



UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA  
“JÚLIO DE MESQUITA FILHO”  
Câmpus de São José do Rio Preto

Fabício Bruno Mendes

Avaliação Técnico-Econômica da Produção de Enzimas Celulolíticas  
por Fermentação em Estado Sólido

São José do Rio Preto

2015

Fabício Bruno Mendes

Avaliação Técnico-Econômica da Produção de Enzimas Celulolíticas  
por Fermentação em Estado Sólido

Dissertação de mestrado apresentada como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia e Ciência de Alimentos, junto ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia e Ciência de Alimentos, Área de Concentração – Engenharia de Alimentos, do Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas da Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”, Campus de São José do Rio Preto.

Orientador: Prof. Dr. João Cláudio Thoméo

São José do Rio Preto

2015

Mendes, Fabrício Bruno.

Avaliação técnico-econômica da produção de enzimas celulolíticas por fermentação em estado sólido / Fabrício Bruno Mendes. -- São José do Rio Preto, 2015

87 f. : il., gráfs., tabs.

Orientador: João Cláudio Thoméo

Dissertação (mestrado) – Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”, Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas

1. Tecnologia de alimentos. 2. Enzimas de fungos – Aplicações industriais. 3. Fermentação em estado sólido. 4. Bagaço de cana. 5. Fungos termofílicos. 6. Celulase. 7. Viabilidade econômica. I. Thoméo, João Cláudio. II. Universidade Estadual Paulista "Júlio de Mesquita Filho". Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas. III. Título.

CDU – 663.15

Ficha catalográfica elaborada pela Biblioteca do IBILCE  
UNESP - Câmpus de São José do Rio Preto

Fabício Bruno Mendes

Avaliação Técnico-Econômica da Produção de Enzimas Celulolíticas por  
Fermentação em Estado Sólido

Dissertação de mestrado apresentada como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia e Ciência de Alimentos, junto ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia e Ciência de Alimentos, Área de Concentração – Engenharia de Alimentos, do Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas da Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”, Campus de São José do Rio Preto.

**Comissão Examinadora**

Prof. Dr. João Cláudio Thoméo - *Orientador*  
UNESP – São José do Rio Preto

Prof. Dr<sup>a</sup>. Maria Aparecida Mauro  
UNESP – São José do Rio Preto

Prof. Dr. Waldir Barros Fernandes Jr.  
FATEC – São José do Rio Preto

São José do Rio Preto  
11 de maio de 2015

## **AGRADECIMENTOS**

Sou grato a Deus pela vida, reconheço que por Ele e para Ele são todas as coisas. Também sou grato a Ele pelo direcionamento que tenho recebido nestes últimos meses, momento que considero um período de transição da vida profissional.

Agradeço à minha família, meus pais Valter e Maura pelo apoio e atenção.

Agradeço à minha irmã Flávia pelo auxílio na redação.

Agradeço aos meus amigos da Unesp: Lina, Teresa, Eduardo, Fernanda, Priscila, Carol, Isa, Jefferson, Ana Maria, Ezequiel, Carolina, Adelayda, Irene, aos técnicos Ginaldo, Luiz e Jesuíno, aos professores Ana Carolina, Adriana, Chico e Vânia.

Agradeço de forma especial à professora Cida Mauro pela sua capacidade de ensinar na área de engenharia econômica e pelos esclarecimentos que muito me ajudaram para este tema.

Agradeço de forma especial ao meu orientador professor João Cláudio Thoméo, pela paciência, orientação e sabedoria em lidar nos momentos difíceis. Admiro-o como profissional e ser humano, considero um grande amigo.

Agradeço, por fim, a Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior – CAPES pelo apoio econômico concedido neste período de estudos.

*" Então passei a refletir na sabedoria, na loucura e na insensatez. O que pode fazer o  
sucessor do rei, a não ser repetir o que já foi feito?  
Percebi que a sabedoria é melhor que a insensatez assim como a luz é melhor do que as  
trevas"*

**Eclesiastes 2: 12-13**

## RESUMO

Este trabalho avaliou cenários econômicos de produção de enzimas celulolíticas por fermentação em estado sólido em uma planta anexa à unidade sucroenergética convencional, a qual estaria inserida em um processo integrado de produção de etanol de segunda geração. O substrato para fermentação em estado sólido usado seria composto do bagaço de cana e o farelo de trigo, na proporção 7:3, com umidade de 75%. As enzimas seriam sintetizadas pelo fungo termófilo *Myceliophthora thermophila* I1D3, à temperatura de 45°C em 96 horas. A avaliação técnico-econômica para produção das enzimas em escala industrial considera a disponibilidade de bagaço em diferentes cenários. A estimação dos principais indicadores econômicos do projeto (*payback*, Valor Presente Líquido - VPL, retorno sobre investimento - ROI e a taxa interna de retorno - TIR), indica que, para um valor médio de venda da enzima no mercado atual, o projeto apresenta viabilidade técnico-econômica em função da facilidade de integração e do tempo de retorno. Entretanto, indicadores como TIR e ROI apresentaram valores abaixo daqueles normalmente aceitos pelos investidores do setor sucroenergético. A análise de sensibilidade indicou forte influência da atividade enzimática sobre os indicadores econômicos, sendo este fator preponderante para a rentabilidade do projeto. Considerando o cenário aqui apresentado e a alternativa de aumentar a cogeração de energia elétrica com o excedente de bagaço, a produção de celulasas por fermentação em estado sólido ainda se apresenta como a alternativa mais competitiva.

Palavras-chave: bagaço de cana, enzimas, fermentação, viabilidade técnico-econômica

## ABSTRACT

This study evaluated different scenarios of cellulases production through the conception of an industrial plant integrated with sugarmill unit which is able to produce second generation ethanol. For that, it is considered sugarcane bagasse and wheat bran as substrates on the 7:3 proportion, 75% moisture content, fungi thermophilic *Myceliophthora I1D3*, 45°C and 96h of fermentation process. Technical and economic evaluation were performed according to different sugarcane bagasse availability. The main economic indicators of this project (payback, net present value-NPV, return on investment-ROI and rate return internal-IRR) were evaluated and the results indicated the feasibility of this biotechnological process. However, indicators such as IRR and ROI had values below those normally accepted by investors of the sugarcane industry. The sensitivity analysis also indicated the enzymatic activity an important factor of rentability of this project. Considering the scenario presented here and the alternative of increasing electricity cogeneration bagasse surplus, the production of cellulases by solid state fermentation still presented as more competitive alternative.

Keywords: sugarcane bagasse, enzymes, fermentation, economic evaluation

## SUMÁRIO

|                                                           |           |
|-----------------------------------------------------------|-----------|
| <b>1 INTRODUÇÃO</b>                                       | <b>12</b> |
| <b>2 OBJETIVOS</b>                                        | <b>13</b> |
| <b>3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b>                            | <b>14</b> |
| 3.1 PRODUÇÃO DE BIOETANOL                                 | 14        |
| 3.1.1 Produção convencional de etanol                     | 14        |
| 3.1.2 Produção de etanol de segunda geração               | 15        |
| 3.1.3 Evolução tecnológica e tendência de novos processos | 17        |
| 3.2 FERMENTAÇÃO EM ESTADO SÓLIDO                          | 18        |
| Bagaço e palha de cana-de-açúcar                          | 20        |
| O farelo de trigo                                         | 22        |
| 3.3 ENZIMAS CELULOLÍTICAS                                 | 23        |
| 3.4 ENGENHARIA ECONÔMICA                                  | 25        |
| 3.4.1 Investimento Fixo                                   | 26        |
| 3.4.2 Custos Operacionais                                 | 28        |
| 3.5 MÉTODOS DE ANÁLISE DE INVESTIMENTO                    | 29        |
| 3.5.1 Fluxo de caixa                                      | 29        |
| 3.5.2 Retorno sobre Investimento (R.O.I)                  | 29        |
| 3.5.3 Valor Presente Líquido (VPL)                        | 29        |
| 3.5.4 Taxa Interna de Retorno (TIR)                       | 30        |
| 3.5.5 Tempo de retorno ( <i>Payback</i> )                 | 30        |
| 3.5.6 Análise de sensibilidade                            | 31        |
| 3.5.7 Custo de oportunidade                               | 31        |
| 3.6 UNIDADE DE DESENVOLVIMENTO DE PROCESSO (UDP)          | 32        |
| <b>4 METODOLOGIA</b>                                      | <b>35</b> |
| 4.1 ESTUDO DE CASO                                        | 35        |

|                                                                    |           |
|--------------------------------------------------------------------|-----------|
| Biorreator e condições de operação                                 | 35        |
| 4.2 ESCALA INDUSTRIAL                                              | 37        |
| 4.2.1 Balanço de massa                                             | 38        |
| 4.2.2 Estimativa dos custos fixos                                  | 41        |
| 4.2.3 Estimativa dos custos variáveis                              | 43        |
| 4.2.4 Fluxo de caixa                                               | 44        |
| 4.2.5 Indicadores econômicos                                       | 45        |
| <b>5 RESULTADOS E DISCUSSÕES</b>                                   | <b>46</b> |
| 5.1 CONSIDERAÇÕES INICIAIS                                         | 46        |
| 5.2 FLUXO DE PROCESSO                                              | 46        |
| 5.3. FÁBRICA DE CELULASES ANEXA À INDÚSTRIA                        | 49        |
| 5.3.1 Investimento Fixo                                            | 50        |
| 5.3.2 Análise do <i>payback</i>                                    | 53        |
| 5.3.3 Custos operacionais                                          | 53        |
| 5.3.4 Fluxo de caixa                                               | 54        |
| 5.3.3 Viabilidade técnico-econômica                                | 57        |
| 5.4.4 Análise de sensibilidade e o custo de oportunidade do bagaço | 62        |
| <b>6 CONSIDERAÇÕES FINAIS</b>                                      | <b>65</b> |
| <b>7 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS</b>                          | <b>66</b> |
| <b>ANEXO 1: Banco de Dados dos equipamentos</b>                    | <b>67</b> |
| <b>ANEXO 2: Balanço Global</b>                                     | <b>68</b> |
| <b>ANEXO 3: Capex e Opex</b>                                       | <b>72</b> |
| <b>REFERÊNCIAS</b>                                                 | <b>76</b> |

## Lista de Figuras

|                                                                                                                           |    |
|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Figura 1: Exemplos de aplicação da biomassa para sua conversão a produtos de maior valor agregado.....                    | 17 |
| Figura 2: Representação esquemática de processo integrado lignocelulose-etanol e seus coprodutos .....                    | 18 |
| Figura 3: Componentes lignocelulósicos do bagaço de cana .....                                                            | 20 |
| Figura 4: Colheita, enfardamento e transporte de palha de cana-de-açúcar .....                                            | 21 |
| Figura 5: Ação das celulasas sobre a molécula de celulose .....                                                           | 23 |
| Figura 6: (a) Principais aplicações de enzimas industriais (b) Oligopólio do mercado de enzimas no mundo .....            | 24 |
| Figura 7: Interação entre os vários níveis de escala .....                                                                | 33 |
| Figura 8: Fluxograma esquemático da integração do processo da planta produtora de enzimas anexa à planta industrial ..... | 34 |
| Figura 9: Biorreator em módulos em escala piloto com sistemas de controle .....                                           | 36 |
| Figura 10: Aspecto do substrato (bagaço de cana+farelo de trigo in natura) após 96 horas de fermentação .....             | 37 |
| Figura 11: Balanço material do biorreator.....                                                                            | 39 |
| Figura 12: Cotação do farelo de trigo nos últimos meses (2013-2014).....                                                  | 43 |
| Figura 13: Diagrama de Fluxo de Processo (PFD) da produção de celulase .....                                              | 47 |
| Figura 14: Comparativo de Capex e Opex entres os três cenários econômicos.....                                            | 52 |
| Figura 15: Análise do custo operacional médio anual da produção de celulasas.....                                         | 54 |
| Figura 16: Demonstrativo do Fluxo de Caixa para os três cenários.....                                                     | 56 |
| Figura 17: Variação de indicadores econômicos para Sim1.....                                                              | 63 |
| Figura 18: Variação de indicadores econômicos para Sim3.....                                                              | 63 |

## Lista de Tabelas

|                                                                                                           |    |
|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Tabela 1: Características dos pré-tratamentos de material lignocelulósico.....                            | 16 |
| Tabela 2: Composição comparativa entre o bagaço de cana e a palha.....                                    | 21 |
| Tabela 3: Composição celulósica do farelo de trigo .....                                                  | 22 |
| Tabela 4: Preço de custo das celulases segundo diferentes produtores.....                                 | 25 |
| Tabela 5: Composição do CAPEX e seus índices .....                                                        | 27 |
| Tabela 6: Composição do OPEX e seus índices.....                                                          | 28 |
| Tabela 7: Principais fatores do custo de produção do etanol celulósico através da rota enzimática .....   | 32 |
| Tabela 8: Parâmetros operacionais do biorreator em escala industrial .....                                | 37 |
| Tabela 9: Parâmetros gerais da Premissa do Projeto.....                                                   | 38 |
| Tabela 10: Especificações dos equipamentos e seu custo .....                                              | 41 |
| Tabela 11: Expoentes (m) referentes a equipamentos de processo .....                                      | 42 |
| Tabela 12: Equações utilizadas no fluxo de caixa da planilha .....                                        | 45 |
| Tabela 13: Identificação das correntes de processo para produção de celulases.....                        | 48 |
| Tabela 14: Quantidade de equipamentos por simulação .....                                                 | 50 |
| Tabela 15: CAPEX (em milhões US\$)/ano para SIM1 .....                                                    | 50 |
| Tabela 16: OPEX (em milhões US\$)/ano para SIM1.....                                                      | 51 |
| Tabela 17: Fluxo de Caixa para a produção de celulases SIM1 (5% de sobra de bagaço) .....                 | 55 |
| Tabela 18: Custo médio de produção celulases para as três simulações .....                                | 57 |
| Tabela 19: Resultados das simulações: cenários econômicos .....                                           | 59 |
| Tabela 20: Influência da atividade enzimática sobre os principais indicadores econômicos(*) .....         | 62 |
| Tabela 21: Receita da venda de energia elétrica excedente a partir do bagaço-de-cana das simulações ..... | 64 |

## Lista de Abreviaturas

|                     |   |                                                           |
|---------------------|---|-----------------------------------------------------------|
| ATR                 | - | açúcar total recuperável                                  |
| ANVISA              | - | Agência Nacional de Vigilância Sanitária                  |
| BGC                 | - | bagaço de cana                                            |
| BNDES               | - | Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social      |
| CAPEX               | - | <i>Capital Expenditure</i>                                |
| CE <sub>index</sub> | - | <i>Chemical Engineering Index</i>                         |
| CEPI                | - | <i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i>              |
| CIP                 | - | <i>Clean in Place</i>                                     |
| CNPEM               | - | Centro Nacional de Pesquisa em Energia e Materiais        |
| CTBE                | - | Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Bioetanol |
| ETOH                | - | Etanol                                                    |
| FES                 | - | Fermentação em Estado Sólido                              |
| FT                  | - | farelo de trigo                                           |
| FSm                 | - | Fermentação Submersa                                      |
| FPU/g m.s           | - | Filter Paper Unit / grama matéria seca                    |
| FPU/g m.u           | - | Filter Paper Unit / grama matéria úmida                   |
| 2G                  | - | Segunda Geração                                           |
| INCC                | - | Índice Nacional da Construção Civil                       |
| IUPAC               | - | <i>International Union of Pure and Applied Chemistry</i>  |
| LB                  | - | Lucro Bruto                                               |
| NREL                | - | <i>National Renewable Energy Laboratory- U.S</i>          |
| OPEX                | - | <i>Operational Expenditure</i>                            |
| PFD                 | - | <i>Process Flowsheet Diagram</i>                          |
| ROI                 | - | <i>Return on investment</i>                               |
| SSF                 | - | <i>Simultaneous Saccharification and fermentation</i>     |
| SHF                 | - | <i>Separated Hydrolysis and Fermentation</i>              |
| TIR                 | - | Taxa Interna de Retorno                                   |
| TAG                 | - | Identificação ou etiqueta                                 |
| VPL                 | - | Valor Presente Líquido                                    |

### **Grupo Acadêmico da Linha de Pesquisa**

Este trabalho integra-se ao Grupo de Pesquisa em Bioenergia e Meio Ambiente do IBILCE/UNESP, que envolve vários pesquisadores, dentre eles os professores Eleni Gomes, Roberto da Silva, Maurício Boscolo, João Cláudio Thoméo e Gustavo Orlando Bonilla Rodriguez. Eles têm trabalhado há cerca de doze anos pesquisando a produção de enzimas por cultivo em estado sólido, como a prospecção de microrganismos produtores de enzimas fibrolíticas em transesterificantes, otimização de meios e condições de cultivo, análise dos metabólitos da fermentação, aplicação das enzimas a processos industriais e desenvolvimento de biorreatores, este último encabeçado pelo professor Doutor João Cláudio Thoméo. O Grupo também faz parte do Instituto de Ciência e Tecnologia (INCT/CNPq-Bioetanol), do Centro Paulista de Pesquisa em Bioenergia e do Instituto de Pesquisa em Bioenergia da UNESP. Na linha de pesquisa de desenvolvimento de biorreatores, diversas configurações já foram construídas, tais como reator de leito empacotado, de bandeja e de tambor rotativo. Além disso, estudos de modelagem e simulação têm sido realizados para estes reatores, para os quais informações sobre as cinéticas de crescimento microbiano e secreção de metabólitos são igualmente importantes.

## 1 INTRODUÇÃO

O desenvolvimento sustentável tem sido um dos principais enfoques das indústrias, de modo que novas tecnologias para o aproveitamento da biomassa têm ganhado impulso. Como exemplo de aplicação de resíduos agro-industriais destacam-se a produção de etanol a partir de polissacarídeos (celulose e hemicelulose); a produção de celulose e seus derivados; a produção de fenóis para aplicações poliméricas a partir da lignina; a produção de enzimas utilizadas com aplicações nas indústrias têxtil e de alimentos.

Os resíduos da biomassa de atividades agrícolas, industriais e urbanas são abundantemente disponíveis a um custo relativamente baixo. No Brasil, o bagaço e a palha de cana, disponíveis nas usinas de açúcar e álcool, são cotadas como as principais matérias-primas para a produção de etanol celulósico. Dentre as alternativas de produção de biocombustíveis, a rota enzimática é uma alternativa promissora devido à não-geração de resíduos químicos inconvenientes. No entanto, o custo elevado das enzimas e a concentração de sua produção em mãos de poucos fornecedores mundiais tornam esta rota difícil de ser implementada. Neste contexto, faz-se necessário o desenvolvimento de tecnologia para a produção destas enzimas, sendo a fermentação em estado sólido (FES) uma alternativa a ser explorada, devido às suas vantagens.

Em laboratório, já foram encontrados microrganismos e aprimoradas condições experimentais para a produção de enzimas fibrolíticas capazes de hidrolisar a biomassa a açúcares fermentescíveis (AMORE, 2012; MORETTI, 2013; HAKI, 2003) e estudos em escala de frascos e de biorreatores de bancada demonstram a viabilidade técnica de se produzir celulases e hemicelulases de interesse industrial (CASCIATORI, 2014; MACRELLI et al., 2012; ZANELATO et al. 2012; LIMA, 2011).

Diante disso, a presente dissertação tem a finalidade de realizar um estudo de viabilidade técnico-econômica dos processos fermentativos não-convencionais, como é o caso da FES, para obtenção de celulases em nível industrial. A concepção de uma planta produtora de enzimas, anexa à planta industrial de etanol, é uma alternativa para as usinas sucroenergéticas. Seriam necessários investimentos em novos equipamentos e o compartilhamento de utilidades de processo para esta nova alternativa de empreendimento. Além disso, a determinação e a análise de indicadores econômicos são fundamentais para auxiliar na sua tomada de decisão.

## **2 OBJETIVOS**

O objetivo geral deste trabalho é estimar o custo médio de obtenção de enzimas celulolíticas por FES, considerando a instalação de planta-piloto anexa a uma planta agroindustrial de produção de etanol convencional e avaliar a viabilidade econômica do empreendimento.

Os objetivos específicos deste trabalho envolvem:

- Determinar a viabilidade do processo fermentativo em estado sólido para a produção das enzimas de interesse;
- Realizar o balanço de massa da planta produtora de enzimas;
- Elaborar o escopo de processo em planta (equipamentos, utilidades, energia, insumos, custo operacional, mão de obra e manutenção);
- Avaliar a viabilidade do investimento por meio de indicadores técnico-econômicos.

### 3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

#### 3.1 PRODUÇÃO DE BIOETANOL

##### 3.1.1 Produção convencional de etanol

A capacidade de processamento de cana nas usinas brasileiras é variável em função da sazonalidade da produção agrícola, das características da espécie da cana-de-açúcar plantada para a safra e, sobretudo, do teor de açúcar contido na cana, expresso em <sup>1</sup>ATR/Kg de cana. A obtenção de açúcares é dependente da etapa de extração, da capacidade de geração de vapor e do consumo energético. Este último está diretamente ligado ao perfil de produção da planta industrial: usina açucareira, alcooleira e unidade produtora e exportadora de energia. Em geral, as usinas de grande porte conseguem processar, em média, de 4 a 8 milhões de toneladas de cana-de-açúcar por safra (UDOP, 2013).

Para a produção do etanol convencional, utilizam-se como matérias-primas o caldo de cana e o melaço obtidos após as etapas de moagem, tratamento de caldo e cozimento. A moagem tem uma eficiência de extração de açúcares estimada sobre os teores de sacarose e açúcares redutores da cana. O processo de produção de etanol consiste principalmente de três etapas: fermentação do mosto, centrifugação e destilação. O mosto tem na composição cerca de 30% em massa de leveduras e o restante de caldo ou melaço, os quais são provenientes respectivamente das etapas de tratamento de caldo e centrifugação do açúcar.

O mosto fermentado, após cerca de 8 horas, apresenta teor alcoólico de 8 a 10% no caso de fermentações do tipo batelada, a mais comumente empregada. Em seguida, este material é centrifugado para separação do vinho e a massa de leveduras. Esta, por sua vez, é reciclada e reenviada às dornas, enquanto que o vinho obtido da centrifugação é enviado às colunas de destilação para a concentração do etanol. O etanol é geralmente obtido na forma de etanol hidratado até seu ponto azeotrópico, 95°GL, podendo passar ainda pelo processo de desidratação, seja por peneiras moleculares ou por extração líquido-líquido, para obtenção de etanol anidro (LIMA, 2011).

---

<sup>1</sup> ATR: açúcar total recuperável

### 3.1.2 Produção de etanol de segunda geração

Para obtenção do etanol de segunda geração (2G), uma opção para a indústria sucroalcooleira é a utilização matéria-prima da biomassa lignocelulósica residual, o bagaço e a palha de cana. A dificuldade reside no fato de que a biomassa no seu estado natural não é adequada ao processo de fermentação alcoólica, necessitando hidrolisar o bagaço ou a palha a açúcares fermentescíveis. A hidrólise do material lignocelulósico pode se dar por via química ou enzimática.

A hidrólise enzimática é um processo vantajoso em comparação com a hidrólise química, pois resulta em menores custos dos equipamentos e rendimentos mais elevados de açúcar (MARTIN et al, 2002). Além disso, a hidrólise química leva a produtos de degradação do açúcar, tais como furfural e hidroximetilfurfural (HMF), os quais inibem a fermentação para a produção de etanol. Porém, a presença de uma grande quantidade de lignina residual também reduz a eficiência da hidrólise enzimática de materiais lignocelulósicos. Soma-se a isso o custo das enzimas, que continua a ser elevado (GALBE; ZACCHI, 2002; SUNG; CHENG, 2002).

As enzimas mais importantes utilizadas nesse processo de produção são aquelas que atacam a região amorfa da celulose para produzir oligômeros. Estas enzimas devem trabalhar em sinergia para evitar a inibição pelos próprios produtos obtidos. Para isso, a biomassa pode ser pré-tratada antes da hidrólise enzimática, a fim de melhorar a digestibilidade da fração celulósica (BHAT, 1997). As xilanases, produzidas em grande quantidade por fungos como os da espécie *Myceliophthora thermophila*, são capazes de hidrolisar as hemiceluloses residuais e melhorar o acesso das demais enzimas à celulose (OHGREN et al.2007; GOMES, 2015).

O pré-tratamento da biomassa lignocelulósica, assim como a hidrólise enzimática, torna-se também uma etapa de grande importância na tecnologia de obtenção do etanol de segunda geração. Este processo consiste em romper a matriz lignocelulósica para expor a celulose à reação enzimática (MERINO e CHERRY, 2007).

Entre os métodos de pré-tratamento mais difundidos, cita-se a explosão a vapor, o qual consiste no tratamento a alta pressão com vapor a 160-260 °C, seguido por descompressão explosiva. Outro método que tem apresentado grandes vantagens energéticas é o tratamento hidrotérmico do substrato, em que o material é aquecido em água em estado líquido a 170-230°C durante um curto período de tempo (KIM, 2009; SUN, CHENG, 2002; XIMENES, 2012). A Tabela 1 compara algumas características dos principais tipos de pré-tratamentos utilizados.

Tabela 1: Características dos pré-tratamentos de material lignocelulósico

| Característica                        | Ácido diluído | Explosão a vapor | AFEX*      | Hidrotérmico |
|---------------------------------------|---------------|------------------|------------|--------------|
| Fibra reativa                         | Sim           | Sim              | Sim        | Sim          |
| Necessário tamanho reduzido partícula | Sim           | Não              | Não        | Não          |
| Hidrolisado inibitório                | Sim           | Sim              | Não        | levemente    |
| Recuperação de pentoses               | moderado      | baixo            | alto       | alto         |
| Baixo custo material construtivo      | Não           | Sim              | Sim        | Sim          |
| Geração de resíduos                   | Sim           | Não              | Não        | Não          |
| Simplicidade do processo              | moderado      | alto             | moderado   | alto         |
| Eficácia dos baixos teores umidade    | moderado      | alto             | muito alto | desconhecido |

\*AFEX: *Ammonia fiber explosion* ou explosão da fibra em amônia

Fonte: adaptado de LYND (1996)

A análise econômica da etapa de pré-tratamento é necessária a fim de auxiliar na direção das pesquisas e esforços e ainda identificar parâmetros de processo que mais afetam o custo do produto final. Os parâmetros de conversão, custo do pré-tratamento, custo de operação e investimento total devem compor uma análise de *benchmarking*<sup>2</sup> (MOSIER et al., 2005). Saad (2010) realizou a modelagem cinética para dimensionamento e avaliação do investimento em pré-tratamento por explosão a vapor nas condições que minimizam o preço de venda do etanol 2G.

Uma vez expostas a celulose e a hemicelulose, as enzimas celulolíticas e hemicelulolíticas atuam de forma a fragmentar estas macromoléculas gerando açúcares fermentescíveis e demais compostos não-fermentescíveis. Em seguida, este material sacarificado passa pela etapa de fermentação, a qual se assemelharia a fermentação convencional utilizando leveduras especiais além da *Sacharomyces cerevisiae*. O vinho obtido é separado e destilado para finalmente obter o etanol 2G. São ainda necessárias etapas de centrifugação e filtração para retirada dos resíduos sólidos, os quais podem ser enviados como biomassa para queima nas caldeiras de cogeração de energia.

<sup>2</sup> *Benchmarking*: processo de busca das melhores práticas, entre os concorrentes, num determinado processo que conduz ao melhor desempenho.

### 3.1.3 Evolução tecnológica e tendência de novos processos

É possível obter diversos outros produtos da cadeia sucroquímica, a partir da glicose como matéria-prima, por exemplo, ácido láctico, ácido succínico e sorbitol. Através da cadeia alcooquímica, a partir do etanol como matéria-prima, obtém-se os seguintes produtos: acetaldeído, ácido acético, cloreto de polivinila, paraldeído, etileno, óxido de etileno, poliacrilonitrila, etileno glicol, polietilenoglicol, butadieno, derivados etílicos (ésteres e alcoodatos), entre outros (BASTOS, 2007).

Outros produtos podem ser gerados a partir de biomassa e materiais lignocelulósicos, sendo estes a energia pelo aproveitamento da lignina e ainda a obtenção de óleos, fenóis e ácido acético. Da hemicelulose, pode-se obter principalmente o furfural, ácido maleico e pentoses, tais como xilose, manose e arabinose. Partindo-se da celulose obtém-se a glicose, conversível a etanol, e outros produtos químicos (YAN, 2006). A Figura 1 apresenta um diagrama esquemático de algumas possibilidades de aplicação da biomassa. Ela mostra os subprodutos possíveis de serem obtidos a partir da estrutura lignocelulósica de cana de açúcar, madeira e outras biomassas.

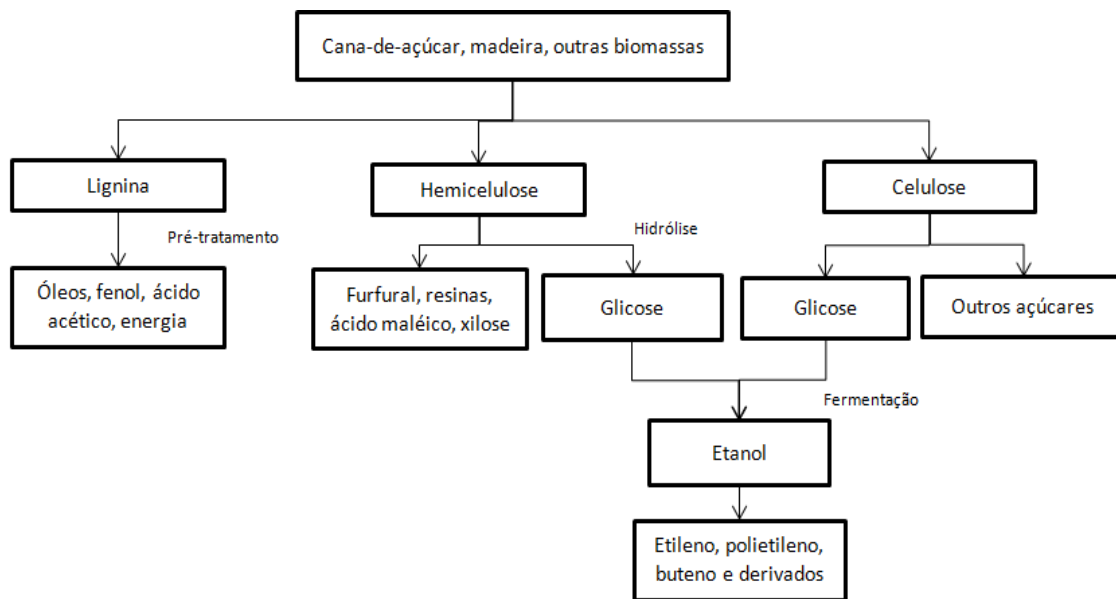


Figura 1: Exemplos de aplicação da biomassa para sua conversão a produtos de maior valor agregado

Algumas pesquisas visam melhorar o rendimento de obtenção da glicose e xilose a partir de biomassa lignocelulósica. Citam-se projetos de reatores de membrana (ANDRIC et al., 2010b ; Chang et al , 2010); de otimização das condições de operação, seja para hidrólise ou para fermentação (LIU et al , 2010). A integração de processos tem grande potencial e as

possíveis integrações são conhecidas como: hidrólise-fermentação simultâneo (HFS), sacarificação e fermentação separados (SSF) e, por fim, a DMC, ou Conversão Microbiana Direta (BALAT, 2011).

A hidrólise enzimática e fermentação podem ser executadas separadamente – Hidrólise e Fermentação em etapas distintas (SHF) – ou combinados em Sacarificação e Fermentação Simultâneas (SSF), a qual é apresentada na Figura 2. Alguns dos fatores estudados para reduzir o custo de produção incluem a utilização eficaz da matéria-prima, a alta produtividade enzimática por substrato utilizado, a alta concentração de etanol na alimentação de destilação, e também a integração das utilidades de processo como vapor, energia e insumos, a fim de reduzir o custo de capital e energia (GALBE, 2011).

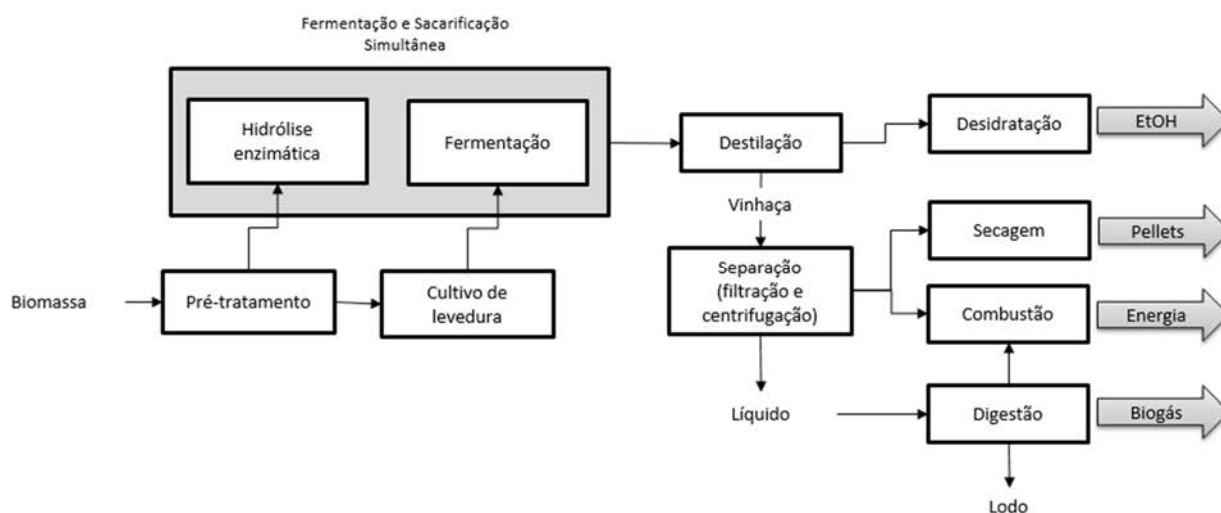


Figura 2: Representação esquemática de processo integrado lignocelulose-etanol e seus coprodutos

**Fonte: GALBE (2011) – adaptado**

Enquanto os estudos da viabilidade tecnológica têm sido explorados extensivamente para uma variedade de modelos de reatores, poucos estudos econômicos foram concluídos. Uma análise econômica incorporando a hidrólise, a concentração e a fermentação de biomassa pré-tratada é necessária para demonstrar a viabilidade das tecnologias estudadas (CHEN; QIU, 2010).

### 3.2 FERMENTAÇÃO EM ESTADO SÓLIDO

A fermentação em estado sólido (FES) pode ser definida como qualquer processo de fermentação que ocorre na ausência ou quase ausência de água livre, utilizando um substrato

natural, o qual por si só atua como fonte de carbono/energia, ou ainda, um substrato inerte que atue como suporte sólido (PANDEY,1999).

Este tipo de fermentação tem se destacado nos estudos para o aproveitamento de resíduos. Segundo MITCHELL; VON MEIEN; KRIEGER (1992), a FES pode ser empregada comercialmente em aplicações socioeconômicas, tais como a compostagem de resíduos, valorização de produtos lignocelulósicos e fibras alimentares; aplicações economicamente lucrativas, tais como, a produção de enzimas, ácidos orgânicos e alimentos fermentados.

A FES apresenta diversas vantagens devido a seus aspectos físico-químicos, especialmente sua reduzida atividade de água e ainda a formação de gradientes de temperatura, nutrientes e produtos. A atividade enzimática pode ser considerada o parâmetro de controle mais importante para finalizar a fermentação. A FES difere bastante da Fermentação submersa (FSm), relativamente à esporulação e produção de enzimas, assim como de metabólitos secundários, bem como no modo de mistura e difusão (VINIEGRA-GONZALEZ, 1997).

Segundo os autores Bramorski e Lu, Maddox e Brooks (1998), as vantagens da FES sobre a FSm são:

- O meio fermentativo é geralmente simples, consistindo de produtos agrícolas não refinados que podem conter todos os nutrientes necessários para o crescimento do microrganismo. Isto significa que o pré-tratamento pode ser apenas um cozimento com água para umidificar ou dilatar o substrato, ou ainda a moagem do substrato de forma a aumentar a acessibilidade aos nutrientes internos;
- Tratamento de efluentes e disposição de resíduos é geralmente simples ou minimizado. Geralmente todo o produto e co-produto são aproveitados, principalmente, se seu uso for direcionado à suplementação alimentar de animais;
- O custo de esterilização é reduzido, pois se aquece menos água;
- O espaço ocupado pelo equipamento de fermentação é pequeno, considerando-se o rendimento do produto. Utiliza-se menor quantidade de água e o substrato é concentrado;
- Torna-se possível a obtenção de esporos que são impossíveis de se obter em cultura submersa;
- Menor custo dos equipamentos;
- Exige menor demanda de energia;

As principais desvantagens da FES apontadas por Bramorski e Lu (1997) são:

- Os tipos de microrganismos mais usados são fungos e leveduras devido a condições do processo, como baixa concentração de água livre;
- Em operações de grande escala, o calor gerado pelo metabolismo microbiano deve ser removido, o que se torna mais difícil na FES que no processo submerso;
- A transferência de oxigênio entre as partículas do meio pode se tornar um problema, quando se utiliza granulometria do substrato muito elevada;
- Medidas de pH, O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> e cálculo de rendimento de produto são mais complexos;
- Controle de temperatura é crítico e, muitas vezes, é necessário controlar a composição da atmosfera no que diz respeito a O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> e outros metabólitos voláteis;
- Contrariamente à facilidade de operação da FES, a heterogeneidade da mistura dificulta o controle de crescimento microbiano e o controle de variáveis como agitação, aeração e concentração de nutrientes e produtos;
- Relativamente à produção de biomassa, fazem-na menor em FES.

### Bagaço e palha de cana-de-açúcar

Atualmente, devido à sua disponibilidade, os resíduos lignocelulósicos são mais comumente usados em fermentações em estado sólido. No Brasil, são gerados cerca de 100 milhões de toneladas de bagaço de cana por ano. Em torno de 50% desse montante é suficiente para satisfazer as exigências energéticas das indústrias de açúcar e etanol; o restante é estocado, sendo utilizado para acionamento da usina no início da safra subsequente (UNICA, 2013).

O bagaço da cana-de-açúcar (Figura 3) é um resíduo lignocelulósico composto de três tipos de polímeros, denominados celulose, hemicelulose e lignina, com forte interação entre si.

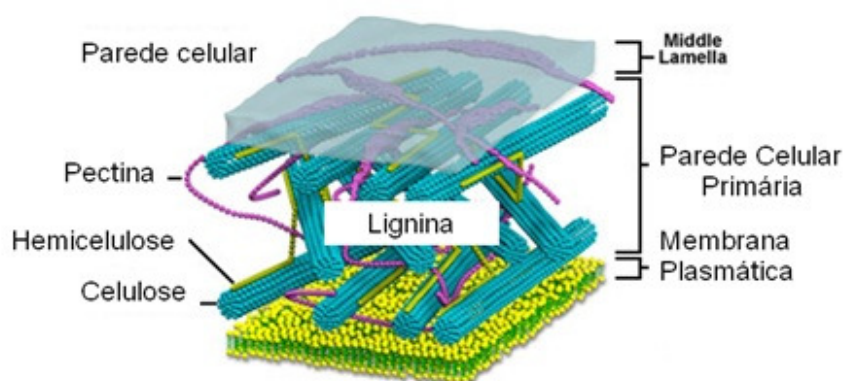


Figura 3: Componentes lignocelulósicos do bagaço de cana

Fonte: CRUZ (2011)

A hemicelulose e a celulose são as principais frações estruturais do bagaço de cana, representando uma fonte potencial de xilose e glicose, respectivamente. Porém, a obtenção desses açúcares requer a aplicação de técnicas que permitam a sua extração seletiva (SIMÕES, 2005).

A palha da cana-de-açúcar é outro subproduto do setor sucroalcooleiro que apresenta grande potencial de reutilização para fins biotecnológicos. Sua geração média é de 140 Kg por tonelada de cana-de-açúcar colhida (UNICA, 2008). Um comparativo entre a composição média do bagaço de cana e da palha é apresentado na Tabela 2.

**Tabela 2: Composição comparativa entre o bagaço de cana e a palha**

| <b>Componentes (w/v %)</b> | <b>Bagaço</b> | <b>Palha</b>       |
|----------------------------|---------------|--------------------|
| Celulose                   | 39,99         | 29,39              |
| Hemicelulose               | 21,82         | 31,38              |
| Lignina                    | 26,51         | 26,00              |
| Extratos/outros            | 7,41          | 12,65 <sup>1</sup> |
| Cinzas                     | 1,40          | 4,83               |
| Total                      | 97,14         | 104,24             |

<sup>1</sup> A composição do material extrativo não tratado, 12.65%, foi determinado após lavagem

Fonte: De Oliveira (2010)

Em termos energéticos, a palha tem elevado potencial calorífico e, assim como o bagaço, pode ser levada às caldeiras de leito fluidizado para queima como combustível para geração de vapor e energia (SAAD, 2010). Atualmente, cerca de 6% da palha é incorporada à cana-de-açúcar trazida pelo transporte agrícola até a indústria, algumas vezes na forma de fardos, como mostrado na Figura 4, o que reduz o custo de transporte (CENPES, 2012). Devido a fins agrônômicos, 50% da palha parcialmente retirada da cana devem permanecer no campo para conservação do solo (FERREIRA-LEITÃO, 2010).



Figura 4: Colheita, enfardamento e transporte de palha de cana-de-açúcar

## O farelo de trigo

O farelo de trigo é outro subproduto industrial com aplicações promissoras na FES. Ele é gerado a partir da moagem industrial de grãos de trigo, o qual possui abundante produção e disponibilidade. Na produção da farinha de trigo, 28% do grão não é aproveitado, originando o farelo de trigo. Ele é tradicionalmente destinado para alimentação animal e humana, mas considerando a sua composição e disponibilidade, pode servir como matéria-prima em uma biorrefinaria (CHERUBINI, 2010; JAVED et al., 2012).

Na Tabela 3 é apresentada a composição média do farelo de trigo, onde se observam elevados teores de proteína, amido e outros carboidratos.

**Tabela 3: Composição celulósica do farelo de trigo**

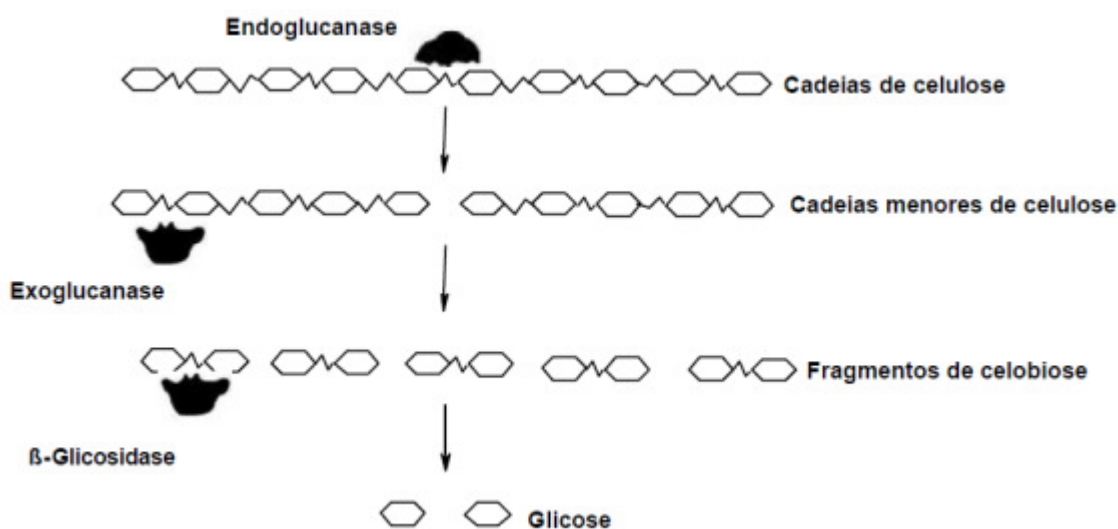
| <b>Composição química</b> | <b>%</b> |
|---------------------------|----------|
| Celulose                  | 7,57     |
| Proteína                  | 16,29    |
| Hemicelulose              | 31,19    |
| Lignina                   | 4,06     |
| Cinzas                    | 6,53     |

Fonte: BRIJWANI et al.(2010)

Por assim dizer, o farelo de trigo é considerado um substrato ideal para fermentação em estado sólido, devido às proporções dos conteúdos de carbono, nitrogênio e fósforo (Couri et al., 2000; Pandey et al., 1999; Brijwani et al., 2010). Este substrato é uma ótima fonte de nitrogênio devido ao seu conteúdo proteico, além de teores de sais minerais notadamente importantes para o crescimento de culturas fúngicas e produção de celulasas (Mandels et al., 1981).

### 3.3 ENZIMAS CELULOLÍTICAS

As celulasas compreendem um conjunto de enzimas capazes de hidrolisar a biomassa celulósica da planta. Elas consistem de três grupos, as endoglucanases, as exoglucanases e as glicosidases. A Figura 5 apresenta um diagrama da ação das celulasas sobre a molécula de celulose.

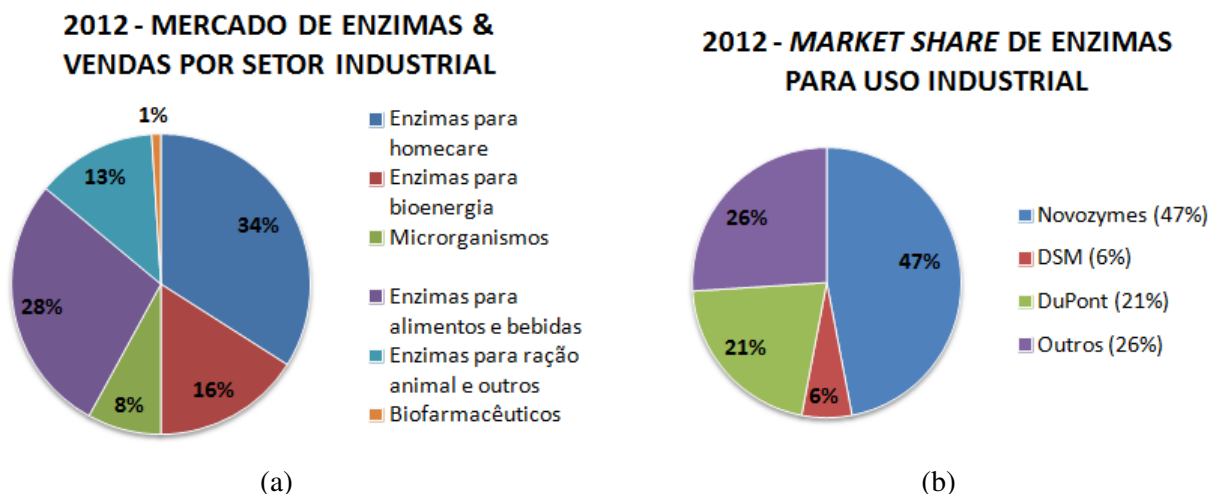


**Figura 5: Ação das celulasas sobre a molécula de celulose  
(modificado de WRIGHT et al., 1988)**

A atividade de celulasas é definida em termos de “*filter paper units*” (FPU) por volume de solução enzimática original. De acordo com a IUPAC, o valor arbitrário de 2,0 mg de açúcar redutor, na forma de glicose, a partir de 50 mg de papel de filtro (4% conversão) em 60 minutos, foi designado como interceptor da curva FPU/g. Porém, é importante lembrar que a atividade em *filter paper unit* (FPU) é definida somente em termos de conversão, uma vez que o rendimento em açúcares redutores não é uma função linear da quantidade de mistura enzimática utilizada no ensaio (ADNEY & BAKER, 2008). As atividades celulolíticas podem não refletir o potencial de desempenho de sacarificação e outras considerações devem ser feitas para avaliar a eficiência de hidrólise, tais como identificar possíveis inibidores e ações sinérgicas entre as diferentes celulasas (GHOSE, 1987).

Quanto ao seu uso comercial, o mercado mundial de enzimas industriais ficou imune à crise financeira global em 2008-2009 e cresceu 5% em 2012 em relação ao ano anterior. A demanda por enzimas nas economias desenvolvidas, como os EUA, Europa Ocidental, Japão e

Canadá, manteve-se relativamente estável durante os últimos tempos, enquanto que as economias em desenvolvimento da Ásia-Pacífico, Oriente Médio e África surgiram como os mercados consumidores de maior crescimento, sobretudo no mercado de enzimas para alimentos e bebidas (Figura 6a).



**Figura 6: (a) Principais aplicações de enzimas industriais (b) Oligopólio do mercado de enzimas no mundo**

**Fonte: Novozymes (2012)**

Os EUA e a Europa comandam uma importante quota do mercado oligopolista mundial de enzimas industriais, com três grandes fornecedores, como mostrado na Figura 6b, contribuindo com participação majoritária das vendas globais (NOVOZYMES REPORT, 2012).

As proteases constituem o maior segmento de produto no mercado de enzimas industriais, sendo as carbohidrases e lípases o segmento que apresenta mais rápido crescimento, com cerca de 70% de participação do mercado atual. Nos próximos anos, espera-se que, para a produção de bioetanol celulósico e outros produtos químicos derivados da celulose, as celulases também se tornem parte importante do grupo de enzimas com aplicação industrial (GREINER, 2013; BEDFORD, 2010).

Os valores praticados no mercado de celulases são variáveis e não claramente determinados. Alguns estudos apontam preços em termos de massa, outras expressas em volume de extrato, outras por unidade de bioetanol e com menor frequência em função de sua atividade enzimática, como pode ser exemplificado pela Tabela 4.

**Tabela 4: Preço de custo das celulasas segundo diferentes produtores**

| Autores                           | Preço |                  |
|-----------------------------------|-------|------------------|
|                                   | Valor | Unidade          |
| HEINZLE (2006) <sup>1</sup>       | 16,20 | US\$/kg          |
| ZHUANG et al. (2007) <sup>2</sup> | 15,67 | US\$/kg          |
| LYND et al (2008)                 | 0,08  | US\$/L EtOH      |
| VINTILA (2009)                    | 16,00 | US\$/100.000 FPU |
| LIMA (2010)                       | 6,00  | US\$/100.000 FPU |
| KLEIN-MARCUSCHAMER et al.(2010)   | 0,09  | US\$/L EtOH      |
| CTBE (2011) <sup>3</sup>          | 0,11  | US\$/L EtOH      |
| NOVOZYMES (2014) <sup>4</sup>     | 0,22  | US\$/ml          |

<sup>1</sup> Preço de custo da celulase obtida por fermentação submersa e uso de *T. reesei*

<sup>2</sup> Preço de custo de celulasas por fermentação submersa utilizando bactéria *C. thermocellum*

<sup>3</sup> Estimativa de preço de custo segundo trabalho realizado entre Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Bioetanol (CTBE) e Centro Nacional de Pesquisas em Energia e Materiais (CNPEM)

<sup>4</sup> *Celluclast*: preço de venda do frasco de volume 100 mL de preparo líquido extraído do NCBE(2014)

A tecnologia de produção empregada, o tipo de substrato e as variações de escala são algumas das razões das diferenças entre os preços praticados no mercado de celulasas. Segundo Klein-Marcuschamer (2011) a inconsistência nos custos da enzima para aplicações em biocombustíveis dificulta análises técnico-econômicas mais robustas dos processos de produção.

### 3.4 ENGENHARIA ECONÔMICA

A engenharia econômica requer o entendimento das ciências fundamentais e do conhecimento técnico industrial com a finalidade de realizar algo que seja benéfico à sociedade. Para isso, são feitas análises econômicas de novos projetos, as quais avaliam a possibilidade ou não de realizar o investimento com base em aspectos técnico-econômicos.

Existem diferentes tipos de estimativa do capital de investimento para um projeto (PETERS; TIMMERHAUS; WEST, 2002). Elas podem variar desde a estimativa baseada em pouca informação (*pré-design*), até uma estimativa detalhada em desenhos e especificações completas do projeto, o que, conseqüentemente afeta a precisão do valor total de investimento. Comumente, são utilizados três critérios para avaliação e aprovação de um projeto. São eles:

- Critérios financeiros: disponibilidade de recursos;

- Critérios econômicos: rentabilidade do investimento;
- Critérios imponderáveis: fatores não convertidos em dinheiro

Os critérios econômicos e financeiros são geralmente os mais aplicados por englobarem indicadores úteis na tomada de decisão. Para um novo processo, os desempenhos econômicos previstos *versus* reais podem ser medidos por meio de critérios expressos por funções Lucro e Custo.

Outros termos importantes no critério citado são o imposto de renda e a taxa de risco, os quais variam em função do tipo de empreendimento. Em geral, os valores adotados quando não se conhece o tipo de empreendimento são 35% para imposto de renda e 15% para a taxa de risco (HAPPEL, 1975).

### 3.4.1 Investimento Fixo

Antes que uma planta industrial seja posta em operação, um montante considerável de dinheiro deve ser empregado para compra e instalação dos equipamentos e máquinas necessários. Todos os itens envolvidos na operação da planta devem ser estimados nesta etapa inicial. O capital necessário para compra de todos os equipamentos e instalações de processo é chamado de Investimento Fixo. O levantamento deste custo inicial pode ser subdividido pelos custos diretos e custos indiretos.

Os custos diretos incluem os recursos necessários para aquisição de equipamentos, tubulações, instrumentação, isolamento, bombas, válvulas e acessórios, por exemplo. Por sua vez, os custos indiretos incluem o dinheiro empregado para montagem das instalações, bases civis e fundações, além dos gastos com a engenharia, assessoria e supervisão do empreendimento. Os custos diretos somados aos custos indiretos também pode receber o nome de CAPEX ou *Capital Expenditure* (HEINZLE, 2006) A Tabela 5 mostra a composição geral do CAPEX com os principais índices utilizados em plantas químicas industriais.

**Tabela 5: Composição do CAPEX e seus índices**

|                                                 | <b>Índices</b>        |
|-------------------------------------------------|-----------------------|
| Custos diretos                                  | <i>X</i>              |
| Equipamentos                                    | <i>Ci</i>             |
| Material para interligações                     | <i>Cj</i>             |
| Prédios / instalações                           | -                     |
| Custos indiretos                                | <i>Y</i>              |
| Controle e automação                            | <i>10% Ci</i>         |
| Montagens e interligações                       | <i>10% Ci</i>         |
| Obra civil                                      | <i>5% Ci</i>          |
| Engenharia e supervisão                         | <i>15% Ci</i>         |
| Outros Custos                                   | <i>Z</i>              |
| Contratos                                       | -                     |
| Contingência                                    | <i>20%(Ci+Cj)</i>     |
| Capital de Giro                                 | <i>20%CF</i>          |
| Investimento Total (CF) - C direto + C indireto | <i>X + Y + Z = CF</i> |

### Capital de giro

O capital de giro é o montante necessário para manter a empresa em funcionamento, não somente, mas também durante as interrupções ocasionais da produção. O capital de giro, para uma planta industrial, consiste no valor total investido em matérias-primas, insumos, produtos acabados em estoque, produtos semi-acabados em vias de serem fabricados e contas a receber, além do valor de caixa disponível para pagamentos mensais de despesas operacionais, tais como salários, contas a pagar e impostos. O índice de capital de giro para investimento varia de acordo com as diferentes empresas. Em sua maioria, as indústrias químicas utilizam um montante inicial de 10 a 20 por cento do investimento total como capital de giro (PETERS, 2002).

Fundos de financiamento às inovações, como FINAME e BNDES são alternativas à obtenção de créditos para investimento. Os limites de crédito são estabelecidos segundo critérios setoriais e parâmetros de avaliação de risco, visando a uma maior agilidade na tramitação de projetos de pequeno, médio e grande porte a serem implementados. O custo financeiro dos financiamentos concedidos – os quais podem chegar a R\$ 1 milhão – é composto da taxa de juros de longo prazo (TJLP) mais *spread*<sup>3</sup> definido em função do produto nas políticas operacionais de cada setor (KASSAI, 2000; CORTEZ, 2010).

<sup>3</sup> Refere-se à diferença entre o que o banco paga ao tomar um empréstimo e o que ele cobra ao conceder um empréstimo.

### 3.4.2 Custos Operacionais

Os custos operacionais ou custos variáveis representam os gastos periódicos necessários para manter em funcionamento o processo industrial. Para tal, utiliza-se o termo OPEX (*Operational expenditure*), o qual diz respeito ao custo associado à manutenção dos equipamentos e aos gastos de consumíveis, energia elétrica, vapor, insumos, mão de obra, todos necessários à produção e ao funcionamento normal da planta. No caso do custo de manutenção, geralmente seu cálculo é feito por meio de fator sobre o valor do Capital Fixo do Investimento (CF) ao ano. Segundo PETERS (2002):

$$C_{MANUT} = 0,08 * CF \quad (3.1)$$

Há ainda custos agregados, os quais podem complementar o OPEX. Estes custos estão relacionados aos gastos com impostos, seguros, aluguéis de terceiros, juros sobre movimentações financeiras, além de valor gasto com Pesquisa e Desenvolvimento. A Tabela 6 apresenta a composição geral dos custos operacionais (OPEX), onde se verifica que o custo de manufatura corresponde à soma dos custos variáveis e os impostos, taxas e encargos inclusos no desenvolvimento do empreendimento..

**Tabela 6: Composição do OPEX e seus índices**

|                                               | Índices       |
|-----------------------------------------------|---------------|
| Custos variáveis                              | V             |
| <i> Materiais</i>                             |               |
| Matérias-primas                               | -             |
| Insumos                                       | -             |
| <i> Utilidades</i>                            | U             |
| Energia elétrica                              | -             |
| Vapor / resfriamento                          | -             |
| Tratamento de efluentes/resíduos sólidos      | -             |
| Mão de obra                                   | -             |
| Manutenção                                    | 8% CF         |
| Impostos + taxas + encargos                   | I             |
| Custo de manufatura ( C variáveis + impostos) | V + U + I = W |

Estão inclusos ainda o custo necessário ao tratamento de efluentes e também do tratamento e disposição de resíduos sólidos que forem gerados no processo industrial.

### 3.5 MÉTODOS DE ANÁLISE DE INVESTIMENTO

#### 3.5.1 Fluxo de caixa

O fluxo de caixa é um instrumento de gestão financeira que projeta para períodos futuros todas as entradas e saídas de recursos financeiros da empresa, indicando como será o saldo de caixa para o período projetado (SEBRAE, 2011). Com as informações do fluxo de caixa, é possível elaborar a estrutura gerencial do projeto, a análise de sensibilidade, a rentabilidade e o prazo de retorno do investimento.

#### 3.5.2 Retorno sobre Investimento (R.O.I)

O retorno sobre investimento (ROI, em inglês *return on investment*), é a receita líquida anual esperada dividida pelo capital total investido, expresso em porcentagem. Esta é a porcentagem de retorno que os investidores podem esperar para eventualmente obterem seu lucro.

Para este método, a depreciação é considerada uma despesa, isto é, valor da depreciação é subtraído anualmente do lucro. Ao final do funcionamento da planta, este montante é recuperado pelos acionistas. O valor da depreciação geralmente pode ser aplicado em um fundo ou investido em outras fontes.

Um valor aceitável para o ROI deve ser em torno de 15% para taxas pós-fixadas e de 30% para taxas pré-fixadas. Estes valores podem ser maiores se o investimento envolve altos riscos.

#### 3.5.3 Valor Presente Líquido (VPL)

O Valor Presente Líquido (VPL) é a soma algébrica de todos os fluxos de caixa descontados para o instante presente ( $t=0$ ) a uma dada taxa de juros. Independentemente da fonte, os dados adquiridos publicados devem sempre ser corrigidos para o índice atual, pelo método do valor presente líquido:

$$VPL = \sum_{j=1}^n \frac{A_j}{(1+i)^j} \quad (3.2)$$

onde “A” é o valor anual de caixa, “j” é o período do fluxo de caixa líquido, “i” é a taxa de juros assumida e “n” é o tempo de vida esperado do projeto.

Considerando-se uma só alternativa de investimento, dada uma taxa de desconto i, utilizada pela empresa ou setor, tem-se:

Se  $VPL > 0$ , a alternativa é viável economicamente

Se  $VPL < 0$ , a alternativa é inviável economicamente

Se  $VPL = 0$ , é indiferente investir ou não, mas ela é ainda viável.

O VPL é uma boa medida da rentabilidade de um projeto. Ele pode ser usado para comparar alternativas. Neste caso, o maior VPL seria a melhor alternativa entre dois ou mais empreendimentos (BAASEL, 1990).

### 3.5.4 Taxa Interna de Retorno (TIR)

A Taxa Interna de Retorno (TIR) é um índice relativo que mede a rentabilidade do investimento por unidade de tempo, necessitando para isso que haja receitas envolvidas assim como investimentos.

Define-se matematicamente como o valor da taxa de desconto que anula o Valor Presente Líquido da equação 3.2. Portanto, no caso onde  $VPL = 0$ , a taxa de desconto “i” será referida como Taxa Interna de Retorno. A depreciação costuma ser considerada como despesa neste cálculo, isto é, um montante em dinheiro subtraído das receitas.

Valores em torno de 15 a 30% são taxas esperadas para investimentos industriais. Quando mais elevados, há grande risco envolvido no empreendimento (BAASEL, 1990).

### 3.5.5 Tempo de retorno (*Payback*)

O *payback* é um indicador de referência utilizado para julgar a atratividade relativa de opções de investimento. De forma geral, quanto mais alongado o prazo de recuperação do investimento, ou *payback*, menos interessante ele se torna para o empreendedor.

O *payback* varia de acordo com o tipo de projeto e tecnologia empregada. A rentabilidade do *payback*,  $R_p$ , pode ser calculada de acordo com o número de anos necessários para que o investimento seja recuperado como:

$$R_p = t \text{ quando } \sum_0^t \text{FluxoCaixa} = I_0 \quad (3.3)$$

onde  $I_0$  é o investimento inicial realizado.

Este método é útil como complemento da análise de risco dos projetos (KASSAI et al, 2000). O custo da área do empreendimento e o capital de giro não são inclusos neste cálculo, pois estes itens poderiam sempre ser liquidados pelos seus custos iniciais. Neste caso, a depreciação não é incluída nas despesas (BAASEL, 1990).

Lima (2011) obteve o *payback* de 9 anos para investimento em fábrica de celulases por fermentação em estado sólido.

### 3.5.6 Análise de sensibilidade

Os fluxos de caixa são elaborados a partir da projeção de valores mais prováveis. Entretanto, na previsão de valores sempre haverá uma incerteza. Os fatores que levam a esta incerteza geralmente são fatores econômicos relacionados aos preços de matéria-prima e equipamentos; fatores financeiros relacionados a insuficiência de capital; fatores técnicos relacionados a inadequabilidade da tecnologia empregada; e também fatores políticos e institucionais diversos (OLIVEIRA, 1982).

Para se avaliar investimentos em condições de incerteza, o método mais utilizado é a Análise de Sensibilidade. São observadas as sensibilidades de valores como VPL, taxa interna de retorno, além de vida útil, receitas e preços, entre outros. São analisados diferentes comportamentos no resultado econômico através da variação de fatores do empreendimento, como, por exemplo, o preço final do produto e a quantidade mínima a ser produzida para que o investimento se torne viável (CASAROTTO, 2000).

### 3.5.7 Custo de oportunidade

O custo de oportunidade é o termo utilizado para indicar o custo de algo em termos de uma oportunidade renunciada. É uma análise a partir de várias alternativas possíveis de decisão, quanto aos benefícios a serem obtidos em relação à forma de uso dos recursos correspondentes (LOPO et al., 2001).

Pereira et al (1990) também definem o custo de oportunidade como o valor do fator de produção em qualquer uso que lhe foi dado, sendo tal custo de oportunidade a renda líquida gerada pelo fator de produção em seu melhor uso alternativo. Este conceito pressupõe alternativa viável e, portanto, existente para o empresário ou investidor.

### 3.6 UNIDADE DE DESENVOLVIMENTO DE PROCESSO (UDP)

O projeto da usina deve se basear em dados precisos e consistentes, se possível em um banco de dados confiável. No entanto, como ainda são escassas as plantas industriais em operação que produzem etanol a partir de materiais lignocelulósicos, todas as estimativas devem ser baseadas em dados de laboratório ou planta-piloto (GALBE et al., 2011).

Na Tabela 7 são apresentados os principais parâmetros que reduzem os custos da produção de enzimas e do etanol, segundo análise de Viikari (2012).

**Tabela 7: Principais fatores do custo de produção do etanol celulósico através da rota enzimática**

| <b>Redução por unidade de enzima</b>                         | <b>Redução por unidade de açúcar</b>                   | <b>Redução por unidade de etanol</b> |
|--------------------------------------------------------------|--------------------------------------------------------|--------------------------------------|
| Melhor produção volumétrica de enzimas                       | Pré-tratamento e acessibilidade da matéria-prima       | Rendimento da matéria-prima          |
| Atividade específica elevada                                 | Celulases mais sinérgicas                              | Produtividade elevada                |
| Baixa inibição pelo produto final                            | Enzimas acessórias                                     | Concepção de novos processos         |
| Ligação estereoespecífica otimizada entre enzima e substrato | Redução da quantidade de enzima adicionada ao processo |                                      |
| Configuração otimizada da planta                             |                                                        |                                      |

Fonte: (VIKARI et al., 2012)

A interação necessária entre estes principais parâmetros no desenvolvimento de um novo processo deve ser levada em consideração no momento de sua concepção. Os procedimentos genéricos e as novas ideias encontradas em escalas laboratoriais para volumes de até 1(l) litro, necessitam ser avaliados, posteriormente, em uma escala maior (10-100 L), denominada Unidade de Desenvolvimento de Processo (UDP). A Figura 7 mostra estas interações nos diferentes níveis de escala.



**Figura 7: Interação entre os vários níveis de escala**

Fonte: GALBE et al. (2011) adaptado

Nesta escala, é relativamente fácil modificar um conceito de processo, uma vez que as várias unidades não precisam estar fisicamente ligadas umas às outras. Além disso, o *upscaling* da escala piloto é necessário para obter parâmetros operacionais, avaliar propriedades de transporte e observar o comportamento de materiais em várias etapas da planta semiindustrial. O desenho final do processo é estabelecido após a interação e *downstream* entre o laboratório, a UDP e a escala piloto. A empresa Dedini, por exemplo, utilizou a tecnologia Organosolv<sup>4</sup>, com intuito de extrair a lignina do bagaço de cana e hidrolisar a celulose. Para isso, eles montaram a UDP com capacidade equivalente a 5.000 litros de etanol por dia (SOARES;ROSSELL, 2007).

Em usinas, algumas utilidades de processo como vapor, energia elétrica produzida, água, matéria-prima e até mesmo mão-de-obra especializada são recursos disponíveis que podem ser transpostos para o novo projeto da planta-piloto. Para exemplificar esta integração, o fluxograma da Figura 8 representa o processo produtivo da UDP na usina sucroenergética incluindo a interligação energética das plantas e de suas utilidades de processo. Inicialmente, tem-se o Processo Consolidado, isto é, a infraestrutura já existente no local. A Planta Anexa consiste no conjunto de etapas para produção das enzimas celulolíticas. O terceiro processo, denominado Pré-tratamento/Fermentação/Destilação, corresponderia à etapa final, na qual se obtém o etanol de segunda geração. Por razões técnicas e de forma a simplificar, não serão tratados detalhes de estudo econômico desta terceira etapa.

<sup>4</sup> Processo da indústria de papel e celulose destinado a extração da lignina e hemicelulose utilizando solvente orgânico a base de acetona/água ou etanol/água.

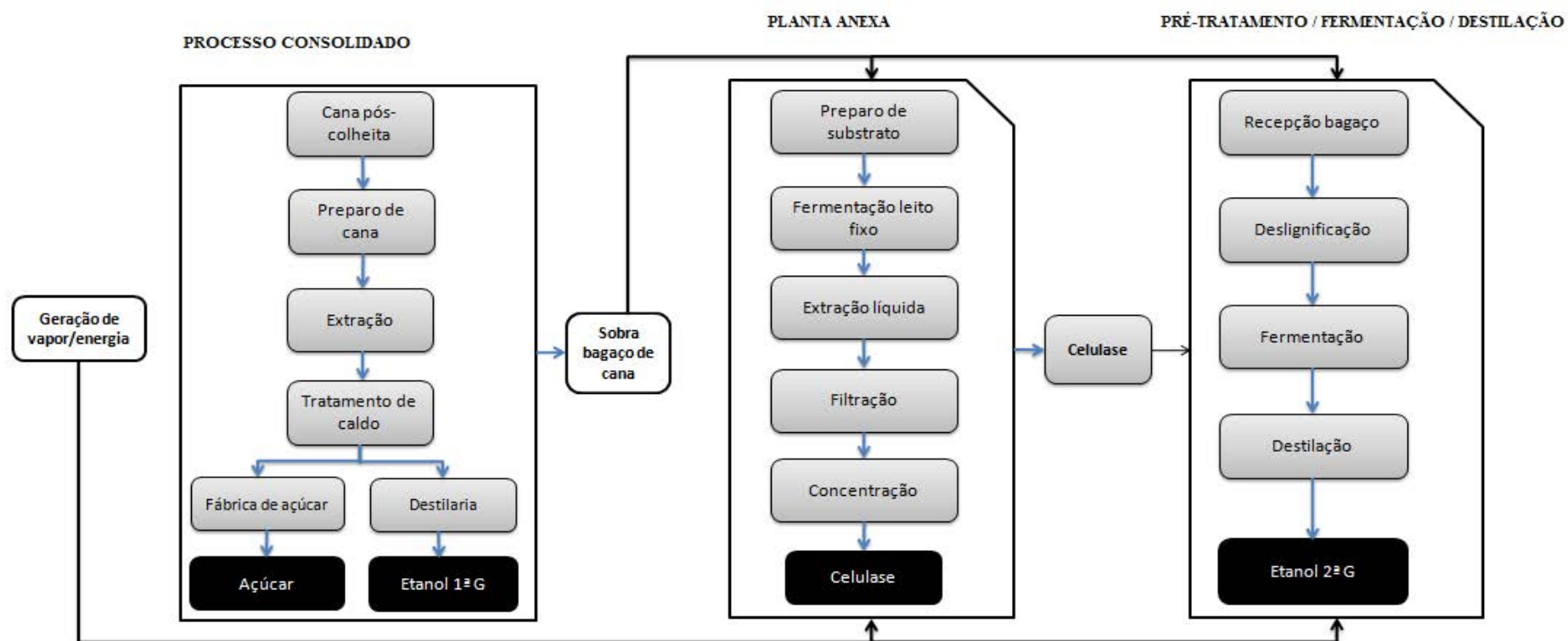


Figura 8: Fluxograma esquemático da integração do processo da planta produtora de enzimas anexa à planta industrial

## 4 METODOLOGIA

Este trabalho não envolve etapas experimentais. As informações necessárias à estimativa de custo das enzimas bem como às condições de processo para a produção das enzimas foram extraídas de trabalhos do Grupo de Bioenergia e Meio Ambiente do IBILCE/UNESP. Alguns dados técnicos relacionados ao funcionamento de usina sucroenergética foram baseados em conhecimentos obtidos pelo autor durante sua vivência profissional na área.

### 4.1 ESTUDO DE CASO

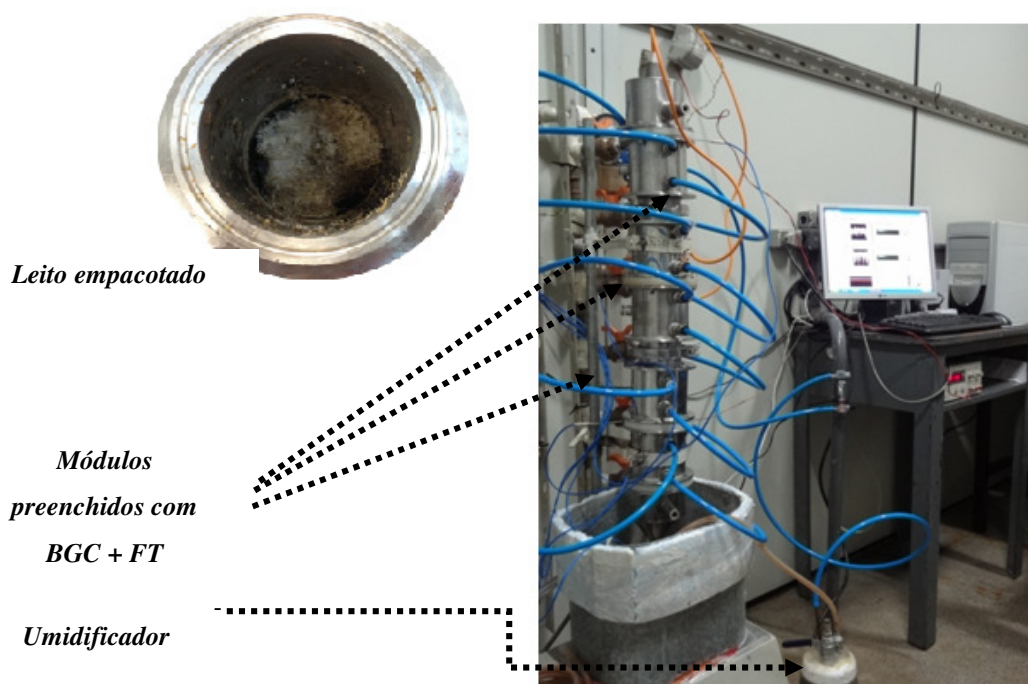
Foi tomado como base deste estudo de caso, os ensaios fermentativos realizados em escala de bancada com biorreatores de leito fixo por fermentação em estado sólido (FES) pela equipe de laboratório de Bioprocessos do Departamento de Engenharia e Tecnologia de Alimentos do IBILCE/UNESP.

#### **Biorreator e condições de operação**

O bagaço de cana de açúcar é cedido pela Usina Vale, de Onda Verde - SP. O farelo de trigo, normalmente é adquirido em sacos de 40 Kg no comércio local. O substrato e o farelo de trigo são mantidos na proporção 7:3, seguindo-se recomendação de Zanelato (2011).

O fungo utilizado é o *Myceliophthora thermophila* I1-D3b, isolado pela pesquisadora Daniela Alonso Bocchini Martins, do IQ/UNESP – Araraquara, em pilhas de bagaço de cana-de-açúcar na Usina Guarani de Olímpia – SP. Esta cepa faz parte da coleção do Laboratório de Bioquímica e Microbiologia Aplicada do IBILCE/UNESP. As cepas do fungo são mantidas em tubo de ensaio contendo Agar Sabouraud Dextrose, submersas em óleo mineral e mantidos a 5°C. Para utilização, a cultura do *M. thermophila* é repicada em erlenmeyers contendo Agar inclinado, e mantida para crescimento em câmara BOD a 45°C por 48 horas. Previamente, a solução nutriente preparada com sais de fósforo, potássio e nitrogênio é esterilizada. Na etapa de inoculação, é feita uma suspensão dos esporos com a solução nutriente e em seguida inoculada no substrato formado por bagaço de cana e farelo de trigo.

Enzimas celulolíticas já foram sintetizadas em biorreatores de leito fixo de parede encamisada com 7,62 e 20,0 cm de diâmetro, e até 2 m de comprimento, com resultados similares de atividade enzimática, dando mostras da viabilidade técnica de se ampliar a escala de produção das enzimas (ZANELATO ET AL., 2012; CASCIATORI, 2014). A Figura 9 apresenta uma imagem do biorreator.



**Figura 9: Biorreator em módulos em escala piloto com sistemas de controle**

A descrição do equipamento completo pode ser encontrada em Zanelato (2011), Zanelato e colaboradores (2012) e Casciatori (2014). Basicamente, o ar é fornecido por um compressor radial e filtrado para remoção de impurezas por filtro cerâmico e sua vazão monitorada através de rotâmetro. O ar é saturado com água, fazendo-o percolar colunas de recheio empacotadas com esferas de vidros e preenchidas com água. O umidificador encontra-se imerso em banho termostático, com temperatura controlada, ideal para a fermentação a 45°C. Água circula na camisa de refrigeração do biorreator também na temperatura ideal do processo. Os principais parâmetros operacionais estão apresentados na Tabela 8.

**Tabela 8: Parâmetros operacionais do biorreator em escala industrial**

| Parâmetros           | Valor                                   |
|----------------------|-----------------------------------------|
| BGC: FT              | 7:3                                     |
| Umidade              | 75% (b.u.)                              |
| Temperatura          | 45°C                                    |
| Tempo de fermentação | 96h                                     |
| Densidade do leito   | 330 Kg/m <sup>3</sup>                   |
| Taxa de aeração      | 267 L.h <sup>-1</sup> .Kg <sup>-1</sup> |

Após o período de incubação, o material fermentado é retirado do biorreator conforme mostra Figura 10, e realiza-se a extração líquida das enzimas com adição de água destilada na proporção de 20mL por grama de substrato seco. O meio cultivado é filtrado em peneira ou tela de tecido para retenção de impurezas mais grosseiras.

**Figura 10: Aspecto do substrato (bagaço de cana+farelo de trigo in natura) após 96 horas de fermentação**

## 4.2 ESCALA INDUSTRIAL

Para o projeto em questão, adotou-se como usina modelo a Usina Vale, de Onda Verde-SP, que processa, em média, 1,5 milhão de toneladas de cana-de-açúcar por safra, produzindo açúcar e etanol, o que a caracteriza como usina de porte médio. Na Tabela 9 estão apresentados dados gerais de processamento. O bagaço de cana é obtido através de extração por moendas, com umidade de 50% (b.u).

**Tabela 9: Parâmetros gerais da Premissa do Projeto**

|                                              | <b>Em toneladas/safra</b> |
|----------------------------------------------|---------------------------|
| Processamento de cana-de-açúcar              | 1.500.000                 |
| Produção de bagaço-de-cana <sup>1</sup>      | 420.000                   |
| Produção de bagaço-de-cana seco <sup>2</sup> | 210.000                   |

<sup>1</sup> Considerando 280 Kg bagaço/ton cana

<sup>2</sup> Umidade do bagaço: 50% b.u

Do total de bagaço de cana produzido, costuma-se destinar de 15 a 20% à reserva energética, biomassa essencial para o *start-up* da usina em todo início de safra. Ainda, a parte a ser destinada às plantas de produção de celulases e à de etanol de segunda geração dependem da eficiência energética da planta industrial. Adotou-se, para o consumo de vapor da usina, um valor de 420 Kg vapor/ton cana, baseado no seu balanço de massa e energia. As caldeiras produzem cerca de 2,1 ton vapor/ton bagaço queimado, sendo possível calcular o total de bagaço destinado ao funcionamento da planta para produção de açúcar e etanol convencional, o qual corresponde a 70% do total de bagaço gerado na safra.

As duas informações acima perfazem um total entre 85 e 90% do bagaço gerado. Para o etanol de 2ª geração, o objetivo é converter parte do bagaço excedente em etanol, sem que prejudique o funcionamento normal da planta nem afete a produção de energia elétrica destinada à exportação para rede local. Portanto, haverá cerca de 10 a 15% de bagaço disponível a ser hidrolisado, correspondendo a 42.000 - 63.000 toneladas de bagaço úmido por safra.

#### **4.2.1 Balanço de massa**

Com base na capacidade de moagem de cana-de-açúcar da usina modelo, foi determinada a disponibilidade de substrato, a partir da qual realizou-se o balanço de massa. O processo fermentativo global tem duração média de 5 dias, com 96 horas de fermentação e o restante do tempo é requerido para esterilização, carregamento e descarregamento dos fermentadores e extração das enzimas. O fungo termófilo será previamente cultivado e nos tanques de inoculação se fará a suspensão de esporos. A suspensão é feita com a solução nutriente balanceada adquirida por empresas fornecedoras de insumos e esterilizada. Em seguida, no biorreator, é adicionada a solução nutriente com suspensão de esporos ao substrato preparado com bagaço de cana e farelo de trigo, anteriormente esterilizados.

Do total de bagaço de cana disponível para a produção de etanol de segunda geração, serão feitas 3 simulações (5%, 10% e 15%) deste montante. Estas quantidades são destinadas à

composição do substrato para produção de celulases de origem fúngica e o restante sofrerá pré-tratamento para a conversão da celulose em açúcares fermentescíveis. O balanço material para a produção das enzimas será realizado a partir da etapa central, isto é, a biorreação. A dimensão do biorreator pode variar entre 5 até 50 m<sup>3</sup> (LIMA, 2011) e a escolha dependerá basicamente do volume de bagaço a ser processado, bem como do planejamento de produção anual. Na Figura 11 está indicado o balanço material no biorreator.



**Figura 11: Balanço material do biorreator**

BGC: bagaço de cana; FT: farelo de trigo

A massa de água a ser adicionada inicialmente para obter o substrato com 75% umidade conforme condição ideal é determinada segundo a equação:

$$m_{\text{água}} = \frac{U_f m_s - [U_{BGC} * m_{BGC} + U_{FT} * m_{FT}]}{1 - U_f} \quad (4.0)$$

sendo,

$U_f$ : umidade final desejada do substrato

$m_s$ : massa total do substrato

$U_{BGC}$ : umidade inicial do bagaço de cana in natura

$U_{FT}$ : umidade inicial do farelo de trigo in natura

$m_{FT}$ : massa do farelo de trigo

$m_{BGC}$ : massa do bagaço de cana

A base de cálculo adotada corresponde a uma safra.

$$Safra = 240 \text{ dias} \quad (4.1)$$

Os processos industriais são dependentes do processo agrícola. Portanto, para facilitar a gestão operacional será garantida a eficiência de funcionamento da planta no mesmo período do funcionamento agroindustrial, isto é, o tempo de aproveitamento médio igual a 85%.

$$\text{Horas efetivas} = \text{Dias de safra} * 24 * 0,85 \quad (4.2)$$

O bagaço de cana total produzido ( $BGC_{tot}$ ) na safra é calculado por:

$$BGC_{tot} = 0,28 * \text{Cana processada} \quad (4.3)$$

Do total deste bagaço gerado, parte deve ser deixada como reserva para reinício de safra.

$$\text{Reserva BGC} = 0,15 * BGC_{tot} \quad (4.4)$$

O bagaço de cana destinado à produção de enzimas e conversão em etanol de segunda geração dependerá de sua disponibilidade. Para não haver concorrência com os demais produtos (açúcar, etanol e energia), definiu-se como bagaço para planta de enzimas ( $BGC_{\text{planta enzima}}$ ) como:

$$BGC_{gerado} - \text{Reserva}_{BGC} - \text{Consumo}_{BGC \text{ usina}} = BGC_{EtOH \ 2G} \quad (4.5)$$

$$BGC_{\text{planta enzima}} = Z_i * BGC_{hidrólise} \quad (4.6)$$

$Z_i$  pode ser 5, 10 ou 15%.

Tomando como base experimental a atividade enzimática média obtida em planta, pode-se ter:

$$\text{Atividade total} = \text{Substrato}_{BGC+FT} * \text{atividade} \left( \frac{FPU}{g} \right) \quad (4.7)$$

Adotando-se o volume de extração empregado por Zanelato (2011):

$$\text{Volume}_{H_2O \ ext} = 20 * \text{Substrato}_{BGC+FT} \quad (4.8)$$

Deste volume total gerado, as etapas de filtração e concentração permitem uma redução de 70% v/v do extrato (RIBEIRO, 2008). Os custos das etapas de pré-tratamento, hidrólise e conversão não fazem parte deste estudo, além de também não ser considerada a receita do etanol.

#### 4.2.2 Estimativa dos custos fixos

A lista dos equipamentos, acessórios e utilidades de processo bem como seus índices econômicos estão apresentados na Tabela 10.

**Tabela 10: Especificações dos equipamentos e seu custo**

|    | <b>Descrição</b>                                        | <b>Material construtivo</b> | <b>Custo estimado</b>         |
|----|---------------------------------------------------------|-----------------------------|-------------------------------|
| 1  | Tanque armazenamento matéria-prima                      | Aço carbono                 | <i>Cost Estimator</i>         |
| 2  | Tanque armazenamento do produto final                   | Aço carbono                 | <i>Cost Estimator</i>         |
| 3  | Compressores                                            | -                           | <i>Cost Estimator</i>         |
| 4  | Misturador                                              | Aço carbono                 | <i>Cost Estimator</i>         |
| 5  | Tanque de inoculação                                    | Aço inox 316                | <i>Cost Estimator</i>         |
| 6  | Biorreator principal                                    | Aço inox 316                | <i>Cost Estimator</i>         |
| 7  | Sistema de umidificação de ar                           | -                           | <i>Cost Estimator</i>         |
| 8  | Sistema de Aquecimento (aquecedores de ar / biorreator) | -                           | <i>Cost Estimator</i>         |
| 9  | Centrífuga de separação                                 | -                           | <i>Cost Estimator</i>         |
| 10 | Ultrafiltro                                             | -                           | <i>Cost Estimator</i>         |
| 11 | Sistema CIP-Clean in Place (corrente vapor de escape)   | Tubulação de aço inox       | 18 R\$/m                      |
| 12 | Correias transportadoras 16"                            | Inox e borracha             | 3.500 R\$/m                   |
| 13 | Instrumentação e painéis                                |                             | 10% custo Equipamentos        |
| 14 | Interligações / tubulações / válvulas / empreiteiras    |                             | 10% custo equipamentos        |
| 15 | Fundação e bases civis                                  |                             | 5% custo equipamentos         |
| 16 | Custos administrativos com engenharia e assessoria      |                             | 15% custo equipamentos        |
| 17 | Contingência                                            |                             | 20% do custo dos equipamentos |

**Nota:** Índices 13,14,16 e 17 retirados de PETERS et al. (2002). Os demais índices foram assumidos com base em valores comerciais praticados pelo mercado.

O custo dos equipamentos foi estimado através do *software* livre *Cost Estimator* desenvolvido pela Universidade do Colorado (EUA). O software fornece os custos de equipamentos de valores referentes ao ano de 2002. O indexador de preços para projetos de engenharia *Chemical Engineering* (CE index) é muito útil para atualização de valores de equipamentos. O valor referente para 2002 é CE = 390,4. Para atualizar os valores é necessário buscar o CE índice mais próximo da data de planejamento de aquisição do equipamento. Será utilizado o index CE mais atual disponível, de agosto de 2013, cujo valor é 564,7.

Quando o custo de determinado equipamento é dado e deseja-se estimar o seu custo em dimensão diferente, pode-se utilizar a equação 4.9, segundo Baasel (1990):

$$C_a = \left[ \frac{A}{B} \right]^m C_b \quad (4.9)$$

onde:

$C_a$ : custo em dólares da planta de capacidade A

$C_b$ : custo em dólares da planta de capacidade B

m: é o índice referente ao custo-capacidade

Quando o expoente específico do equipamento não está disponível usa-se o expoente de equipamento similar. Se ainda assim não está disponível, utiliza-se fator 0,6, que é a conhecida regra dos “seis décimos” (BAASEL, 1990). Em caso de plantas industriais, o fator mais empregado é 0,7. A Tabela 11 apresenta os expoentes específicos para cada tipo de equipamento empregado no projeto.

**Tabela 11: Expoentes (m) referentes a equipamentos de processo**

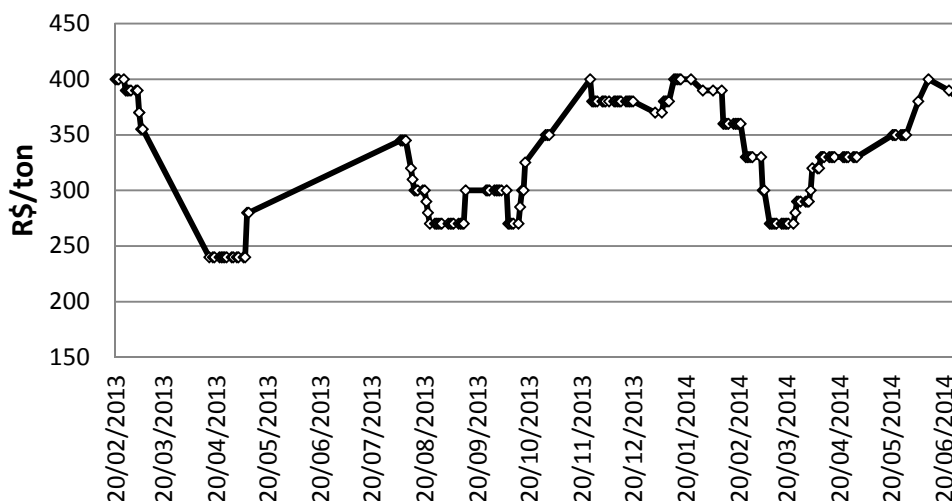
| Equipamento                  | Expoente (m) |
|------------------------------|--------------|
| Compressor de ar             | 0,28         |
| Centrífuga                   | 0,73         |
| Filtro rotativo              | 0,63         |
| Reator com agitador          | 0,53         |
| Secador                      | 0,45         |
| Torre de resfriamento        | 0,6          |
| Trocador de calor            | 0,65         |
| Tanque pulmão                | 0,3          |
| Vaso de pressão – horizontal | 0,60         |
| Vaso de pressão – vertical   | 0,65         |

Fonte: BAASEL (1990)

Para o cálculo do custo do reator foi necessário utilizar a equação 4.9, uma vez que na base de dados do software *Cost Estimator* encontra-se apenas o custo do reator com a capacidade máxima de 15m<sup>3</sup>. O biorreator de leito fixo em maior escala necessitará de agitação ocasional ou intermitente, em função da mistura do substrato e do controle de temperatura (BARGA, 2007). Esta necessidade pode ser um risco para os fungos filamentosos. Estes biorreatores com agitação mecânica têm custo similar ao biorreator convencional. O número de biorreatores necessários será determinado pelo volume de substrato a ser processado.

### 4.2.3 Estimativa dos custos variáveis

O custo das matérias-primas - bagaço de cana e farelo de trigo – foi baseado em cotações do mercado (JComércio; ClicMercado, 2014). O farelo de trigo, assim como o bagaço de cana, é também um produto sazonal cujo valor de mercado teve variações significativas nos últimos anos, conforme apresentado na Figura 12.



**Figura 12: Cotação do farelo de trigo nos últimos meses (2013-2014)**

O valor médio do farelo de trigo no período de 16 meses foi de R\$325,1/ton com desvio de até R\$ 50 a tonelada. O valor máximo registrado foi de R\$ 400,00/ton de farelo de trigo e o valor mínimo no mesmo período foi de R\$ 240/ton. Na avaliação de custo operacional, esta variação poderá ser significativa e será alvo de estudo.

Para o bagaço de cana, não há ainda um acompanhamento oficial de sua cotação em função da sazonalidade. No período de fevereiro de 2013 a junho de 2014 o seu valor teve oscilação entre R\$ 20 e 40 reais, conforme informado por fontes internas das usinas.

As utilidades de processo necessárias ao funcionamento normal dos equipamentos, como vapor, energia elétrica e também as correntes para aeração e umidificação do ar de entrada do biorreator estão diretamente relacionadas à capacidade de produção das celulases.

Na implantação da unidade produtora de celulases, a operação dos equipamentos poderá contar parcialmente com os operadores já contratados para a planta convencional de produção de etanol (Destilaria), e também parte com o pessoal do setor de Extração de Caldo, que trabalham no manuseio das pás-carregadeiras de bagaço de cana.

A mão de obra para as atividades de transporte do bagaço, operação de misturadores e tanques de inoculação, além de operação de biorreatores, filtros e do controle laboratorial diz respeito a funcionários com formação de nível fundamental e profissionais de nível técnico e superior, respectivamente. O custo da mão de obra será dado em reais (R\$/mês) e são valores obtidos junto ao setor Recursos Humanos da usina-referência da região noroeste de São José do Rio Preto e também por meio de dados históricos (AQUITEMRH, 2014).

A estimativa de custo do tratamento de efluentes e a destinação dos resíduos sólidos do processo foram também previstos. Há informações escassas sobre o custo de tratamento de efluentes e resíduos industriais. Em geral, há valores referentes a tratamentos de estações de tratamento municipais, uma vez que tradicionalmente esta responsabilidade era imposta aos órgãos públicos. Esses valores de referência para os resíduos sólidos são muitas vezes expressos em R\$/habitantes. Segundo relatório de pesquisa do IPEA (2012), o custo de tratamento para uma cidade de porte médio é de R\$ 74/tonelada. Este material fermentado pode ser destinado a alimentação de aves e porcos, na forma de ração animal, pois seu conteúdo é rico em proteína. Porém, exige-se um estudo aprofundado para uma aplicação mais balanceada e eficiente.

Os valores das matérias-primas, das utilidades de processo, mão de obra e manutenção estão apresentados na Planilha OPEX anexo 3.

#### 4.2.4 Fluxo de caixa

O investimento fixo é realizado ao longo de um período de tempo, com uma duração de 3 anos. Ele será representado pelo *Start-up* do projeto, denominado tempo 0. O valor do investimento fixo total é subdividido e parcelado no período de 3 anos, anterior ao tempo 0. Desta forma, 15% do CapEx é gasto no ano de início (tempo -2), 35% no segundo ano (tempo -1) e 50% no terceiro ano (tempo 0). Estes valores podem ser alterados de acordo com o interesse do projeto. Os montantes são inflacionados em cada ano pela taxa inflacionária e índices de construção como INCC (Índice Nacional de Custo da Construção) e IGP (índice geral de preços).

A planilha modelo para a <Avaliação Econômica> foi elaborada por Peters et al. (2002) e disponibilizada para o aplicativo *Microsoft Excel*. Os termos que compõem o fluxo de caixa são: vendas anuais (*annual sales*), custo anual total do produto (*anual TPC*), renda bruta anual (*annual gross profit*), receita líquida anual (*annual net profit*) e fluxo de caixa anual (*annual cash flow*). Foram mantidos termos em inglês na versão original por se tratar do ramo da economia em que habitualmente se empregam expressões da língua inglesa.

A planilha do Excel *Economic Evaluation* (Avaliação Econômica) apresenta os índices de inflação, os fatores de capacidade da planta ao longo do tempo de execução. As equações dos principais termos estão descritas na Tabela 12.

**Tabela 12: Equações utilizadas no fluxo de caixa da planilha**

| <b>Termos do fluxo de caixa</b>       | <b>Equações</b>                                                            |
|---------------------------------------|----------------------------------------------------------------------------|
| <i>Annual Sales (MUS\$)</i>           | $Price * Operating\ rate * (1 + i_{infl})^{2+n}$                           |
| <i>Annual TPC<sup>1</sup> (MUS\$)</i> | $[Variable\ cost * (1 - Operating\ rate) - OPEX] * (1 + i_{tpc/y})^{2+n}$  |
| <i>Annual Gross Profit (MUS\$)</i>    | $Start\ up\ cost + Annual\ sale - Annual\ TPC$<br>$+ Annual\ Depreciation$ |
| <i>Annual Net Profit (MUS\$)</i>      | $Annual\ Gross\ Profit * (1 - income\ tax\ rate)$                          |
| <i>Annual cash flow</i>               | $Annual\ Net\ Profit + Annual\ Depreciation$                               |

<sup>1</sup> TPC: Total Product Cost

*Infl*: índice inflação prevista sobre preço de mercado da enzima

#### 4.2.5 Indicadores econômicos

Após a elaboração do fluxo de caixa, os indicadores econômicos são avaliados na Planilha <Avaliação Econômica>, em Microsoft Excel. São analisados os três diferentes cenários de disponibilidade de matéria-prima e a partir daí comparam-se os seguintes indicadores:

- Retorno sobre investimento (ROI)
- Período *payback*
- Taxa interna de retorno
- Valor presente líquido

## 5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

### 5.1 CONSIDERAÇÕES INICIAIS

Setores da empresa como *marketing* e vendas, não necessariamente se aplicam ao projeto integrado de produção de enzimas, pois não são objeto no caso da aplicação *in loco* das enzimas obtidas pela planta integrada. Portanto, o produto final, isto é, o extrato enzimático, não será comercializado no mercado.

Algumas utilidades de processo, como vapor, insumos, mão de obra e água de refrigeração são compartilhados com a própria planta já existente, no entanto, seus custos são contabilizados no levantamento de custo operacional das simulações realizadas neste trabalho.

Outras importantes considerações a serem feitas para este estudo são:

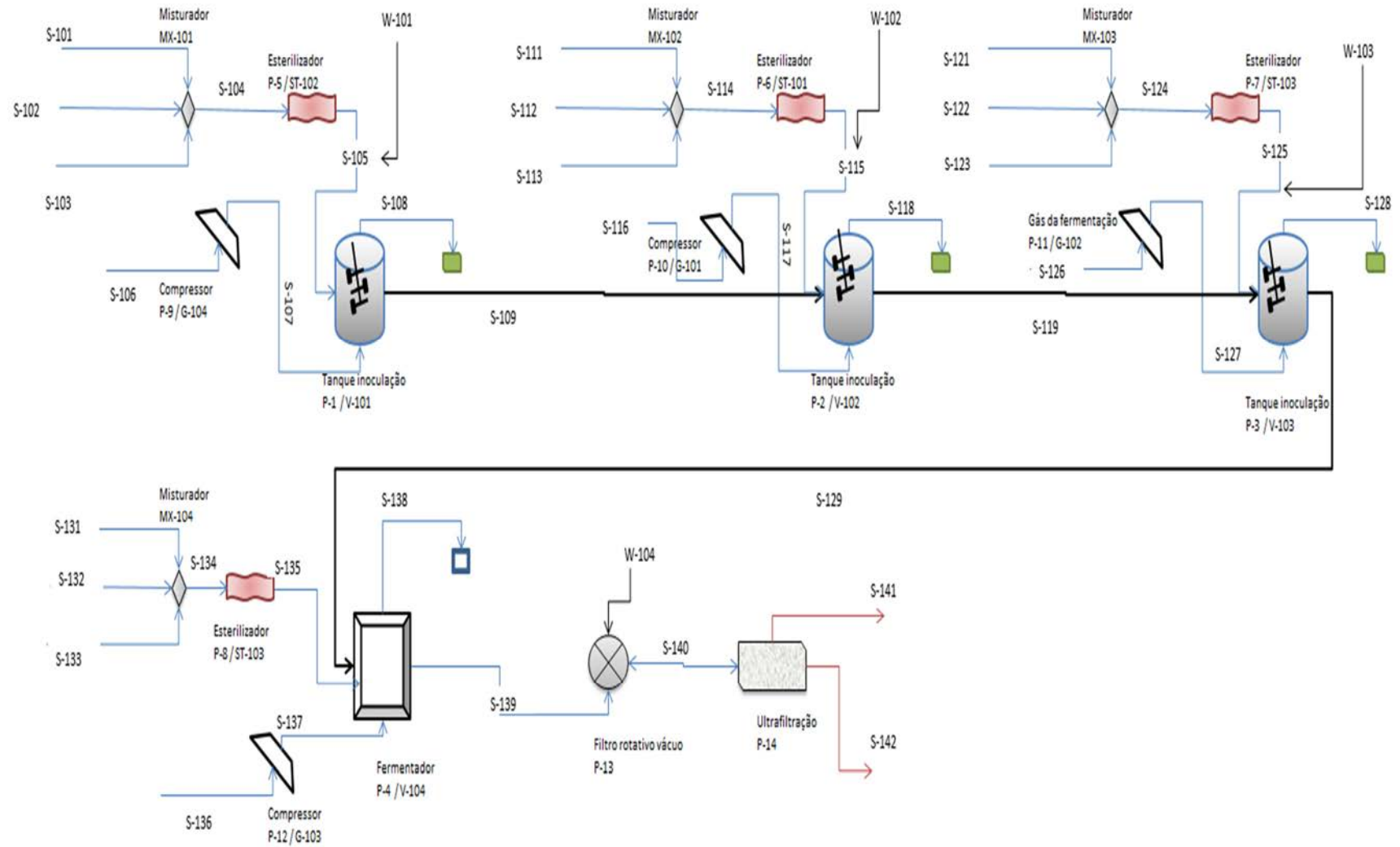
- 1) atividade enzimática constante, sem perda significativa após concentração.
- 2) enzima estável / sem inibição enzimática
- 4) relação enzima / proteína (33%)
- 5) bagaço seco com 40% de celulose em massa

Estas considerações são factíveis e viáveis, baseadas em considerações feitas por outros autores que realizaram estudos econômicos da produção de enzimas por fermentação em estado sólido (CASTILHO, 2000; HEINZLE, 2006; CASTRO 2010; LIMA 2011; ALBARELLI et al., 2014).

### 5.2 FLUXO DE PROCESSO

#### **Diagrama de Fluxo de Processo**

O diagrama de fluxo de processo (PFD) deve ser elaborado para compreensão do escopo de processo, de forma a auxiliar na determinação do dimensionamento dos equipamentos da planta industrial integrada. O fluxograma de processo, apresentado na Figura 13, foi elaborado a partir da disposição das matérias-primas até a etapa final do processo, em que se obtém o produto final, as celulasas.



**Figura 13: Diagrama de Fluxo de Processo (PFD) da produção de celulase**

Foram definidos os equipamentos necessários para a recepção e transporte das matérias-primas, fermentação do substrato e separação do extrato enzimático, em escala industrial, baseado nas características dos materiais processados e na FES. Após esta definição, foi elaborado o Diagrama de Fluxo de Processo (PFD), apresentado na Figura 13. A identificação das correntes de processo e dos equipamentos por meio dos respectivos TAGs, o tipo de material e a unidade de medida estão identificadas na Tabela 13.

**Tabela 13: Identificação das correntes de processo para produção de celulasas**

| <b>TAG</b>          | <b>Equipamento/Etapa</b>               | <b>Material</b>    | <b>Unidade</b>                      |
|---------------------|----------------------------------------|--------------------|-------------------------------------|
| S-101               | Misturador                             | Bagaço             | ton                                 |
| S-102               | Misturador                             | Farelo de trigo    | ton                                 |
| S-103               | Misturador                             | Nutrientes         | ton                                 |
| W-101, W-102, W-103 | Pré-inoculação                         | Água de extração   | ton                                 |
| S-105, S-115, S-125 | Tanque de alimentação                  |                    | ton                                 |
| S-107, S-117, S-127 | Aeração esterilizada                   | Ar saturado        | L.h <sup>-1</sup> .Kg <sup>-1</sup> |
| P01, P02, P03       | Tanque de inoculação                   |                    |                                     |
| P04                 | Fermentador                            | Biorreação         |                                     |
| S-139, S-140        | Filtro rotativo – in/out               | Subst. fermentado  | ton                                 |
| W-104               | Filtro rotativo - extrator             | Água de extração   | ton                                 |
| S-140               | Ultrafiltro                            | Extrato enzimático | ton                                 |
| S-141               | Ultrafiltro                            | Extrato enzimático | ton                                 |
| P05, P06, P07       | Esterilizador                          | Substratos         | ton                                 |
|                     | Esterilizador                          | Vapor de limpeza   | ton                                 |
|                     | Aquecimento de reatores e evaporadores | Meio fermentativo  | ton                                 |

O processo consiste dos seguintes equipamentos: misturador, equipamento responsável por manter a homogeneidade da mistura BGC, FT e nutrientes; tanque de inoculação, equipamento que tem a função de propiciar o crescimento do microrganismo para posterior inoculação do substrato nos fermentadores; aerador com aquecimento de ar; fermentadores de leito fixo para a produção das enzimas equipados com encamisamento para recirculação de água ou vapor. O transporte de bagaço de cana, assim como farelo de trigo, é feito por esteiras e transportadores de correia de borracha.

Quanto aos fermentadores, LIMA (2011) estudou a dimensão do biorreator com menor custo de fabricação e custo operacional. Fermentadores com capacidades de até 25 m<sup>3</sup> apresentam viabilidade técnica satisfatória.

Para o *downstream*, que consiste basicamente em concentrar o extrato enzimático de forma a garantir sua melhor disposição em planta, tem-se filtros rotativos que separam o extrato enzimático do substrato fermentado; ultrafiltros para concentrar o extrato enzimático, e se

necessário, evaporadores a vácuo para auxiliar na concentração final do extrato. Tanques de armazenamento são previstos para manter, por curtos períodos de tempo, o estoque de extratos obtidos do processo produtivo de enzimas.

### 5.3. FÁBRICA DE CELULASES ANEXA À INDÚSTRIA

Com a finalidade de avaliar se as enzimas obtidas nestas condições foram eficazes em hidrolisar bagaço de cana pré-tratado, foi produzido, nas condições citadas, um extrato em laboratório, cuja atividade de endoglucanase foi de 500 a 800 U/gss e de FPase 15 U/g (CASCIATORI, 2014), o qual foi aplicado a um bagaço pré-tratado com ozônio, em condições experimentais desenvolvidas por Travaini (2013) e que não serão descritas neste trabalho.

Em trabalho semelhante, utilizando fungo da mesma espécie *Myceliophthora thermophila* M7.7, foi testado para sacarificação com bagaço pré-tratado em microondas, nas dosagens de 47 U/gss endoglucanase, 1,0 U/gss  $\beta$ -glucosidase e 220 U/gss xilanase. O resultado obtido foi comparado com coquetel de enzima comercial *Celluclast* 1.5L (MORETTI, 2014). Os resultados mostraram que a enzima comercial sacarificou 40%(m/m) da celulose enquanto que a produzida por M7.7 hidrolisou 4%(m/m), devido à inibição da  $\beta$ -glucosidase.

Outros testes poderiam ser aqui avaliados com bagaço pré-tratado e serão sugeridos para futuros trabalhos (Capítulo 7). Este presente trabalho considera que a ação das celulases sobre bagaço de cana pré-tratado terá a mesma taxa de sacarificação.

Além disso, serão avaliadas diferentes faixas de atividade enzimática, a saber: 6, 12, 18 e 25 FPU/g e posteriormente, determinado seus efeitos sobre a viabilidade econômica do investimento.

O balanço global de massa em escala industrial foi realizado de acordo com as equações citadas anteriormente e encontra-se disponível no Anexo 2.

Para a avaliação econômica, foram realizadas três simulações, nomeadas Sim1, Sim2 e Sim3. A diferença entre as três simulações reside na aplicação de montantes crescentes de substratos para fermentações, devido ao fato de ser o principal fator que rege a dimensão da planta de enzimas. Os montantes por safra, de substrato bagaço (BGC) + farelo de trigo (FT) foram respectivamente 4.000 ton, 8.000 ton e 12.000 ton. Teve-se o cuidado de manter os montantes de bagaço de cana necessários à geração de energia e à partida (*start up*) da usina em início de safra. A partir destes montantes, da definição do fluxo de processo e do

dimensionamento, foram obtidas as capacidades e quantidades totais dos equipamentos para as três simulações, os quais estão apresentados na Tabela 14.

**Tabela 14: Quantidade de equipamentos por simulação**

| Equipamentos            | Capacidade/Potência | Quantidade            |      |      |      |
|-------------------------|---------------------|-----------------------|------|------|------|
|                         |                     | CUSTO UNITÁRIO (US\$) | SIM1 | SIM2 | SIM3 |
| Esterilizador           | 25 m <sup>3</sup>   | 181.427               | 12   | 24   | 36   |
| Compressor              | 75 kW               | 88.999                | 10   | 19   | 28   |
| Misturador              | 50 m <sup>3</sup>   | 89.508                | 3    | 5    | 8    |
| Tanque de inoculação    | 50 m <sup>3</sup>   | 251.908               | 3    | 5    | 8    |
| Biorreator FES          | 25 m <sup>3</sup>   | 251.908               | 10   | 19   | 28   |
| Sistema umidificação ar | 1 kg/s              | ----                  | 1    | 2    | 3    |
| Centrífuga / filtro     | 10 ft x 20 ft       | 387.881               | 3    | 3    | 3    |
| Ultrafiltro             | 58 m <sup>2</sup>   | 387.881               | 3    | 3    | 3    |
| Tanque produto final    | 90 m <sup>3</sup>   | 94.270                | 1    | 1    | 1    |
| Tanque resíduos sólidos | 100 m <sup>3</sup>  | 94.270                | 2    | 4    | 6    |
| Correia transportadora  | 25 m                | R\$ 3.500/m           | -    | -    | -    |
| Rosca helicoidal        | 25 m                | R\$20.000/m           | -    | -    | -    |

Fonte: *Cost Estimator* (exceto correias e roscas)

### 5.3.1 Investimento Fixo

O investimento fixo e o custo operacional, aqui nomeados CAPEX e OPEX do primeiro cenário (Sim1), estão discriminados nas Tabelas 15 e 16, respectivamente. Todos os valores foram convertidos em dólares americanos. A cotação do dólar adotada é de R\$ 2,24/US\$, segundo página eletrônica de Economia-UOL (2014).

**Tabela 15: CAPEX (em milhões US\$)/ano para SIM1**

|                                                                  |                                  |              |
|------------------------------------------------------------------|----------------------------------|--------------|
| Custos diretos                                                   |                                  | <b>9,39</b>  |
|                                                                  | <i>Equipamentos</i>              | 8,89         |
|                                                                  | <i>Correntes de processo</i>     | 0,50         |
| Custos indiretos                                                 |                                  | <b>3,56</b>  |
|                                                                  | <i>Automação</i>                 | 0,89         |
|                                                                  | <i>Montagens e Interligações</i> | 0,89         |
|                                                                  | <i>Obra civil</i>                | 0,44         |
|                                                                  | <i>Engenharia e Supervisão</i>   | 1,33         |
| Capital de giro                                                  |                                  | <b>3,24</b>  |
| <b>Investimento Total - Capital Fixo (C indireto + C direto)</b> |                                  | <b>16,18</b> |

O Capex indicado na tabela 15 mostra que o item ‘Custos Diretos’ (US\$ 9,39 milhões) predomina sobre o item ‘Custos Indiretos’ (US\$ 3,56 milhões), o qual corresponde a 72,5% do Investimento Fixo total, devido ao alto custo dos equipamentos.

Destacam-se os esterilizadores com custo de US\$181.000 e os tanques de inoculação assim como os fermentadores com custos superiores a US\$ 251.000 cada um. São necessárias grandes quantidades como mostrado na tabela, elevando os custos diretos.

O capital de giro necessário para realizar as movimentações financeiras e efetivar o investimento, corresponde, na simulação 1 (SIM1), a pouco mais de US\$ 3 milhões, valor recomendado para investimentos industriais, o qual corresponde a cerca de 20% do Investimento Total (BAASEL, 1990; TOWLER & SINNOTTI, 2013).

**Tabela 16: OPEX (em milhões US\$)/ano para SIM1**

|                                                                                  |                                                 |               |
|----------------------------------------------------------------------------------|-------------------------------------------------|---------------|
| Materiais                                                                        |                                                 | <b>0,386</b>  |
|                                                                                  | <i>Farelo de trigo</i>                          | <i>0,207</i>  |
|                                                                                  | <i>Bagaço de cana</i>                           | <i>0,051</i>  |
|                                                                                  | <i>Fungo termófilo</i>                          | <i>0,023</i>  |
|                                                                                  | <i>Nutrientes</i>                               | <i>0,104</i>  |
| Utilidades de processo                                                           |                                                 | <b>0,456</b>  |
|                                                                                  | <i>Consumo energia elétrica</i>                 | <i>0,300</i>  |
|                                                                                  | <i>Vapor de processo</i>                        | <i>0,155</i>  |
|                                                                                  | <i>Tratamento de efluentes/resíduos sólidos</i> | <i>0,0023</i> |
| Mão-de-obra                                                                      |                                                 | <b>0,163</b>  |
| Manutenção                                                                       |                                                 | <b>1,276</b>  |
| <i>Impostos/taxas e encargos</i>                                                 |                                                 | <b>1,133</b>  |
| -----                                                                            |                                                 |               |
| <i>Custos variáveis (Materiais + utilidades + Mão-de-obra)</i>                   |                                                 | <b>2,300</b>  |
| <b><i>Custo de Manufatura (Custos variáveis + Impostos/ taxas/encargos.)</i></b> |                                                 | <b>3,433</b>  |

No Opex, de acordo com a Tabela 16, o custo do farelo de trigo e o gasto com insumos (nutrientes) representam parcelas importantes no item ‘Custo de Manufatura’, ou seja, 2,5% e 5% respectivamente. A manutenção e cultivo do microrganismo correspondem a pouco mais de US\$ 23 mil anuais e seu custo está baseado no mesmo valor médio gasto para as leveduras *Saccharomyces cerevisiae* em usina de mesma dimensão (GUARANI, 2010). Apesar de as utilidades de processo já compartilhadas com as utilidades existentes na fábrica de açúcar e etanol, seu custo representa cerca de 10% do ‘Custo de Manufatura’ da enzima. Além disso, valores pagos em impostos e encargos se tornam elevados, conforme mostrado na tabela 16. Isto se deve principalmente à depreciação, o qual representa um terço do valor gasto com equipamentos. A depreciação prefixada no cálculo do fluxo de caixa corresponde a 10% do

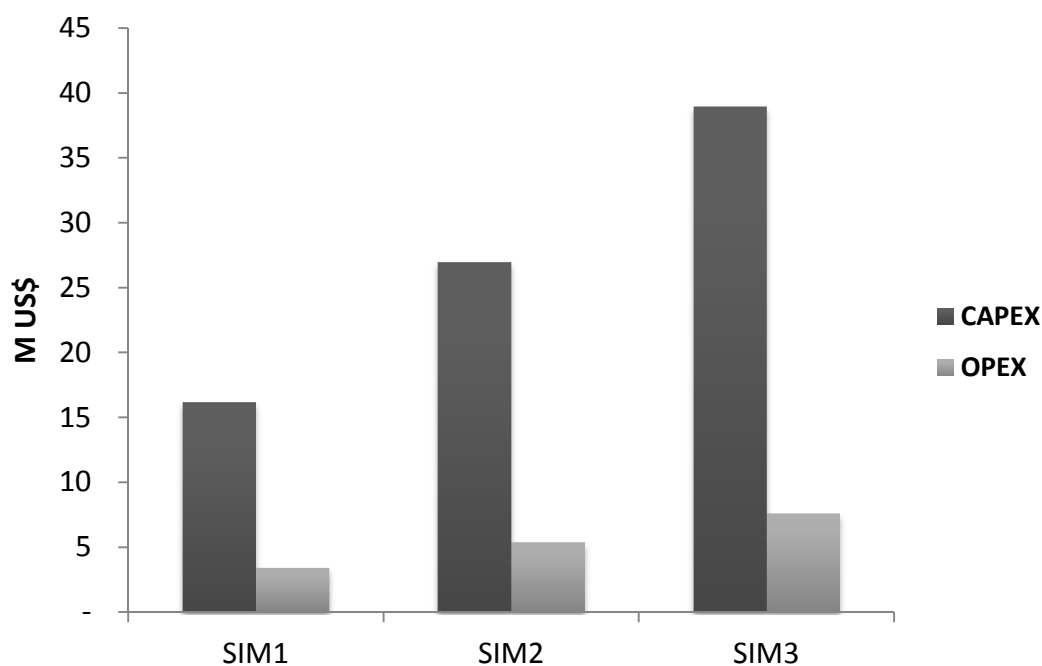
Capital Fixo (Custos indiretos + Custos diretos). Foi utilizada a depreciação acelerada, em oito anos.

A depreciação é um termo que varia em função do setor, pois alguns equipamentos sofrem mais desgaste que outros e, portanto, sua depreciação será maior. Segmentos semelhantes à produção de enzimas, como a indústria química, por exemplo, a depreciação varia de 7,5% a 12%, enquanto para a indústria de papel e celulose o índice é de 10-15% (BAASEL, 1990).

Os equipamentos aqui mencionados no projeto como esteiras, correias e roscas helicoidais, terão desgaste elevado ao longo do tempo. Sua manutenção, por exemplo, está em torno de 24% sobre o Custo de Manufatura das enzimas.

Na Figura 14, está apresentado o comparativo do CAPEX e OPEX para os três cenários Sim1, Sim2 e Sim3.

O custo operacional anual, Opex, entre as três condições tem forte semelhança, tendo desvio padrão de apenas 2% M US\$.



**Figura 14: Comparativo de Capex e Opex entres os três cenários econômicos**

Neste comparativo, os valores de CAPEX e OPEX apresentam proporcionalidade quanto a escala de disponibilidade da matéria-prima (5%, 10% e 15% de sobra). Do cenário Sim1 para o cenário Sim2 há um aumento de 62%, enquanto que do cenário Sim2 para o Sim3

o aumento é menor, em torno de 42%. Esta tendência era esperada, pois conforme apresentado na Tabela 14, a quantidade unitária dos principais equipamentos como esterilizadores, fermentadores e misturadores, se mantém com o aumento do volume de material processado.

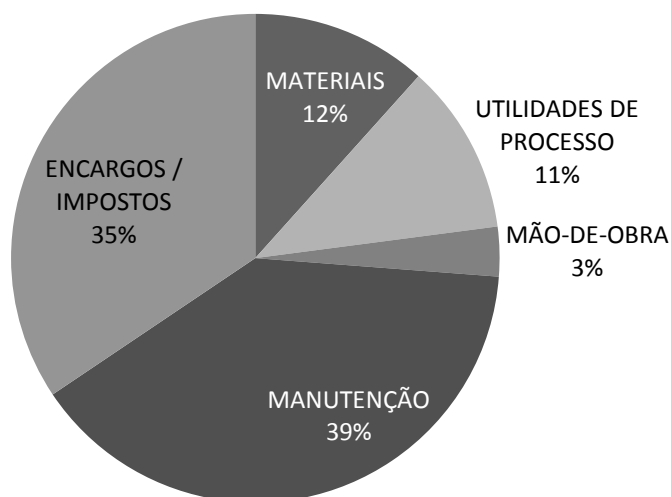
Embora o período de recuperação do investimento seja mais rápido quando há aumento do material processado, este fato não necessariamente implica uma vantagem econômica. Há certa dependência da demanda por enzimas no mercado e para o próprio uso interno, fator este que pode representar um risco maior para o empreendimento. Ainda que as enzimas sejam utilizadas no processo subsequente de sacarificação do bagaço dentro da própria usina, considera-se o preço de venda das enzimas praticado no mercado, em função do seu custo de oportunidade no mercado.

### **5.3.2 Análise do *payback***

Os valores de *payback* obtidos nos três cenários não levam em consideração a magnitude dos fluxos de caixa e sua distribuição nos períodos que antecedem ao período *payback*. Descontando o *payback* original com a taxa mínima de atratividade (TMA) do setor de 15%, o “*payback* descontado” será, para cada uma das simulações, 9,5, 5,9 e 5,4 anos, respectivamente. Estes valores são considerados conservadores, comparados a estudos semelhantes (ALBARELLI et al., 2014) em que foram obtidos de 2 a 5 anos em processos integrados do setor sucroenergético.

### **5.3.3 Custos operacionais**

Na Figura 15, verifica-se a composição média anual dos custos operacionais para as condições dispostas nas três simulações estudadas.



**Figura 15: Análise do custo operacional médio anual da produção de celulases**

A característica operacional da planta é predominantemente mecânica – destacando-se a manutenção com índice médio de 39%. O aproveitamento da mão-de-obra (3% do custo operacional), proveniente da destilaria ou fábrica de açúcar, é uma alternativa de economia para este tipo de empreendimento. Em contrapartida, os gastos com impostos e encargos necessários ao funcionamento da planta de enzimas, têm uma participação importante de 35% sobre o custo operacional total.

#### 5.3.4 Fluxo de caixa

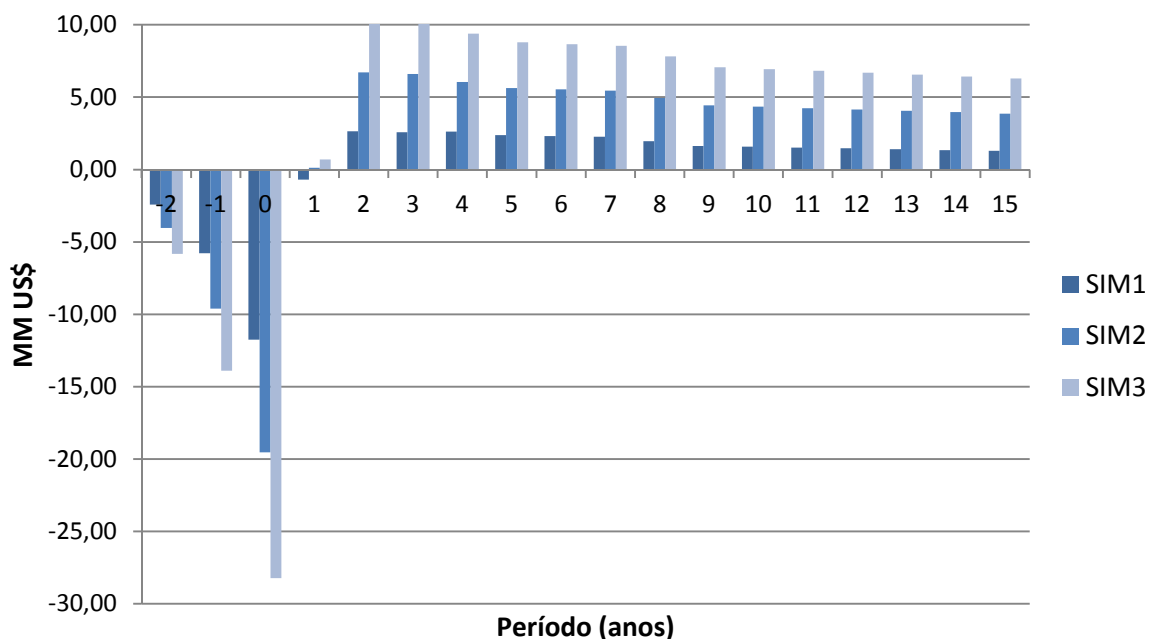
O fluxo de caixa do projeto foi elaborado inicialmente para um período de 15 anos. Como mencionado anteriormente, foram realizadas três simulações com variações do montante de substrato principal, o bagaço de cana e farelo de trigo (7:3).

Na tabela 17, está disposto o demonstrativo do fluxo de caixa da Sim1, onde utiliza 5% do bagaço excedente para produzir celulases.

Tabela 17: Fluxo de Caixa para a produção de celulases SIM1 (5% de sobra de bagaço)

| Exercício (Ano civil)                                                           | -2    | -1    | 0      | 1     | 2     | 3     | 4     | 5     | 6     | 7     | 8     | 9     | 10    | 11    | 12    | 13    | 14    | 15    |
|---------------------------------------------------------------------------------|-------|-------|--------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| 1. Terreno                                                                      | 0     | 0     | 0      |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |
| 2. Investimento de Capital Fixo, 10 <sup>6</sup> \$                             | -2,43 | -5,78 | -8,42  |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |
| 3. Capital de giro, 10 <sup>6</sup> \$                                          |       |       | -3,32  |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |
| 4. Custo residual, 10 <sup>6</sup> \$                                           |       |       |        |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |
| 5. Investimento Total Capital, 10 <sup>6</sup> \$                               | -2,43 | -5,78 | -11,74 |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |
| 6. Investimento anual, 10 <sup>6</sup> \$                                       | 0     | 0     | 0      | 0     | 0     | 0     | 0     | 0     | 0     | 0     | 0     | 0     | 0     | 0     | 0     | 0     | 0     | 0     |
| 7. Custo de partida, 10 <sup>6</sup> \$                                         |       |       |        | -1,66 |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |
| 8. Taxa de operação (%)                                                         |       |       |        | 0,50  | 0,90  | 0,90  | 1,00  | 1,00  | 1,00  | 1,00  | 1,00  | 1,00  | 1,00  | 1,00  | 1,00  | 1,00  | 1,00  | 1,00  |
| 9. Venda anual, 10 <sup>6</sup> \$                                              |       |       |        | 3,39  | 6,11  | 6,11  | 6,79  | 6,79  | 6,79  | 6,79  | 6,79  | 6,79  | 6,79  | 6,79  | 6,79  | 6,79  | 6,79  | 6,79  |
| 10. Custo anual de produção, depreciação <u>não</u> inclusa, 10 <sup>6</sup> \$ |       |       |        | -2,42 | -3,47 | -3,54 | -3,87 | -3,94 | -4,02 | -4,10 | -4,18 | -4,27 | -4,35 | -4,44 | -4,53 | -4,62 | -4,71 | -4,81 |
| 11. Fator anual de depreciação, 1/y                                             |       |       |        | 0,345 | 0,245 | 0,175 | 0,125 | 0,089 | 0,089 | 0,09  | 0,04  |       |       |       |       |       |       |       |
| 12. Depreciação anual, 10 <sup>6</sup> \$/y                                     |       |       |        | 5,74  | 4,07  | 2,91  | 2,08  | 1,48  | 1,48  | 1,48  | 0,74  |       |       |       |       |       |       |       |
| 13. Receita bruta anual, 10 <sup>6</sup> \$                                     |       |       |        | -6,43 | -1,43 | -0,34 | 0,84  | 1,36  | 1,28  | 1,20  | 1,86  | 2,52  | 2,43  | 2,34  | 2,26  | 2,17  | 2,07  | 1,98  |
| 14. Receita líquida anual, 10 <sup>6</sup> \$                                   |       |       |        | -6,43 | -1,43 | -0,34 | 0,55  | 0,88  | 0,83  | 0,78  | 1,21  | 1,64  | 1,58  | 1,52  | 1,47  | 1,41  | 1,35  | 1,29  |
| 15. Fluxo de caixa operacional anual, 10 <sup>6</sup> \$                        |       |       |        | -0,69 | 2,64  | 2,57  | 2,62  | 2,37  | 2,32  | 2,26  | 1,95  | 1,64  | 1,58  | 1,52  | 1,47  | 1,41  | 1,35  | 1,29  |

O demonstrativo do Fluxo de Caixa dos três cenários de produção de celulase está apresentado na Figura 16, onde se observa que o investimento fixo foi escalonado nos três anos anteriores ao *start-up* do empreendimento parcelado em 50%, 30% e, finalmente, 20% no ano zero.



**Figura 16: Demonstrativo do Fluxo de Caixa para os três cenários**

Os resultados prévios mostram um fluxo de caixa favorável para o projeto num período de 15 anos. Desconsidera-se o custo do pré-tratamento necessário para deslignificar o bagaço de cana no caso de produção de etanol 2G e não foi realizado o cálculo da receita do volume de etanol teórico produzido e, portanto ele não faz parte deste fluxo de caixa.

Baseando-se na curva de aprendizagem do etanol combustível apontada por Mendonça (2008), o tempo necessário para se atingir a maturidade industrial da produção de enzimas pode chegar a quatro anos. Neste trabalho, até o presente momento, não existe estudo semelhante em que se adote o compartilhamento de plantas industriais com integração da forma como foi discutido, não sendo possível fazer esta comparação.

### 5.3.3 Viabilidade técnico-econômica

Em geral, os estudos de viabilidade industrial e de Análise de Sensibilidade podem ser conduzidos baseados em dados pré-revisados da literatura e principalmente através de experiência industrial, isto é, conhecimentos técnicos praticados no setor industrial. Pesquisas desenvolvidas na área de enzimas aplicadas a biocombustíveis estão sendo mais elucidativas no sentido de mensurar os custos industriais de aplicação (STEPHENS et al., 2010).

Depois de realizadas as simulações em Planilha Excel 2010, de acordo com as condições estudadas, foi possível elencar por ordem de importância, os seguintes fatores:

- Quantidade de substrato (bagaço + farelo de trigo)
- Custo de produção da enzima comparado ao valor de mercado
- *Payback* (tempo necessário para retorno do investimento)
- Taxa interna de retorno (TIR) obtida
- Retorno sobre o investimento (R.O.I)
- Valor presente líquido (VPL)

Como mencionado anteriormente, as quantidades de substrato empregadas nas simulações, 4.000, 8.000, 12.000 toneladas por safra, correspondem a 5%, 10%, 15% do montante de bagaço disponível para etanol de 2ª geração (BGC<sub>ETOH 2G</sub>). O custo médio de produção das enzimas, também fator importante, e foi estimado após as simulações em termos de atividade enzimática em F.P.U., conforme se pode verificar na Tabela 18.

**Tabela 18: Custo médio de produção celulasas para as três simulações**

| <b>Bagaço para<br/>planta celulasas</b> | <b>Custo para produzir<br/>(US\$/100.000 FPU)</b> |
|-----------------------------------------|---------------------------------------------------|
| <b>5% (4.000 ton)</b>                   | 5,06                                              |
| <b>10% (8.000 ton)</b>                  | 4,01                                              |
| <b>15% (12.000 ton)</b>                 | 3,75                                              |

Os valores acima se referem ao Custo de Manufatura calculado com auxílio da planilha Excel. Eles correspondem a estimativas feitas a partir dos cálculos de CAPEX e OPEX para as três simulações.

Este resultado é importante, pois serve de comparativo ao que é praticado no mercado, ainda que não exista até o momento uma metodologia aceita para comparação das atividades

de diferentes extratos enzimáticos comerciais. Em geral, como discutido anteriormente, os valores mais comuns de mercado são expressos em termos de massa, isto é, US\$/kg enzima (vide Tabela 4).

Na tabela 19 estão apresentados os indicadores econômicos para as três simulações apresentadas no trabalho: retorno sobre o investimento (ROI), payback (em anos), taxa interna de retorno (%) e o valor presente líquido (em US\$).

Os resultados mostram *paybacks* de 5 a 10 anos, o que representa um retorno rápido comparado a estimativas apresentadas na literatura (ZHUANG, 2007; VINTILA, 2009; STEPHENS, 2010). O valor presente líquido (VPL) é crescente em função do aumento do volume de matéria-prima processada e, nestas condições, eles são positivos.

O retorno sobre o investimento (R.O.I) apresentou valor muito baixo em relação a Sim1 (3,2%) e valor pouco robusto para a SIM3 (8,8%). Considerando apenas este indicador financeiro para uma tomada de decisão, a opção por qualquer uma das condições de projeto seria de alto risco.

A taxa interna de retorno (T.I.R) apresentou valor abaixo do requerido para o setor sucroenergético, isto é 13% (RODRIGUES, 2012), o que indica que o tipo de empreendimento é de alto risco (CRUZ et al., 2013).

No caso de expansão da planta, espaço extra deve ser considerado na avaliação econômica. Em caso de necessidade de equipamentos adicionais, deve ser alocado em espaço previamente disponível para manter as instalações com mesma configuração. Robertson (1968) cita um aumento de custo de até 3% no custo de construção se a distância linear entre os equipamentos for aumentada em 25%. Segundo Baasel (1990), ainda que a expansão não seja planejada, recomenda-se, se possível, manter espaço entre as unidades para eliminar gargalos do processo e também simplificar as rotinas de manutenção. Neste projeto, foi mantida esta margem de custo para o caso das expansões consideradas nos cenários estudados.

**Tabela 19: Resultados das simulações: cenários econômicos**

|             | <b>SUBSTRATO</b>         | <b>CAPEX</b>          | <b>OPEX</b>          | <b>R.O.I</b> | <b>PAYBACK</b> | <b>TIR</b> | <b>VPL</b>           |
|-------------|--------------------------|-----------------------|----------------------|--------------|----------------|------------|----------------------|
|             | <i>Bagaço + FT (ton)</i> | <i>(M US\$)/safra</i> | <i>(MUS\$)/safra</i> | <i>%/ano</i> | <i>(anos)</i>  | <i>(%)</i> | <i>(MUS\$)/safra</i> |
| <b>SIM1</b> | 4.000                    | 16,18                 | 3,43                 | 3,2          | 9,5            | 3,5        | 18,40                |
| <b>SIM2</b> | 8.000                    | 26,93                 | 5,44                 | 7,4          | 5,9            | 10,4       | 53,99                |
| <b>SIM3</b> | 12.000                   | 38,90                 | 7,63                 | 8,8          | 5,4            | 11,9       | 86,52                |

Outros aspectos que merecem discussão, porém não foram considerados nesta análise econômica para efeito de simplificação da avaliação, são destacados a seguir:

- Sobre o substrato (matéria-prima)

O preço do bagaço de cana no mercado tem crescido nos últimos meses devido ao seu crescente emprego como fonte para produção de energia elétrica, outro produto da usina. O farelo de trigo tem preço sazonal que pode afetar o custo de produção da enzima em períodos como início e final de ano. O seu custo torna-se mais elevado que o bagaço de cana mesmo sendo usado em menores proporções. Todavia, o volume empregado durante o processo produtivo pode ser variável, dependendo do montante de enzimas que se deseja produzir.

- Sobre o tipo de fungo

O fungo termófilo apresenta vantagem operacional sobre demais fungos mesófilos, como por exemplo o *Trichoderma reesei*. Operacionalmente há maior facilidade em se trabalhar com temperatura de fermentação de 45°C devido à disponibilidade de correntes de vapor do processo. Outro aspecto favorável ao uso de fungos termófilos é a produção de enzimas termoestáveis, que apresentam atividade enzimática ótima a temperaturas mais elevadas, de 50 a 80°C. Tal propriedade é relevante, pois os dois pré-tratamentos mais empregados, explosão a vapor e hidrotérmico, geram bagaço tratado a altas temperaturas e a hidrólise enzimática pode ser realizada sem a necessidade de resfriar o material.

- Sobre a complexidade da operação

A etapa de produção das enzimas celulolíticas por fermentação em estado sólido apresenta vantagens, por ser um processo simples, sem a necessidade de cuidados sanitários elevados para evitar contaminações microbiológicas severas, não demanda insumos caros como antibióticos, antiincrustantes e dispersantes, como no caso da fermentação submersa. O controle de automação é igualmente simplificado, com uso apenas de controles de temperatura, umidade e vazão de ar, além de sensores de concentração de gases (CO<sub>2</sub> e O<sub>2</sub>) para o monitoramento da atividade microbiana. Um aspecto que requer atenção é quanto à alimentação do biorreator, isto é, alimentar o substrato já esterilizado e inoculado ou inserir o substrato *in natura*, com esterilização e inoculação dentro do biorreator. Tal operação implica na forma de transporte dos materiais e características construtivas do biorreator. O processo de extração da enzima pode

apresentar-se também como uma etapa dispendiosa por demandar grande volume de água e, posteriormente, alto consumo de energia para concentrá-la.

- Sobre o custo de obtenção de celulasas e o impacto sobre a competitividade do bioetanol  
O custo estimado da celulase deve ser reduzido em cerca de 20% segundo estudos do Laboratório Nacional de Energia dos Estados Unidos (NREL) para que a conversão do processo do bioetanol seja competitiva. O governo brasileiro iniciou em 2013, incentivos, ainda que tímidos, através da redução de alíquotas PIS/PASEP e COFINS para estudos sobre o etanol de segunda geração com impactos positivos para o mercado. Ainda assim, o etanol celulósico compete com o terceiro produto do setor sucroenergético, a bioeletricidade produzida a partir do bagaço de cana e da palha.

- Sobre a competição entre etanol 2G e a bioeletricidade  
A tendência de aumento da eficiência das caldeiras, somada ao aumento da conexão das usinas aos centros de distribuição de energia ligados ao Sistema elétrico nacional, é fator crucial para aumentar a rentabilidade e reduzir o custo da energia exportada. Com isto, há uma tendência de que a energia elétrica derivada da queima do bagaço da cana-de-açúcar ganhe competitividade ao longo do tempo, aumentando sua participação nos leilões de energia. Os investimentos em etanol 2G, e outros biocombustíveis oriundos de biomassa, poderiam ser melhor balizados se as autoridades estabelecessem marcos regulatórios que permitissem diversificar a matriz energética do país, com quotas de produção mínimas de energia de cada fonte (hidroelétrica, termoelétrica, biomassa e outras) e faixas de valores acordados a longo prazo nos setores competentes.

- Sobre aspectos econômicos e de mercado (demanda, custo de capital, imposto).  
O bagaço de cana já possui valor agregado devido à sua aplicação na produção de energia termelétrica nas próprias unidades produtoras. Há, portanto, competição estratégica em termos de aplicação para fins biotecnológicos, como a produção de enzimas e posterior produção de etanol de segunda geração, implicando em provável entrave técnico-econômico a ser decidido pela unidade produtora.

#### 5.4.4 Análise de sensibilidade e o custo de oportunidade do bagaço

Como mencionado neste capítulo de *Resultados e Discussões*, assumiu-se valores de referência de atividade enzimática obtidos de ensaios experimentais fermentativos em condições semelhantes àqueles realizados em sacos de propileno e biorreator em escala laboratorial (CASCIATORI, 2014). A análise de sensibilidade é, portanto, determinada em função destes valores de referência e de suas possíveis variações para mais ou para menos em função do avanço tecnológico das pesquisas.

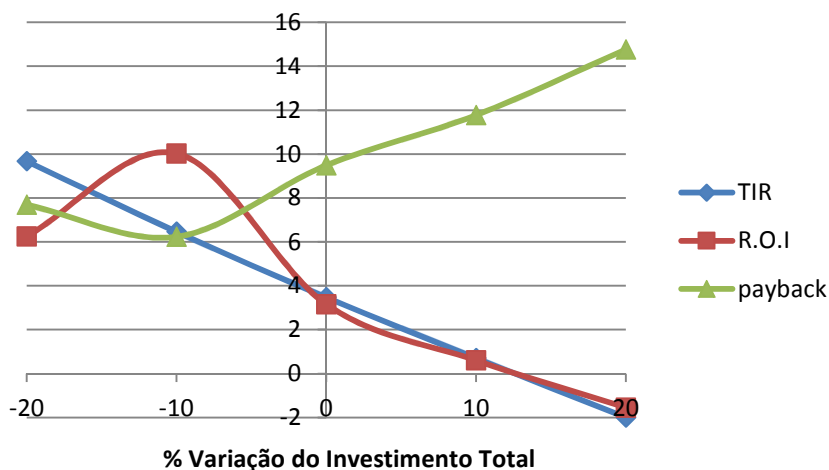
Numa primeira análise, variou-se a atividade das enzimas Papel de Filtro (FPU) entre 6 e 25 FPU, sendo o resultado das simulações apresentados na Tabela 20. Segundo os resultados da análise de sensibilidade da atividade enzimática, a referência (12 FPU) só foi aceitável para a condição de simulação Sim3, baseado nos indicadores de *payback* e TIR. Entretanto, o valor ROI é inferior a 30%, que é o valor de referência e o da TIR de 11,27% é levemente inferior ao de 13%. A partir da atividade enzimática de 18 FPU, todos os cenários apresentam viabilidade econômica satisfatória. Isso indica necessidade de se melhorar as condições de produção da enzima, permitindo maior flexibilidade na escolha da dimensão do projeto nas três condições aqui simuladas. Lima (2011) concluiu que a atividade enzimática é a principal variável que influencia o fluxo de caixa e a viabilidade econômica na produção de celulases.

**Tabela 20: Influência da atividade enzimática sobre os principais indicadores econômicos(\*)**

|             | <i>Atividade enzimática (FPU/g)</i> | <i>Custo unitário (US\$/100.000 FPU)</i> | <i>TIR (%) (Ref.: &gt; 13%)</i> | <i>ROI (%) (Ref.: &gt;=30%)</i> | <i>payback (ano)</i> |
|-------------|-------------------------------------|------------------------------------------|---------------------------------|---------------------------------|----------------------|
| <b>SIM1</b> | 6                                   | 10,54                                    | ND                              | -                               | -                    |
|             | 12                                  | 5,06                                     | 3,47                            | 3,16                            | 9,5                  |
|             | 18                                  | 3,51                                     | 13,85                           | 17,64                           | 4,5                  |
|             | 25                                  | 2,53                                     | 22,18                           | 35,68                           | 2,7                  |
| <b>SIM2</b> | 6                                   | 8,36                                     | ND                              | -                               | -                    |
|             | 12                                  | 4,01                                     | 9,93                            | 7,40                            | 5,9                  |
|             | 18                                  | 2,79                                     | 19,18                           | 18,84                           | 3,3                  |
|             | 25                                  | 2,01                                     | 27,58                           | 33,39                           | 2,1                  |
| <b>SIM3</b> | 6                                   | 7,81                                     | ND                              | -                               | -                    |
|             | 12                                  | 3,75                                     | 11,27                           | 8,77                            | 5,4                  |
|             | 18                                  | 2,60                                     | 20,35                           | 20,65                           | 3,0                  |
|             | 25                                  | 1,88                                     | 28,74                           | 35,77                           | 2,0                  |

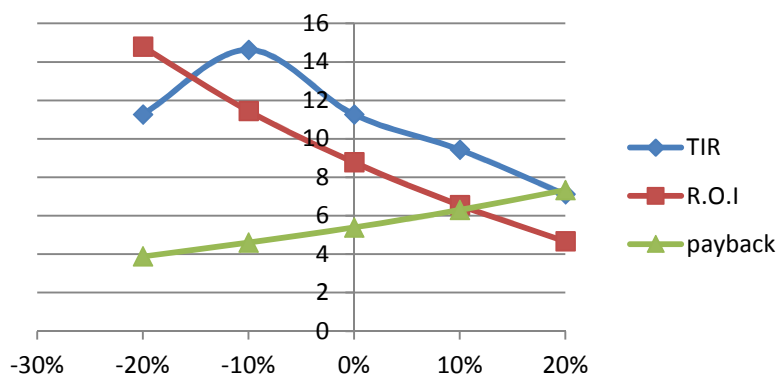
(\*) ND – Não Disponível

Em segunda análise, foram consideradas variações de  $\pm 20\%$  de OPEX. Para o investimento fixo total (CAPEX) das simulações SIM1 e SIM3, foram obtidos os melhores retornos financeiros. Nesta situação, os indicadores TIR, ROI e *payback* apresentam sensibilidade descritas e melhor entendidas nas Figuras 17 e 18.



**Figura 17: Variação de indicadores econômicos para Sim1**

A Figura 17 mostra as variações possíveis dos três indicadores, para SIM1, indicando que ROI e TIR reduzem drasticamente, o que representa risco.



**Figura 18: Variação de indicadores econômicos para Sim3**

Em ambos os casos, os tempos de retorno (*paybacks*) apresentados na tabela e nos diagramas parecem não exercerem influência considerável para a tomada de decisão. Na Figura 18, é possível observar que o tempo de retorno esperado na condição da SIM3 atinge nível máximo próximo de 8 anos e ainda há uma indicação muito favorável para as variações de ROI e TIR que variaram positivamente.

## Custo de Oportunidade

A melhor alternativa escolhida para avaliar o custo de oportunidade do bagaço de cana ora utilizado na produção de celulases, é a sua aplicação direta no sistema de cogeração de energia elétrica. Atualmente, o preço da energia excedente vendida pelas usinas para a rede de distribuição é de R\$ 100/MWh. A Tabela 21 apresenta o montante correspondente de energia elétrica cogerada, a partir das quantidades de bagaço citados nas simulações Sim1, Sim2 e Sim3 e também a receita gerada pela venda da energia excedente. Para a elaboração desta simulação, os custos operacionais e de ampliação da casa de força não foram considerados, uma vez que foi tomado como base uma usina sucroenergética que já possua equipamentos de cogeração de energia elétrica, como caldeiras de alta pressão, geradores de energia e rede de distribuição de energia interligada.

**Tabela 21: Receita da venda de energia elétrica excedente a partir do bagaço-de-cana das simulações**

|             | BGC disponível<br>(ton) | Energia<br>correspondente*<br>(MWh) | Receita bruta de<br>energia (MR\$/safra) |
|-------------|-------------------------|-------------------------------------|------------------------------------------|
| <b>Sim1</b> | 4.000                   | 35.900                              | 3,59                                     |
| <b>Sim2</b> | 8.000                   | 71.800                              | 7,18                                     |
| <b>Sim3</b> | 12.000                  | 108.000                             | 10,80                                    |

\*Energia estimada a partir da configuração de caldeiras de alta pressão (60-100 bar) e turbo-geradores de condensação com consumo específico de 4,2 MWh/ton vapor.

Comparando a receita bruta da venda de energia obtida acima (MR\$ 3,59; 7,18 e 10,80) com o Valor Presente Líquido (VPL) das 3 simulações, respectivamente (tabela 19), observa-se, isoladamente, que o investimento na produção de enzimas em planta anexa à usina sucroenergética é uma alternativa boa e viável. O montante de bagaço empregado não gera risco por ser um volume pequeno comparado ao montante gerado, como já discutido anteriormente. No entanto, analisando o risco do investimento da implantação da planta de enzimas anexa com o processo consolidado de geração de energia elétrica a partir do bagaço de cana, a segunda opção tem menor risco, pois não requer investimento extra. De fato, há o risco agregado ao processo biotecnológico que não foi ainda investigado. Os indicadores econômicos aqui determinados demonstram este risco inerente ao investimento.

## 6 CONSIDERAÇÕES FINAIS

Considerando as possíveis condições de operação da planta e de capacidade produtiva das enzimas celulolíticas aqui apresentadas, a integração da planta de celulases em uma usina sucroalcooleira pode ser uma alternativa competitiva do ponto de vista técnico e econômico. Como visto no trabalho, as variáveis do investimento fixo mais significativas são os custos de aquisição dos equipamentos, sobretudo, os esterilizadores, fermentadores e tanques de inoculação.

As variáveis operacionais mais significativas são o custo do farelo de trigo e o custo de manutenção geral dos equipamentos e transportadores.

O cenário de investimento mais favorável é aquele com montante de bagaço de cana crescente, principalmente igual ou maior que 12.000 toneladas por safra. O cenário se torna ainda mais favorável quando a atividade enzimática possa ser garantida no mínimo a 18 FPU e de endoglucanase mantida a valores em torno de 500 a 800 U/gss. A atividade enzimática das celulases é, de fato, a variável que exerce maior impacto sobre o custo final da produção de enzimas.

Quanto à decisão a ser tomada entre a queima do bagaço e a produção de enzimas, o investidor poderia acertadamente optar pela produção de enzimas no caso em que seu custo operacional seja minimizado e sua atividade enzimática seja a maior possível. A decisão menos arriscada e, portanto, conservadora é aumentar a cogeração de energia com o excedente de bagaço, entretanto se trata de um montante relativamente pequeno e que não se justificaria a receita com a venda de energia elétrica.

Por fim, devido a necessidade de instalação de vários biorreatores em série para processamento do montante de bagaço e farelo, evidencia-se aí uma limitação do tipo de fermentação em estado sólido. A dimensão do biorreator passa a ser também um fator importante. Portanto, o seu desenvolvimento tecnológico se torna essencial para viabilizar uma operação de fermentação em estado sólido em escala industrial.

## **7 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS**

Como continuação do presente trabalho, estudos de variabilidade e análise sensibilidade serão realizados para identificar outros parâmetros que possam ser preponderantes e apresentem maior impacto sobre a análise de custos do empreendimento.

Recomenda-se fortemente que as celulasas produzidas por estas condições de FES aqui apresentadas, sejam testadas em bagaço de cana pré-tratado por processos como tratamento hidrotérmico e por explosão a vapor, a fim de que melhor seja esclarecida sua condição de eficácia sobre o substrato.

Por fim, um processo integrado onde se faça o aumento da cogeração de energia elétrica e simultaneamente a aplicação de parte do excedente de bagaço para a sacarificação com enzimas comerciais, seria uma alternativa a ser analisada quanto à sua viabilidade econômica.

## ANEXO 1: Banco de Dados dos equipamentos

*Cost Estimator* – (PETERS et al., 2003)

29/7/2014
**Equipment List**

**Project Description**

ESTUDO DE VIABILIDADE TÉCNICO-ECONÔMICA DA PRODUÇÃO DE CELULASES

**Date:** julho 2014

**Project Team**

UNESP - IBILCE - DEPTO. ENGENHARIA DE ALIMENTOS

| Equipment Number | Type of Equipment                         | Equipment Specifications                   | Materials of Construction | Equipment Cost in \$, Julho 2014<br>CE index = 564.7 |              |
|------------------|-------------------------------------------|--------------------------------------------|---------------------------|------------------------------------------------------|--------------|
| 1                | Autoclave                                 | 10 capacity, m <sup>3</sup>                | Carbon Steel              | 104698                                               | USAR RELAÇÃO |
| 2                | Mixing and spherical storage tank         | 25 capacity, m <sup>3</sup>                | Carbon steel              | 51653                                                | USAR RELAÇÃO |
| 3                | Atmospheric, single Drum dryer            | 18 peripheral surface area, m <sup>2</sup> |                           | 132143                                               | USAR RELAÇÃO |
| 4                | Plate and frame Continous or Fixed Filter | 10 filter area, m <sup>2</sup>             | 316 Stainless Steel       | 18912                                                | USAR RELAÇÃO |
| 5                | Double-cone blender                       | 22 power consumption, kW                   | Carbon Steel              | 47465                                                | OK           |
| 6                | Pulverizer                                | 1 capacity, kg/s                           | 316 Stainless steel       | 88999                                                | OK           |
| 7                | Reactor                                   | 15 capacity, m <sup>3</sup>                | Glass lined steel         | 180734                                               | USAR RELAÇÃO |
| 8                | Field-erected (small) Storage             | 90 capacity, m <sup>3</sup>                | 304 Stainless steel       | 94270                                                | OK           |

## ANEXO 2: Balanço Global

### BALANÇO DE MASSA GLOBAL - por safra

5% BGC planta celulase

#### CANA E BAGAÇO

|                                     |                    |
|-------------------------------------|--------------------|
| PROCESSAMENTO DE CANA               | 1.500.000 ton cana |
| TOTAL BAGAÇO GERADO                 | 420.000 ton        |
| RESERVA DE BAGAÇO (SAFRA POSTERIOR) | 63.000 ton         |

#### PLANTA PRODUTORA (AÇÚCAR E ETANOL)

|                              |                          |
|------------------------------|--------------------------|
| CONSUMO MÉDIO VAPOR          | 420 kg vp/ton cana       |
| TAXA CONSUMO DE BAGAÇO       | 0,20 ton bagaço/ton cana |
| CONSUMO TOTAL BAGAÇO / SAFRA | 300.000 ton Bagaço/safra |

#### BAGAÇO DISPONÍVEL PARA ETANOL 2ª GERAÇÃO

|                                                |                           |
|------------------------------------------------|---------------------------|
| (BGC GERADO - RESERVA - CONSUMO BGC INDÚSTRIA) | 57.000 ton bagaço / safra |
|------------------------------------------------|---------------------------|

#### CELULASE

|                            |                      |                   |
|----------------------------|----------------------|-------------------|
| ATIVIDADE ENZIMÁTICA MÉDIA | 12,5 FPU / g seco    | CASCIATORI (2014) |
| PROTEÍNA TOTAL MÉDIA       | 0,2 g/L              | 0,008 SD          |
| <b>PRODUTIVIDADE</b>       | <b>0,130 FPU/g.h</b> |                   |
| Umidade substrato FT + BGC | <b>75%</b>           |                   |

#### CONSUMO BAGAÇO - PLANTA DE CELULASES

2.850 ton bagaço/safra

#### CONSUMO FARELO DE TRIGO

1.221 ton f.t/ safra

#### TAXA FORMAÇÃO GLICOSE

0,18 mg glicose / 1 FPU

GHOSE (1987)

#### VOLUME ÁGUA PARA EXTRAÇÃO

20 L/Kg substrato (BGC+ FT)

#### ATIVIDADE POR VOLUME DE EXTRATO

0,63 FPU/mL

#### CONCENTRAÇÃO DO EXTRATO ENZIMÁTICO

70% v/v

#### EXTRATO ENZIMA CONCENTRADA

2,08 FPU/mL

#### ATIVIDADE ENZIMÁTICA TOTAL

6,79E+10 FPU/safra

3,26E+04 fpu/m³

#### Volume de efluente líquido

24.429 m³/safra

5,0 m³/h

#### PRODUÇÃO ETANOL 2 G TEÓRICO

##### CELULOSE APROVEITADA (HEINZLE, 2006)

90%

##### DOSAGEM ENZIMA CASEIRA (10 vezes)

0,5 mL produto/ g celulose

##### GLICOSE TEÓRICA OBTIDA

12 ton glicose

#### ETANOL 100% TEÓRICO A SER OBTIDO

6 ton ETOH 100%

XIMENES (2010)

#### ETANOL HIDRATADO 95 GL

8 m³ ETOH hidratado

#### BAGAÇO ÚMIDO DISPONÍVEL À HIDRÓLISE

54.150 ton bagaço

#### Tempo de hidrólise

3 DIAS

#### Pré-tratamento - Organosolv

80% Remoção lignina

NOVO (2011)

150 min / 200°C

**DIMENSIONAMENTO EQUIPAMENTOS**

|                                         |                             |                       |               |
|-----------------------------------------|-----------------------------|-----------------------|---------------|
| VOLUME BIORREATOR INDUSTRIAL            | 25 m <sup>3</sup>           |                       |               |
| VOLUME ÚTIL                             | 18,75 m <sup>3</sup>        | 75%                   |               |
| <b>QTDE FERMENTAÇÕES</b>                | <b>48 corridas</b>          |                       |               |
| DURAÇÃO BATELADAS                       | 5 dias                      |                       |               |
| BGC PARA FES                            | 2.850 ton/safra             | 11,88 ton/dia         |               |
| FT TOTAL                                | 1.221 ton/safra             | 5,09 ton/dia          |               |
| ÁGUA + NUTRIENTES / SAFRA               | 5.537 ton/safra             | 23,07 ton/dia         |               |
| <b>TOTAL</b>                            | <b>9.609 ton</b>            | <b>40,04 ton/dia</b>  |               |
| DENSIDADE EMPACOTAMENTO                 | 330 Kg/m <sup>3</sup>       | ( Casciotori ,2014)   |               |
| VOLUME TOTAL                            | 12.338 m <sup>3</sup>       | ( BGC + FT)           |               |
| VOLUME OCUPADO (90%)                    | 11.104 m <sup>3</sup>       |                       |               |
|                                         | 231,3 m <sup>3</sup>        |                       |               |
| <b>QTDE FERMENTADORES</b>               | 9,3 unidades                |                       |               |
|                                         | <b>10 UNID</b>              |                       |               |
| VOLUME DO MISTURADOR                    | 50,0 m <sup>3</sup>         |                       |               |
| VOLUME TOTAL NECESSÁRIO                 | 121,3 m <sup>3</sup>        |                       |               |
| <b>QTDE DE MISTURADORES</b>             | <b>3 unid</b>               |                       |               |
| REATOR AGITADO INOCULAÇÃO               |                             |                       | Para 1 reator |
| VOLUME DO REATOR INÓCULO                | 50,0 m <sup>3</sup>         |                       | Aeração       |
| <b>QTDE REATORES INÓCULO</b>            | <b>3 unid</b>               |                       | O Compressor  |
| INSUMO (NUTRIENTE BALANCEADO) - 6G/L    | 66.623,38 Kg/safra          |                       |               |
| ESTERILIZADOR                           |                             |                       |               |
| MÁXIMA CAPACIDADE                       | 10 m <sup>3</sup>           |                       |               |
| <b>QTDE ESTERILIZADORES</b>             | <b>12 unid</b>              |                       |               |
| FILTRAÇÃO                               |                             |                       |               |
| VOLUME SOLVENTE EXTRAÇÃO                | 339,29 m <sup>3</sup> /dia  |                       |               |
| FILTRO ROTATIVO (10 ft x 20 ft)         | 58,00 m <sup>2</sup> / cada |                       | 0,5           |
| QUANTIDADE FILTROS ROTATIVOS            | <b>3,0 unid</b>             |                       | 130,21        |
| TANQUES DE RESÍDUOS SÓLIDOS - BGC FERM. | <b>2,0 unid</b>             |                       | 100           |
| FUNGO TERMÓFILO                         | 1000 kg/safra               |                       |               |
| <b>CUSTO DE PRODUÇÃO UNITÁRIO</b>       |                             | 5,06 US\$/100.000 FPU |               |
| <b>LUCRO BRUTO ANUAL</b>                |                             | <b>\$ 6.785.714</b>   |               |

**BALANÇO DE MASSA GLOBAL - por safra****10% BGC planta celulase****CANA E BAGAÇO**

|                                     |                    |
|-------------------------------------|--------------------|
| PROCESSAMENTO DE CANA               | 1.500.000 ton cana |
| TOTAL BAGAÇO GERADO                 | 420.000 ton        |
| RESERVA DE BAGAÇO (SAFRA POSTERIOR) | 63.000 ton         |

**PLANTA PRODUTORA (AÇÚCAR E ETANOL)**

|                              |                          |
|------------------------------|--------------------------|
| CONSUMO MÉDIO VAPOR          | 420 kg vp/ton cana       |
| TAXA CONSUMO DE BAGAÇO       | 0,20 ton bagaço/ton cana |
| CONSUMO TOTAL BAGAÇO / SAFRA | 300.000 ton Bagaço/safra |

**BAGAÇO DISPONÍVEL PARA ETANOL 2ª GERAÇÃO**

|                                                  |                                  |
|--------------------------------------------------|----------------------------------|
| (BGC GERADO - RESERVA - CONSUMO BGC INDÚSTRIA) = | <b>57.000 ton bagaço / safra</b> |
|--------------------------------------------------|----------------------------------|

**CELULASE**

|                            |                      |                   |
|----------------------------|----------------------|-------------------|
| ATIVIDADE ENZIMÁTICA MÉDIA | 12,5 FPU / g         | CASCIATORI (2014) |
| PROTEÍNA TOTAL MÉDIA       | 0,2 g/L              | 0,008 SD          |
| <b>PRODUTIVIDADE</b>       | <b>0,130 FPU/g.h</b> |                   |
| Umidade substrato FT + BGC | <b>75%</b>           |                   |

**CONSUMO BAGAÇO - PLANTA DE CELULASES****5.700 ton bagaço/safra****CONSUMO FARELO DE TRIGO****2.443 ton f.t/ safra**

|                                    |                             |              |
|------------------------------------|-----------------------------|--------------|
| TAXA FORMAÇÃO GLICOSE              | 0,18 mg glicose / 1 FPU     | GHOSE (1987) |
| VOLUME ÁGUA PARA EXTRAÇÃO          | 20 L/Kg substrato (BGC+ FT) |              |
| ATIVIDADE POR VOLUME DE EXTRATO    | 0,63 FPU/mL                 |              |
| CONCENTRAÇÃO DO EXTRATO ENZIMÁTICO | 70% v/v                     |              |
| EXTRATO ENZIMA CONCENTRADA         | 2,08 FPU/mL                 |              |

**ATIVIDADE ENZIMÁTICA TOTAL****1,36E+11 FPU/safra**

|                            |                 |           |
|----------------------------|-----------------|-----------|
| Volume de efluente líquido | 48.857 m³/safra | 10,0 m³/h |
|----------------------------|-----------------|-----------|

**PRODUÇÃO ETANOL 2 G TEÓRICO**

|                                      |                          |
|--------------------------------------|--------------------------|
| CELULOSE APROVEITADA (HEINZLE, 2006) | 90%                      |
| DOSAGEM ENZIMA CASEIRA (10 vezes)    | 0 mL produto/ g celulose |
| GLICOSE TEÓRICA OBTIDA               | 24 ton glicose           |

**ETANOL 100% TEÓRICO A SER OBTIDO****12 ton ETOH 100%****ETANOL HIDRATADO 95 GL****15 m³ ETOH hidratado**

XIMENES (2010)

**BAGAÇO ÚMIDO DISPONÍVEL À HIDRÓLISE****51.300 ton bagaço****Tempo de hidrólise****3 DIAS**

**BALANÇO DE MASSA GLOBAL - por safra****15% BGC planta celulase****CANA E BAGAÇO**

|                                     |                    |
|-------------------------------------|--------------------|
| PROCESSAMENTO DE CANA               | 1.500.000 ton cana |
| TOTAL BAGAÇO GERADO                 | 420.000 ton        |
| RESERVA DE BAGAÇO (SAFRA POSTERIOR) | 63.000 ton         |

**PLANTA PRODUTORA (AÇÚCAR E ETANOL)**

|                              |                          |             |
|------------------------------|--------------------------|-------------|
| CONSUMO MÉDIO VAPOR          | 420 kg vp/ton cana       |             |
| TAXA CONSUMO DE BAGAÇO       | 0,20 ton bagaço/ton cana |             |
| CONSUMO TOTAL BAGAÇO / SAFRA | 300.000 ton Bagaço/safra | 0,714285714 |

**BAGAÇO DISPONÍVEL PARA ETANOL 2ª GERAÇÃO**

|                                                  |                                  |             |
|--------------------------------------------------|----------------------------------|-------------|
| (BGC GERADO - RESERVA - CONSUMO BGC INDÚSTRIA) = | <b>57.000 ton bagaço / safra</b> | 0,135714286 |
|--------------------------------------------------|----------------------------------|-------------|

**CELULASE**

|                            |                      |                   |
|----------------------------|----------------------|-------------------|
| ATIVIDADE ENZIMÁTICA MÉDIA | 12,5 FPU / g         | CASCIATORI (2014) |
| PROTEÍNA TOTAL MÉDIA       | 0,2 g/L              | 0,008 SD          |
| <b>PRODUTIVIDADE</b>       | <b>0,130 FPU/g.h</b> |                   |
| Umidade substrato FT + BGC | <b>75%</b>           |                   |

**CONSUMO BAGAÇO - PLANTA DE CELULASES****8.550 ton bagaço/safra****CONSUMO FARELO DE TRIGO****3.664 ton f.t/ safra**

|                                    |                             |
|------------------------------------|-----------------------------|
| TAXA FORMAÇÃO GLICOSE              | 0,18 mg glicose / 1 FPU     |
| VOLUME ÁGUA PARA EXTRAÇÃO          | 20 L/Kg substrato (BGC+ FT) |
| ATIVIDADE POR VOLUME DE EXTRATO    | 0,63 FPU/mL                 |
| CONCENTRAÇÃO DO EXTRATO ENZIMÁTICO | 70% v/v                     |
| EXTRATO ENZIMA CONCENTRADA         | 2,08 FPU/mL                 |

**ATIVIDADE ENZIMÁTICA TOTAL****2,04E+11 FPU/safra**

9,77E+04 fpu/m³

|                            |                 |           |
|----------------------------|-----------------|-----------|
| Volume de efluente líquido | 73.286 m³/safra | 15,0 m³/h |
|----------------------------|-----------------|-----------|

**PRODUÇÃO ETANOL 2 G TEÓRICO**

|                                      |     |
|--------------------------------------|-----|
| CELULOSE APROVEITADA (HEINZLE, 2006) | 90% |
|--------------------------------------|-----|

|                        |               |
|------------------------|---------------|
| GLICOSE TEÓRICA OBTIDA | 0 ton glicose |
|------------------------|---------------|

**ETANOL 100% TEÓRICO A SER OBTIDO****0 ton ETOH 100%****ETANOL HIDRATADO 95 GL****0 m³ ETOH hidratado****BAGAÇO ÚMIDO DISPONÍVEL À HIDRÓLISE****48.450 ton bagaço**

## ANEXO 3: Capex e Opex

**CAPEX 2**

|                       |             |              |
|-----------------------|-------------|--------------|
| <b>Custos Diretos</b> | <b>M \$</b> | <b>15,53</b> |
|-----------------------|-------------|--------------|

| TAG                 | EQUIPAMENTOS (CE index = 564.7)           | \$ (unid) | QTDE | Total (M \$) |
|---------------------|-------------------------------------------|-----------|------|--------------|
| MX-101              | Misturador contínuo                       | 89.508    | 5    | 447.538      |
| ST-101              | Esterilizador                             | 181.427   | 24   | 4.402.162    |
| V-101, V-102, V-103 | Reator de inoculação com agitador         | 251.908   | 5    | 1.259.539    |
| V-104, V-105, V-106 | Fermentadores                             | 251.908   | 19   | 4.786.247    |
| G-101 -> G-104      | Sopradores de ar / compressor             | 88.999    | 19   | 1.690.981    |
| F-101               | Filtro rotativo à vácuo                   | 387.881   | 3    | 1.163.643    |
| B-101               | Evaporador à vácuo                        | 270.863   | 3    | 812.589      |
| R-101, R-102, R-103 | Tanque resíduo sólido - bagaço fermentado | 94.270    | 4    | 377.080      |
| R-104               | Armazenamento - produto acabado           | 94.270    | 1    | 94.270       |
|                     |                                           |           |      | <b>15,03</b> |

| TAG   | CORRENTES DE PROCESSO  | \$ (unid)  | QTDE | Total (M \$) |
|-------|------------------------|------------|------|--------------|
| S-101 | Rosca helicoidal       | 223.313,98 | 1    | 223.314      |
| S-102 | Rosca helicoidal       | 223.313,98 | 1    | 223.314      |
| S-103 | Rosca helicoidal       | 223.313,98 | 1    | 223.314      |
| S-104 | Rosca helicoidal       | 223.313,98 | 1    | 223.314      |
| S-105 | Rosca helicoidal       | 223.313,98 | 1    | 223.314      |
| S-106 | Rosca helicoidal       | 223.313,98 | 1    | 223.314      |
| S-107 | Rosca helicoidal       | 223.313,98 | 1    | 223.314      |
| S-108 | Rosca helicoidal       | 223.313,98 | 1    | 223.314      |
| S-109 | Rosca helicoidal       | 223.313,98 | 1    | 223.314      |
| S-110 | Rosca helicoidal       | 223.313,98 | 1    | 223.314      |
| S-111 | Correia transportadora | 39.079,95  | 1    | 39.080       |
| S-112 | Correia transportadora | 39.079,95  | 1    | 39.080       |
| S-113 | Correia transportadora | 39.079,95  | 1    | 39.080       |
| S-120 | Correia transportadora | 39.079,95  | 1    | 39.080       |
| S-121 | Correia transportadora | 39.079,95  | 1    | 39.080       |
| S-122 | Correia transportadora | 39.079,95  | 1    | 39.080       |
| S-123 | Correia transportadora | 39.079,95  | 1    | 39.080       |
|       |                        |            |      | <b>0,50</b>  |

|                         |             |             |
|-------------------------|-------------|-------------|
| <b>Custos Indiretos</b> | <b>M \$</b> | <b>6,01</b> |
|-------------------------|-------------|-------------|

**AUTOMAÇÃO**

|                                                  |                  |             |
|--------------------------------------------------|------------------|-------------|
| Aquisição de Instrumentação e painéis de energia | 10% equipamentos | <b>1,50</b> |
|--------------------------------------------------|------------------|-------------|

**MONTAGEM E INTERLIGAÇÕES**

|                                                                |                  |             |
|----------------------------------------------------------------|------------------|-------------|
| Realização de Interligações de processo, válvulas, empreiteira | 10% equipamentos | <b>1,50</b> |
|----------------------------------------------------------------|------------------|-------------|

**OBRA CIVIL**

|                                      |                 |             |
|--------------------------------------|-----------------|-------------|
| Realização de fundação e bases civis | 5% equipamentos | <b>0,75</b> |
|--------------------------------------|-----------------|-------------|

**ENGENHARIA E SUPERVISÃO**

|                         |                  |             |
|-------------------------|------------------|-------------|
| Engenharia e assessoria | 15% equipamentos | <b>2,26</b> |
|-------------------------|------------------|-------------|

|                     |                 |      |             |      |
|---------------------|-----------------|------|-------------|------|
| <b>Contingência</b> | $0,20 \cdot CF$ | 0,20 | <b>M \$</b> | 4,31 |
| <b>Contratos</b>    | $0,05 \cdot CF$ | 0,05 | <b>M \$</b> | 1,08 |

**CAPITAL DE GIRO (working capital)**

|                                     |      |             |             |
|-------------------------------------|------|-------------|-------------|
| Capital de Giro ( $0,20 \cdot CF$ ) | 0,20 | <b>M \$</b> | <b>5,39</b> |
|-------------------------------------|------|-------------|-------------|

|                                                                  |             |              |
|------------------------------------------------------------------|-------------|--------------|
| <b>Investimento Total : Capital Fixo (C indireto + C direto)</b> | <b>M \$</b> | <b>26,93</b> |
|------------------------------------------------------------------|-------------|--------------|

**OPEX 2 - anual**

| <b>TAG</b>                                                              | <b>MATERIAIS</b>                                             | <b>US\$/ton</b>  | <b>Total ( M \$ )</b> |                       |
|-------------------------------------------------------------------------|--------------------------------------------------------------|------------------|-----------------------|-----------------------|
| FT                                                                      | Farelo de trigo                                              | 169,72           |                       | 414.598               |
| BGC                                                                     | Bagaco de cana                                               | 17,87            |                       | 101.831               |
| FUN                                                                     | Microrganismo - fungo filamentoso                            | 23.224,65        |                       | 23.225                |
| NUT                                                                     | Nutrientes - composto balanceado                             | 1.563,20         |                       | 104.146               |
|                                                                         |                                                              |                  |                       | <b>0,64</b>           |
| <b>TAG</b>                                                              | <b>UTILIDADES DE PROCESSO</b>                                | <b>Fator</b>     | <b>Total ( M \$ )</b> |                       |
| E.EL                                                                    | Consumo de energia elétrica                                  | 100 R\$/MWh      |                       | 299.029               |
| VS-00                                                                   | Vapor de processo                                            | 4,02 R\$/ton     |                       | 294.740               |
|                                                                         | Tratamento de efluentes / residuos sólidos                   |                  |                       | 2.321                 |
|                                                                         |                                                              |                  |                       | <b>0,60</b>           |
| <b>TAG</b>                                                              | <b>MÃO-DE-OBRA</b>                                           | <b>R\$ (mês)</b> | <b>QTDE</b>           | <b>Total ( M \$ )</b> |
| EXT                                                                     | Recebimento matéria-prima (BGÇ / FT)                         | 1.860            | 2                     | 19.937                |
| MANUT                                                                   | Manutenção (Instrumentação e compressores)                   | 3.174            | 2                     | 34.022                |
| BIOTEC                                                                  | Operação do misturador, reator de inoculo                    | 2.150            | 2                     | 23.046                |
| ENZ                                                                     | Operação Biorreatores /Centrifuga de separação / Ultrafiltro | 2.150            | 4                     | 46.092                |
| LAB                                                                     | Controle de Qualidade - análises                             | 2.500            | 1                     | 13.399                |
| LOG                                                                     | Condicionamento do produto final                             | 2.500            | 2                     | 26.798                |
|                                                                         |                                                              |                  |                       | <b>0,163</b>          |
| <b>TAG</b>                                                              | <b>MANUTENÇÃO</b>                                            | <b>Fator /CF</b> | <b>TOTAL (M \$ )</b>  |                       |
| MANUT                                                                   | Manutenção e reparos do processo em geral                    | 0,08             |                       | <b>2,154</b>          |
| <b>TAG</b>                                                              | <b>IMPOSTOS / TAXAS / ENCARGOS</b>                           | <b>Fator /CF</b> | <b>TOTAL (M \$ )</b>  |                       |
| TAX                                                                     | Taxes (property)                                             | 0,02             |                       | <b>0,539</b>          |
| FINA                                                                    | Financing (interest)                                         | -                |                       | -                     |
| SEG                                                                     | Insurance                                                    | 0,01             |                       | 0,269                 |
| ALUG                                                                    | Rent                                                         | -                |                       | -                     |
| DEPR                                                                    | Depreciation                                                 | cálculo separado |                       | -                     |
| R&D                                                                     | Pesquisa e Desenvolvimento                                   | 0,04             |                       | 1,077                 |
|                                                                         |                                                              |                  |                       | <b>1,885</b>          |
| <b>Custos Variáveis</b>                                                 |                                                              |                  |                       | <b>3,558</b>          |
| <b>CUSTO DE MANUFATURA (Custos variáveis + Impostos/Taxas/Encargos)</b> |                                                              |                  |                       | <b>5,443</b>          |

**CAPEX - 3**

| <b>Custos Diretos</b> |  | <b>M \$</b> |  | <b>22,51</b> |
|-----------------------|--|-------------|--|--------------|
|-----------------------|--|-------------|--|--------------|

| <b>TAG</b>          | <b>EQUIPAMENTOS (CE index = 564.7)</b>    | <b>\$ (unid)</b> | <b>QTDE</b> | <b>Total (M \$)</b> |
|---------------------|-------------------------------------------|------------------|-------------|---------------------|
| MX-101              | Misturador contínuo                       | 89.508           | 8           | 716.060             |
| ST-101              | Esterilizador                             | 181.427          | 36          | 6.603.243           |
| V-101, V-102, V-103 | Reator de inoculação com agitador         | 251.908          | 8           | 2.015.262           |
| V-104, V-105, V-106 | Fermentadores                             | 251.908          | 28          | 7.053.417           |
| G-101 -> G-104      | Sopraadores de ar / compressor            | 88.999           | 28          | 2.491.972           |
| F-101               | Filtro rotativo à vácuo                   | 387.881          | 3           | 1.163.643           |
| B-101               | Evaporador à vácuo                        | 270.863          | 3           | 812.589             |
| R-101, R-102, R-103 | Tanque resíduo sólido - bagaço fermentado | 94.270           | 6           | 565.620             |
| R-104               | Armazenamento - produto acabado           | 94.270           | 1           | 94.270              |
|                     |                                           |                  |             | <b>21,52</b>        |

| <b>TAG</b> | <b>CORRENTES DE PROCESSO</b> | <b>\$ (unid)</b> | <b>QTDE</b> | <b>Total (M \$)</b> |
|------------|------------------------------|------------------|-------------|---------------------|
| S-101      | Rosca helicoidal             | 223.313,98       | 2           | 446.628             |
| S-102      | Rosca helicoidal             | 223.313,98       | 2           | 446.628             |
| S-103      | Rosca helicoidal             | 223.313,98       | 2           | 446.628             |
| S-104      | Rosca helicoidal             | 223.313,98       | 2           | 446.628             |
| S-105      | Rosca helicoidal             | 223.313,98       | 2           | 446.628             |
| S-106      | Rosca helicoidal             | 223.313,98       | 2           | 446.628             |
| S-107      | Rosca helicoidal             | 223.313,98       | 2           | 446.628             |
| S-108      | Rosca helicoidal             | 223.313,98       | 2           | 446.628             |
| S-109      | Rosca helicoidal             | 223.313,98       | 2           | 446.628             |
| S-110      | Rosca helicoidal             | 223.313,98       | 2           | 446.628             |
| S-111      | Correia transportadora       | 39.079,95        | 2           | 78.160              |
| S-112      | Correia transportadora       | 39.079,95        | 2           | 78.160              |
| S-113      | Correia transportadora       | 39.079,95        | 2           | 78.160              |
| S-120      | Correia transportadora       | 39.079,95        | 2           | 78.160              |
| S-121      | Correia transportadora       | 39.079,95        | 2           | 78.160              |
| S-122      | Correia transportadora       | 39.079,95        | 2           | 78.160              |
| S-123      | Correia transportadora       | 39.079,95        | 2           | 78.160              |
|            |                              |                  |             | <b>0,99</b>         |

| <b>Custos Indiretos</b> |  | <b>M \$</b> |  | <b>8,61</b> |
|-------------------------|--|-------------|--|-------------|
|-------------------------|--|-------------|--|-------------|

**AUTOMAÇÃO**

|                                                  |                  |             |
|--------------------------------------------------|------------------|-------------|
| Aquisição de Instrumentação e painéis de energia | 10% equipamentos | <b>2,15</b> |
|--------------------------------------------------|------------------|-------------|

**MONTAGEM E INTERLIGAÇÕES**

|                                                                |                  |             |
|----------------------------------------------------------------|------------------|-------------|
| Realização de Interligações de processo, válvulas, empreiteira | 10% equipamentos | <b>2,15</b> |
|----------------------------------------------------------------|------------------|-------------|

**OBRA CIVIL**

|                                      |                 |             |
|--------------------------------------|-----------------|-------------|
| Realização de fundação e bases civis | 5% equipamentos | <b>1,08</b> |
|--------------------------------------|-----------------|-------------|

**ENGENHARIA E SUPERVISÃO**

|                         |                  |             |
|-------------------------|------------------|-------------|
| Engenharia e assessoria | 15% equipamentos | <b>3,23</b> |
|-------------------------|------------------|-------------|

|                     |                |             |             |             |
|---------------------|----------------|-------------|-------------|-------------|
| <b>Contingência</b> | <b>0,20*CF</b> | <b>0,20</b> | <b>M \$</b> | <b>6,22</b> |
| <b>Contratos</b>    | <b>0,05*CF</b> | <b>0,05</b> | <b>M \$</b> | <b>1,56</b> |

**CAPITAL DE GIRO (working capital)**

|                           |             |             |             |
|---------------------------|-------------|-------------|-------------|
| Capital de Giro (0,20*CF) | <b>0,20</b> | <b>M \$</b> | <b>7,78</b> |
|---------------------------|-------------|-------------|-------------|

|                                                                  |             |  |              |
|------------------------------------------------------------------|-------------|--|--------------|
| <b>Investimento Total : Capital Fixo (C indireto + C direto)</b> | <b>M \$</b> |  | <b>38,90</b> |
|------------------------------------------------------------------|-------------|--|--------------|

**OPEX 3 - anual**

| TAG                                                                     | MATERIAIS                                                    | US\$/ton         | Total ( M \$ ) |                |
|-------------------------------------------------------------------------|--------------------------------------------------------------|------------------|----------------|----------------|
| FT                                                                      | Farelo de trigo                                              | 169,72           | 621.898        |                |
| BGC                                                                     | Bagaço de cana                                               | 17,87            | 152.747        |                |
| FUN                                                                     | Microrganismo - fungo filamentoso                            | 23.224,65        | 23.225         |                |
| NUT                                                                     | Nutrientes - composto balanceado                             | 1.563,20         | 104.146        |                |
|                                                                         |                                                              |                  | 0,90           |                |
| TAG                                                                     | UTILIDADES DE PROCESSO                                       | Fator            | Total ( M \$ ) |                |
| E.EL                                                                    | Consumo de energia elétrica                                  | 100 R\$/MWh      | 299.029        |                |
| VS-00                                                                   | Vapor de processo                                            | 4,02 R\$/ton     | 434.354        |                |
|                                                                         | Tratamento de efluentes / resíduos sólidos                   |                  | 2.321          |                |
|                                                                         |                                                              |                  | 0,74           |                |
| TAG                                                                     | MÃO-DE-OBRA                                                  | R\$ (mês)        | QTDE           | Total ( M \$ ) |
| EXT                                                                     | Recebimento matéria-prima (BGÇ / FT)                         | 1.860            | 2              | 19.937         |
| MANUT                                                                   | Manutenção (Instrumentação e compressores)                   | 3.174            | 2              | 34.022         |
| BIOTEC                                                                  | Operação do misturador, reator de inoculo                    | 2.150            | 2              | 23.046         |
| ENZ                                                                     | Operação Biorreatores /Centrífuga de separação / Ultrafiltro | 2.150            | 4              | 46.092         |
| LAB                                                                     | Controle de Qualidade - análises                             | 2.500            | 1              | 13.399         |
| LOG                                                                     | Condicionamento do produto final                             | 2.500            | 2              | 26.798         |
|                                                                         |                                                              |                  |                | 0,163          |
| TAG                                                                     | MANUTENÇÃO                                                   | Fator /CF        | TOTAL (M \$ )  |                |
| MANUT                                                                   | Manutenção e reparos do processo em geral                    | 0,08             | 3,112          |                |
| TAG                                                                     | IMPOSTOS / TAXAS / ENCARGOS                                  | Fator /CF        | TOTAL (M \$ )  |                |
| TAX                                                                     | Taxes (property)                                             | 0,02             | 0,78           |                |
| FINA                                                                    | Financing (interest)                                         | -                | -              |                |
| SEG                                                                     | Insurance                                                    | 0,01             | 0,39           |                |
| ALUG                                                                    | Rent                                                         | -                | -              |                |
| DEPR                                                                    | Depreciation                                                 | cálculo separado | -              |                |
| R&D                                                                     | Pesquisa e Desenvolvimento                                   | 0,04             | 1,56           |                |
|                                                                         |                                                              |                  | 2,723          |                |
| <b>Custos Variáveis</b>                                                 |                                                              |                  | <b>4,913</b>   |                |
| <b>CUSTO DE MANUFATURA (Custos variáveis + Impostos/Taxas/Encargos)</b> |                                                              |                  | <b>7,635</b>   |                |

## REFERÊNCIAS

- ADNEY, B; BAKER, J. *Measurement of cellulases activities*. Laboratory Analytical Procedure. National Renewable Energy Laboratory (NREL). Technical Report TP-510-42628. jan. 2008.
- ALBARELLI, Juliana; ENSINAS, Adriano; SILVA, Maria A. Product diversification to enhance economic viability of second generation ethanol production in Brazil: the case of the sugar and ethanol joint production. *Chemical Engineering Research and Design* 92. 2014.
- ANDRIC, Pavle. Anne S. MEYER, Peter A. JENSEN, Kim DAM-JOHANSEN. Reactor design for minimizing product inhibition during enzymatic lignocellulose hydrolysis. II. Quantification of inhibition and suitability of membrane reactors. *Biotechnology Advances*. 28 (2010) 407–425p.
- AQUITEMRH (2014). Consulta em fevereiro de 2015 .Disponível em [www.aquitemrh.com.br](http://www.aquitemrh.com.br)
- BAASEL, W.D. *Preliminary Chemical Engineering Plant Design*. 2<sup>nd</sup> edition. Van Nostrand Reinhold. New York. 1990. 572p.
- BACK, Nelson. OGLIARI, André. DIAS, Acires. DA SILVA, Jonny C.. PROJETO INTEGRADO DE PRODUTOS – Planejamento, Concepção e Modelagem. Editora Manole, 2008.
- BANERJEE, G., SCOTT-CRAIG, J.S., WALTON, J.D. Improving Enzymes for Biomass Conversion: A Basic Research Perspective. *Bioenergy Research*, v. 3, p. 82-92, 2010.
- BARGA, Marcelo Calide. Modelo De Inferência Para A Determinação Da Umidade Do Leito De Um Biorreator Piloto De Fermentação No Estado Sólido. **Dissertação de Mestrado**, UFPR, 2007.
- BEDFORD, M.;PARTRIDGE, G. *Enzymes in farm animal nutrition* – 2<sup>nd</sup>. Edition. CAB International, United Kingdom, 2010. Pg.8,9,10.
- BHAT,M. Cellulases and related enzymes in biotechnology. *Biotechnology Adv.*,18, 2000. Pg. 355-388. *Biochem. En. J.*, v. 13, p. 137-147, 2003.
- BNDES – Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social. Disponível em [www.bndes.gov.br/areasdeatuacao/inovacao/paiss](http://www.bndes.gov.br/areasdeatuacao/inovacao/paiss). Acesso em agosto de 2014.
- BRAMORSKI, A. Caracterização do crescimento e produção de metabólitos voláteis por fungos filamentosos cultivados sobre substratos agroindustriais. **Dissertação (Mestrado)** - Universidade Federal do Paraná, 1997.

BRIJWANI, K.; Oberoi HS, Vadhani PV. Production of a cellulolytic enzyme system in mixed-culture solid-state fermentation of soybean hulls supplemented with wheat bran. *Process Biochem.*2010;45:120–128.

CASAROTTO FILHO, Nelson, KOPITKE, Bruno H., *Análise de Investimentos*. São Paulo, Editora Atlas, 2000.

CASCIATORI, F.P.; LAURENTINO, C.L.; ZANELATO, A.I. THOMÉO, J.C. Hygroscopic properties of solid agro-industrial by-products used in solid-state fermentation, *Industrial Crops and Products*, 64: 114 - 123, 2015

CASCIATORI, F.P. Biorreatores de leito fixo para fermentação em estado sólido: ampliação de escala para produção de celulasas de origem fúngica. **Relatório FAPESP Parcial de Doutorado**, 2014.

CASTILHO, L.R, POLATO, C.M.S, BARUQUE, E.A, SANT'ANNA FR.,G.,FREIRE, D.M.G. Economic analysis of lipase production by *Penicillium restrictum* in solid-state and submerged fermentations. *Biochemical Engineering Journal* 4 (2000), 239-247.

CASTRO, A.M., CARVALHO,D.F., FREIRE, D.,M.G., CASTILHO, L.R. Economic analysis of the production of amylases and other hidrolases by *Aspergillus awamori* in solid-state fermentation of babassu cake. *Enzyme Research* (2010), id 576872.

CLIC Mercado. Disponível em <[www.clicmercado.com.br/novo/cotacoes](http://www.clicmercado.com.br/novo/cotacoes)>.

CORTEZ, Luiz Augusto Barbosa. **Bioetanol de cana-de-açúcar: P&D para produtividade e sustentabilidade**. São Paulo, Ed. Blucher, 2010. 954p.

COST ESTIMATOR software livre. Disponível em: <[HTTP://highered.mcgrawhill.com/sites/0072392665/student\\_view0/cost\\_estimator.html](http://highered.mcgrawhill.com/sites/0072392665/student_view0/cost_estimator.html)>. Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 5/e Max. PETERS, S. Timmerhaus, Klaus. University of Colorado, Boulder Ronald E. West. Acessado em mar-ago 2014.

COURI, S.; Terzi, S. C.; Pinto, G. A. S.; Freitas, S. P. and Costa, A. C. A. (2000), Hydrolytic enzyme production in solid-state fermentation by *Aspergillus niger* 3T5B8. *Process Biochem.*, **36**, 255-261.

CRUZ, Luiz Felipe Lomanto Santa. DUARTE, Carla Grigolletto. MALHEIROS, Tadeu Fabrício. PIRES, Eduardo Cleto. Análise da viabilidade técnica, econômica e ambiental das atuais formas de aproveitamento da vinhaça: fertirrigação, concentração e biodigestão. *Revista Brasileira de Ciências Ambientais*. Nº29. Setembro de 2013. ISSN Eletrônico 2176-9478.

CTBE – Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Bioetanol. *The Virtual Sugarcane Biorefinery (VSB)*. Technological Assessment Program (PAT). Report. 2011. Campinas, 2012. Disponível em <http://ctbe.cnpem.br/wp-content/uploads/2014/07/vsb-report-2011.pdf>.

DOS SANTOS, Diego TRESINARI, Boutros Fouad SARROUH, DOS SANTOS, J.C., Victor Haber, PÉREZ, DA SILVA, Silvio Silvério. Potencialidades e aplicações da fermentação semi-sólida em Biotecnologia. Janus, Vol. 3, No. 4 (2006). *Engineering Journal*, v. 13, n. 2-3, p. 113-125, 2003. [www.fatea.br](http://www.fatea.br)

ERLICH C, Öhman M, BJÖRNBOM E, FRASSON T. Thermochemical characteristics of sugar cane bagasse pellets. *Fuel*, 2004; 84 (2005): 569-575.

FERREIRA-LEITÃO, V., GOTTSCHALK LMF, FERRARA MA, NEPOMUCENO AL, Molinari, H.B.C, et al (2010) Biomasse Residues in Brazil: Availability and Potential Uses. *Waste Biomass Valor.* v 1:65-76.

FOOD AND AGRICULTURE ORGANIZATION OF THE UNITED NATIONS <http://faostat.fao.org/site/339/default.aspx>. Consulta em novembro de 2013.

FUJITA, Y.; ITO, J.; UEDA, M.; FUKUDA, H.; KONDO, A. Synergistic Saccharification and direct fermentation to ethanol of amorphous cellulose by use of an engineered yeast strain codisplaying three types of cellulolytic enzyme. *Appl. Environ. Microbiol.*, v. 70, n. 2, p. 1207-1212, 2004.

GACESA, P. HUBBLE, J. Tecnologia de las enzimas. Editorial Acribia S.A Zaragoza, 1990.

GALBE, M. O, WALLBERG, G. ZACCHI Techno-Economic Aspects of Ethanol Production from Lignocellulosic *Agricultural Crops and Residues*. 2011. LUND UNIVERSITY, Lund, Sweden.

GALBE, M., & ZACCHI, G. (2002). A review of the production of ethanol from softwood. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 59(6), 618 e 628.

GOLUNSKI, S. Viviane ASTOLFI, Naira Carniel, Débora DE OLIVEIRA, Marco Di LUCCIO, Marcio A. MAZUTTI, Helen TREICHEL. Ethanol precipitation and ultrafiltration of inulinases from *Kluyveromyces marxianus*. *Separation and Purification Technology* 78 (2011) 261–265.

GOMES, E.; AGUIAR, A. P.; BOSCOLO, M.; CARVALHO, C. C.; SILVA, R.; BONFÁ, M. R. B. Ligninases production by basidiomycetes strains on lignocellulosic agricultural residues and decolorization of synthetic dyes. *J. Biotechnol.*, v. 131, p. S228, 2007.

GHOSE, T.K. Measurement of cellulase activities. **Pure & Applied Chemistry**. V.59, Pure & Appl. Chemistry, Vol. 59, No. 2, pp. 257—268, 1987.

GOMES, Ana Carolina dos Santos. Cinética de crescimento do fungo termófilo *Myceliophthora thermophila* M. 7.7 em cultivo no estado sólido. **Dissertação de mestrado**. São José do Rio Preto, SP. 2015

GRAJALES Agudelo, Lina María. Desenvolvimento de um biorreator rotativo para produção de enzimas celulolíticas por fermentação em estado sólido / Lina María Grajales Agudelo. **Tese de Doutorado**. -- São José do Rio Preto, 2014.

GREINER, R. *Authorization Procedure for Food and Feed Enzymes within the European Union*. Professor da Max Rubner Institut, Karlsruhe, Alemanha. **Palestra** ministrada na Universidade Estadual Paulista, UNESP, outubro de 2013.

GUARANI S/A. Apresentação do Comitê de Insumos. Departamento Corporativo de Processos e Planejamento de Produção. Eng. Fabrício Bruno Mendes. Olímpia, SP. 2010.

HAKI, D.G. RAKSHIT, S.K. Development of industrially important thermostable enzymes: a review. *Bioresource Technology* (89) 2003. P. 17-34.

HEINZLE, Elmar, Arno P. Biwer, Charles L. Cooney. *Development of sustainable bioprocesses: modeling and assessment*. Editora Wiley, 2006. Pg.3-112.

HIMMEL, M., Ruth, M., Wyman, C. Cellulase for commodity products from cellulosic biomass. *Curr. Opin. Biotechnology*, 10.1999. Pg.358-364.

IBANEZ, Omar. Gerente de projetos Alltech: Saúde Animal. Disponível em: <<http://pt.alltech.com/animal-nutrition>>, México. 2014.

IEA, Internactional Energy Agency (2013). Disponível em [www.iea.org](http://www.iea.org). Acesso em: janeiro/2014.

IPEA (Instituto de Pesquisa Econômica Aplicada). Relatório de Pesquisa: Diagnóstico de Resíduos Sólidos Urbanos. Brasília, 2012. 74p.

ILLANES, A. *Biotecnologia de enzimas*. Ediciones Universitárias de Valparaiso, Valparaíso, 1994. 320p.

JAVED, M. M., Zahoor, S., Shafaat, S., Mehmooda, I., Gul, A., Rasheed, H., et al. (2012). Wheat bran as brown gold: nutritious value and its biotechnological applications. *African Journal of Microbiology Research*, 5(17), 724e733.

Jornal do Comércio: <[www.jconline.uol.com.br](http://www.jconline.uol.com.br)>, acesso em 09 de dezembro de 2012.

KASSAI, J.R. KASSAI, Silvia. DOS SANTOS, Ariovaldo. NETO, Alexandre Assaf. Retorno de Investimento. Editoria Atlas. 2ª edição. FIPECAFI. São Paulo, 2000.

KLEINFELD, I.H. *Engineering Economics – Analysis for evaluation of alternatives*. John Wiley & Sons. Canada, 1993.

KLEIN-MARCUSCHAMER, D. POPIEL, P.O., SIMMONS, B.A., BLANCH, H.W. The Challenge of enzyme cost in the production of lignocellulosic biofuels. *Biotechnology and Bioengineering*. 2011. Wiley periodicals inc.

KIM, Youngmi; HENDRICKSON, Rick; MOSIER, Nathan S.; LADISCH, MICHAEL R. Liquid Hot Water Pretreatment of Cellulosic Biomass. *Biofuels, Methods in Molecular Biology*, Volume 581. ISBN 978-1-60761-213-1. Humana Press, 2009, p. 93

KOCHAVI, D.,VIDEBAEK, T. Cadroni, D. Optimizing processing conditions in enzymatic stonewashing. *American Dyestuff Reporter*. Sept 1990. 26-28p.

LAURENTINO, C. L. Transferência de calor em leitos fixos com aplicações em reatores de fermentação em estado sólido. 2007. 105 f. **Dissertação (Mestrado)** – Universidade Estadual Paulista, São José do Rio Preto, 2007.

LIMA, Caio Augusto Funck de. Avaliação econômica do processo de produção de celulase através de cultivo em meio sólido /CAF de Lima. São Paulo, SP. 2011. Dissertação de Mestrado. Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia Química. p. 135.

LOPES, C. S. D. Análise ambiental da fase de acabamento do jeans. *Interface Revista de Saúde, Meio Ambiente e Sustentabilidade*, v. 6, n. 3, p. 87-102, 2011.

LOPO, Antônio; BRITO, Lauro; SILVA, Paulo Roberto; MARTINS, Eliseu. Custo de oportunidade, custo de capital, juros sobre o capital próprio, EVA e MVA. In: MARTINS, Eliseu (Org.). **Avaliação de empresas: da mensuração contábil à econômica**. São Paulo: Atlas, 2001.

LIMA, A. L. G.; NASCIMENTO, R. P.; BON, E. P. S.; COELHO, R. R. R. Streptomyces drozdowiczii cellulase production using agro-industrial by-products and its potential use in the detergent and textile industries. *Enzyme and Microbial Technology*, v. 37, p. 272-277, 2005.

LYND, L.R. Overview and evaluation of fuel ethanol from cellulosic biomass: Technology, Economics, the Environment, the Policy. *Annual Rev. Energy Env.* (1996). 21-403-65.

MACRELLI, S. MOGENSEN, J. ZACCHI, G. Techno-economic evaluation of 2nd generation bioethanol production from sugar cane bagasse and leaves integrated with the sugar-based ethanol process. *Biotechnology for biofuels*. 2012. 5:22.

MANDELS M, Medeiros JE, Andreotti RE, Bisset FH. *Enzymatic hydrolysis of cellulose—effect of physicochemical properties of cellulose on adsorption and rate of hydrolysis*. Biotechnol Bioeng 1981;23:2009–26.

MARTINS, A. S.; VIEIRA, P. F.; BERCHIELLI, T. T.; PRADO, I. N. Degradabilidade de volumosos utilizando enzimas fibrolíticas. *Acta Scientiarum: Animal Sciences*, v. 30, n. 4, p. 435-442, 2008.

MARKET REPORT. Disponível em: <<http://www.marketresearchreports.biz/analysis-details/global-industrial-enzymes-market-report-2013-edition>>. Acesso em 21 janeiro de 2014.

MARTIN, C., GALBE M, WAHLBOM CF, Hahn-Haergerdal B, JONSSON LJ. Ethanol production from enzymatic hydrolyzates of sugarcane bagasse using recombinant xylose-utilising *S. cerevisiae*. *Enzym Microb Technol* 2002;31:274 e 82.

MAURER, K.H. Development of new cellulases. In: van Ee, J. Misset, O and Bass, E. *Enzymes in detergency*. Marcel Dekker, New York. 1997. Pg. 175-202.

MENDONÇA, Marco Aurélio. FREITAS, Rogério Edvaldo, DOS SANTOS, Amaro P., PEREIRA, André., DA COSTA, Ricardo Cunha. *Expansão da produção de álcool combustível no Brasil: uma análise baseada nas curvas de aprendizagem*. XLVI Congresso SOBER. IPEA. RJ, Brasil, 2008.

MITCHELL, D. A.; MEIEN, O. F. V.; KRIEGER, N. Recent developments in modeling of solid-state fermentation: heat and mass transfer in bioreactors. 2003. *Biochemical Engineering Journal*. 2003.

MITCHELL, D. A.; VON MEIEN, O. F.; KRIEGER, N. Bioreactor design and operation for solid state fermentation. In: Curso de Fermentação Semi-sólida na obtenção de bioprodutos. EMBRAPA, Jaguariúna, Brasil, 2002.

MORAES, I. O.; CAPALBO, D. M. F.; ARRUDA, R. O. M. Produção de Bioinseticidas. In: LIMA, U. A.; AQUARONE, E.; BORZANI, W.; SCHMIDELL, Janus, Lorena, ano 3, nº 4, 2º semestre de 2006 181. W. *Processos Fermentativos e Enzimáticos*. São Paulo: Edgard Blücher, 2001. v. 3, p. 249–278.

MORETTI, M. Produção de ligno-hemi-celulases por fermentação em estado sólido e avaliação dos efeitos da aplicação das enzimas na composição química e estrutura do bagaço e da palha de cana. **Tese de doutorado**, UNESP-IBILCE, 2013.

MOTTA, Regis da Rocha. CALOBA, Guilherme M. *Análise de Investimentos*. Editoria Atlas. São Paulo, 2002. 391p.

NOVOZYMES: Industrial Biotechnology. Annual Report. Disponível em <<http://report2012.novozymes.com/Service/Download+report/The-Novozymes-Report-2012.pdf>>, pg.10. Acesso em janeiro de 2014.

NC-IUBMB – *Nomenclature Committee of the International Union of Biochemistry and Molecular Biology*, Enzyme Comission, 2002. Disponível em <http://www.chem.qmul.ac.uk/iubmb/enzyme/> .

OLIVEIRA, J.A. Nascimento. *Engenharia Econômica: Uma Abordagem às Decisões de Investimento*. São Paulo, McGraw-Hill, 1982.

OHGREN, Karin; BURA, Renata; SADDLER, Jack; ZACCHI, Guido. Effect of hemicellulose and lignin removal on enzymatic hydrolysis of steam pretreated corn stover. *Bioresource Technology*. Vol 98, pg. 2503-2510.

PALMAROLA-ADRADOS, B., CHOTEBORSKÁ, P., GALBE, M., & ZACCHI, G. (2005). Ethanol production from non-starch carbohydrates of wheat bran. *Bioresource Technology*, 96(7), 843e850.

PANDEY A, Azmi W, SINGH J, BANERJEE UC. Types of fermentation and factors affecting it. In: Joshi VK, PANDEY A, editors. *Biotechnology: Food Fermentation*. New Delhi: Educational Publishers, 1999:383–426.

PEREIRA, Anísio Cândido. Souza, Benedito Felipe. Redaeli, Dauro Rodrigues. Imoniana, Joshua Onomi. *Custo de Oportunidade: Conceitos e Contabilização*. Caderno de Estudos. São Paulo, FIECAP. 1990.

PERLINGEIRO, C. A. G., *Engenharia de Processos: análise, simulação, otimização e síntese de processos químicos*. São Paulo: Editora Edgard Blücher. 2005. Pg. 78-82.

PETERS, Max; TIMMERHAUS, Klaus; WEST, Ronald. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. 5<sup>th</sup> edition. Mac Graw-Hill. 2002.

POLAINA, Julio. MACCABE, Andrew P. *Industrial Enzymes – structure, function and applications*. Instituto de Agroquímica y Tecnología de Alimentos, Valencia, Espanha. Editora Springer. 2007. Pg 35-61.

PRATA, Arnaldo M. R.. Universidade Estadual de São Paulo. Escola de Engenharia de Lorena. Variação de Escala. [sistemas.eel.usp.br/docentes/arquivos/.../Aula6-VariacaodeescalaA.ppt](http://sistemas.eel.usp.br/docentes/arquivos/.../Aula6-VariacaodeescalaA.ppt). Consultado em 27 fevereiro de 2014.

RABELO, S.C. AMEZQUITA Fonseca, N.A. ANDRADE, R.R.. MACIEL FILHO, A.C. Costa. Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP), Campinas, São Paulo, Brazil. Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Bioetanol (CTBE), Campinas, São Paulo,

Brazil. Ethanol production from enzymatic hydrolysis of sugarcane bagasse pretreated with lime and alkaline hydrogen peroxide. *Biomass and bioenergy* 35 ( 2011) pg. 2600 e 2607.

RIBEIRO, Eloizio Julio. Notas de aula: “Clarificação do caldo de cana”. Faculdade de Engenharia Química, FEQ, 2008. Disponível em <ftp://ftp.feq.ufu.br/Eloizio>

ROBERTSON, J.M. Design for expansion. Chemical Engineering. May 6, 1968. 187p.

RODRIGUES, Antonio de Pádua. *Etanol e o Setor Sucroenergético: Situação Atual e Perspectivas*. UNICA, Brasília-DF, 2012.

ROMANO, L.N. “Modelo de referência para o processo de desenvolvimento de máquinas agrícolas”. Florianópolis, 2003. 266p. Tese doutorado. PPGEM- UFSC.

ROSSELL, J.G.C. PRADELLA, E. O. GÓMEZ and F. M. Squina. Physical Conditioning Unit of the Sugarcane Biomass Feedstock: Sugarcane Bagasse and Sugarcane Trash – PPDP1. C. E. V. Centro de Ciência e Tecnologia do Bioetanol – CTBE. Disponível em [www.bioetanol.org.br](http://www.bioetanol.org.br). Consultado: novembro de 2013.

SAAD, Marcelo Brant Wurthmann. Avaliação técnica e econômica preliminar da produção de etanol via hidrólise enzimática de bagaço de cana-de-açúcar. EEL, USP. Lorena, 2010. 138p.  
**Dissertação de Mestrado.**

SEBRAE: Análise e Planejamento Financeiro. Serviço Brasileiro de Apoio a Pequena e Microempresa. Brasília, 2011.

SOARES, I.B., J.A. TRAVASSOS, H.M. BAUDEL, M. BENACHOURA, C.A.M. ABREU. Effects of washing, milling and loading enzymes on the enzymatic hydrolysis of a steam pretreated sugarcane bagasse. *Chemical Engineering Department*, Universidade Federal de Pernambuco-UFPE, Recife, PE, Brasil. Centro de Tecnologia Canavieira-CTC, Santo Antônio, Piracicaba, SP, Brazil. 2011.

SOARES, P.A.,ROSSELL, C.E. *Conversão da celulose pela tecnologia Organosolv*. NAIPPE-USP. Vol.3, Nova Série. São Paulo, 2007.

SIMÕES, M. S.; ROCHA, J. V.; LAMPARELLI, R. A. C. Indicadores de crescimento e produtividade da cana-de-açúcar. *Scientia agricola*, v. 62, n.1, p. 23-30, 2005.

SMAIL, T.; SALHI, O.; KNAPP, J. S. Solid state fermentation of carob pods by *Aspergillus niger* for protein production-effect of particle size. *World Journal of Microbiology and Biotechnology*, v. 11, p. 171-173, 1995.

SOARES, P. A.; ROSELL, C. E. V. Conversão da cellulose pela tecnologia Organosolv. São Paulo: Nova Série, 2009. p. 10. Disponível em Disponível em: <[http://www.naippe.fm.usp.br/arquivos/livros/Livro\\_Naippe\\_Vol3.pdf](http://www.naippe.fm.usp.br/arquivos/livros/Livro_Naippe_Vol3.pdf)>.

SOARES, P. *Conversão da Celulose pela tecnologia Organosolv*. v. 3, NAIPPE/USP, São Paulo, SP, 2011.

SRIVASTAVA, M.L. *Fermentation Technology*. Edit. Alpha Science. 2008. Haridwar, India. Pg. 242.

STEPHENS, E. Ross, Ian L., King, Z., Mussgnun, Jan.H., Kruse, Olaf, Posten, C. Borowitzka, Michael. An economic and technical evaluation of microalgal biofuels. *Nature Biotechnology*, Vol.8, Nº2, February 2010. Pg. 126-128.

SUNG, Y., & CHENG, J. Hydrolysis of lignocellulosic materials for ethanol production: a review. *Bioresource Technology*, 83(1), 1e11. (2002)

TEIXEIRA. F. Viera Aureliano, Nunes N. Bagaço de cana-de-açúcar na alimentação de bovinos. *Revista electrónica de Veterinaria*, 2007; 8 (6).

TOWLER, Gavin. SINNOTTI, Ray. *Chemical Engineering Design. Principles, Practice and Economics of plant and Process Design*. Second Edition. Elsevier Ltd. 2013.

TRAVAINI, R., SILVA, R., OTERO, M.D., COCA, M., BOLADO, S. Sugarcane bagasse ozonolyse pretreatment: effect on enzymatic digestibility and inhibitory compound formation. *Bioresource Technology*. v.133. 2013. 332-339 p.

TYNDALL, M. *Upgrading garment washing techniques*. American Dyestuff Reporter. May 1990. 22-30.

UDOP – União dos Produtores de Bioenergia. Disponível em [www.udop.com.br](http://www.udop.com.br). Acesso em junho de 2014.

UFRJ (2010) Disponível em: [http://www.eq.ufrj.br/biose/nukleo/aulas/Enzimol%20Aplic/eqb706\\_aula\\_09.pdf](http://www.eq.ufrj.br/biose/nukleo/aulas/Enzimol%20Aplic/eqb706_aula_09.pdf) . Acessado em janeiro-2014.

UMSZA-GUEZ, M. A. Produção de poligalacturonase em fermentação em estado sólido pelo fungo *Thermomucor indicae-seudaticae* N31 em escala de frascos e biorreator de leito fixo. 2009. 124 f. **Tese (Doutorado)** – Universidade Estadual Paulista, São José do Rio Preto, 2009.

União da Indústria de Cana de açúcar. Disponível em: [www.unica.com.br](http://www.unica.com.br). Consultado: novembro 2013.

UNICA (São Paulo Sugarcane Agroindustry Union) 2011. Projected sugarcane crushing for 2013-14, Brazil.

VALIO, A. M.. Trends about harvest and sugarcane content. Membro do Conselho de Administração na Valio Inteligência Competitiva. Disponível em LinkedIn, 2014.

VIKARI, L., J. Vehmaanpera, A. Koivula Lignocellulosic ethanol: From science to industry. *Biomass and Bioenergy* 46 (2012) 13-24. Helsinki, Finlândia, 2012.

VILLEN, R.A. Aspectos Econômicos. In: SCHMIDELL, W.: LIMA, U.A.; AQUARONE, E.; BORZANI, W. *Biotecnologia Industrial: Engenharia Bioquímica*. 1ª edição. São Paulo: Editora Edgard Blucher Ltda. V.2, cap.22.p. 523-541.

VINIEGRA-GONZALEZ, FAVELA-TORRES, E., Aguilar, C.N.; Romero-Gómez, S.J.; Dias-Godínez, G., Augur, C. Advantages of fungal enzyme production in solid state over liquid fermentation systems. *Biochemical Eng. Journal*, 13, 157-167, 2003.

VINIEGRA-GONZALEZ, G. Solid state fermentation: definition, characteristics, limitation and monitoring, p. 5-22. In: ROUSSOUS, S. et al. (Eds.). *Advances in solid-state fermentation*. Dordrecht: Kluwer Academic Publishers, 1997.

XIMENES, Eduardo. Youngmi KIMA, Nathan MOSIER, A. Bruce DIEND, Michael LADISCHA. Inhibition of cellulases by phenols. *Enzyme and Microbial Technology*. 46 (2010) 170–176.

WOILER, S., MATHIAS, W.F. Projetos – *Planejamento, Elaboração e Análise*. 2ª edição. Editora Atlas, São Paulo 2008. 170-285p.

WRIGHT, J. D.; WYMAN, C. E.; GROCHMANN, K. Simultaneous saccharification and fermentation of lignocellulose: Process evaluation. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, v. 17, p. 75-90, 1988.

YANG, S.T. *Bioprocessing for value-added products from Renewable Resources – New Technologies and Applications*. Elsevier: New York/EUA, 2006. 684p.

YU, Y., Lou, X., & WU, H. Some recent advances in hydrolysis of biomass in hot-compressed water and its comparisons with other hydrolysis methods. *Energy & Fuels*, 22(1), 46e60.(2008)

ZANELATO, Alex Izuka. Produção de enzimas celulolíticas por fermentação em estado sólido em biorreator de leito fixo / Alex Izuka Zanelato. - **Dissertação (Mestrado)**, São José do Rio Preto, SP - Brasil : [s.n.], 2011. Pg. 52-53.

ZARUR, M.A. Amaral, Priscilla. Técnicas de Purificação – PPG Escola de Química. UFRJ, 2010.

ZHANG, Zisheng, Adam A. DONALDSON, XIAOXUN M. *Advancements and future directions in enzyme technology for biomass conversion*. Department of Chemical and Biological Engineering, University of Ottawa. Department of Process Engineering and Applied Science, Dalhousie University, Halifax, Canada. Northwest University. PR China, 2012.