C_C$ (MR\$)	$C_A$ (MR\$)	$C_{UT}$ (MR\$) (anual)	$C_{Eq}$ (MR\$)	$C_{Prod}$ (10 anos) (MR\$)	$C_{Total}$ (10 anos) (MR\$)
37,00	7,30	12,87	20,17	1,04	202,42	203,46

Fonte: Do autor (2021).

Na Tabela 9, verifica-se que o custo do equipamento possui um valor consideravelmente inferior em relação ao custo de utilidades, cerca de, aproximadamente, 5,16%. Assim, conforme com o que ocorreu com o leito fluidizado, o custo de utilidades tem expressiva influência em relação ao custo de produção e custo total. Dessa maneira, o custo de produção (OPEX) tem um impacto maior do que o custo do equipamento (CAPEX) em relação ao custo total.

É importante destacar que o secador do tipo *spray dryer* possui vantagem na qualidade de homogeneização dos seus produtos quando se comparado ao leito fluidizado. Entretanto, essa é uma operação que demanda grande custo energético, além de sua aquisição ter um alto valor de investimento (LUNA-SOLANO et al., 2005). Essa realidade é demonstrada, portanto, pelos resultados encontrados no presente trabalho. Comparando os custos de compressão e aquecimento do ar de secagem, observa-se que o primeiro correspondeu a 36,19% do custo de utilidades, evidenciando, diferentemente do leito fluidizado, uma reduzida influência. Já o aquecimento do gás, foi responsável por uma fração maior do custo de utilidades (63,81%), uma vez que a variação de temperatura imposta ao ar seco é superior nesta operação (201,85 °C) do que para o leito fluidizado (55 °C).

### 4.3 COMPARAÇÃO TÉCNICA E ECONÔMICA ENTRE OS SECADORES

Para realizar a avaliação dos aspectos técnicos e econômicos entre os equipamentos de secagem, é necessário examinar os valores de custo dispostos nas Tabelas 8 e 9.

O custo de utilidades anual do leito fluidizado é de MR\$ 131,79 e do *spray dryer* é de MR\$ 20,17. Dessa forma, fica evidente que o gasto para operar um leito fluidizado é bem maior, cerca de 6,53 vezes mais. Isso ocorre porque o *spray dryer* apresenta uma eficiência superior de transferência de massa e energia, especialmente devido à atomização do creme de levedura

na entrada do secador, levando a partículas menores e com maior área superficial específica. Desse modo, uma menor vazão de ar é necessária.

Já em relação à estimativa de custo do equipamento, o *spray dryer* possui um custo de MR\$ 1,04 e o leito fluidizado um valor de MR\$ 0,04, sendo bem inferior ao primeiro. Esse resultado era esperado em vista da maior complexidade relativa do equipamento *spray dryer*.

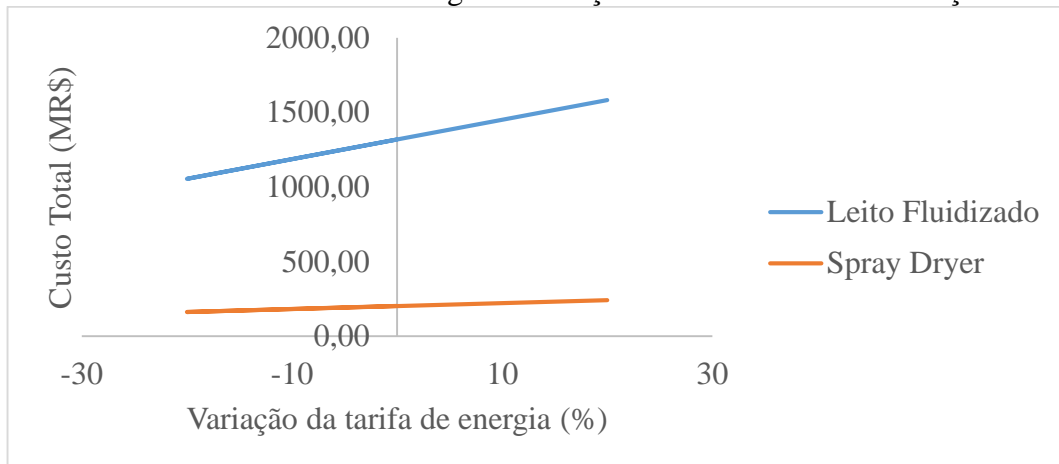
É importante ressaltar também o custo de produção no decorrer de 10 anos, em que o leito fluidizado requer um custo de MR\$ 1.317,93 e o *spray dryer* de MR\$ 202,42. Em relação a esses valores é possível perceber que o leito fluidizado possui um valor bastante superior em relação ao *spray dryer* justamente por conta do custo operacional. Esse fato é explicado pela elevação da vazão de ar seco demandada pelo leito fluidizado (427,1 m<sup>3</sup>/s), quando comparada à vazão empregada no *spray dryer* (37 m<sup>3</sup>/s).

Por fim, como o custo de produção é cerca de 6,51 maior para o leito fluidizado, tem-se também um custo total superior, já que o custo do equipamento, por ser bem mais baixo, não apresenta influencia considerável na Equação 34. Logo, o secador do tipo *spray dryer* é mais vantajoso do que o secador do tipo leito fluidizado, ou seja, ele possui um valor menor de custo total, considerando as condições e simplificações empregadas no trabalho.

#### **4.4 ANÁLISE DE SENSIBILIDADE FRENTE AO CUSTO DA ENERGIA ELÉTRICA**

A tarifa relacionada ao custo da energia elétrica fornecida pela Companhia Energética de Minas Gerais (CEMIG) impacta no custo de operação do equipamento e, conseqüentemente, interfere no valor do custo total. Dessa forma, considerando uma variação relativa de  $\pm 20\%$ , foram obtidos os seguintes resultados exibidos pela Figura 19.

Figura 19 - Influência da tarifa de energia em relação ao custo total com variação de  $\pm 20\%$ .

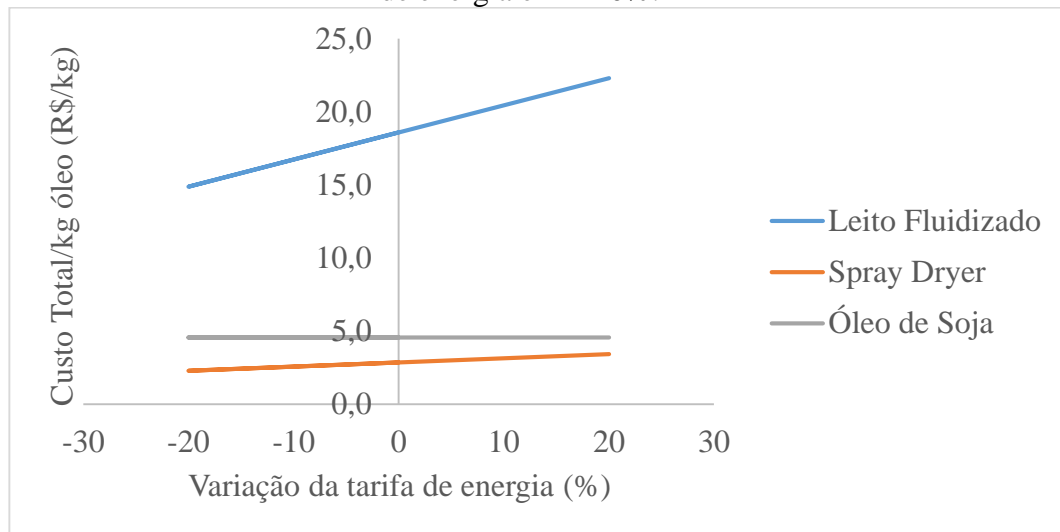


Fonte: Do autor (2021).

Analisando a Figura 19, nota-se que a curva do leite fluidizado possui uma maior sensibilidade, representada pelo maior coeficiente angular da mesma, que foi 5 vezes maior do que o coeficiente angular da curva do *spray dryer*. Dessa forma, mediante a variação da tarifa, o valor do custo total para o leite fluidizado sofre uma variação mais significativa do que para o *spray dryer*. Além disso, embora a modificação no custo total por conta da taxa seja maior no leite fluidizado, ele ainda continua possuindo um valor mais elevado em relação ao *spray dryer* e, dessa maneira, tornando menos vantajosa a sua implementação. Portanto, mesmo com uma redução em 20% no custo da energia elétrica, o *spray dryer* continua sendo a operação de secagem mais vantajosa.

Outra análise realizada foi a avaliação do efeito da variação de  $\pm 20\%$  do custo da energia elétrica sobre o custo total específico da operação de secagem (R\$/kg óleo). Esses resultados foram então comparados ao preço médio de 4,5502 R\$/kg do óleo de soja, conforme apresentado na Figura 20. Este preço de referência do óleo de soja é o preço médio de 12 meses no período entre 04/03/2020 e 04/03/2021 (IMEA, 2021).

Figura 20 - Custo total por kg de óleo microbiano (R\$/kg óleo) em relação à variação da tarifa de energia em  $\pm 20\%$ .



Fonte: Do autor (2021).

A Figura 20 evidencia uma grande variação de custo total/kg óleo no secador do tipo leito fluidizado com a variação da tarifa, como também foi verificado para o custo total (Figura 19). Dessa forma, observa-se que o leito fluidizado, que possui maior custo operacional, apresenta uma maior sensibilidade em comparação ao *spray dryer*.

Quando comparamos o custo específico de cada operação, é possível perceber que o leito fluidizado possui valores maiores (14,9 – 22,3 R\$/kg óleo) do que o custo de mercado do óleo de soja (4,5502 R\$/kg óleo), mesmo assumindo um custo 20% inferior para a energia elétrica. Portanto, com base nesses dados, é possível afirmar que a implementação do leito fluidizado não é viável para a etapa de secagem.

Por outro lado, o *spray dryer*, mostrou bons resultados de custo específico (2,29 – 3,42 R\$/kg óleo), sendo inferior a 4,55 R\$/kg óleo, mesmo com uma tarifa 20% mais cara para a energia elétrica. Assim, a secagem do creme de levedura empregando o *spray dryer* se mostra promissora para a etapa de secagem a este nível de detalhamento do processo. Para confirmar sua viabilidade sugere-se então o estudo integrado de todas as etapas do processo incluindo o secador do tipo *spray dryer* no fluxograma.

## 5 CONCLUSÃO

Diante do cenário atual, no qual, as empresas visam maior retorno financeiro com reaproveitamento de subprodutos e também com a ascensão de questões relacionadas à sustentabilidade, a utilização do óleo microbiano torna-se uma alternativa promissora para a produção de biocombustível. Em relação ao seu processo de produção, a secagem da biomassa é uma etapa importante para a recuperação do óleo, mas que acarreta custos significativos de operação e investimento. Dessa forma, este trabalho visou analisar técnica e economicamente diferentes operações de secagem de levedura oleaginosa para a produção de óleo microbiano, comparando-se, por fim, os resultados de custo frente ao preço médio de mercado do óleo de soja.

Por meio dos resultados obtidos, foi possível verificar que o secador do tipo leito fluidizado possui um custo total de implementação (investimento e operação), 6,48 vezes maior do que do *spray dryer*, considerando as simplificações feitas no trabalho. Dessa maneira, o uso do secador do tipo *spray dryer* mostra-se mais vantajoso para a operação.

Além disso, variando em  $\pm 20\%$  o custo da energia elétrica, verificou-se que o custo de implementação do leito fluidizado possui maior sensibilidade, ou seja, maior variação do custo total mediante alterações na tarifa de energia. Entretanto, o leito fluidizado permaneceu sendo menos vantajoso economicamente do que o *spray dryer*.

Por fim, avaliando-se o custo total específico (R\$/kg óleo microbiano) com a variação de  $\pm 20\%$  da tarifa de energia elétrica, o secador do tipo leito fluidizado demonstrou não ser viável considerando apenas a etapa de secagem, pois seu valor foi superior a 4,55 R\$/kg óleo, que é o preço médio atual de mercado do óleo de soja. Já o *spray dryer*, apresentou bons resultados de custo (2,29-3,42 R\$/kg óleo), com valores inferiores a 4,55 R\$/kg óleo. Dessa maneira, o uso do *spray dryer* para a etapa de secagem se mostrou promissor. No entanto, é preciso uma avaliação dos aspectos mais detalhada de todas as etapas do processo de produção de óleo microbiano, não apenas da secagem, para verificar se a implantação do mesmo é economicamente viável.

## 6 SUGESTÕES PARA TRABALHO FUTUROS

Um fator responsável pela limitação do trabalho foi o fato de não se analisar todas as etapas do processo para verificar o impacto da operação de secagem sobre o processo global de produção e extração de óleo microbiano. Essa análise técnico-econômica do processo como um todo poderá ser realizada em trabalhos futuros, a fim de verificar a viabilidade econômica da produção do óleo microbiano, produzido pela levedura *R. toruloides*, frente ao óleo de soja tradicionalmente utilizado como matéria-prima para a produção de biodiesel.

Além disso, o índice CEPCI também foi um fator limitante, pois o valor utilizado no trabalho foi referente ao ano de 2019, por não haver atualizações mais recentes. Dessa forma, com a atualização do índice, tornam-se as estimativas mais realistas.

## 7 REFERÊNCIAS

- AFONSO, V. **Abordagens para a acumulação de lípidos e coprodutos de elevado valor pela levedura *Rhodospordium toruloides***. 2017. 108p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Biológica) – Universidade do Algarve, Faro, 2017.
- AGÊNCIA NACIONAL DE PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS (ANP). **Dados estatísticos**. 2020. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br/dados-estatisticos>>. Acesso em: 26 dez. 2020.
- ALMEIDA, S.; SANTOS, V.; TORRES, G. Avaliação de impactos ambientais do processo de produção de etanol utilizando método derivado da Matriz de Leopold. **Revista Eletrônica em Gestão, Educação e Tecnologia Ambiental**, Santa Maria, v. 18, n. 4, p. 1443–1459, 2014.
- ALVIRA, P. et al. Pretreatment technologies for an efficient bioethanol production process based on enzymatic hydrolysis: a review. **Bioresource technology**, Madri, v. 101, n. 13, p. 4851–4861, 2010.
- APOLINARIO, M. **Avaliação do cultivo em hidrolisado hemicelulósico de bagaço de cana-de-açúcar de leveduras xilanolíticas isoladas da Antártica**. 2013. 80p. Dissertação (Mestrado em Ciências) – Universidade de São Paulo, Lorena, 2013.
- BALAT, M.; BALAT, H.; ÖZ, C. Progress in bioethanol processing. **Progress in energy and combustion science**, Trabzon, v. 34, n. 5, p. 551–573, 2008.
- BANCO CENTRAL DO BRASIL. **Cotações e boletins**. Disponível em:<<https://www.bcb.gov.br/estabilidadefinanceira/historicocotacoes>>. Acesso em: 26 fev. 2021.
- BASTOS, V. D. Etanol, alcoolquímica e biorrefinaria. **BNDES Setorial**, Rio de Janeiro, n. 25, p. 5–38, mar. 2007.
- BAYROCK, D.; INGLEDEW, W. Fluidized bed drying of baker's yeast: moisture levels, drying rates, and viability changes during drying. **Food research international**, Saskatoon, v. 30, n. 6, p. 407–415, 1997.
- BEATRIZ, A.; ARAÚJO, Y. J.; LIMA, D. P. D. Glicerol: um breve histórico e aplicação em sínteses estereosseletivas. **Química Nova**, Campo Grande, v. 34, n. 2, p. 306–319, 2011.
- BONTURI, N. et al. Microbial oil production in sugarcane bagasse hemicellulosic hydrolysate without nutrient supplementation by a *Rhodospordium toruloides* adapted strain. **Process Biochemistry**, Campinas, v. 57, p. 16–25, 2017.
- BROWN, T. **Engineering economics and economic design for process engineers**. Ohio: CRC Press, 2016.
- BUCKERIDGE, M. S.; SANTOS, W. D.; SOUZA, A. D. As rotas para o etanol celulósico no Brasil. **Bioetanol da cana-de-açúcar: P&D para produtividade e sustentabilidade**, Butantã, p. 365–380, 2010.
- CAMPANI, G. et al. Recombinant protein production by engineered *Escherichia coli* in a pressurized airlift bioreactor: a techno-economic analysis. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, São Carlos, v. 103, p. 63–69, 2016.
- CAMPANI JUNIOR, G. **Análise tecno-econômico-ambiental reversa da produção de carotenoides e óleo microbiano pela levedura oleaginosa *Rhodotorula toruloides* a partir**

**da fração hemicelulósica de bagaço de cana integrada à biorrefinaria biodiesel-bioetanol (1G-2G).** Relatório Científico de Pós-Doutorado (processo FAPESP 2018/09692-6). Campinas, SP, 2018. 16 p.

COMPANHIA ENERGÉTICA DE MINAS GERAIS (CEMIG). **Valores de tarifas e serviços.** Disponível em: <https://www.cemig.com.br/atendimento/valores-de-tarifas-e-servicos/>. Acesso em: 23 mar. 2021.

CHAPARRO, M. et al. Fluidized bed drying of a granulated prototype based on a potential probiotic yeast *Meyerozyma Guilliermondii*: selection of process parameters and drying protectant. **Revista Mexicana de Ingeniería Química**, Bogotá, v. 16, n. 2, p. 347–357, 2017.

CHAVES, M. C. D. C.; GOMES, C. F. S. Avaliação de biocombustíveis utilizando o apoio multicritério à decisão. **Production**, Rio de Janeiro, v. 24, n. 3, p. 495–507, 2014.

CHEMICAL ENGINEERING. **2021 CEPCI Updates.** Disponível em: < <https://www.chemengonline.com/2021-cepci-updates-february-prelim-and-january-final/>>. Acesso em: 17 abr. 2021.

CHRISTENSEN, P. et al. Cost Estimate Classification system-as applied in engineering, procurement, and construction for the process industries. **AACE, Inc**, v. 2011, 2005.

CODATO, C. B. **Produção de etanol de 2ª geração por *Dekkera bruxellensis* a partir de hidrolisado de bagaço de cana-de-açúcar.** 2013. 97p. Dissertação (Mestrado em Agricultura e Ambiente) – Universidade Federal de São Carlos, Araras, 2013.

COSTA, J. B. D. **Produção biotecnológica de hidrogênio, etanol e outros produtos a partir do glicerol da reação de formação de biodiesel.** 2010. 83p. Dissertação (Mestrado em Química) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2010.

DACANAL, G. C. **Estudo da granulação de suco de acerola desidratado em leito fluidizado.** 2005. 136p. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Alimentos) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2005.

DAVIES, G. G.; MENDENHALL, J.; SYMRENG, T. Measurement of right atrial oxygen saturation by fiberoptic oximetry accurately reflects mixed venous oxygen saturation in swine. **Journal of clinical monitoring**, New York, v. 4, n. 2, p. 99–102, 1988.

DAVIES, R. Yeast oil from cheese whey-process development. **Single cell oil**, New York, p. 99–145, 1988.

DEMIRBAS, Ayhan. **Biohydrogen.** London: Springer, 2009.

DONG, T. et al. Lipid recovery from wet oleaginous microbial biomass for biofuel production: a critical review. **Applied Energy**, v. 177, p. 879–895, 2016.

EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA (EPE). **Matriz energética e elétrica.** Disponível em: < <https://www.epe.gov.br/pt/abcdenergia/matriz-energetica-e-eletrica>>. Acesso em: 20 dez. 2020.

FERREIRA, A. D. **Produção eficiente de Etanol 2G a partir de hidrolisado hemicelulósico de bagaço de cana-de-açúcar: otimizando condições de cultivo e operacionais.** 2016. 152p. Tese (Doutorado em Ciências) – Universidade de São Paulo, Lorena, 2016.

FOGLER, H. S. **Essentials of Chemical Reaction Engineering: Essenti Chemica Reactio Engi.** Ann Arbor: Pearson Education, 2010.



- FREIRE, W. J.; CORTEZ, L.A.B. **Vinhaça de cana-de-açúcar**. Guaíba: Agropecuária, 2000 p. 203.
- GARRETT, D. E. **Chemical engineering economics**. New York: Springer Science & Business Media, 2012.
- GENSKOW, L. R. et al. Psychrometry, evaporative cooling, and solids drying. **Perry's Chemical Engineers' Handbook**. 8th. ed. New York: McGraw-Hill Education. v. 12, p. 12–81, 2008.
- GRABOWSKI, S. et al. Evaluation of fluidized versus spouted bed drying of baker's yeast. **Drying technology**, Montreal, v. 15, n. 2, p. 625–634, 1997.
- INSTITUTO MATO-GROSSENSE DE ECONOMIA AGROPECUÁRIA (IMEA). **Série histórica**. Disponível em: <<https://portal.imea.com.br/#/serie-historica>>. Acesso em: 4 mar. 2021.
- INTERNATIONAL ENERGY AGENCY (IEA). **Data and statistics**. 2020. Disponível em: <<https://www.iea.org/data-and-statistics/charts>>. Acesso em: 26 dez. 2020.
- ISONO, Y.; ARAYA, G.; HOSHINO, A. Immobilization of *Saccharomyces cerevisiae* for ethanol fermentation on  $\gamma$ -alumina particles using a spray-dryer. **Process Biochemistry**, Tokyo, v. 30, n. 8, p. 743–746, 1995.
- KOUTINAS, A. A. et al. Design and techno-economic evaluation of microbial oil production as a renewable resource for biodiesel and oleochemical production. **Fuel**, v. 116, p. 566–577, jan. 2014.
- LEITE, L. F. **Produção de single-cell-oil em batelada alimentada**. 2019. 58 p. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Química) - Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Ponta Grossa, 2019.
- LIMA, A.; RODRIGUES, A. Sacarificação de resíduos celulósicos com bactérias recombinantes como estratégia para redução do efeito estufa. **Revista de ciências ambientais**, Canoas, v. 1, n. 2, p. 5-18, 2007.
- LONGATI, A. A.; CAVALETT, O.; CRUZ, A. J. Life cycle assessment of vinasse biogas production in sugarcane biorefineries. In: **Computer Aided Chemical Engineering**. Elsevier, 2017. v. 40.
- LUNA-SOLANO, G. et al. Optimization of brewer's yeast spray drying process. **Journal of Food Engineering**, Veracruz, v. 68, n. 1, p. 9–18, 2005.
- MCCABE, W. L.; SMITH, J. C.; HARRIOTT, P. **Unit operations of chemical engineering**. New York: McGraw-hill, 1967. v. 5
- MOTA, C. J.; MONTEIRO, R. S. Química e sustentabilidade: novas fronteiras em biocombustíveis. **Química Nova**, Rio de Janeiro, v. 36, n. 10, p. 1483–1490, 2013.
- MURAKAMI, L. S. N.; BOMBANA, G. A.; AFFONSO, G. S. Processo produtivo do etanol de segunda geração usando bagaço de cana-de-açúcar. **X Encontro de Engenharia de Produção Agroindustrial (X EEPA)**, Campo Mourão, Set. 2016.
- NOVACANA. **As maiores unidades de processamento de cana para produção de etanol e açúcar**. Disponível em: <[https://www.novacana.com/usinas\\_brasil/ranking/moagem](https://www.novacana.com/usinas_brasil/ranking/moagem)>. Acesso em: 20 abr. 2021.

- OGEDA, T. L.; PETRI, D. F. Hidrólise enzimática de biomassa. **Química nova**, São Paulo, v. 33, n. 7, p. 1549–1558, 2010.
- PALMQVIST, E.; HAHN-HÄGERDAL, B. Fermentation of lignocellulosic hydrolysates. II: inhibitors and mechanisms of inhibition. **Bioresource technology**, Lund, v. 74, n. 1, p. 25–33, 2000.
- PARK, K. J. B. et al. Secagem: fundamentos e equações. **Revista Brasileira de Produtos Agroindustriais**, Campina Grande, v. 16, n. 1, p. 93–127, 2014.
- PAYNE, J. H. **Operações unitárias na Produção de Açúcar**. São Paulo: NBL Editora, 1989.
- PERLINGEIRO, C. A. G. **Engenharia de processos: análise, simulação, otimização e síntese de processos químicos**. São Paulo: Editora Blucher, 2005.
- PETROVICK, G.; PETROVICK, P.; BASSANI, V. Granulação e revestimento em leite fluidizado. **Caderno de Farmácia**, Porto Alegre, v. 22, p. 107–118, 2006.
- RAMPAZZO, V. **Avaliação da degradação térmica de óleos vegetais por termogravimetria, cromatografia gasosa e espectroscopia de infravermelho médio**. 2015. 93p. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Alimentos) – Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2015.
- RATLEDGE, C.; WYNN, J. P. The biochemistry and molecular biology of lipid accumulation in oleaginous microorganisms. **Advances in applied microbiology**, v. 51, p. 1–52, 2002.
- RODRIGUES, C.; CAMARGO, J. Bagaço de cana-de-açúcar como potencial para cogeração de energia elétrica e etanol celulósico. **São Joaquim da Barra: Colégio Iara**, Coimbra, 2008.
- SAINI, R. K.; KEUM, Y.-S. Carotenoid extraction methods: A review of recent developments. **Food chemistry**, Seul, v. 240, p. 90–103, 2018.
- SANTOS, F. A. et al. Potencial da palha de cana-de-açúcar para produção de etanol. **Química nova**, Viçosa, v. 35, n. 5, p. 1004–1010, 2012.
- SAUER, I. Biocombustíveis no Brasil comercialização e logística. **BRASIL. Ministério das relações exteriores–MRE (Org.). Biocombustíveis no Brasil: realidades e perspectivas**. Brasília: Arte Impressora Gráfica LTDA, p. 34–59, 2007.
- SILVA, C. I. S. **Otimização das condições de cultivo da levedura *Rhodosporidium toruloides* NCYC 921 para produção de lípidos carotenóides em frascos agitados**. 2015. 64p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Alimentar) – Universidade de Lisboa, Lisboa, 2015.
- SMITH, J.; VAN NESS, H.; ABBOTT, M. **Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química**. 7. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2007.
- TOWLER, G.; SINNOTT, R. **Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design**. 2. ed. New York: Elsevier, 2012.
- TURTON, R. et al. **Analysis, synthesis and design of chemical processes**. 5. ed. New York: Pearson Education, 2008.
- ZANARDI, M.; JUNIOR, E. Tecnologia e perspectiva da produção de etanol no Brasil. **Revista Liberato**, Novo Hamburgo, v. 17, p. 19, 2016.