

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE MARINGÁ
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

ESTUDO DE VIABILIDADE ECONÔMICA E PROJETO CONCEITUAL DE PLANTA INDUSTRIAL PARA PRODUÇÃO DE ETANOL DE PALHA E BAGAÇO DE CANA E COMPARAÇÃO COM A PRODUÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA

Tese de Doutorado submetida à Universidade Estadual de Maringá, como parte dos requisitos necessários à obtenção do Grau de Doutor em Engenharia Química.

MSc. Eng. Heitor Cauneto
Eng. Químico, Universidade Estadual de Maringá
Orientador: Prof. Flávio Faria de Moraes, PhD.

Maringá – PR – Brasil

2013

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação (CIP)
(Biblioteca Central - UEM, Maringá, PR, Brasil)

C371e Cauneto, Heitor
Estudo de viabilidade econômica e projeto conceitual de planta industrial para produção de etanol de palha e bagaço de cana e comparação com a produção de energia elétrica / Heitor Cauneto. -- Maringá, 2013.
100 f. : il. color., figs., tabs.

Orientador : Prof. Dr. Flávio Faria de Moraes.
Tese (doutorado) - Universidade Estadual de Maringá, Centro de Tecnologia, Departamento de Engenharia Química, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, 2013.

1. Cana-de-açúcar - Biomassa. 2. Cana-de-açúcar - Energia. 3. Cana-de-açúcar - Palha - Energia elétrica - Comparação. 4. Bagaço da cana-de-açúcar - Hidrólise enzimática. 5. Etanol 2º geração - Palha e bagaço de cana-de-açúcar - Viabilidade econômica. I. Moraes, Flávio Faria de, orient. II. Universidade Estadual de Maringá. Centro de Tecnologia. Departamento de Engenharia Química. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química. III. Título.

CDD 21.ed. 660.634

Zss-2088

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE MARINGÁ
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

Esta é a versão da Tese de Doutorado apresentada por Heitor Cauneto perante a Comissão Julgadora do Curso de Doutorado em Engenharia Química em 14 de Novembro de 2013.

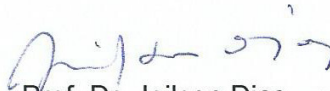
COMISSÃO JULGADORA



Prof. Flávio Faria de Moraes, Ph.D.
Orientador/Presidente



Prof. Dr. Antonio Maria Francisco Luiz José Bonomi
Membro



Prof. Dr. Joilson Dias
Membro



Prof. Dr. Marcos de Souza
Membro



Prof. Dr. Gisella Maria Zanin
Membro

Dedico a Deus e a todas as pessoas da minha
família pelo incentivo, apoio, educação e pela
presença e conselhos.

De forma muito especial ao meu PAI: nosso sonho se concretizou!

AGRADECIMENTOS

Meu sincero e enorme agradecimento a todos que com palavras, conselhos, dicas, orientações e até mesmo uma conversa descontraída e informal contribuíram para realização deste trabalho, em especial:

Obrigado, muito obrigado mesmo à minha família que sempre esteve presente e teve participação fundamental neste trabalho, pelo exemplo e confiança sempre depositada em mim.

Ao Prof. Flavio Faria de Moraes, PhD, pela orientação, prestatividade, contribuição grandiosa para este trabalho e pela amizade e exemplo que tem me proporcionado nestes mais de 10 anos de convivência.

A Prof^a. Dra. Gisella Maria Zanin, pela orientação e aconselhamentos.

Aos amigos e amigas com quem convivi, conheci ou reencontrei durante este trabalho, assim como os colegas de trabalho da Bunge Passo Fundo (que tiveram confiança e entendimento durante grande parte desses 4 anos), ao exemplo de líder Geovane Consul, e equipe da BU Sugar & Bioenergy da Bunge.

Ao DEQ/UEM pela oportunidade, e aos professores e funcionários pela colaboração.

Estudo de Viabilidade Econômica e Projeto Conceitual de Planta Industrial para Produção de Etanol de Palha e Bagaço de Cana e Comparação com a Produção de Energia Elétrica

AUTOR: HEITOR CAUNETO

ORIENTADOR: PROF. FLAVIO FARIA DE MORAES, PhD.

Tese de Doutorado; Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química; Universidade Estadual de Maringá; Av. Colombo, 5790, BL. E46 – 09; CEP: 87020-900 – Maringá – PR, Brasil, defendida em 14 de Novembro de 2013. 100 p.

RESUMO

Na busca do desenvolvimento econômico, fontes de energia são cada vez mais imprescindíveis. Grande parte dessa energia vem sendo suprida por fontes de combustíveis fósseis, como o petróleo. Porém em busca de uma economia mais sustentável, fontes alternativas de energia, menos poluentes e mais sustentáveis, ganham destaque.

Diante disso, o uso de resíduo de biomassa de cana-de-açúcar tem grande importância, por ser uma fonte renovável e muito disponível no Brasil. Esses resíduos (bagaço e palha que inclui as folhas verdes e secas, e a ponta da cana) atualmente são utilizados para geração de vapor e energia elétrica, mas podem também serem utilizados para aumentar a produção de etanol.

Os principais objetivos deste trabalho foram: a análise detalhada das opções tecnológicas para produção de etanol de 2ª geração via hidrólise enzimática, determinação das melhores condições deste processo e, alternativamente, a produção de eletricidade com a queima da biomassa, sendo realizadas análises econômico-financeiras comparativas das diferentes alternativas de projeto.

Neste trabalho considerou-se o processo de etanol de 2ª geração integrado ao processo convencional a fim de otimizar investimentos e operações. Para isso, como tecnologia no processo de produção de etanol de 2ª geração, utilizou-se o pré-tratamento de explosão a vapor nas seguintes condições: 190 °C, 2 % SO₂ impregnado na biomassa e tempo de 5 minutos; seguido da hidrólise enzimática. Após a hidrólise o material hidrolisado foi adicionado como diluente ao caldo concentrado do processo convencional, seguindo então para as etapas do processo de produção de etanol de 1ª geração (fermentação, destilação e

desidratação).

O processo de produção de etanol de 2ª geração foi modelado com uso do simulador Aspen/Hysys e planilhas eletrônicas.

Com base nos resultados obtidos e informações levantadas durante a revisão bibliográfica do trabalho, realizou-se também uma análise econômica das alternativas de projeto e análise de diferentes cenários visando identificar a viabilidade do projeto e a melhor alternativa de investimento. Por fim, fez-se também uma análise de cenário considerando a situação macroeconômica atual do Brasil.

Os resultados obtidos demonstraram que, apesar do projeto de uso da biomassa de cana-de-açúcar para produção de etanol de 2ª geração já apresentar um retorno acima do custo de capital dos investidores (IRR¹: 10,7 % vs WACC²: 7,5 %), o mesmo ainda tem uma taxa de retorno do investimento menor que o uso desta biomassa para a produção de energia elétrica (IRR: 16,9 %).

A análise de cenário deixa evidente o impacto do preço do etanol e da energia elétrica na viabilidade do investimento, demonstra a importância do uso da palha disponível no campo, bem como a necessidade de encontrar meios mais eficientes de recolhê-la. Além disso, evidencia a importância de um plano de longo prazo para o Brasil no tocante ao estabelecimento de uma estratégia apropriada para a matriz energética renovável do país, permitindo assim um maior confiança do mercado para investir na produção de etanol de 2ª geração.

¹ IRR (ou TIR) = Taxa Interna de Retorno (do inglês, Internal Rate of Return)

² WACC (ou CMPC) = Custo Médio Ponderado de Capital (do inglês, Weighted Average Cost of Capital)

Economic Viability Analysis and Concept Project of an Industrial Plant to Produce Ethanol from Sugarcane Bagasse and Trash and Comparison with Electric Power Generation

AUTHOR: HEITOR CAUNETO

PhD. Thesis Advisor: PROF. FLAVIO FARIA DE MORAES, PhD.

PhD. Thesis; Chemical Engineering Graduation Program; State University of Maringá; Colombo, Avenue. - 5790, BL. E46 – 09; ZIP CODE: 87020-900 – Maringá – PR, Brazil, presented on November 14, 2013. 100 p.

ABSTRACT

The economic development drives the use of sources of energy. A major portion of this energy has been sourced by using fossil fuel, such as petroleum. However, as the world looks for a low carbon economy, alternative sources of energy, less pollutant and more sustainable have become more important.

Considering this scenario, the use of sugarcane biomass has great importance, because it is a renewable source of energy and largely available in Brazil. Actually, these residues (sugarcane bagasse and trash that consists of green and dry leaves and the plant tops) have been used to produce electric power and steam, but they can also be used to increase the production of ethanol.

The main objectives of this thesis were to analyze technological alternatives to produce 2nd generation ethanol by using enzymatic hydrolysis, determine the best process conditions and, alternatively, produce electric power by burning the biomass residue, doing comparative financial-economic analyses of different project alternatives.

On this thesis, it was considered a production process of 2nd generation ethanol integrated with the conventional process, in order to optimize the investments and operations. To do that, it was select the steam explosion pre-treatment process with the following conditions: 190 °C, 2 % of SO₂ impregnated in the biomass and time of 5 minutes; this process is followed by enzymatic hydrolysis. After the hydrolysis, the hydrolyzed material is added, as a diluent, to the juice of the conventional process, followed by the traditional steps of conventional ethanol production (fermentation, distillation and dehydration).

The process to produce 2nd generation ethanol was simulated using Aspen/Hysys and electronic spreadsheets.

Considering the results and all information surveyed during the bibliographic review, an economic analysis of project alternatives with different scenarios was conducted, aiming to identify the project's economic viability and which is the best investment option. Finally, a scenario analysis was also made considering the Brazilian actual macroeconomic status.

The results can be considered satisfactory and they show that, although the project of using sugarcane biomass to produce 2nd generation ethanol shows an economic return higher than investors' cost of capital (IRR³: 10.7 % vs WACC⁴: 7.5 %), it still has a return on investments lower than the project of using sugar cane biomass to produce electric power (IRR: 16.9 %).

The scenario analysis highlights the impact of ethanol and energy price on the economic viability of the project, it shows the importance of using sugarcane trash available in the field, as well as, the necessity of finding more efficient ways to collect and transport the trash to the sugarcane mill. In addition, it makes clear the importance of Brazil having a long term plan in relation to the strategy of its renewable energy matrix, aiming at raising the confidence of investors in the production of 2nd generation ethanol.

³ IRR = Internal Rate of Return

⁴ WACC = Weighted Average Cost of Capital

SUMÁRIO

Capítulo 1– Introdução e Objetivos	1
1.1 - Introdução.....	2
1.2 – Objetivos do Trabalho.....	6
1.3 – Estrutura do Trabalho	7
1.4 – Contribuição Científica do Trabalho.....	7
Capítulo 2 - Revisão Bibliográfica	8
2.1 – A biomassa.....	9
2.1.1 – A cana-de-açúcar	9
2.1.2 – O bagaço de cana-de-açúcar	10
2.1.3 – A palha de cana-de-açúcar.....	12
2.2 – A estrutura do bagaço de cana	12
2.2.1 – Celulose:	13
2.2.2 – Hemicelulose	14
2.2.3 – Lignina.....	16
2.3 – Pré-tratamento de materiais lignocelulósicos	16
2.3.1 – Explosão a vapor	19
2.4 – Enzimas.....	27
2.4.1 – Celulases	28
2.5 – Hidrólise enzimática de materiais lignocelulósicos.....	30
2.6 – Estratégias de produção do bioetanol.....	32
2.6.1 – Sacarificação e Fermentação Separadas (SHF).....	32
2.6.2 – Sacarificação e Fermentação Simultâneas (SSF)	33
2.6.3 – Sacarificação e Cofermentação Simultâneas (SSCF).....	34
2.6.4 – Bioprocesso Consolidado (CBP).....	36
2.7 – Produção de etanol de 2ª geração a partir do bagaço e da palha de cana-de-açúcar.....	38
2.8 – Análise econômica de projetos e decisões	39
2.8.1 – Análise de Risco de Projetos	42
Capítulo 3 - Metodologia.....	44
3.1 – Visão geral do processo selecionado.....	45
3.2 – Projeto e estimativa de investimento na manipulação e alimentação do bagaço e de palha de cana.....	47
3.2.1 – Visão geral	47
3.2.2 – Princípio do projeto	48
3.2.3 – Estimativa de investimento.....	51
3.3 – Projeto e estimativa de investimento do pré-tratamento (explosão a vapor).....	53
3.3.1 – Visão geral	53
3.3.2 – Princípio do projeto	54
3.3.3 – Estimativa de investimento.....	54

3.4 – Projeto e estimativa de investimento da hidrólise enzimática.....	57
3.4.1 – Visão geral.....	57
3.4.2 – Princípio do projeto.....	58
3.4.3 – Estimativa de custo.....	58
3.5 – Metodologia de simulação.....	59
<i>Capítulo 4 – Análise dos Resultados.....</i>	66
4.1 – Avaliação de viabilidade técnico-econômica da cogeração de energia elétrica versus produção de etanol celulósico.....	70
4.2 – Avaliação da importância econômico-financeira do recolhimento da palha do campo.....	72
4.3 – Análise das condições de um cenário econômico, recente e real no Brasil, sobre a viabilidade econômica do etanol de 2ª geração.....	77
4.4 – Comparativo de resultados deste trabalho com outros semelhantes.....	80
4.5 – Alguns pontos importantes de discussão final.....	81
<i>Capítulo 5 – Conclusões e Sugestões para trabalhos futuros.....</i>	84
5.1 – Conclusões.....	85
5.2 – Sugestões para trabalhos futuros.....	86
<i>Referências.....</i>	89
<i>Anexos.....</i>	100
Anexo I – Fluxo de caixa das alternativas de projeto.....	101
Anexo II – Análise sensibilidade das alternativas de projeto.....	103
Anexo III – Detalhamento dos investimentos e custos operacionais para recolhimento da palha.....	109

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1.1 – Produtos que podem ser produzidos a partir de biomassa	4
Figura 2.2.1 – Esquema estrutural simplificado do material lignocelulósico	13
Figura 2.2.1.1 – Estrutura de um fragmento de celulose	14
Figura 2.2.2.1 – Componentes da fração hemicelulose	15
Figura 2.2.3.1 – Estrutura geral da lignina de eucalipto	17
Figura 2.3.1.1 – Esquema do efeito do pré-tratamento em material lignocelulósico	21
Figura 2.3.1.2 – Valores em duplicata do rendimento total de glicose para as diferentes condições de pré-tratamento	25
Figura 2.3.1.3 – Valores em duplicata do rendimento total de xilose para as diferentes condições de pré-tratamento	25
Figura 2.4.1.1 – Representação esquemática da hidrólise da celulose e da ação das CBHs, EGs, β -glicosidasas (β -gluc) de <i>Trichoderma reesei</i> e <i>Aspergillus sp.</i> C define a região altamente ordenada (região cristalina), R os grupos terminais redutores (círculos preenchidos), e NR os grupos terminais não redutores (círculos não preenchidos). As EGs atacam as estruturas mais desordenadas da celulose. A ação da β -glicosidase sobre a celobiose produz duas glicoses.	30
Figura 2.6.1.1 – Diagrama simplificado para sacarificação e fermentação separada (SHF)....	33
Figura 2.6.2.1 – Diagrama simplificado para sacarificação e fermentação simultâneas (SSF)	35
Figura 2.6.3.1 – Diagrama simplificado para sacarificação e co-fermentação simultâneas (SSCF)	36
Figura 2.6.4.1 – Diagrama simplificado do bioprocessamento consolidado (CBP)	37
Figura 2.8.1 – Diagrama representativo de fluxo de caixa	40
Figura 3.1.1 – Diagrama geral do processo integrado	46
Figura 3.1.2 – Metodologia para projeto do processo e análise de viabilidade econômica	47
Figura 3.2.1.1 – Desenho esquemático da manipulação e estocagem do bagaço e palha de cana-de-açúcar	49
Figura 3.2.3.1 – Processo de recolhimento da palha de cana-de-açúcar	52
Figura 3.2.3.2 – Processo de recolhimento da palha de cana-de-açúcar	52
Figura 3.3.2.1 – Representação esquemática em três dimensões baseada no sistema reacional Stake II para pré-tratamento de biomassas por explosão a vapor. (1) Alimentação. (2) Pistão para a condução de biomassa. (3) Reator contínuo. (4)	

Entrada do vapor. (5) Ajuste automático da compactação. (6) Válvula de descarga responsável pelo efeito da explosão (válvula de esfera). (7) Tanque de descarga. (8) Descarga do material pré-tratado. (9) Saída do vapor.....	55
Figura 3.3.3.1 – Custo de sistema reacional para pré-tratamento de bagaço de cana por explosão a vapor para cada temperatura e capacidade.	56
Figura 3.5.2.1 – Fluxograma de simulação de parte do processo de produção de etanol de 2ª geração.....	61
Figura 3.5.2.2 – Sistema para limpeza e trituração de palha (SIMISA, 2013).....	65
Figura 4.1 – Análise histórica do preço de energia elétrica (Mesa Energia/CCEE, 2013).	68
Figura 4.2 – Análise histórica do preço do etanol hidratado (CEPEA/Esalq/Trading Etanol, 2013).....	68
Figura 4.3 – Análise histórica do preço do etanol anidro (CEPEA/Esalq/Trading Etanol, 2013).....	69
Figura 4.2.1 – Fluxograma das operações para recolhimento da palha.....	73
Figura 4.2.2 – Armazenamento de palha enfardada (Folha de São Paulo/divulgação GranBio, 2013)	75
Figura 5.1 – Número de usinas fechadas nos últimos anos (VEJA, 2013).....	82

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 2.1.1.1 – Projeção de produção de cana-de-açúcar e outros produtos agrícolas no Brasil.....	11
Tabela 2.2.2.1 – Diferenças entre celulose e hemicelulose.....	15
Tabela 2.3.1 – Características associadas ao processo de pré-tratamento da biomassa de cana para produção de etanol.....	20
Tabela 2.3.1.1 – Rendimentos obtidos para a explosão a vapor com e sem catálise fosfórica do bagaço de cana.....	23
Tabela 2.3.1.2 – Pré-tratamento de explosão a vapor para bagaço de cana, utilizando SO ₂ e H ₂ SO ₄	24
Tabela 2.3.1.3 – Comparação entre o pré-tratamento por explosão a vapor catalisado por SO ₂ e o catalisado por CO ₂	27
Tabela 2.5.1 – Comparação da hidrólise ácida com a hidrólise enzimática.....	31
Tabela 3.2.2.1 – Composição do bagaço de cana-de-açúcar em percentual de base seca.....	51
Tabela 3.2.2.2 – Composição da palha de cana-de-açúcar em percentual de base seca.....	51
Tabela 3.2.3.1 – Investimento nos equipamentos instalados para recebimento biomassa.....	53
Tabela 3.3.3.1 – Estimativa de custo do sistema reacional instalado para o pré-tratamento de bagaço de cana-de-açúcar por explosão a vapor. Considerada a densidade do bagaço <i>in natura</i> igual a 0,20 kg/m ³ (48 % de umidade). A capacidade da planta é dada em base seca.	56
Tabela 3.3.3.2 – Estimativa de investimento no sistema de lavagem e filtração da biomassa pré-tratada.....	57
Tabela 3.4.3.1 – Investimento nos equipamentos instalados para hidrólise enzimática.....	58
Tabela 3.5.1.1 – Principais componentes utilizados no processo de 2 ^a geração.....	60
Tabela 3.5.1.2 – Propriedades dos componentes hipotéticos.....	61
Tabela 3.5.2.1 – Parâmetros utilizados para simular o processo de etanol de 2 ^a geração.....	62
Tabela 4.1 – Principais parâmetros e resultados obtidos.....	67
Tabela 4.2 – Principais parâmetros alterados na análise de produção de energia elétrica.....	70
Tabela 4.3 – Principais parâmetros alterados na análise de produção de etanol de 2 ^a geração.....	70
Tabela 4.1.1 – Resumo da avaliação econômica da alternativa de produção de energia elétrica (caso base).....	71

Tabela 4.1.2 – Resumo da avaliação econômica da alternativa de produção de etanol 2ª geração (caso base).....	71
Tabela 4.2.1 – Resumo da avaliação financeira da alternativa de aumento 40 dias na cogeração de energia elétrica (+40 dias)	76
Tabela 4.2.2 – Resumo da avaliação financeira da alternativa de aumento 40 dias na produção de etanol de 2ª geração (+40 dias)	76
Tabela 4.3.1.1 – Resumo da avaliação financeira da alternativa de produção de energia elétrica (menor preço, 45 US\$/MWh)	78
Tabela 4.3.1.2 – Resumo da avaliação financeira da alternativa de produção de energia elétrica (maior preço, 157 US\$/MWh).....	78
Tabela 4.3.2.1 – Evolução do mix de produtos (etanol e açúcar) nas últimas safras	79
Tabela 4.3.2.2 – Resumo da avaliação financeira da alternativa de produção de etanol de 2ª geração (menor preço, 0,56 US\$/L)	79
Tabela 4.3.2.3 – Resumo da avaliação financeira da alternativa de produção de etanol de 2ª geração (maior preço, 0,69 US\$/L)	80
Tabela 4.4.1 – Comparativo de resultados deste trabalho com outros semelhantes.....	81
Tabela 7.1.1 – Fluxo de caixa alternativa uso biomassa na produção energia elétrica (caso base).....	101
Tabela 7.1.2 – Fluxo de caixa alternativa uso biomassa na produção etanol 2ª geração (caso base).....	102
Tabela 7.1.3 – Análise sensibilidade alternativa uso biomassa na produção energia elétrica (menor preço)	103
Tabela 7.1.4 – Análise sensibilidade alternativa uso biomassa na produção energia elétrica (maior preço)	104
Tabela 7.1.5 – Análise sensibilidade alternativa uso biomassa na produção etanol 2ª geração (menor preço)	105
Tabela 7.1.6 – Análise sensibilidade alternativa uso biomassa na produção etanol 2ª geração (maior preço).....	106
Tabela 7.1.7 – Análise da alternativa de uso da biomassa na produção energia elétrica (+40 dias)	107
Tabela 7.1.8 – Análise da alternativa de uso da biomassa na produção de etanol 2ª geração (+40 dias).....	108
Tabela 7.1.9 – Detalhamento dos principais itens de investimentos para enfiamento e transporte de palha até a usina.....	109

Tabela 7.1.10 – Detalhamento dos principais itens de despesas operacionais para enfardamento e transporte de palha até a usina	110
---	-----

NOMENCLATURA

ABDI	Agência Brasileira de Desenvolvimento Industrial
AFEX	Pré-tratamento com amônia (<i>do inglês, Ammonia fiber/freeze explosion</i>)
AIE	Agência Internacional de Energia
ANTT	Agência Nacional de Transporte Terrestres
A _t	Área Total
BES	Fração solúvel do bagaço pré-tratado
BEI	Fração insolúvel do bagaço pré-tratado
BGs	β-glicosidades
PCF	Média e desvio padrão do ponto central do planejamento realizado para catálise fosfórica.
C	Custo dos equipamentos do sistema instalado.
Cap.	Capacidade de processamento
CAPEX	Montante de dinheiro utilizado na aquisição de bens de capital (<i>do inglês, Capital Expenditure</i>)
CBP	Bioprocesso Consolidado (<i>do inglês, Consolidated Bioprocess</i>)
CBHs	Exoglucanases ou celobiohidrolases
CCEE	Câmara Comercialização de Energia Elétrica
CCT	Corte, Carregamento e Transporte
CGEE	Centro de Gestão e Estudos Estratégicos
CSTR	Reator de tanque agitado contínuo (<i>do inglês, Continuous Stirred Tank Reactor</i>)
DNIT	Departamento Nacional de Infraestrutura de Transporte
DOE	Departamento Norte Americano de Energia (<i>do inglês, U. S. Department of Energy</i>)
EBITDA (ou LAJIDA)	Lucro antes de Juros, Impostos, Depreciação e Amortização (<i>do inglês, Earning Before Interest, Taxes, Depreciation and Amortization</i>)
EGs	Endoglucanases
FC	Fluxo de Caixa
FCF (FCL)	Fluxo de Caixa Livre (<i>do inglês, Free Cash Flow</i>)
FPU	Filter Paper Unit

HMF	Hidroximetilfurfural
HURDLE RATE	Taxa de retorno mínimo requerida para aprovação de um projeto, considerando o custo de capital, risco e o custo de oportunidade do respectivo projeto.
IRR (ou TIR)	Taxa Interna de Retorno (<i>do inglês, Internal Rate of Return</i>)
MPT	Ministério Público do Trabalho
MUS\$	Milhões de dólares
n/a	Não aplicável
n/d	Não disponível ou não encontrado na literatura revisada
NPV (VPL)	Valor Presente Líquido (<i>do inglês, Net Present Value</i>)
NREL	National Renewable Energy Laboratory (USA)
NRTL	<i>Non-random two liquid</i>
NSSF	Sacarificação e Fermentação Simultânea não isotérmica (<i>do inglês, non-isothermal Simultaneous Saccharification and Fermentation</i>)
OPAT	Lucro operacional depois da aplicação de taxas (<i>do inglês, Operating Profit After Taxes</i>)
OPEX	Refere-se ao custo associado com a operação do negócio, como manutenção de equipamentos, consumíveis, e demais despesas operacionais (<i>do inglês, Operational Expenditure</i>)
PFR	Reator tubular de escoamento uniforme (<i>do Plug Flow Reactor</i>)
PVP	Valor presente de fluxo de caixas da perpetuidade (<i>do inglês, Present Value Perpetuity</i>)
PROCANA	Centro de Informações Sucreenergéticas
RONA	Retorno sobre os ativos líquidos (<i>do inglês, Return on Net Assets</i>)
SG&A	Despesas de vendas, geral e administrativas (<i>do inglês, Selling, General and Administrative Expenses</i>)
SHF	Fermentação e Hidrólise Separadas (<i>do inglês, Separate Hydrolysis and Fermentation</i>)
SSCF	Sacarificação e Co-fermentação Simultânea (<i>do inglês, Simultaneous Saccharification and Cofermentation</i>)
SSF	Fermentação e Sacarificação Simultânea (<i>do inglês, Simultaneous Saccharification and Fermentation</i>)

Ton	Tonelada métrica
UNICA	União da Indústria de Cana-de-açúcar
UNQUAC	<i>Universal QuasiChemical</i>
ω	Fator acêntrico
WACC (CMPC)	Custo Médio Ponderado de Capital (<i>do inglês, Weighted Average Cost of Capital</i>).

Capítulo 1- Introdução e Objetivos

1.1 - Introdução

O suprimento de energia é a base do desenvolvimento econômico da sociedade, grande parte dessa energia é produzida a partir do petróleo, sendo este responsável por um terço da energia primária consumida no mundo. Como consequência do uso indiscriminado de combustíveis fósseis, há o aumento de emissão de CO₂ na atmosfera que por sua vez tem contribuído para as mudanças climáticas que atualmente são observadas.

A crise mundial do petróleo em 1973, com suas graves consequências econômicas no Brasil, altamente dependente do produto, provocou a necessidade urgente de criação de um novo combustível. A imensidão de terras brasileiras agriculturáveis, e o conhecimento técnico, induziram o governo a criar, em 1975, o Proálcool (Programa Nacional do Álcool). Programa que incentivava a instalação de destilarias em todo o Brasil com aumento na produção do etanol. Fomentou-se também a produção de carros movidos a etanol. Tais ações diminuíram a dependência do petróleo, e deram ao Brasil visibilidade como o primeiro país a produzir combustível limpo e renovável, inclusive copiado por países desenvolvidos. No entanto, pouco depois, na década de 80, faltou etanol no país (ROSILLO-CALLE & CORTEZ, 1997).

Segundo Walter *et. al.* (2013), o impacto da crise do petróleo em 1973 no balanço de pagamentos do Brasil e a inflação, motivaram o país a lançar o Proálcool em 1975. Os principais eventos desde então podem ser resumidos em:

- O governo estabeleceu a meta de substituição de 20 % da gasolina consumida no país.
- Devido à segunda crise do petróleo, em 1979, o governo pressionou a indústria para produzir veículos comerciais básicos a funcionarem com etanol.
- Em 1985, quando o preço do petróleo reduziu consideravelmente, os incentivos do governo reduziram e iniciou-se um processo de estagnação do programa de etanol.
- Em 1991, a desregulação do mercado de etanol iniciou, terminando apenas em 1999. Atualmente o controle do governo é limitado em estabelecer o percentual de mistura do etanol na gasolina entre (18 e 25 %). Com a desregulação o Proálcool terminou.
- Com o lançamento dos carros “flex-fuel” em 2003, o consumo

doméstico do etanol tem sido sustentado devido a este tipo de veículo, que atualmente representam mais de 90% das vendas de carros novos no Brasil.

Atualmente, percebe-se novamente um aumento do interesse em fontes de energia alternativas não somente no Brasil, mas em todo o mundo; isso se deve basicamente a dois motivos: (i) dependência do petróleo, sua respectiva oscilação de preço e concentração da produção em poucos países; e (ii) a crescente preocupação mundial em diminuir a emissão de gases de efeito estufa.

O crescimento do consumo de energia de fontes renováveis é uma tendência mundial. Para 2030, a projeção da Agência Internacional de Energia (AIE), é que o consumo de energias renováveis cresça a um ritmo médio anual de 6,6 % acima das projeções de crescimento do consumo da energia gerada por fontes primárias, como o petróleo e o carvão (PROCANA, 2007).

Um estudo realizado pelo Centro de Gestão e Estudos Estratégicos (CGEE) e pela Agência Brasileira de Desenvolvimento Industrial (ABDI) calculou que o consumo mundial de álcool combustível passará de 26 bilhões de litros anuais em 2004 (2,2 % da gasolina consumida) para 205 bilhões de litros em 2025 se for adicionada à proporção de 10% à gasolina, cujo consumo chegaria a 1,7 trilhões de litros anuais. Atualmente quarenta países já adotam políticas que obrigam a misturar de 2 % a 10 % de etanol à gasolina utilizada por veículos. O objetivo é diminuir a dependência de petróleo importado e reduzir as emissões de gases que provocam o aumento da temperatura global, pois combustíveis que usam o etanol extraído da celulose ou da cana-de-açúcar são cerca de 50 % menos poluentes que a gasolina. A simples mistura de 10 % de etanol à gasolina diminui em até 19 % a emissão de gás de efeito estufa. Outra vantagem do etanol é que ele gera muito mais energia do que aquela empregada no seu ciclo produtivo: no caso da cana-de-açúcar, cada unidade de energia fóssil utilizada no processo gera 8,3 unidades de energia renovável. O combustível extraído do milho gera apenas 1,4 unidades de energia renovável para cada unidade de energia fóssil, portanto é muito menos favorável quanto ao balanço energético (FERNANDES JUNIOR, 2007).

Neste cenário atual o Brasil, sem dúvida, tem posição de destaque, pois atualmente é o maior produtor mundial de cana-de-açúcar, com previsão de chegar a aproximadamente 671 milhões de toneladas na safra 2014/2015, de acordo com a CONAB, 2014. No entanto, há grandes melhorias de processo possíveis e que devem ser buscadas para que o país não perca essa posição quanto aos assuntos relacionados ao etanol. Além disso, a

biomassa pode ser utilizada como matéria-prima na produção de diferentes produtos químicos que atualmente utilizam o petróleo como matéria-prima. A Figura 1.1.1, apresenta alguns produtos químicos que podem ser originados de biomassa (por exemplo: bagaço e palha de cana-de-açúcar).

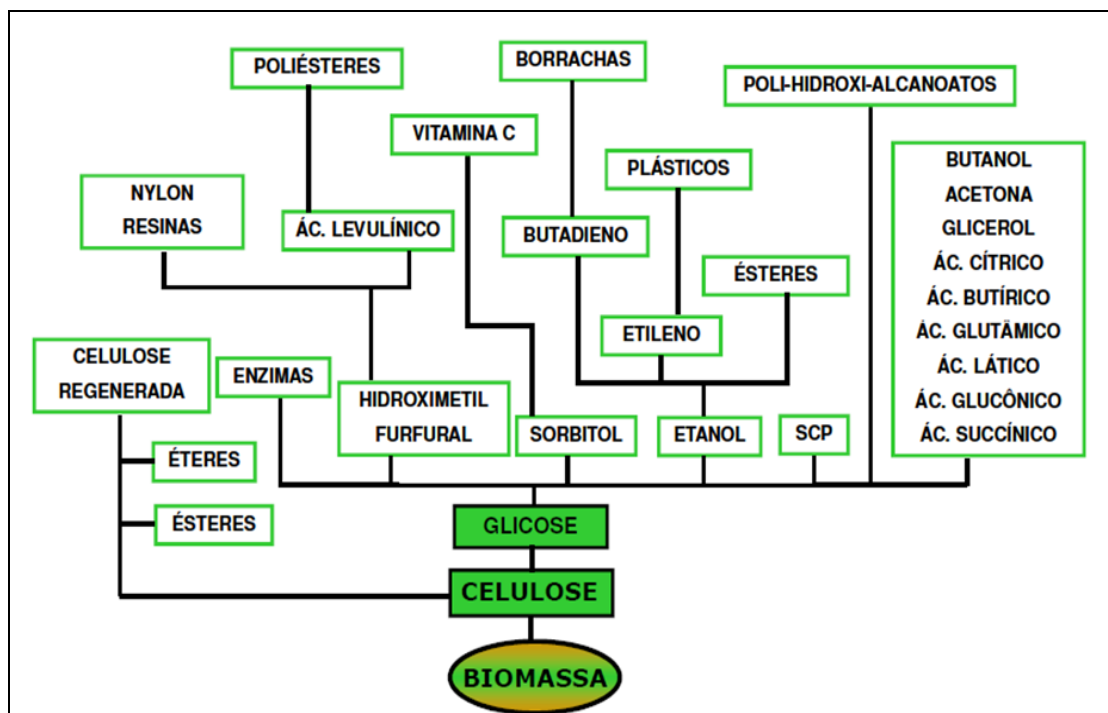


Figura 1.1.1 – Produtos que podem ser produzidos a partir de biomassa

(Fonte: adaptado de SILVA, 2010)

Segundo Nigri (2006), existem quatro programas que deverão exigir um grande esforço técnico, científico e político para que o país possa se manter à frente e não a reboque do conhecimento no setor do agronegócio ou, mais especificamente, no setor das biorrefinarias. São eles: 1) Desenvolvimento de novos cultivares de cana-de-açúcar que respondam ao uso da água e sejam resistentes a fungos e pragas. 2) Nutrição com o aproveitamento de biodetritos marinhos. 3) Infraestrutura de irrigação como interface entre variedades selecionadas e nutrição racional ou fertirrigação. 4) Obtenção adicional de álcool a partir dos polissacarídeos existente no bagaço da cana-de-açúcar por processo de hidrólise enzimática seguida de fermentação. Nos três primeiros, o objetivo é alcançar 200 toneladas de cana por hectare de rendimento agrícola com administração racional de insumos em qualquer condição climática, enquanto no quarto item aproveita-se a celulose e hemicelulose existente na palha e no bagaço da cana-de-açúcar, para a produção de mais álcool, elevando-se o rendimento total de etanol para aproximadamente 200 litros de álcool por tonelada de cana, ou

seja, é possível multiplicar por quatro a quantidade de álcool combustível por hectare, com melhoras no rendimento agrícola e eficiência industrial.

Segundo Macedo (2005) e Soccol *et al.* (2010), numa usina de álcool, aproximadamente 92 % do bagaço é utilizado para geração de vapor. Se os 8 % restantes forem convertidos em etanol, então se pode esperar um adicional de 2200 litros de etanol por hectare, aumentando o rendimento de etanol para 8200 L/ha e reduzindo o uso de terra em 29%. Se o resíduo de cana-de-açúcar for recolhido e utilizado para gerar energia e 50 % do bagaço utilizado para produção de etanol, isso produziria um adicional de 3700-4000 L/ha de etanol (9700-10000 L/ha total), portanto reduzindo o uso de área agricultável requerida em 33-38 %.

A eco-eficiência da produção de bioetanol a partir do bagaço e palha de cana requer uma abordagem sistêmica, devendo ser determinada a partir do rendimento, seletividade e custo do sistema como um todo, caracterizado em termos da produção etanólica (rendimento e seletividade). Etapas individuais devem ser consideradas em razão do potencial de otimização de sua eficiência, desde que o desempenho global do sistema não seja prejudicado (BAUDEL, 2007).

Para produzir etanol em larga escala para ser utilizado como combustível, o custo de produção precisa ser reduzido para o mesmo nível de custo de produção de combustíveis a partir do petróleo. Estudos prévios como o de Saad (2010) estimaram o custo de produção de etanol de materiais lignocelulósicos em valores ainda relativamente altos.

O processo de produção do etanol convencional é bastante conhecido, e baseia-se na fermentação de açúcar a etanol utilizando leveduras, sendo que as principais etapas desse processo são: recepção, limpeza e preparo da cana-de-açúcar; extração de açúcares; tratamento e concentração do caldo; fermentação, destilação e desidratação. A energia elétrica e térmica necessária para suprir o processo é produzida na própria usina, utilizando o bagaço, um subproduto do processo gerado nas moendas, como combustível em sistemas de cogeração (DIAS, 2011 b).

Por outro lado, a biomassa é constituída de polímeros de açúcares, principalmente glicose e xilose, ordenados numa matriz chamada lignocelulose, que não pode ser facilmente fermentada. Com isso, para se produzir etanol, este material precisa ser hidrolisado, tornando seus componentes disponíveis à levedura. Esta degradação pode ser feita por hidrólise da biomassa utilizando enzimas, processo conhecido como hidrólise enzimática (SENDELIUS, 2005).

Para que as enzimas tenham uma boa eficiência é necessário que a biomassa

seja bastante acessível à ação das enzimas e, por isso, utiliza-se o pré-tratamento. Industrialmente, o material pré-tratado pode ser hidrolisado por quatro caminhos diferentes: fermentação e hidrólise separadas (*SHF, separate hydrolysis and fermentation*), fermentação e sacarificação simultâneas (*SSF, simultaneous saccharification and fermentation*), sacarificação e cofermentação simultâneas (*SSCF, Simultaneous saccharification and cofermentation*) e bioprocesso consolidado (*CBP, consolidated bioprocess*).

Acredita-se que o avanço tecnológico, a ser conquistado com o desenvolvimento e domínio de uma tecnologia economicamente viável para a produção de álcool de palha e bagaço de cana, será integrado no programa de combustíveis renováveis no Brasil e, certamente contribuirá, para a realização de ganhos significativos na redução do custo do produto.

1.2 – Objetivos do Trabalho

O objetivo geral deste trabalho foi a realização de um Projeto Conceitual de uma Planta Industrial para produção de etanol a partir de bagaço e palha de cana, via hidrólise enzimática e fermentação, integrada a uma planta de etanol de 1ª geração, e alternativamente produção de eletricidade com a queima da biomassa, sendo desenvolvidas análises comparativas de viabilidade técnica e econômica de cada processo.

Os objetivos específicos foram:

- Estudo e seleção de alternativas tecnológicas no domínio do *estado da arte*, para as várias etapas do processo de produção de álcool de biomassa de cana, via hidrólise enzimática e fermentação.
- Seleção das melhores condições operacionais para as etapas escolhidas, elaborando assim, um conjunto de configurações do processo, escolhendo-se determinadas combinações de etapas, que reunidas constituam um processo completo e de melhor eficiência técnica e econômica.
- Desenvolvimento de Balanços de Massa e Energia com cálculo dos rendimentos para configuração de processo selecionada.
- Avaliação econômica do processo de produção de etanol de 2ª geração, visando realizar estimativas sobre a viabilidade econômica do processo,

análises de sensibilidade e comparação com a alternativa do uso da biomassa para geração de eletricidade.

1.3 – Estrutura do Trabalho

Este trabalho foi dividido em sete capítulos, sendo que este primeiro proporciona uma visão geral do problema, os objetivos a serem atingidos, a forma de abordagem do problema e a sua contribuição científica.

No segundo capítulo, introduz-se a revisão bibliográfica, descrevendo de forma geral a biomassa, a estrutura lignocelulósica da biomassa, as tecnologias e o processo de produção do etanol de segunda geração a partir da biomassa de cana-de-açúcar.

O terceiro capítulo apresenta os principais conceitos, projetos conceituais e parâmetros utilizados para embasar os balanços de massa e energia, bem como a análise de viabilidade econômica. E por fim, a metodologia utilizada na simulação.

No quarto e quinto capítulos trata-se da análise crítica e discussão dos resultados obtidos e análise de viabilidade dos diferentes cenários propostos, e também são apresentadas recomendações para trabalhos futuros.

Por fim, encontram-se as principais referências que contribuíram para a concretização deste trabalho. Além dos Anexos contendo, tabelas com detalhamento do fluxo de caixa dos cenários analisados e tabelas com detalhamento dos custos operacionais.

1.4 – Contribuição Científica do Trabalho

As principais contribuições científicas deste trabalho são a avaliação e definição das melhores tecnologias para produção de etanol de segunda geração e a análise econômica robusta, inclusive considerando cenários reais da economia brasileira, além de cenários e metodologias utilizadas por multinacionais do setor sucroenergético.

Capítulo 2 - Revisão Bibliográfica

Para produzir etanol a partir de materiais lignocelulósicos, deve-se: (a) abrir o feixe de fibras lignocelulósicas para então ter acesso às cadeias de polímeros de celulose e hemicelulose por meio do processo conhecido como pré-tratamento; (b) hidrolisar os polímeros para obter soluções de monômeros de açúcar; (c) fermentar os açúcares por meio de micro-organismos apropriados para obter a solução de etanol; e (d) purificar o etanol por meio de processos como destilação e desidratação. Além disso, a recuperação de subprodutos, a seção de utilidades (geração de energia elétrica, vapor e resfriamento de água), o tratamento de efluentes, e eventualmente a produção das enzimas (*in house*) são também unidades operacionais necessárias para a produção de etanol a partir de materiais lignocelulósicos (TAHERZADEH e KARIMI, 2007).

2.1 – A biomassa

A biomassa pode ser definida como qualquer tipo de material orgânico de origem animal ou vegetal e microbiana, ou originado de transformações naturais ou artificiais daqueles. Esses materiais tem em comum a origem direta ou indireta de processos de fotossíntese. Por esta razão, a biomassa é formada periodicamente e por tempo ilimitado, ou seja, é uma fonte renovável (PEREIRA JR., 2005).

Do ponto de vista de geração de energia, a biomassa abrange os derivados de organismos vivos e que podem ser processados para fornecer fontes bioenergéticas, por exemplo: resíduos da indústria de madeira e de celulose, palha de milho, palha de arroz, bagaço e palha de cana-de-açúcar, entre outros.

2.1.1 – A cana-de-açúcar

A cana-de-açúcar, cientificamente conhecida como *Saccharum officinarum*, é a principal matéria-prima utilizada na produção de açúcar e etanol. A composição mássica média da cana-de-açúcar é (STEFANO, 2007):

- 65-75 % de água;
- 11-18 % de açúcares;
- 8-14 % de fibras;

Introduzida no período colonial, a cana-de-açúcar se transformou em uma das principais culturas da economia brasileira. O Brasil não é apenas o maior produtor de cana; é também o primeiro do mundo na produção de açúcar e etanol; conquistando, cada vez mais, o mercado externo com o uso do biocombustível como alternativa energética (MAPA, 2011 a). A Tabela 2.1.1.1 apresenta a projeção da produção de cana-de-açúcar no Brasil até a safra 2020/2021, em comparação com outros produtos agrícolas.

De acordo com Saad (2010), para cada tonelada de cana colhida, gera-se 140 kg de bagaço e 140 kg de palha. Esses resíduos, que hoje são utilizados principalmente em caldeiras para geração de vapor e energia elétrica, podem também ser utilizados para o aumento da produção de etanol, conhecido como etanol de 2ª geração.

2.1.2 – O bagaço de cana-de-açúcar

Segundo Stefano (2007), o bagaço é uma biomassa fibrosa, que possui em base seca os seguintes percentuais (em massa) de substâncias:

- 50 a 60 % de celulose;
- 20 a 25 % de hemicelulose;
- 20 a 25 % de lignina;
- Pequeno percentual de outros componentes.

A composição e a estrutura da biomassa tem forte influência nos rendimentos dos processos de hidrólise e fermentação, por isso é fundamental conhecer a estrutura e as principais características dos componentes da biomassa, mais especificamente da palha e do bagaço de cana-de-açúcar.

Tabela 2.1.1.1 – Projeção de produção de cana-de-açúcar e outros produtos agrícolas no Brasil.

Produto	Unidade	2012/13	2013/14	2014/15	2015/16	2016/17	2017/18	2018/19	2019/20	2020/21	Taxa de Cresc.
Algodão pluma	Milhões t	1,8	1,8	1,9	2,0	2,1	2,2	2,3	2,3	2,4	4,3
Arroz	Milhões t	12,7	12,8	12,9	13,1	13,2	13,3	13,5	13,6	13,7	1,0
Feijão	Milhões t	3,5	3,6	3,6	3,6	3,7	3,7	3,8	3,8	3,8	0,9
Milho	Milhões t	56,4	57,8	58,8	60,0	61,1	62,2	63,3	64,4	65,5	2,0
Soja Grão	Milhões t	72,8	74,5	76,2	78,0	79,7	81,4	83,1	84,8	86,5	2,3
Soja Farelo	Milhões t	27,9	28,5	29,1	29,6	30,2	30,7	31,3	31,8	32,4	1,9
Soja Óleo	Milhões t	7,2	7,3	7,4	7,6	7,7	7,9	8,0	8,2	8,3	1,9
Trigo	Milhões t	5,4	5,5	5,6	5,7	5,8	5,9	6,0	6,1	6,2	1,6
Carne Frango	Milhões t	12,9	13,9	13,6	14,6	14,3	15,3	15,0	16,0	15,7	2,6
Carne Bovina	Milhões t	9,6	9,8	10,0	10,3	10,5	10,7	10,9	11,1	11,4	2,2
Carne Suína	Milhões t	3,5	3,6	3,7	3,7	3,8	3,9	3,9	4,0	4,1	1,9
Café	Milhões sc	58,9	54,5	64,2	59,4	69,9	64,8	76,2	70,6	-	4,0
Açúcar	Milhões t	35,8	36,8	38,4	38,7	39,6	40,2	41,2	42,0	42,3	2,2
Mandioca	Milhões t	26,2	26,2	26,2	26,2	26,2	26,1	26,1	26,1	26,1	-0,1
Batata Inglesa	Milhões t	3,7	3,8	3,8	3,9	3,9	4,0	4,1	4,1	4,2	1,6
Laranja	Milhões t	20,2	20,7	21,0	21,5	21,9	22,3	22,7	23,1	23,5	1,9
Leite	Bilhões litros.	33,0	33,6	34,3	34,9	35,6	36,2	36,9	37,5	38,2	1,9
Fumo	Milhões t	0,9	0,9	0,9	0,9	0,9	0,9	0,9	1,0	1,0	1,4
Cana de Açúcar	Milhões t	788,0	806,4	824,7	843,1	861,4	879,7	898,0	916,3	934,6	2,2
Papel	Milhões t	10,5	10,8	11,0	11,3	11,6	11,8	12,1	12,3	12,6	2,3
Celulose	Milhões t	15,5	16,1	16,5	17,0	17,5	18,0	18,5	19,0	19,4	2,9

(Fonte: adaptado de MAPA, 2011 a)

2.1.3 – A palha de cana-de-açúcar

A palha de cana-de-açúcar pode ser definida como sendo constituída basicamente de três componentes que podem ser recolhidos do campo: palha seca, folha verde e pontas ou palhada. Segundo Olivares *et al.* (2010), segue a definição de cada um desses constituintes.

- **Palha seca:** Refere-se às folhas secas e bainhas, as quais são removidas dos talos ou colmos da cana durante a limpeza da mesma no período de crescimento. A quantidade de sílica contida na palha seca é de 2 a 3 vezes os valores encontrados nas folhas verdes, causando uma maior dureza e resistência mecânica nessas partes da planta. Consequentemente, a quantidade de lignina é aproximadamente 60 % menor que as encontradas nas folhas verdes.
- **Folha verde:** A denominação “folha da cana” se dá às folhas verdes localizadas em maior concentração na parte superior da planta. A composição química das folhas verdes se assemelha muito à composição do bagaço reportada na literatura. Somente o teor de celulose nesse material apresenta valores menores que o bagaço.
- **Pontas:** Este resíduo, que é um conglomerado de componentes residuais da colheita, é constituído basicamente por folhas verdes, folhas secas, bainhas e ponteiros, além das impurezas físicas. Estima-se que a quantidade de palhiço remanescente no campo após a colheita de cana crua sem recuperação do mesmo depende da variedade de cana, representando entre 10 % a 30 % da produção de colmos industrializáveis.

2.2 – A estrutura do bagaço de cana

A dificuldade de converter a biomassa de cana e outros materiais lignocelulósicos em insumos químicos é atribuída às características morfológicas existentes entre os três principais componentes da parede celular. Estruturas microfibrilares de celulose

encontram-se embebidas em uma matriz composta por hemicelulose e lignina, cuja função estrutural é de agir como barreira natural à degradação enzimática e/ou microbiana, conforme representado na Figura 2.2.1. (RAMOS, L. P.; SILVA, T. A.; PITARELO, A. P., 2008 e PITARELO, 2007).

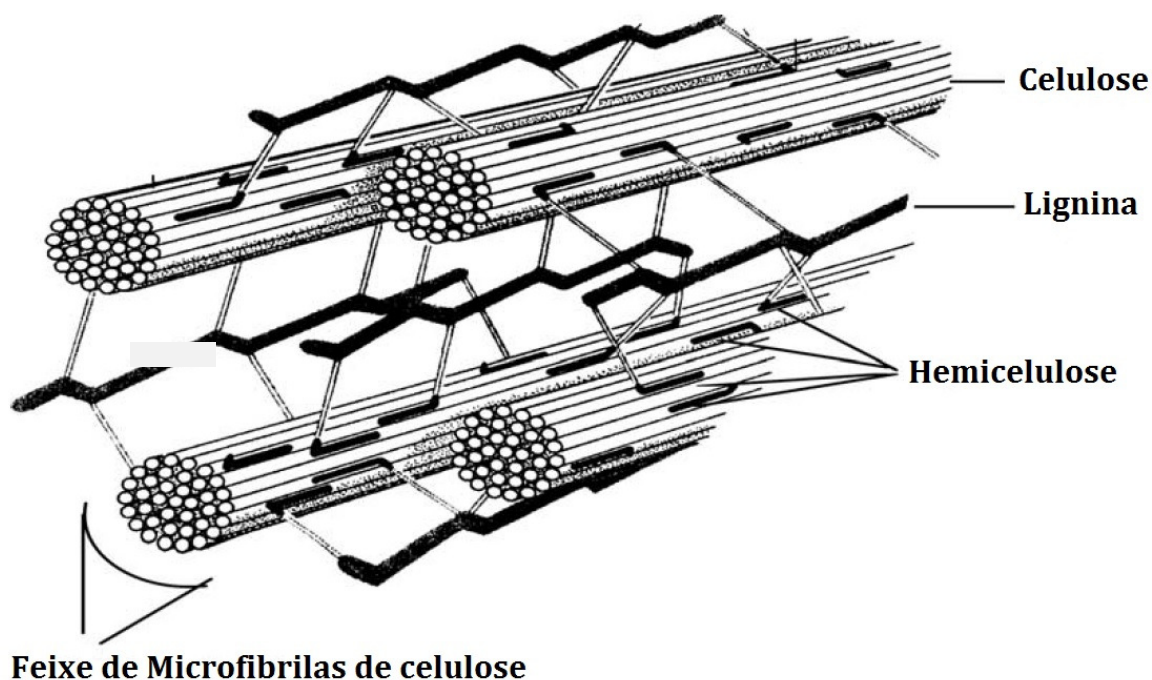


Figura 2.2.1 – Esquema estrutural simplificado do material lignocelulósico

(Fonte: Adaptado de MURPHY; McCARATHY, 2005)

2.2.1 – Celulose:

A celulose é um polímero linear formado por moléculas de anidro-glicose unidas por ligações glicosídicas β -1,4, de fórmula geral $(C_6H_{10}O_5)_n$. A celulose ocorre em espécies vegetais superiores como árvores e em organismos primitivos como algas marinhas e bactérias. Em sua estrutura, as moléculas de glicose se ligam por meio dos carbonos 1 e 4, formando a celobiose. A ligação 1-4 ocorre com a hidroxila na posição β (posição equatorial), proporcionando a formação de um polímero linear. Estritamente, a celulose é uma cadeia polimérica onde a unidade repetitiva é a celobiose (FENGEL; WEGENER, 1989). A Figura 2.2.1.1 representa uma estrutura típica da celulose.

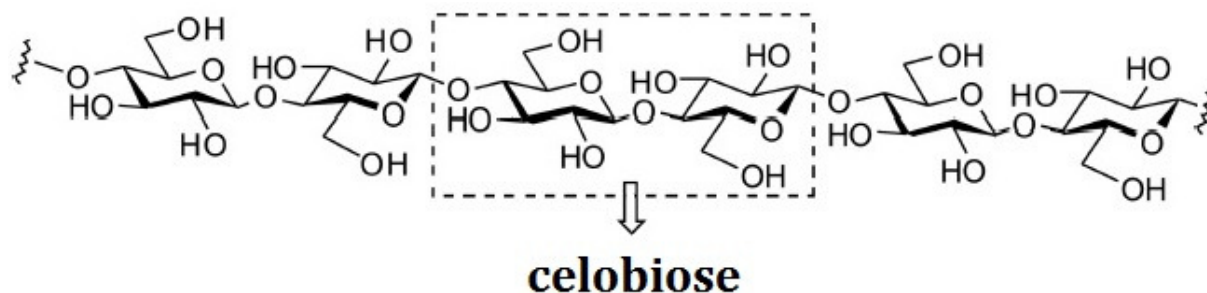


Figura 2.2.1.1 – Estrutura de um fragmento de celulose

(Fonte: Adaptado de COCINERO et al., 2009)

A resistência da celulose à degradação é mais atribuída à sua estrutura cristalina e ao seu empacotamento do que às ligações glicosídicas β -1,4. A maior parte da celulose está organizada em regiões cristalinas altamente ordenadas, nas quais as cadeias de celulose ou fibrilas encontram-se bem compactadas dificultando a penetração de moléculas de água, tornando a celulose insolúvel em água. Há outras regiões menos ordenadas, conhecidas como regiões amorfas. Estas regiões são facilmente hidrolisadas por ácidos, por outro lado as regiões cristalinas são muito mais difíceis de decompor. As fibrilas de celulose são agrupadas em microfibrilas. Estes por sua vez são envolvidos por moléculas de hemicelulose, e estas estruturas estão revestidas por uma camada de lignina que se une por ligação cruzada. Devido a esse empacotamento, o termo lignocelulose é frequentemente usado para descrever esses materiais (STEFANO, 2007).

2.2.2 – Hemicelulose

As hemiceluloses podem ser consideradas uma família de polissacarídeos presente na parede celular vegetal. São formadas por uma ampla variedade de blocos construtivos incluindo pentoses (por exemplo, xilose, ramnose e arabinose), hexoses (por exemplo: glicose, manose e galactose) e ácidos urônicos (como os ácidos 4-O-metilglucurônico e galacturônico), representados na Figura 2.2.2.1. As hemiceluloses são estruturalmente mais parecidas com a celulose do que com a lignina e são depositadas na parede celular em um estágio anterior a lignificação. Sua estrutura apresenta ramificações e cadeias laterais que interagem com a celulose, dando estabilidade e flexibilidade ao agregado (MARTINS, 2005).

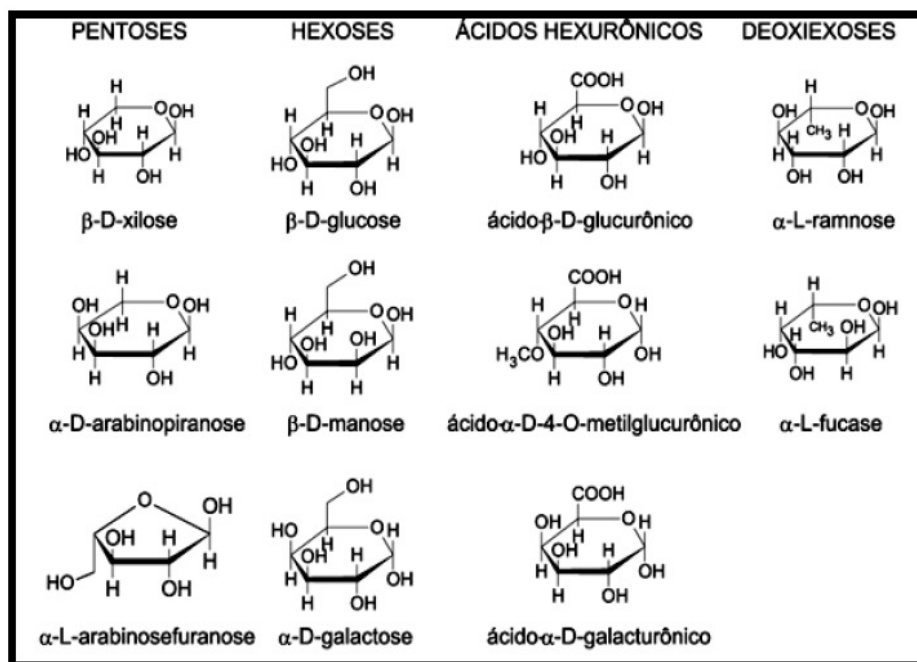


Figura 2.2.2.1 – Componentes da fração hemicelulose

(Fonte: MORAIS, S.A.L.; NASCIMENTO, E.A.; MELO, D.C., 2005)

Na Tabela 2.2.2.1 são apresentadas de forma resumida as principais características da celulose e hemicelulose. O entendimento destas características é de fundamental importância para a definição das estratégias de aproveitamento de biomassas como matéria-prima para a produção de bioetanol e de outras substâncias químicas (SILVA, 2010).

Tabela 2.2.2.1 – Diferenças entre celulose e hemicelulose

Celulose	Hemicelulose
Homo-polissacarídeo composto de unidades de glicose	Hetero-polissacarídeo composto de várias unidades de pentoses e hexoses
Alto grau de polimerização (1000 a 15000 unidades de glicose)	Baixo grau de polimerização (60 a 300 unidades de açúcares)
Forma arranjo fibroso	Não forma arranjo fibroso
Apresenta regiões amorfas e cristalinas	Apresenta somente regiões amorfas
É atacada lentamente por ácido inorgânico diluído a quente	É atacada rapidamente por ácido inorgânico diluído a quente
É insolúvel em álcalis	É solúvel em álcalis

(Fonte: adaptado de PEREIRA JR., 2005)

2.2.3 – Lignina

A estrutura bioquímica da fração lignina (10 % - 30 % em massa), não está relacionada a moléculas simples de açúcar, por isso não é considerada para a produção de bioetanol por rotas fermentativas. Essa fração da biomassa, no entanto, desempenha um papel fundamental para o sucesso da tecnologia de hidrólise, uma vez que dificulta o acesso à celulose. A estrutura da lignina apresenta forma tridimensional (Figura 2.2.3.1), sendo formada por unidades de p-propilfenol, com substituintes metoxila no anel aromático, unidas por ligações do tipo éter e que estabelecem ligações cruzadas entre si (SILVA, 2010).

A propriedade física mais importante dessa macromolécula orgânica é a sua rigidez, que não só confere estrutura ao tecido da planta, mas também, previne o colapso de elementos condutores de água (MARTINS, 2005).

A lignina representa um dos maiores estoques de carbono/energia da natureza e é o maior depósito de estruturas químicas aromáticas, constituindo-se em uma fonte potencial de valiosos insumos para a indústria química. Apesar de ser possível produzir diversos produtos a partir da lignina, atualmente o foco dos estudos tem se voltado para o uso desse material como fonte de energia para os processos, o que garantiria a autossuficiência e a possibilidade de exportar alguma energia elétrica excedente. Naturalmente, essa situação é positiva tanto para a viabilidade econômica da tecnologia quanto para os quesitos ambientais, já que reduziria a dependência por recursos energéticos fósseis externos (PEREIRA, Jr. *et al.*, 2008).

2.3 – Pré-tratamento de materiais lignocelulósicos

Assim como os outros materiais lignocelulósicos, a biomassa de cana-de-açúcar oferece considerável resistência ao ataque de micro-organismos e enzimas, tornando necessária a utilização de um pré-tratamento que permita a conversão da celulose a açúcares fermentescíveis (DIAS, 2008). Essa resistência deve-se às propriedades já anteriormente mencionadas no Capítulo 2.2 deste trabalho.

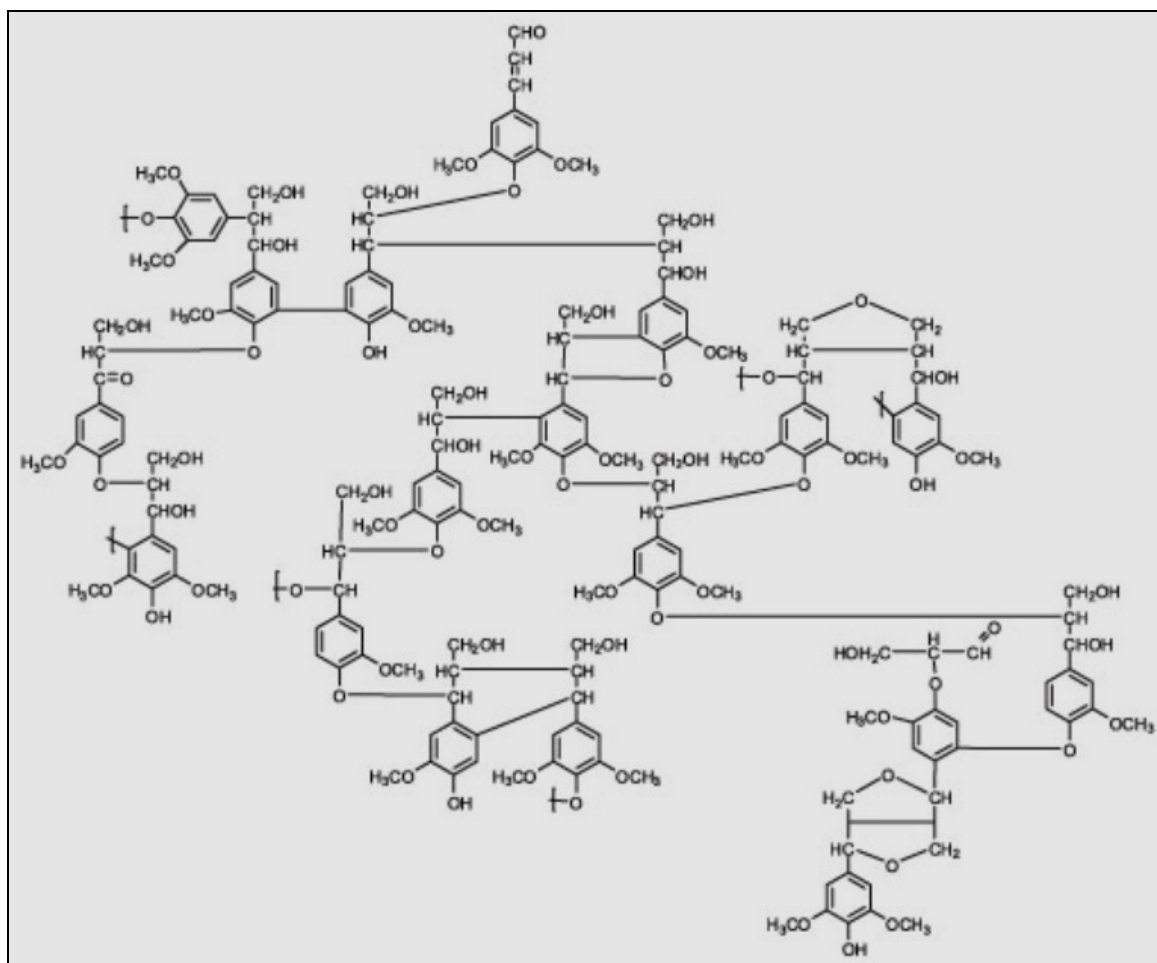


Figura 2.2.3.1 – Estrutura geral da lignina de eucalipto

(Fonte: SANTOS *et al.*, 2012)

O objetivo do pré-tratamento é a deslignificação dos materiais lignocelulósicos e a separação seletiva de seus componentes, por meio da ruptura do complexo lignina - celulose - hemicelulose. Desta forma, torna-se possível o aproveitamento individual de cada uma das frações dos materiais lignocelulósicos. Na hidrólise da hemicelulose e da celulose obtêm-se monossacarídeos, principalmente xilose e glicose, respectivamente, e a lignina pode ser utilizada como combustível ou como insumo químico (DIAS, 2008).

Em termos gerais, um pré-tratamento eficiente do bagaço de cana para a produção de etanol deve, ao mesmo tempo, produzir uma polpa celulósica com elevada acessibilidade e oferecer reatividade aos agentes hidrolíticos ácidos ou enzimáticos (digestibilidade), garantir adequada recuperação das pentoses, além de limitar a geração de compostos inibidores às enzimas e aos micro-organismos usados na fermentação. Adicionalmente, aspectos associados ao uso de catalisadores de baixo custo, reciclagem de

insumos e geração de subprodutos de alto valor agregado a partir da lignina caracterizam sistemas de pré-tratamento ecoeficientes (BAUDEL, 2006).

Os tipos de pré-tratamento da biomassa lignocelulósica podem ser agrupados em quatro categorias (RABELO, 2007):

- Físicos: moagem, trituração, radiação, altas temperaturas, autohidrólise;
- Químicos: bases, ácidos, gases, SO₂, agentes oxidantes e redutores, NaOH, amônia, solventes orgânicos;
- Biológicos: fungos;
- Combinados: explosão a vapor associada com tratamento alcalino, moagem acompanhada de tratamento alcalino ou ácido, SO₂ e vapor, AFEX (ammonia fiber/freeze explosion) (com amônia), NO₂ e irradiação.

Um pré-tratamento efetivo é caracterizado por vários critérios. O pré-tratamento deve evitar a necessidade de reduzir o tamanho das partículas de biomassa, preservar as pentoses (hemicelulose), limitar a formação de produtos inibidores do crescimento de micro-organismos fermentativos, minimizar a demanda de energia e custos (MOSIER *et al.*, 2005). Cada método tem suas vantagens e desvantagens. Estudos realizados avaliaram vários aspectos que regem a eficiência dos processos de pré-tratamento de materiais lignocelulósicos, sendo que o pré-tratamento por explosão a vapor é um dos métodos mais utilizados e promissores na separação dos principais componentes do bagaço e da palha de cana-de-açúcar devido à sua viabilidade técnico-econômica (BAUDEL, 2006; PITARELO, 2007; RAMOS, 2003 e SAAD, 2010).

Alguns trabalhos consideram desejável que uma etapa de deslignificação simultânea ou sequencial ao pré-tratamento seja conduzida, visando aumentar os rendimentos da etapa posterior de hidrólise enzimática (BAUDEL, 2006; PITARELO, 2007; RAMOS, 2003).

Na Tabela 2.3.1 são apresentados os principais processos de pré-tratamento potencialmente aplicáveis no contexto da produção de etanol a partir da biomassa de cana-de-açúcar; nela também estão relacionados os principais aspectos positivos e negativos associados a cada técnica. Com base nessa abordagem qualitativa, os pré-tratamentos ácidos de explosão a vapor (*Steam Explosion*), tratamento hidrotérmico (*Liquid Hot Water*) e ácido

diluído (*Dilute Acid*) aparecem como as tecnologias mais adequadas (em ordem decrescente de eficiência) à produção de etanol a partir do bagaço, considerando-se um cenário de curto prazo (5 anos) ou longo prazo (30 anos) (BAUDEL, 2006).

Considerando esses estudos já realizados, o pré-tratamento que será utilizado no desenvolvimento deste trabalho será a explosão a vapor (*steam explosion*).

2.3.1 – Explosão a vapor

O processo de pré-tratamento com vapor, denominado explosão a vapor (*steam explosion*), originou-se do processo sueco Masonite de produção de aglomerados de madeira (inclusive em escala comercial). Quando um material lignocelulósico é aquecido a temperaturas relativamente elevadas com vapor saturado, seguido de uma súbita descompressão do equipamento, produz-se uma suspensão de bagaço pré-tratado (*slurry*) de cor marrom resultante da fragmentação da biomassa (BAUDEL, 2006).

O pré-tratamento com vapor atua química e fisicamente na biomassa, realizando a hidrólise das hemiceluloses, além da cisão de algumas ligações entre a celulose e a lignina. Com isso a estrutura da biomassa torna-se mais susceptível à penetração de água, ácidos e enzimas, de modo que o potencial hidrolítico da celulose é incrementado (BAUDEL, 2006).

Mason (1926) e Babcock (1932) demonstraram que o vapor penetra no material lignocelulósico e condensa, formando água líquida a altas temperaturas dentro das fibras. Após a descompressão, esta água que está em equilíbrio com o vapor a alta pressão é rapidamente evaporada, gerando uma explosão no interior das fibras. Esta explosão proporciona a desestruturação e desagregação das fibras, além disso, nas regiões de alta densidade de celulose amorfa ocorre a ruptura da fibra. A Figura 2.3.1.1 apresenta uma representação esquemática desse processo.

Tabela 2.3.1 – Características associadas ao processo de pré-tratamento da biomassa de cana para produção de etanol

Parâmetro	Ácidos				Alcalinos			
	Steam Explosion	LHW	Dilute Acid	Organosolv Ácido	WAO	AFEX	Lime	SHFEX
Carga de sólidos no reator	+2	-2	+1	+1	+1	+1	+1	+1
Reatividade da fibra	+2	+2	+1	+1	+1	+2	+1	+1
Perda celulósica (PT)	+2	+2	-1	-1	-1	+2	-1	-1
Rendimento glicosídico (PT + H)	+2	+2	-2	+1	+1	+2	+1	+1
Extração de pentoses	+2	+2	+2	+2	+1	+1	+1	+1
Degradação de pentoses	+1	+2	-1	-2	-1	+2	-1	-1
Recuperação de pentoses	+2	+2	+1	-2	+1	+2	-2	-2
Deslignificação	0	0	0	+1	+2	+1	+2	+2
Fragmentação de lignina	+2	-1	+1	-2	-1	-1	-2	-2
Produção de inibidores	+2	+1	-1	-2	+2	+2	+1	+1
Produção de licor negro	+2	+1	+2	-1	-2	-1	-2	-2
Necessidade separar lignina	+2	+1	+2	-2	-2	-1	-2	+2
Necessidade detoxificação	+2	+2	-1	-2	-1	+2	-1	-1
Potencial para SSF e SSCF C ₅ /C ₆	+2	+2	+2	-2	-1	-2	-2	-2
Custo equipamento / materiais	-1	-1	+2	-2	-1	-1	-1	-1
Simplicidade de operação	+2	+2	+2	-2	-1	-2	+2	-1
Consumo de energia	-1	-1	-2	-2	-1	-1	+2	-1
Consumo de água	-1	-1	-2	+2	-1	+2	-1	-1
Geração de efluentes	-1	+2	-2	+2	-1	-2	-2	-1
Necessidade Sistema de Recuperação	+1	+2	+2	-2	-1	-2	-1	-2
Higiene do processo / segurança	+1	+1	+1	-1	+1	-2	+1	+1
Maturidade tecnológica do PT	+2	+1	+2	+1	-1	-2	-2	+1
Aplicabilidade usinas/destilarias	+2	+2	+2	+2	-2	-2	-2	-2
Aplicabilidade ind. papel/celulose	+1	+1	+1	+1	+2	+1	+2	+2
TOTAL	30	24	12	-11	-6	1	-8	-7

Notações: Qualidade (+) Positivo. (-) Negativo. Amplitude: (1) Reduzido (2) Elevado.

(Fonte: adaptado de BAUDEL, 2006)

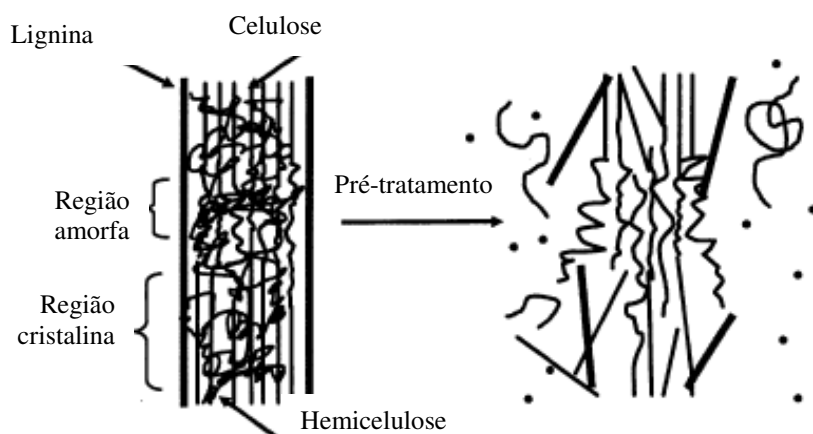


Figura 2.3.1.1 – Esquema do efeito do pré-tratamento em material lignocelulósico
(Fonte: adaptado de MOSIER et al., 2005)

Durante o processo de pré-tratamento a vapor todos os componentes da biomassa sofrem hidrólise, mas as hemiceluloses são as mais susceptíveis a este tipo de reação. Sob a ação da temperatura e da pressão do vapor, os grupamentos acetil presentes nas hemiceluloses são hidrolisados a ácido acético e o ácido liberado no meio catalisa a quebra das ligações do complexo lignina-carboidrato, provocando a solubilização de grande parte das hemiceluloses que são facilmente removidas por extração aquosa. A fração insolúvel em água contém celulose e lignina parcialmente modificada, sendo que a maior parte desta lignina pode ser removida por extração com álcali, etanol ou dioxano (PITARELO, 2007).

A hidrólise nos tratamentos com vapor pode ser catalisada por ácidos orgânicos (e.g. ácido acético) formados pela cisão dos grupos funcionais presentes nas hemiceluloses. Observa-se, neste caso, auto-hidrólise das hemiceluloses, caracterizando processo autocatalítico. Catalisadores ácidos (SO_2 e H_2SO_4) e ácidos de Lewis (FeCl_3 , ZnCl_2) podem ser utilizados, resultando-se em um incremento da recuperação de açúcares hemicelulósicos, além de facilitar a hidrólise da celulose presente na polpa pré-tratada em etapas posteriores. O pré-tratamento de biomassas com elevado teor de hemiceluloses altamente acetiladas, como é o caso do bagaço, requer mínimas quantidades de catalisadores ácidos (BAUDEL, 2006).

Após o pré-tratamento por explosão a vapor, duas frações são formadas, uma fração sólida composta de celulose com uma lignina de estrutura modificada e uma fração líquida rica em hemiceluloses e com uma pequena quantidade de lignina solubilizada (SAAD, 2010).

Pitarelo (2007) concluiu que o uso de ácido fosfórico no pré-tratamento por explosão a vapor poderá se consolidar como uma alternativa atraente para a otimização de processos de sacarificação e fermentação simultâneas do bagaço de cana-de-açúcar. Pitarelo (2007) desenvolveu experimentos utilizando o planejamento fatorial 2^3 cujas variáveis, em dois níveis, foram: concentração do ácido fosfórico (0 e 38 mg de H_3PO_4 por grama de bagaço em relação ao peso seco), temperatura (195 e 210 °C) e tempo de residência do material no reator (4 e 8 min), com ponto central (PC) em quadruplicata à 203 °C por 6 min e 19 mg de ácido/g de bagaço seco. Os parâmetros utilizados para avaliar o efeito do ácido durante o pré-tratamento foram: percentuais de recuperação da celulose e das hemiceluloses, e aumento da reatividade dos substratos frente à hidrólise enzimática.

Os estudos realizados por Pitarelo (2007) mostram que o bagaço impregnado com ácido fosfórico apresentou rendimentos totais menores em relação ao bagaço pré-tratado por explosão a vapor sem ácido e com 50 % de umidade, conforme apresentado na Tabela 2.3.1.1.

A adição de ácido fosfórico não aumentou os rendimentos de recuperação dos materiais pré-tratados, mas permitiu a eliminação da etapa adicional de pós-hidrólise da fração solúvel em água (BES), já que a maior parte dos oligossacarídeos hidrossolúveis gerados na auto-hidrólise foi hidrolisada a açúcares livres (monossacarídeos). A presença do catalisador ácido aumentou em pelo menos três vezes a concentração de glicose na fração solúvel (BES), quando comparada aos experimentos de auto-hidrólise. A presença de ácido fosfórico também aumentou a sacarificação das hemiceluloses. O pré-tratamento do bagaço na presença de ácido fosfórico mostrou-se eficiente na remoção das hemiceluloses em temperaturas mais baixas, quando comparado aos experimentos de auto-hidrólise. O uso de catálise fosfórica permite reduzir a temperatura de pré-tratamento sem comprometer significativamente a recuperação das hemiceluloses na fração BES (PITARELO, 2007).

Na condição de 210 °C por 4 min, verifica-se os melhores índices de recuperação de carboidratos, confirmando que a presença de ácido fosfórico como catalisador, durante o pré-tratamento a altas temperaturas e menores tempos de residência, é desejável para maximizar a recuperação dos carboidratos presentes no bagaço da cana. Entretanto, é necessário enfatizar que a presença de ácido fosfórico induziu aos maiores índices de sacarificação ácida da celulose, e, por outro lado, permitiu a recuperação de uma fração BES mais rica em monossacarídeos, em comparação com o processo de auto-hidrólise na mesma condição. Tal comportamento pode ser considerado interessante para fins biotecnológicos, já

que os hidrolisados da fração BES estariam prontos para serem submetidos aos processos fermentativos subsequentes. Outra observação importante sobre a impregnação com ácido fosfórico refere-se ao percentual de recuperação de arabinose na fração BES, indicando um menor efeito destrutivo do pré-tratamento sobre este monossacarídeo e uma menor formação de furfural quando comparado aos experimentos de auto-hidrólise (PITARELO, 2007).

Tabela 2.3.1.1 – Rendimentos obtidos para a explosão a vapor com e sem catálise fosfórica do bagaço de cana.

Exp.	Massa (g)	T ₀ ¹ (s)	Condições	Rendimento (%) ²		
				BES ³	BEI ³	Total
5	224,2	78	4 min, 195°C, 50% de umidade	20,8	65,5	86,3
6	225,1	66	8 min, 195°C, 50% de umidade	20,9	64,4	85,3
7	227,4	60	4 min, 210°C, 50% de umidade	21,6	64,7	76,1
8	227,0	75	8 min, 210°C, 50% de umidade	21,3	54,5	75,8
16	225,7	60	4 min, 195°C, H ₃ PO ₄ diluído	22,3	54,1	76,4
17	224,9	66	8 min, 195°C, H ₃ PO ₄ diluído	21,7	53,6	75,3
18	227,8	75	4 min, 210°C, H ₃ PO ₄ diluído	23,3	54,9	78,2
19	226,9	60	8 min, 210°C, H ₃ PO ₄ diluído	22,4	49,5	71,9
20	226,5	67	6 min, 203 °C, H ₃ PO ₄ diluído	20,6	46,7	67,3
21	225,8	65	6 min, 203 °C, H ₃ PO ₄ diluído	19,9	47,5	67,4
22	227,4	68	6 min, 203 °C, H ₃ PO ₄ diluído	19,6	48,7	68,3
23	228,7	64	6 min, 203 °C, H ₃ PO ₄ diluído	20,4	47,5	67,9
PCF⁴	227,1±1,3	66±1,8	6 min, 203°C, H₃PO₄ diluído	20,1±0,5	47,6±1,1	67,7±1,4

¹ t₀ = tempo para atingir a temperatura de pré-tratamento

² Calculado em relação ao peso seco do bagaço

³ BES = fração solúvel do bagaço pré-tratado; BEI = fração insolúvel do bagaço pré-tratado

⁴ PCF = média e desvio padrão do ponto central do planejamento realizado para catálise fosfórica.

(Fonte: adaptado de PITARELO, 2007)

Em geral, os resultados obtidos para os substratos originados do bagaço impregnado com ácido fosfórico mostraram-se vantajosos em relação aos substratos produzidos por auto-hidrólise. Então, a utilização de ácido fosfórico diluído, além de favorecer a separação dos principais componentes presentes no bagaço durante o pré-tratamento a vapor, também produz materiais celulósicos de elevada reatividade à hidrólise

enzimática (PITARELO, 2007).

Sendelius (2005) realizou na Suécia experimentos com o pré-tratamento de explosão a vapor para bagaço de cana, utilizando processos auto-catalíticos e catalíticos (SO_2 e H_2SO_4), diferentes temperaturas e diferentes tempos de reação, conforme mostrado na Tabela 2.3.1.2.

Tabela 2.3.1.2 – Pré-tratamento de explosão a vapor para bagaço de cana, utilizando SO_2 e H_2SO_4 .

Amostra #	Matéria-prima Matéria seca (g)	Variáveis de Processo			
		T (°C)	SO_2 (%)	H_2SO_4 (%)	t (min)
4	300	180	0	-	5
7	300	180	2,0	-	5
10	300	190	0	-	5
11	300	190	0	-	10
12	300	205	0	-	10
13	300	190	2,0	-	5
14	300	190	2,0	-	10
15	300	205	2,0	-	10
18	300	190	2,0	-	10
19	300	190	-	0,25*	10
20	300	205	-	0,25*	10
21	300	180	-	0,25*	10

(Fonte: SENDELIUS, 2005). Os valores são em gramas por 100 g de bagaço seco, comparado aos experimentos com SO_2 nos quais a quantidade está em % do total do peso de água do bagaço. A amostra 18 tem a mesma condição da amostra 14, mas na amostra 18 foi utilizado bagaço peneirado.

Os rendimentos totais desse experimento são apresentados na Figura 2.3.1.2 e na Figura 2.3.1.3. O rendimento total de açúcar é atualmente o rendimento mais importante, pois ele leva em consideração todas as etapas do processo, ou seja, do bagaço até os açúcares fermentáveis. As figuras apresentam os rendimentos de glicose e xilose, proporcionando uma visão combinada de ambos os efeitos (pre-tratamento e hidrólise). Os rendimentos variam de 0 a 1, sendo que 1 significa 100% de hidrolisação. Os testes foram realizados em duplicata.

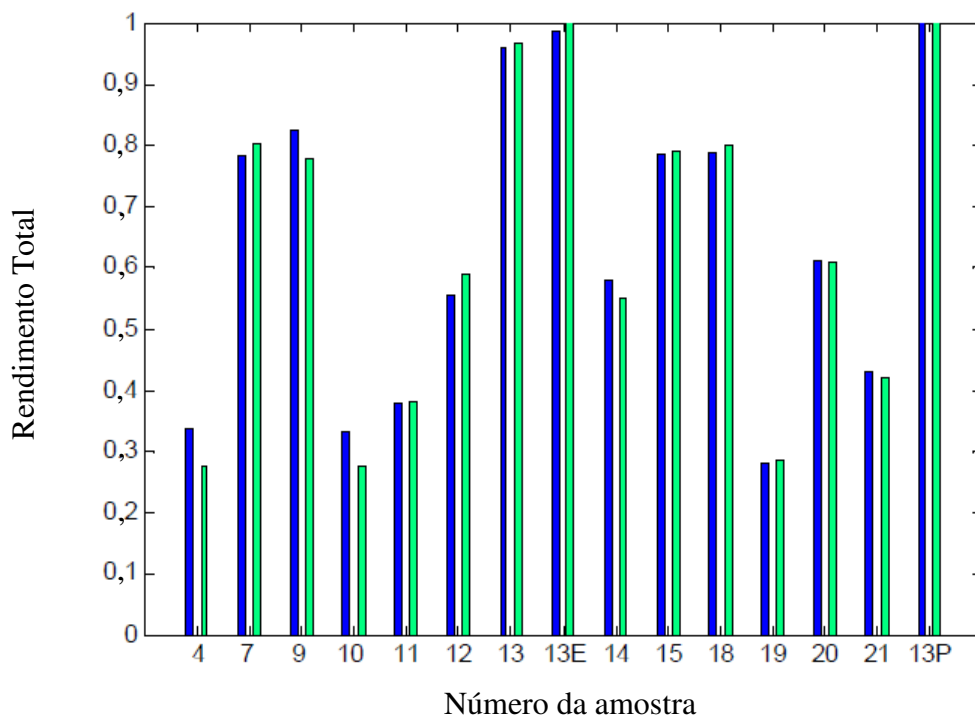


Figura 2.3.1.2 – Valores em duplicata do rendimento total de glicose para as diferentes condições de pré-tratamento
(Fonte: adaptado de SENDELIUS, 2005)

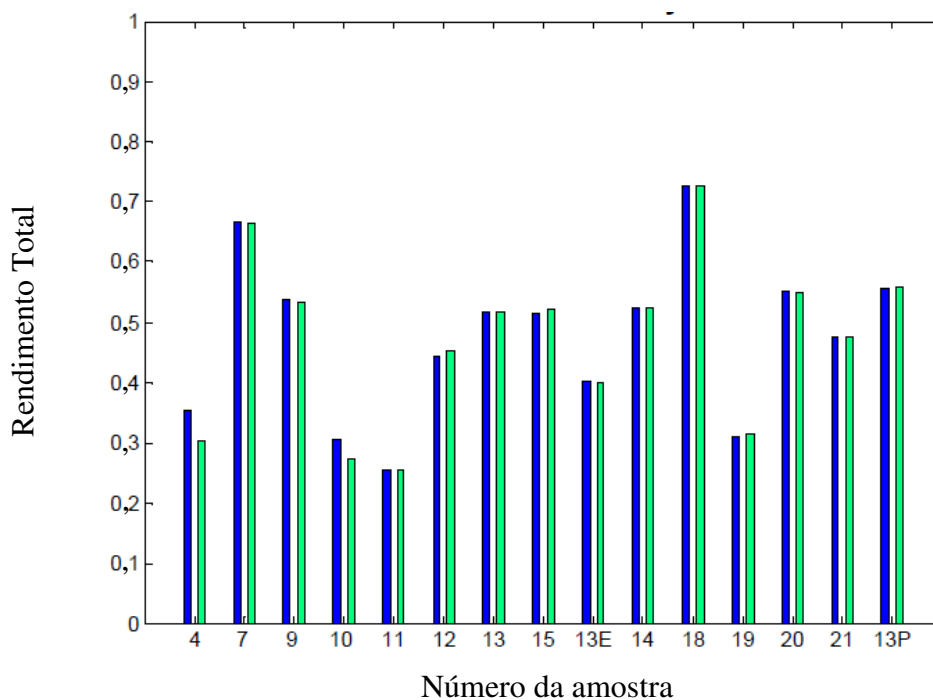


Figura 2.3.1.3 – Valores em duplicata do rendimento total de xilose para as diferentes condições de pré-tratamento
(Fonte: adaptado de SENDELIUS, 2005)

Com base nos resultados de Sendelius (2005), apresentou as seguintes conclusões:

- Em média, as amostras peneiradas obtiveram rendimento em glicose 27,7 % maior que as não peneiradas;
- Em geral, o bagaço impregnado com SO₂ gerou um material pré-tratado que obteve o maior rendimento de açúcar (até 50 %); a remoção de lignina solúvel com uso de etanol ou peróxido de hidrogênio não foi considerada satisfatória para o aumento do rendimento da hidrólise enzimática;
- O rendimento total da glicose aumentou 40,5 % utilizando partículas menores;
- As condições de processo que apresentaram o pré-tratamento mais proeminente foram: bagaço impregnado com SO₂, temperatura de 180°C durante 5 minutos. O processo operado nestas condições forneceu o rendimento em etanol de 80 % com base no valor de rendimento teórico.

Estudos realizados sobre a sacarificação e fermentação simultâneas (SSF) do bagaço de cana após o pré-tratamento a vapor na presença de SO₂ e de ácido sulfúrico diluído, demonstraram que a taxa de bioconversão do bagaço tende a decrescer com o aumento da concentração de carboidratos e de etanol no meio reacional, pois a partir de determinadas concentrações, estes compostos causam inibição da atividade enzimática, sendo que, comparada ao etanol, a glicose exerce uma influência maior sobre as enzimas. Apesar disto, devido à maior tolerância das enzimas ao etanol, a utilização de sistemas SSF possibilita o incremento da atividade enzimática, aumentando o rendimento hidrolítico final (PITARELO, 2007).

Ferreira-Leitão e colaboradores (2010) apresentaram um estudo comparando o pré-tratamento por explosão a vapor com SO₂ como catalisador (realizado por Sendelius, 2005) com este mesmo tipo de pré-tratamento utilizando o CO₂ como catalisador. A Tabela 2.3.1.3 resume os principais resultados obtidos.

Tabela 2.3.1.3 – Comparação entre o pré-tratamento por explosão a vapor catalisado por SO₂ e o catalisado por CO₂

Condições do pré-tratamento	Rendimentos Totais	
	Glicose (%)	Xilose (%)
SO ₂ (190 °C/5min)	86	72
CO ₂ (190 °C/5min)	50	72
CO ₂ (205 °C/10min)	81	61
CO ₂ (205 °C/15min)	86	52

(Fonte: adaptado de FERREIRA-LEITÃO *et al.*, 2010)

Com base nesses resultados, os autores concluem que, apesar da baixa solubilidade do CO₂, das temperaturas mais elevadas e dos tempos de residência maiores (implicando em custos maiores com equipamentos), o CO₂ ainda apresenta vantagens importantes, tais como: disponibilidade, baixa toxicidade, baixa corrosividade e menor risco operacional (FERREIRA-LEITÃO *et al.*, 2010).

Sistemas de pré-tratamento utilizando CO₂ como agente de hidrólise (e.g. “CO₂ Explosion” e “CO₂ supercrítico”) podem ser considerados como alternativas tecnológicas potencialmente interessantes no longo prazo para o pré-tratamento do bagaço de cana-de-açúcar utilizando o CO₂ produzido na etapa de fermentação alcoólica (BAUDEL, 2007).

2.4 – Enzimas

Os catalisadores biológicos são proteínas chamadas de enzimas. Devido à sua estrutura, as enzimas podem apresentar um alto grau de especificidade, propriedade ausente nos catalisadores inorgânicos e, portanto, sua presença permite a seleção das reações que poderão ocorrer em um organismo, ainda que milhares de compostos diferentes estejam presentes no interior das células. É também devido às propriedades estruturais das proteínas que a regulação da atividade enzimática se processa, permitindo ajuste contínuo da velocidade da reação catalisada às condições celulares vigentes. Além disso, as enzimas são, geralmente, sintetizadas nas próprias células onde atuam e sua concentração está sob rígido controle. As enzimas, (1) diminuem a energia de ativação, (2) são muito específicas, (3) são sintetizadas pelas próprias células onde atuam, (4) tem concentração celular variável, e (5) podem ter sua

atividade modulada pelos reagentes, produtos e cofatores (BORZANI *et al.*, 2001).

2.4.1 – Celulases

O termo celulase engloba um conjunto de enzimas que atuam na degradação da celulose em glicose.

Apesar das discordâncias apresentadas por alguns autores, relacionadas com a especificidade das diferentes celulases e o seu modo de ação, em geral se reconhece a existência de três tipos de celulases nos sistemas completos: endoglucanases, exoglucanases ou celobiohidrolases e β -glicosidase ou celobiase (RABELO, 2007).

As celulases podem ser classificadas de diferentes formas, mas os dois modos comumente utilizados são os baseados na especificidade do substrato e nas semelhanças estruturais da enzima. Com base na especificidade do extrato se encontram as celobiohidrolases (CBHs), também chamadas de exo-1,4- β -glucanases e as endo-1,4- β -glucanases (EGs). Uma terceira classe de enzima que trabalha em conjunto e em forma sinérgica com as CBHs e EGs são as β -glicosidases (BGs). Uma boa degradação da celulose exige a ação sinérgica do complexo celulolítico, como é o caso do complexo produzido pelos fungos do gênero *Trichoderma reesei*, o qual é formado por diversas endo e exo-glucanases e dois tipos de β -glicosidases. O fungo *T. reesei* é o micro-organismo mais utilizado industrialmente para a produção de celulases, entretanto, como desvantagem, a sua produção de β -glicosidase é relativamente pequena. Assim, a aplicação de extrato enzimático proveniente de *T. reesei* para a degradação da celulose gera altas concentrações de oligômeros e baixas de glicose. Dessa forma, para conseguir um sistema de enzimas mais eficiente é necessário um suplemento de β -glicosidase proveniente de outros micro-organismos, como o *Aspergillus sp.* A sinergia entre as enzimas celulolíticas ocorre quando a ação combinada de duas ou mais enzimas conduz a uma taxa de reação mais elevada do que a soma de suas ações individuais (SAAD, 2010).

O complexo celulolítico requer a ação coordenada dos três tipos de atividades enzimáticas que são: endoglucanases, exoglucanases e β -glicosidases.

As **endoglucanases** (EGs) hidrolisam as cadeias de celulose de modo aleatório, clivam ligações glicosídicas internas da celulose liberando oligossacarídeos de vários comprimentos e, conseqüentemente, novas cadeias finais. Essas enzimas hidrolisam a celulose

amorfa e celuloses modificadas quimicamente (solúveis), como a carboximetilcelulose (CMC). A celulose cristalina é menos hidrolisada devido ao maior grau de organização molecular que apresenta. As regiões de menor organização estrutural são mais facilmente atacadas, pois possuem cadeias que não estão envolvidas em interações de hidrogênio intermoleculares tão fortes quanto as que ocorrem nas regiões cristalinas, levando, conseqüentemente, a uma maior exposição das ligações glicosídicas mais internas das cadeias de celulose (MARTINS, 2005).

As **exoglucanases ou celobiohidrolases (CBHs)** atuam nas extremidades reductoras (CBH I) e nas extremidades não reductoras (CBH II) da cadeia de celulose, produzindo majoritariamente celobiose. Essas enzimas não atuam sobre a celulose solúvel por haver um impedimento estereoquímico causado pelos grupos substituintes, como carboximetílico (CMC). As exoglucanases atuam sobre celulose cristalina, produzindo uma redução lenta e gradual do seu grau de polimerização. Assim, ensaios de atividade sobre CMC são característicos para as endoglucanases, enquanto a atividade sobre celulose microcristalina (Avicel®) caracteriza as celobiohidrolases, tornando possível a diferenciação entre essas enzimas (MARTINS, 2005). As EGs e as CBHs estão sujeitas à inibição pelos produtos celobiose e glicose. A celobiose apresenta um efeito inibidor nas enzimas maior que a glicose (SAAD, 2010).

As **β -glicosidases (BGs)**, também denominadas **celobiases**, possuem a função de desdobrar a celobiose gerada pelas endoglucanases e celobiohidrolases em glicose. Estritamente falando, β -glicosidases não são celulases legítimas, uma vez que elas agem sobre substratos solúveis, mas sua contribuição é muito importante para a eficiência da hidrólise da celulose pela remoção da celobiose do meio reacional, reduzindo o efeito inibitório desta nas exo- e endo-glucanases. A atividade das β -glicosidases pode ser determinada usando celobiose, a qual não é hidrolisada por endoglucanases nem exoglucanases (BASSO, 2010). Como a celobiose apresenta um poder inibidor mais forte do que a glicose e sua hidrólise ocorre pela ação das enzimas β -glicosidases, é indicado que se suplemente o meio reacional com uma pequena quantidade desta enzima pura. Isto é realizado com a finalidade de que haja uma diminuição na concentração de celobiose no meio reacional, e conseqüentemente um aumento na eficiência da hidrólise enzimática (SAAD, 2010).

Na Figura 2.4.1.1 é mostrada uma representação esquemática da hidrólise da celulose e a ação das endoglucanases, exoglucanases e β -glicosidases de *Trichoderma reesei*.

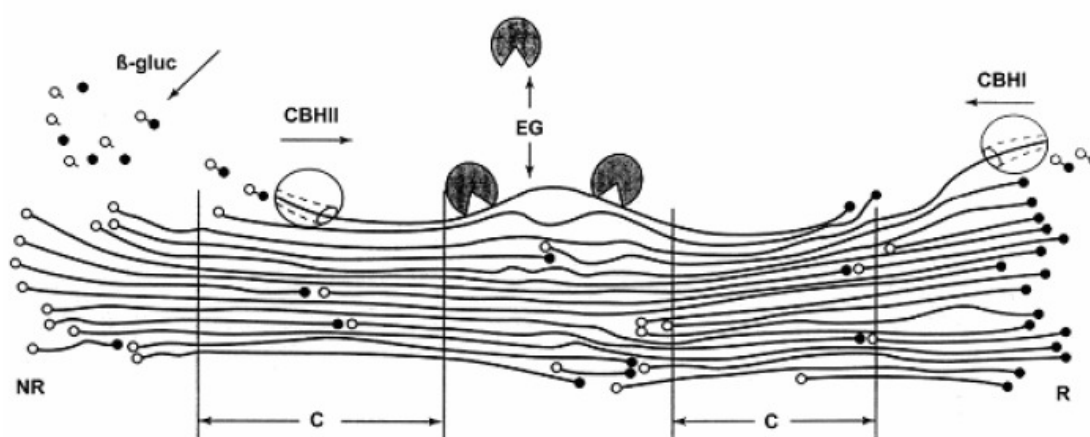


Figura 2.4.1.1 – Representação esquemática da hidrólise da celulose e da ação das CBHs, EGs, β -glicosidases (β -gluc) de *Trichoderma reesei* e *Aspergillus sp.* C define a região altamente ordenada (região cristalina), R os grupos terminais redutores (círculos preenchidos), e NR os grupos terminais não redutores (círculos não preenchidos). As EGs atacam as estruturas mais desordenadas da celulose. A ação da β -glicosidase sobre a celobiose produz duas glicoses.

(Fonte: adaptado de TEERI, 1997)

2.5 – Hidrólise enzimática de materiais lignocelulósicos

A hidrólise enzimática é catalisada por enzimas altamente específicas, as celulasas, já descritas na seção 2.4 deste trabalho. Os produtos da hidrólise são usualmente açúcares redutores, incluindo a glicose. O custo da hidrólise enzimática é muito menor se comparado com a hidrólise ácida, porque a hidrólise é usualmente conduzida em condições suaves (pH 4,8; e temperatura 45-50°C), além de não apresentar problemas de corrosão nos equipamentos, permitir maiores rendimentos e reduzir a quantidade de efluente. Ao contrário dos catalisadores comuns, as enzimas apresentam uma elevada especificidade em relação ao substrato e sua utilização reduz a obtenção de subprodutos indesejáveis na reação, diminuindo assim os custos de separação dos produtos, bem como os problemas de tratamento de efluente. No caso da hidrólise enzimática, a especificidade da enzima evita ainda que ocorra a degradação da glicose, o que pode ocorrer na hidrólise ácida (RABELO, 2007 e SILVA, 2010).

No cenário brasileiro, a hidrólise enzimática é preferida em relação ao processo de hidrólise ácida por ser um processo altamente específico, proporcionando rendimento elevado de glicose e baixa formação de subprodutos (ALBARELLI, 2013).

A hidrólise enzimática apresenta algumas vantagens em relação à hidrólise ácida, como por exemplo, maior especificidade do biocatalisador, menores taxas de degradação da glicose, condições brandas de temperatura e pressão de operação e menores custos de separação devido à menor formação de subprodutos indesejáveis (DIAS, 2008). Além disso, a hidrólise enzimática é menos tóxica e tem rendimento de até 95 %, versus rendimentos de 75-95 % da hidrólise ácida (SEABRA, 2011).

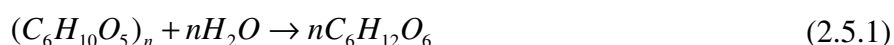
A Tabela 2.5.1 resume as vantagens e desvantagens das hidrólises ácidas e enzimáticas.

Tabela 2.5.1 – Comparação da hidrólise ácida com a hidrólise enzimática.

Variável de comparação	Hidrólise ácida	Hidrólise enzimática
Condições de hidrólise moderadas	Não	Sim
Altos rendimentos de hidrólise	Não	Sim
Inibição pelo produto durante a hidrólise	Não	Sim
Formação de subprodutos inibidores	Sim	Não
Corrosão dos equipamentos	Sim	Não
Catalisador de baixo custo	Sim	Não
Tempo curto de hidrólise	Sim	Não

(Fonte: adaptado de TAHERZADEH e KARIMI, 2007)

Na hidrólise enzimática da celulose ocorre primeiro a adsorção da celulase na superfície da celulose e depois a biodegradação da celulose a açúcares fermentáveis e desorção da celulase (TAHERZADEH e KARIMI, 2007), sendo a celulose convertida a glicose, conforme indicado pela equação 2.5.1:



Vários fatores podem influenciar a hidrólise enzimática de materiais lignocelulósicos e estes podem ser associados à característica do substrato e ao

comportamento das enzimas durante a sacarificação. Dentre os fatores relacionados ao substrato, vale citar alterações em sua porosidade e área superficial durante a hidrólise, o acúmulo de lignina no meio reacional (para substratos ricos em lignina) e mudanças no grau de polimerização e na cristalinidade da celulose. Já os fatores associados às enzimas correspondem à inibição retroativa devido ao acúmulo dos produtos (glicose e celobiose) no meio reacional, à desnaturação térmica das enzimas em reações usualmente muito longas, ao efeito da agitação mecânica (cisalhamento) sobre a atividade enzimática e à adsorção irreversível sobre a lignina e/ou complexos lignina-carboidrato (PITARELO, 2007).

2.6 – Estratégias de produção do bioetanol

As estratégias de produção de etanol a partir da biomassa de cana levam a fermentação da glicose produzida a partir da hidrólise ácida ou enzimática da celulose. Normalmente, tais estratégias envolvem a Sacarificação e Fermentação Separadas (“*Separate Hydrolysis and Fermentation*”, *SHF*), aplicável aos processos de hidrólise ácida e enzimática da celulose, ou a Sacarificação e Fermentação Simultâneas (“*Simultaneous Saccharification and Fermentation*”, *SSF*), aplicável ao processo de hidrólise enzimática da celulose (BAUDEL, 2006). Além dessas estratégias, alguns autores também consideram outras duas alternativas: sacarificação e co-fermentação simultânea (*Simultaneous saccharification and cofermentation*, *SSCF*) e bioprocesso consolidado (*Consolidated Bioprocess*, *CBP*).

2.6.1 – Sacarificação e Fermentação Separadas (*SHF*)

Neste processo, o material lignocelulósico é hidrolisado enzimaticamente ou em meio ácido e a glicose produzida é fermentada a etanol em unidades separadas (Figura 2.6.1.1). A principal vantagem dessa estratégia é permitir que a hidrólise e a fermentação possam ser conduzidas cada uma na sua condição ótima. Geralmente, a temperatura ótima para as celulases situa-se entre 45 °C e 50 °C, dependendo do micro-organismo produtor. E a temperatura ótima para a maior parte dos micro-organismos produtores de etanol está entre 30 °C e 37 °C (TAHERZADEH e KARIMI, 2007).

A principal desvantagem da SHF é a inibição do complexo celulásico pelos

açúcares liberados na hidrólise, principalmente celobiose e glicose (SILVA, 2010).

Outra desvantagem da SHF é o risco de contaminação. O processo de hidrólise é longo (de 1 a 4 dias) e a solução diluída de açúcar susceptível à contaminação por micro-organismos, mesmo em temperaturas de 45-50 °C. A possível fonte de contaminação podem ser as enzimas. Em escala industrial é muito difícil esterilizar as celuloses, já que isso deveria ser feito por filtração, pois a autoclavação inativaria as enzimas (TAHERZADEH e KARIMI, 2007).

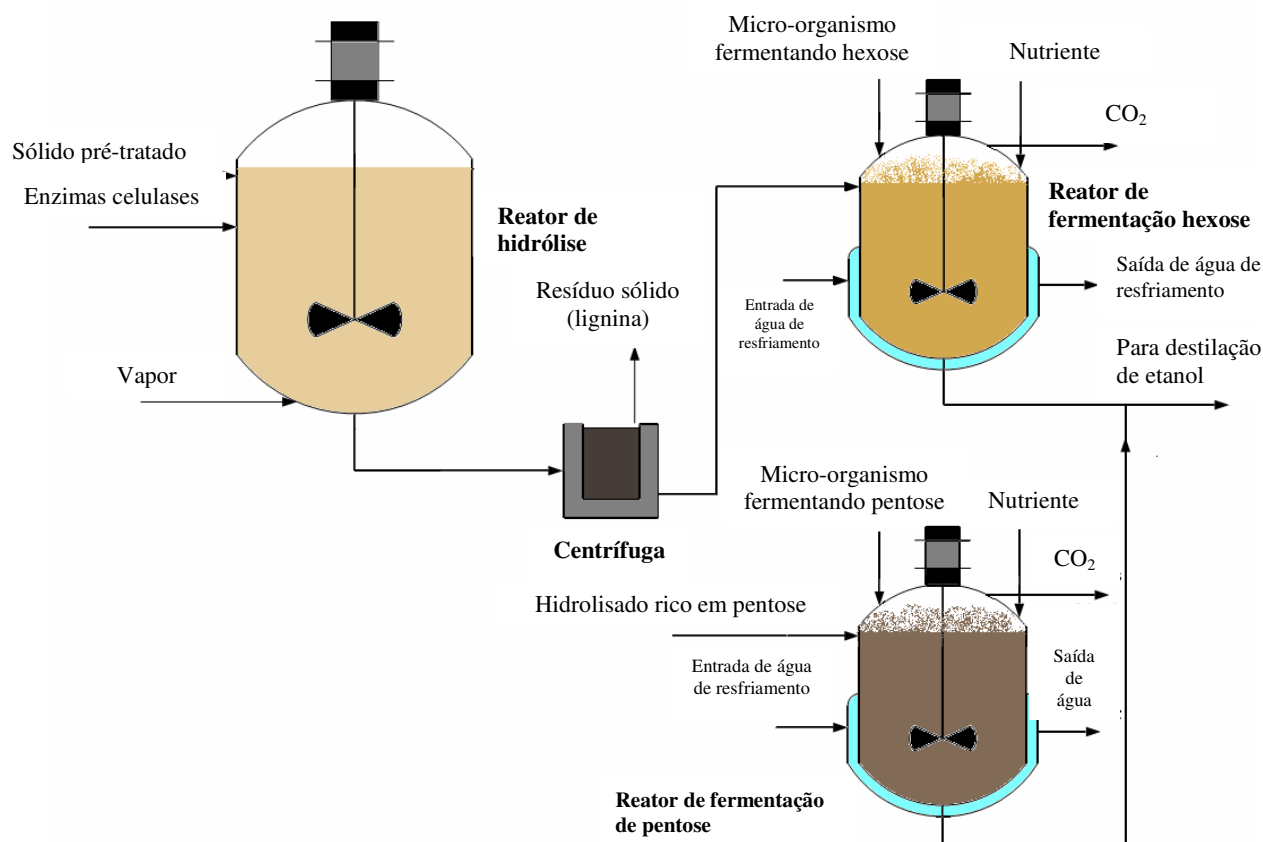


Figura 2.6.1.1 – Diagrama simplificado para sacarificação e fermentação separada (SHF)

(Fonte: adaptado de TAHERZADEH e KARIMI, 2007)

2.6.2 – Sacarificação e Fermentação Simultâneas (SSF)

Este é um dos métodos de maior sucesso para produção de etanol a partir de materiais lignocelulósicos, pois nele combina-se a hidrólise de materiais lignocelulósicos pré-tratados e a fermentação em uma única etapa (Figura 2.6.2.1). Na SSF, a glicose produzida pela hidrólise enzimática é consumida imediatamente pelos micro-organismos

fermentescíveis presente na cultura. Essa é uma grande vantagem da SSF, quando comparada com a SHF, pois os efeitos inibitórios da celobiose e glicose são minimizados. SSF proporciona um rendimento maior que SHF e requer uma menor quantidade de enzima. O risco de contaminação na SSF é menor do que na SHF, devido à presença de etanol. Além disso, o número de reatores necessários para SSF é menor do que SHF, reduzindo os investimentos necessários (TAHERZADEH e KARIMI, 2007).

O desfavorecimento da cinética enzimática devido à necessidade de conduzir o processo dentro da faixa ótima do micro-organismo fermentador constitui uma desvantagem da SSF. Em relação a este aspecto, estudos têm sido realizados no sentido de produzir celulases que atuem em valores de pH e temperatura próximos daqueles ótimos para o processo fermentativo. A temperatura ótima da celulase fica entre 45 e 50 °C, enquanto a *S. cerevisiae* tem temperatura ótima entre 30 e 35 °C e torna-se praticamente inativa acima de 40 °C. A temperatura ótima para SSF que utiliza celulase da *T. reesei* e *S. cerevisiae*, tem sido reportada como aproximadamente 38 °C; esta temperatura está entre as temperaturas ótimas da hidrólise e da fermentação (TENGBORG, 2000; TAHERZADEH e KARIMI, 2007).

Outro problema da SSF pode ser a inibição da celulase pelo etanol produzido, porém como é praticamente impossível trabalhar com altas concentrações de substrato na SSF devido ao problema de agitação mecânica e transferência de massa insuficiente, essa inibição pode ser considerada desprezível. Apesar dos problemas mencionados, a SSF é o método preferido na maioria dos laboratórios e plantas pilotos (TAHERZADEH e KARIMI, 2007).

É importante mencionar que nos casos de produção de etanol a partir de resíduos agrícolas, a hemicelulose contém principalmente pentoses. Se a pentose é separada durante o pré-tratamento, o hidrolisado rico em pentose pode ser convertido em etanol em um biorreator separado (Figura 2.6.2.1).

2.6.3 – Sacarificação e Cofermentação Simultâneas (SSCF)

O processo SSCF (Figura 2.6.3.1) é considerado um avanço com relação ao SSF, neste processo a co-fermentação refere-se à fermentação de açúcares pentoses e hexoses dentro do mesmo reator. A hemicelulose hidrolisada durante o pré-tratamento e a celulose sólida não são separadas depois do pré-tratamento, permitindo que os açúcares da hemicelulose sejam convertidos em etanol juntamente com a SSF da celulose (TEIXEIRA *et al.*, 2000).

Como apresentado anteriormente, no reator do SSF, somente as hexoses são convertidas a etanol e as pentoses são fermentadas em outro reator, por um organismo diferente. Já no processo de SSCF, tanto as hexoses quanto as pentoses são fermentadas por um único micro-organismo em um mesmo reator. Para isso, é necessária a aplicação da engenharia genética para desenvolver um micro-organismo que fermente ambos os açúcares. (SILVA, 2010).

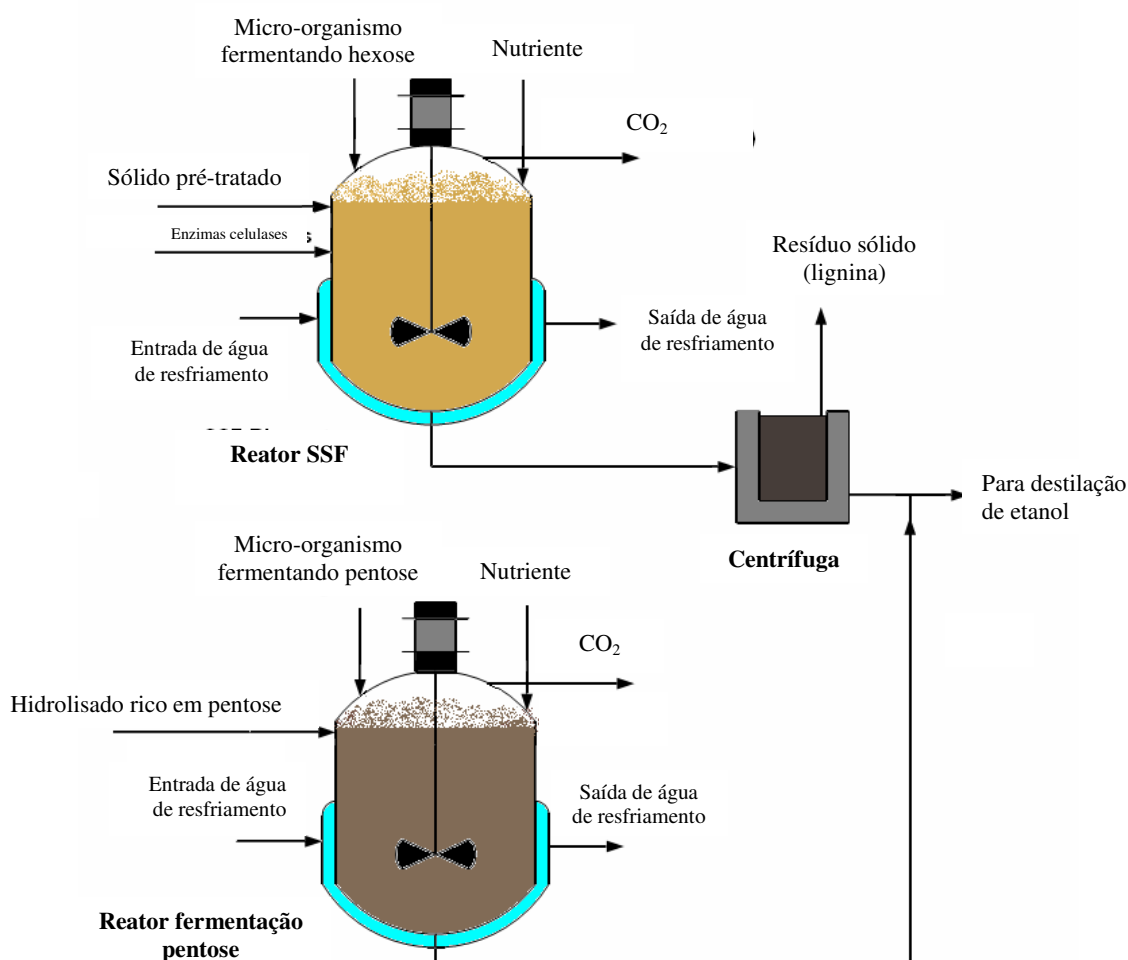


Figura 2.6.2.1 – Diagrama simplificado para sacarificação e fermentação simultâneas (SSF)
 (Fonte: adaptado de TAHERZADEH e KARIMI, 2007)

Aden *et al.* (2002) analisaram o processo completo utilizando SSCF na produção de etanol a partir de palha de milho e obtiveram 90 % de rendimento (conversão de celulose em glicose) com uma carga de celulase de 15 FPU/g de celulose e também

concluíram que a realização da etapa de sacarificação de forma separada permite otimizar o desempenho da enzima, devido ao melhor controle de temperatura.

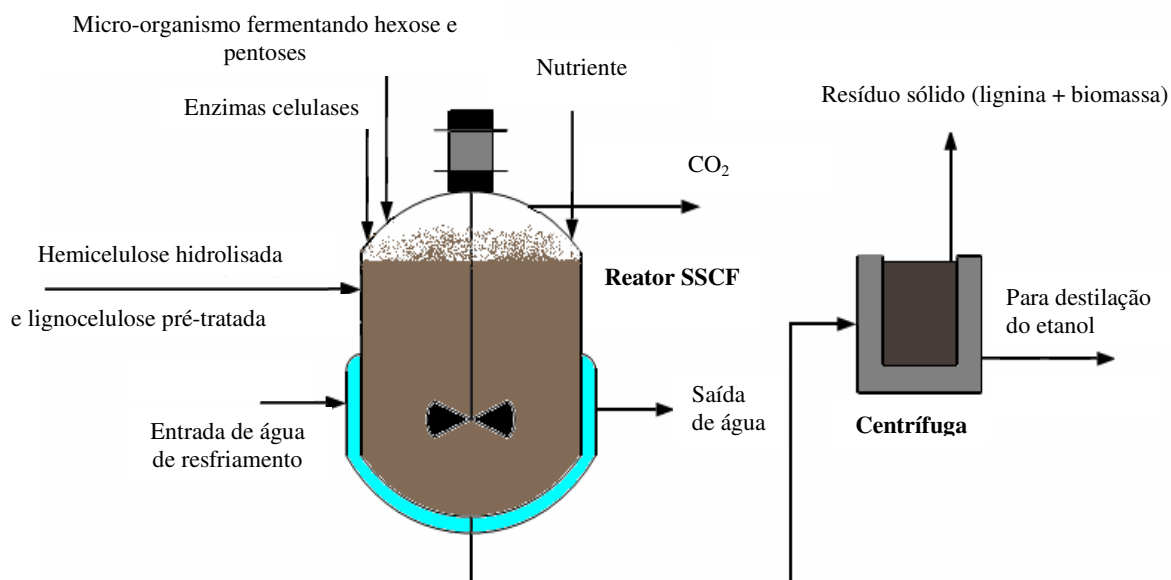


Figura 2.6.3.1 – Diagrama simplificado para sacarificação e co-fermentação simultâneas (SSCF)

(Fonte: adaptado de TAHERZADEH e KARIMI, 2007)

2.6.4 – Bioprocesso Consolidado (CBP)

Em todos os processos descritos anteriormente se faz necessária uma unidade separada dedicada à produção de enzimas, ou as enzimas devem ser adquiridas de um produtor externo. No CBP, tanto a produção de enzimas quanto a de etanol, produzido a partir dos açúcares da hemicelulose e celulose, são conduzidas em um único reator e realizadas pelo mesmo micro-organismo (Figura 2.6.4.1). O CBP tende a ser uma alternativa com grande potencial na produção de etanol a partir de fontes lignocelulósicas, pois implica em redução de custos operacionais e de investimentos para a compra de enzimas ou para a sua produção (TAHERZADEH e KARIMI, 2007).

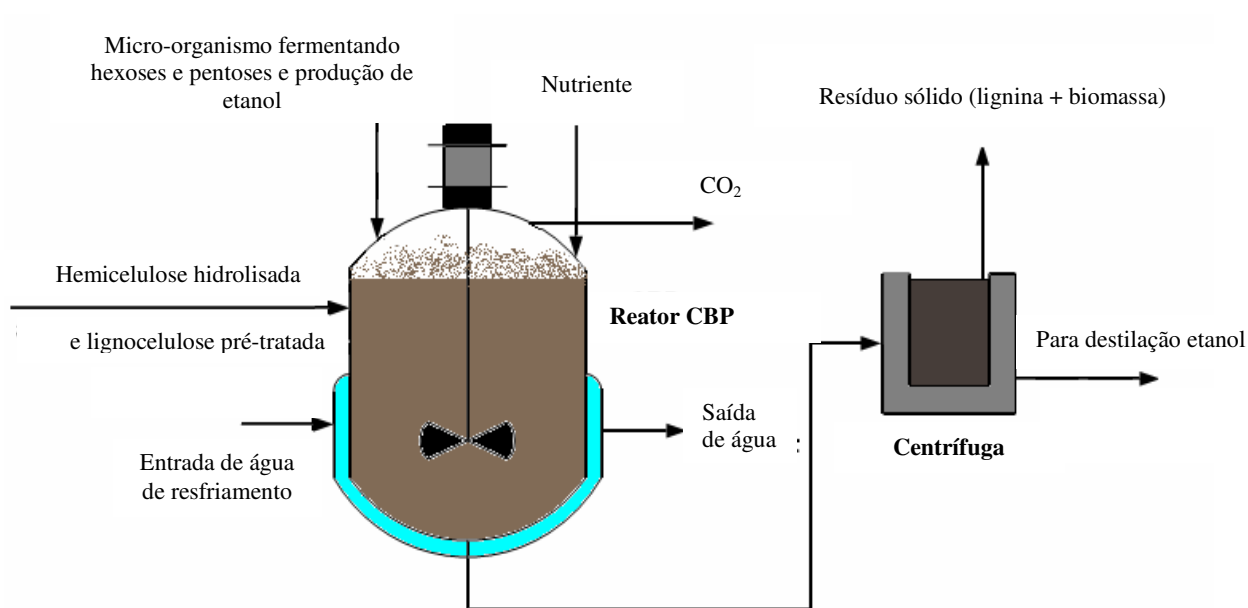


Figura 2.6.4.1 – Diagrama simplificado do bioprocesso consolidado (CBP)

(Fonte: adaptado de TAHERZADEH e KARIMI, 2007)

Dois caminhos têm sido identificados para a obtenção de organismos para o Bioprocesso Consolidado. A primeira estratégia envolve a modificação de micro-organismos naturalmente produtores de etanol, a fim de torná-los produtores eficientes também de celulases e/ou xilanases, se a hidrólise da hemicelulose também for enzimática. A segunda estratégia segue o caminho oposto, ou seja, modificar excelentes produtores de celulases com a finalidade de transformá-los também em eficientes produtores de etanol (SILVA, 2010).

Ainda não há organismos ou combinações de organismos capazes de produzir celulase e outras enzimas que são requeridas em grande quantidade, e também produzir etanol com alto nível de rendimento e em alta concentração. Por outro lado, Fujita *et al.* (2004) e Den Haan *et al.* (2007) demonstraram a possibilidade de obter leveduras capazes de crescer e converter celulose em etanol em uma única etapa, representando um significativo progresso na direção de tornar viável o processamento de materiais lignocelulósicos em uma única etapa, utilizando a configuração CBP.

No contexto brasileiro, uma barreira ao uso deste processo seria a impossibilidade de compartilhar parte dos equipamentos (concentração e fermentação) com a infraestrutura existente no processo convencional de produção de etanol de 1ª geração, mas as vantagens em se utilizar o CBP para produção de etanol a partir do bagaço ainda precisam ser

estudadas (DIAS, 2011 b).

2.7 – Produção de etanol de 2ª geração a partir do bagaço e da palha de cana-de-açúcar

Ao invés de utilizar a palha e o bagaço de cana para produção de energia térmica e elétrica em sistemas de cogeração, estes materiais lignocelulósicos permitem a obtenção de açúcares fermentescíveis a partir dos polímeros de carboidratos, celulose e hemicelulose (RABELO, 2007). Na hidrólise da celulose se obtém a glicose, que é facilmente fermentescível empregando-se micro-organismos comumente empregados na indústria, enquanto que a hidrólise da hemicelulose gera pentoses, que ainda não possui tecnologia de fermentação a etanol em nível comercial (DIAS, 2011 b).

Estudos considerando diferentes configurações e o consumo de energia do processo integrado de produção de etanol, utilizando tanto o caldo quanto o bagaço da cana-de-açúcar como matéria prima, ainda são necessários para promover a viabilização técnica e econômica da tecnologia de hidrólise. Além disso, é essencial otimizar o processo de produção de etanol de 1ª geração visando a obtenção de maiores frações de bagaço excedente, de forma a disponibilizar a maior quantidade possível deste produto para o processo de produção de etanol de 2ª geração. Neste cenário, a simulação de processos é uma importante ferramenta, pois permite o estudo relativamente rápido de diversos tipos de processos e o levantamento do respectivo consumo de energia. A simulação do processo, validada por dados experimentais, pode fornecer bases para a definição da configuração a ser testada em escala piloto, que por sua vez podem ser utilizados na simulação do processo industrial (DIAS, 2011b).

O bagaço é um material muito promissor para a produção de bioetanol: ele está disponível na unidade industrial de produção de etanol de primeira geração, já que é um subproduto do processamento da cana-de-açúcar, e melhores tecnologias de cogeração permitem a geração de maiores quantidades de bagaço excedente. Além disso, a produção de etanol a partir do bagaço e palha pode compartilhar operações unitárias do processo de produção convencional de etanol da cana-de-açúcar (concentração, fermentação, destilação e cogeração), o que promove uma diminuição nos custos de equipamentos.

A integração da produção de etanol a partir de materiais lignocelulósicos à produção convencional de etanol, como pode ocorrer no caso de utilização de bagaço e palha

de cana-de-açúcar como matéria prima, permite que o licor de hexoses obtido na etapa de hidrólise seja misturado ao caldo de cana-de-açúcar anteriormente à etapa de fermentação. Desta forma é possível reduzir o impacto dos inibidores formados na etapa de hidrólise, decorrentes da decomposição de pentoses e hexoses devido às elevadas temperaturas e condições ácidas em que ocorrem as reações de hidrólise da celulose com ácido diluído (DIAS *et al.*, 2012). Sabe-se que estes inibidores, com destaque para o furfural, podem afetar negativamente o processo fermentativo, promovendo a inibição da velocidade específica de crescimento de micro-organismos, a diminuição da produção específica de etanol e a redução de síntese de biomassa (ROSSEL, 2006).

2.8 – Análise econômica de projetos e decisões

Tão importante quanto a avaliação técnica das condições de processo e tecnologias disponíveis para um determinado projeto é a análise econômica, que constitui um dos pilares fundamentais para o desenvolvimento de um projeto. É esta análise que determina se o projeto deve ser executado, abandonado ou postergado (SAAD, 2010).

Um dos principais objetivos de uma empresa é a maximização da riqueza do acionista, este objetivo é alcançado pela obtenção no longo prazo, de ingressos operacionais de caixa superiores aos desembolsos. Isso ocorre quando se investe em projetos que o retorno é maior que o respectivo custo de capital. O valor de uma empresa ou a viabilidade de um projeto é função das expectativas associadas a esse fluxo de caixa (MOTA, 2013).

A análise econômica de qualquer proposta consiste na execução dos seguintes passos (MOTA, 2013):

- Construção do fluxo de caixa de decisão
- Cálculo de medidas econômicas associadas ao fluxo de caixa, o que permite estimar o valor da decisão
- Análise de resultados esperados e análise de cenários
- Reavaliação permanente da decisão já aceita e em execução

Entre os inúmeros indicadores econômicos existentes, os principais utilizados, para priorizar projetos e para decidir se o mesmo deve ou não ser aceito, são: tempo de retorno do investimento (payback period), valor presente líquido (NPV, do inglês, *net*

presente value ou VPL) e taxa interna de retorno (IRR, do inglês, *internal rate of return* ou TIR) (BRIGHAM & HOUSTON, 2004).

Estes e outros indicadores ou conceitos econômicos-financeiros utilizados na discussão deste trabalho serão descritos e, quando aplicável, também será apresentada a forma de cálculo.

A seguir, alguns conceitos importantes da análise econômica de projetos serão definidos:

- **Diagrama de Fluxo de Caixa:** é a representação dos desembolsos e ingressos de caixa que auxilia na modelagem da decisão (MOTA, 2013). Ao se realizar a análise dos fluxos de caixa, duas regras são fundamentais: (1) decisões de investimento de capital devem ser feitas com base em fluxo de caixa e não entradas contábeis, (2) somente fluxos de caixa incrementais são relevantes (BRIGHAM & HOUSTON, 2004).

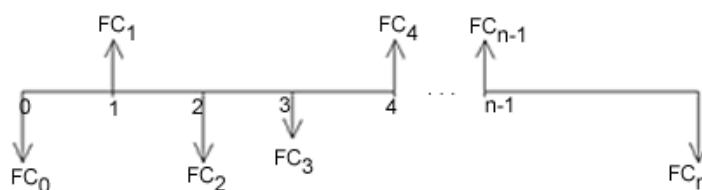


Figura 2.8.1 – Diagrama representativo de fluxo de caixa

(Fonte: MOTA, 2013)

- **Fluxo de Caixa Livre (FCL) ou do inglês, *Free Cash Flow (FCF)*:** é o fluxo de caixa disponível para distribuição aos investidores (BRIGHAM; HOUSTON, 2004).
- **Custo de oportunidade (*opportunity cost*):** é o maior retorno no investimento que não será obtido se for investido em um projeto específico (BRIGHAM; HOUSTON, 2004).
- **Valor Presente ou *Present Value (PV)*:** valor atual de uma série futura de fluxos de caixa (BRIGHAM; HOUSTON, 2004).
- **Valor Futuro ou *Future Value (FV)*:** valor cuja série de fluxos de caixa irá aumentar por um determinado período e com uma determinada taxa de juros (BRIGHAM; HOUSTON, 2004). É representado pela Equação

(2.8.1).

$$FV = PV(1 + i)^n \quad (2.8.1)$$

onde, i é a taxa de juros e n é o número de períodos.

- **Valor Presente Líquido (VPL) ou do inglês, *Net Present Value (NPV)***: é o valor presente líquido de futuros fluxos de caixa, descontados ao custo de capital (BRIGHAM; HOUSTON, 2004). Representados pela Equação 2.8.2

$$NPV = \sum_{t=0}^n \frac{FC_t}{(1 + k)^t} \quad (2.8.2)$$

onde, t é o respectivo período e k é o custo de capital do projeto.

- **Taxa Interna de Retorno (TIR) ou do inglês, *Internal Rate of Return (IRR)***: a taxa de desconto do fluxo de caixa que faz com que o NPV seja igual a zero. Representa o retorno econômico do investimento (MOTA, 2013).
- **Tempo de retorno do investimento ou do inglês, *Payback Period***: definido como o número de anos necessários para recuperar o investimento inicial (BRIGHAM; HOUSTON, 2004).
- **Custo de Capital Médio Ponderado ou do inglês, *Weighted Average Cost of Capital (WACC)***: é a taxa que mede a remuneração requerida sobre o capital investido em um determinado projeto (MOTA, 2013). É representado pela Equação 2.8.3

$$WACC = w_d k_d (1 - T) + w_e k_e \quad (2.8.3)$$

onde, w_d é o percentual do capital da empresa ou projeto financiado por credores, k_d é o custo de capital dos credores, T são as taxas, w_e é o percentual do capital da empresa ou projeto financiado por investidores, k_e é o custo de capital dos investidores.

- **Taxa Alvo Mínima de Retorno ou do inglês, *Hurdle Rate*:** é a taxa de juros mínima (custo de capital, WACC), que a IRR deve exceder para o projeto ser viável. Lembrando que um projeto específico pode ter risco maior ou menor que o risco médio da empresa, por isso, ao analisar a viabilidade de um projeto deve-se considerar o risco específico do mesmo (BRIGHAM & HOUSTON, 2004).

Em resumo, o payback period (tempo de retorno do investimento) fornece uma indicação de risco e liquidez de um projeto. NPV, é importante, pois fornece uma medida direta da lucratividade do projeto. O IRR também mede lucratividade, mas é expresso como um percentual da taxa de retorno. Além disso, IRR contém a “margem de segurança” do projeto (BRIGHAM; HOUSTON, 2004).

De acordo com B-REED (2013), pode-se definir a não viabilidade financeira de um negócio, baseando-se em quatro pontos:

- Primeiramente, se o negócio possuir uma IRR negativa.
- Segundo, se a IRR é muito baixa, fazendo com que o investidor tenha que investir seu próprio dinheiro.
- Terceiro, (assumindo que o investidor não tenha o capital necessário) se a IRR do negócio é tão baixa que não pode atrair outros investidores de capital de contrapartida para disponibilizar dinheiro a risco.
- Quarto, (assumindo que a transação do capital de conta não é viável) se a IRR do negócio não pode assegurar o empréstimo de fundos.

2.8.1 – Análise de Risco de Projetos

De acordo com Brigham e Houston (2004), embora seja intuitivamente claro que projetos com maior risco devam apresentar um custo de capital maior, frequentemente não é simples estimar o risco de um projeto. Há basicamente três tipos de riscos que podem ser identificados:

- **Risco Independente:** é o risco do projeto considerando que a empresa possuísse somente um único ativo e se investidores tivessem somente uma ação. É medido pela variabilidade dos retornos esperados do

projeto.

- **Risco da Empresa:** é o risco do projeto para a corporação, considerando o fato de que o projeto representa um dos ativos no portfólio da empresa. É medido pelo impacto do projeto nos ganhos futuros da empresa.
- **Risco de Mercado (representado pela letra grega β):** é risco do próprio mercado que a empresa está inserida, não podendo ser eliminado pela diversificação. É medido pelo efeito do projeto no coeficiente beta da empresa.

Apesar desde método ser melhor que não realizar nenhum ajuste nos riscos do projeto, estes ajustes são subjetivos e arbitrários. Infelizmente ainda não há um método quantitativo perfeito para ajustar o custo de capital do projeto conforme seu risco (BRIGHAM; HOUSTON, 2004).

De acordo com Brigham & Houston (2004), há algumas técnicas que ajudam verificar o risco independente de um projeto, são elas:

- **Análise de Sensibilidade:** é uma técnica de análise que consiste em alterar (uma por vez) variáveis chaves que impactam no projeto e observar a variação no NPV. Esta análise sempre se inicia com um caso base para comparar o NPV.
- **Análise de Cenários:** é uma técnica em que os piores e melhores conjuntos de variáveis são escolhidos e comparados com o caso base.
- **Simulação de Monte Carlo:** é uma técnica relativamente complexa, em que eventos futuros prováveis são simulados em um computador, gerando taxas de retorno estimadas e índices de riscos.

Capítulo 3 - Metodología

Inicialmente foi realizada uma ampla revisão da literatura, analisando-se e selecionando-se as melhores alternativas tecnológicas que ainda se encontram no domínio do *estado-da-arte*, para as várias etapas do processo de produção de álcool de biomassa de cana, via hidrólise enzimática.

Na sequência, foram realizados estudos a respeito das melhores condições operacionais para cada etapa selecionada, baseando-se nos dados encontrados na literatura e nas informações de projetos de pesquisa em andamento, no Grupo de Biocatálise e Processos Biotecnológicos do DEQ/UEM, outras instituições que trabalham no assunto e multinacionais do setor.

Em seguida, foi elaborado um conjunto das melhores configurações alternativas de processo, que reunidas constituirão um processo completo, para realizar o Projeto Conceitual da Planta Industrial de produção de álcool de bagaço e palha de cana.

Finalmente, foram utilizados os softwares ASPEN/HYSYS e planilhas eletrônicas, para melhor realizar os balanços de massa e energia de cada etapa e a análise técnica e econômica do processo de produção de etanol de 2ª geração, visando avaliar a viabilidade desse processo.

3.1 – Visão geral do processo selecionado

O processo selecionado, a ser descrito nesta seção, utiliza a explosão a vapor como pré-tratamento da biomassa lignocelulósica (bagaço e palha de cana-de-açúcar), seguida pela hidrólise enzimática (sacarificação) da celulose remanescente, seguida então pela fermentação da glicose e xilose resultando em etanol. Além disso, o processo de etanol celulósico de segunda geração será considerado integrado com uma usina de etanol convencional. A integração ocorrerá depois da hidrólise enzimática, onde o material hidrolisado será misturado (como diluente) ao caldo de cana do processo convencional e o envio de ambos para a fermentação. Sendo assim, deve-se considerar obrigatoriamente a estratégia SHF para produção do bioetanol. Para facilitar a descrição detalhada do processo, apresenta-se na Figura 3.1.1 um diagrama esquemático do processo integrado.

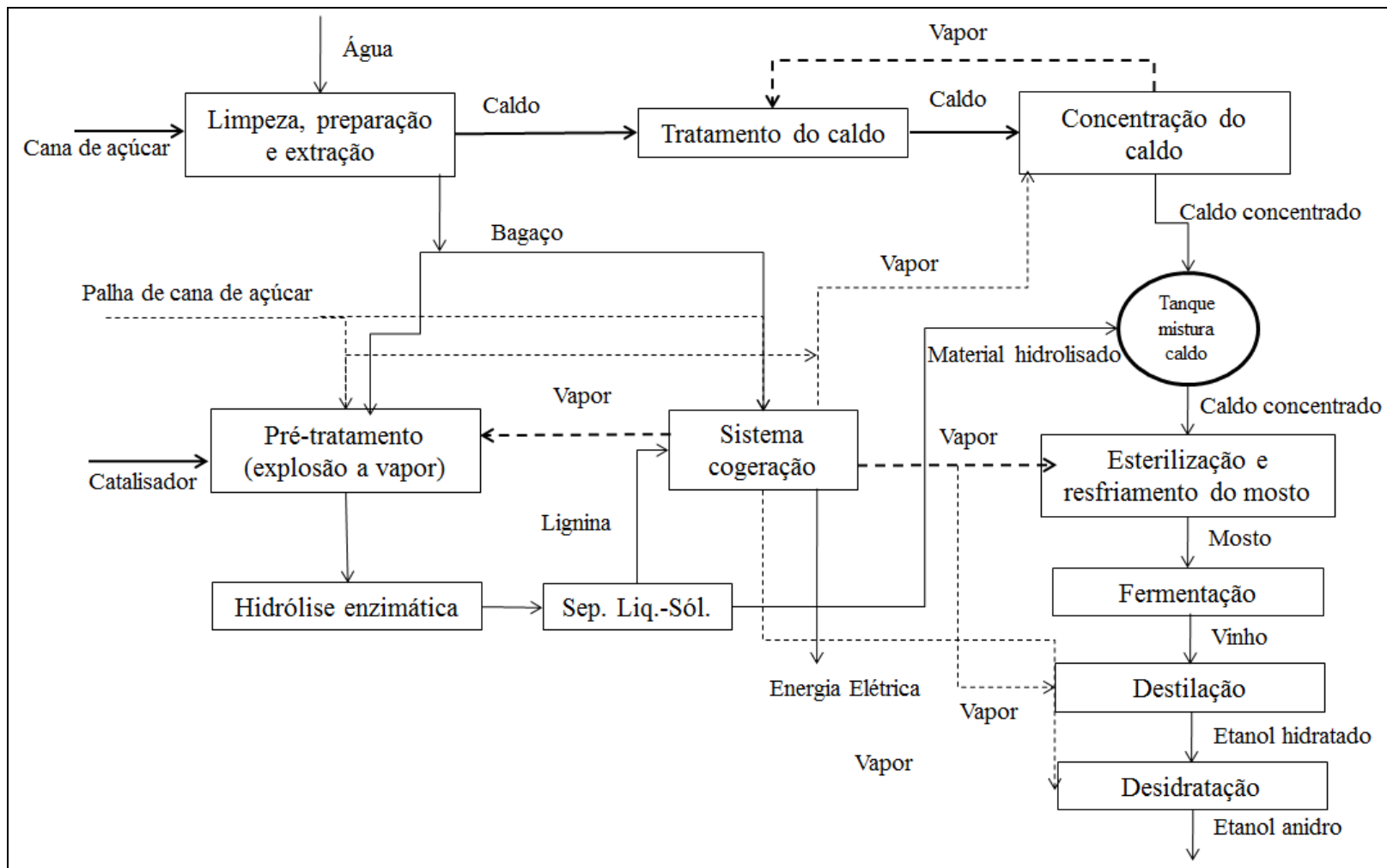


Figura 3.1.1 – Diagrama geral do processo integrado

(Fonte: adaptado de BERECHÉ et al., 2011)

As ferramentas financeiras e de engenharia utilizadas para modelar a conversão de biomassa (bagaço e palha de cana-de-açúcar) em etanol estão apresentadas na Figura 3.1.2 incluindo o projeto do processo, a modelagem do processo e a análise econômica.

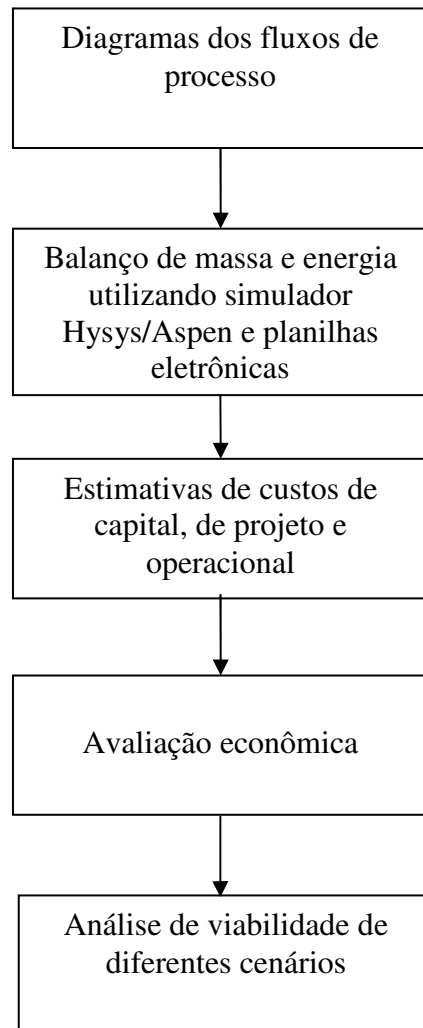


Figura 3.1.2 – Metodologia para projeto do processo e análise de viabilidade econômica

(*FONTE: adaptado de HUMBIRD et al., 2011*)

3.2 – Projeto e estimativa de investimento na manipulação e alimentação do bagaço e de palha de cana.

3.2.1 – Visão geral

Esta etapa inclui o manuseio da biomassa lignocelulósica (bagaço e palha de cana). Neste trabalho considerou-se que a planta de etanol celulósico será instalada ao lado de

uma planta existente de etanol de 1ª geração (convencional) com sistema de cogeração implementado, ótima integração e eficiência energética do processo e em perfeito estado de funcionamento, minimizando assim os custos de transporte do bagaço e aproveitando oportunidades de integração dos processos. Sendo assim, o bagaço será transportado por meio de correias transportadoras diretamente da planta de etanol de 1ª geração para local de armazenagem, sendo que neste local a biomassa será estocada e então transportada para o pré-tratamento. Já a palha de cana-de-açúcar será recebida por meio de caminhões e de um sistema de descarga e transportadores para conduzir a palha até o local de armazenagem da biomassa. A Figura 3.2.1.1 representa o processo descrito.

De acordo com Baudel (2007), tendo-se em conta o reduzido teor de hexoses do bagaço (45-50 %) comparado com outras biomassas lignocelulósicas (70-75 %), bem como a possibilidade de dispor das facilidades existentes nas plantas sucroalcooleiras, pode-se adotar uma estratégia SHF utilizando-se o hidrolisado de glicose como agente de diluição do melaço ou caldo de cana no curto prazo, sem necessidade de adaptações dos sistemas convencionais, com particular aplicabilidade aos processos fermentativos que utilizam recuperação de levedura. No caso de se utilizar também hidrolisados hemicelulósicos (produzidos no pré-tratamento) mediante sistemas SHF, pode-se recorrer à utilização de leveduras “engenheiradas” (*Saccharomices cerevisae* geneticamente modificada) capazes de converter hexoses (C₆) e pentoses (C₅) em etanol, com a finalidade de incrementar a produção global de etanol a partir do bagaço.

3.2.2 – Princípio do projeto

Segundo Aden *et al.* (2002), o tamanho ótimo de uma planta de etanol celulósico fica entre 2000-4000 ton/dia.

Conforme matéria publicada pelo portal G1.com (2011), a Petrobrás em parceria com o Grupo São Martinho, construirá a maior usina de etanol do mundo que terá a capacidade por safra, de moagem de 8 milhões de toneladas de cana-de-açúcar, produzirá 700 milhões de litros de etanol e gerará 600 mil MWh de energia elétrica. O término do projeto está previsto para a safra 2014/2015.

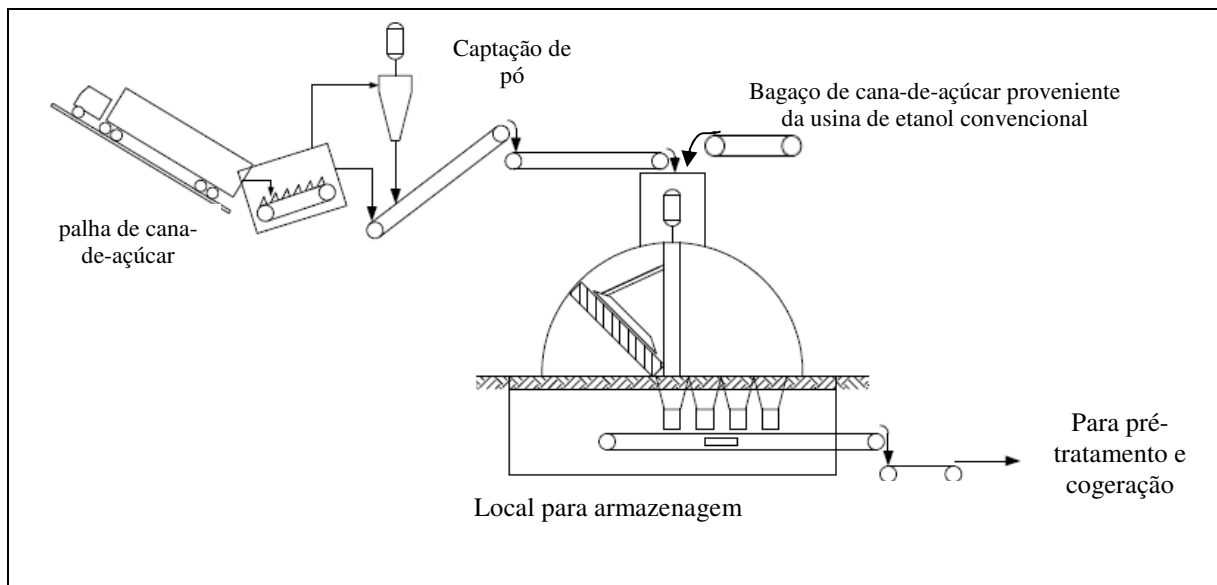


Figura 3.2.1.1 – Desenho esquemático da manipulação e estocagem do bagaço e palha de cana-de-açúcar

(FONTE: adaptado de HUMBIRD et al., 2011)

De acordo com a UNICA e PROJETO AGORA (2011) e Andreoli (2008), uma tonelada de cana-de-açúcar gera em média, 250 kg de bagaço de cana com 50 % de umidade (125 kg de matéria seca) e 200 kg de palha e pontas, enquanto Pereira Jr. (SHEB, 2005) e a Dedini relatam que uma tonelada de cana-de-açúcar gera 276 kg de bagaço de cana com 50 % de umidade e 140 kg de palha e pontas com 15 % de umidade. Dias (2011) menciona que 50 % das folhas da planta de cana-de-açúcar podem ser removidas dos campos para serem utilizadas no processo de etanol celulósico sem prejudicar a reposição natural de nutrientes no solo e o controle de doenças e ervas daninhas na cultura de cana-de-açúcar. Ou seja, pode-se considerar que para cada tonelada de cana-de-açúcar processada tem-se disponível entre 70 e 100 kg de palha e pontas para serem utilizadas na cogeração e/ou produção de etanol celulósico.

A seguir são apresentados alguns benefícios ao deixar a palha no campo (HASSUANI et al., 2005):

- Proteção da superfície do solo contra a erosão causada pela chuva e pelo vento;
- Redução das variações de temperatura do solo, uma vez que o solo estará protegido da ação direta da radiação solar;

- Aumento da atividade biológica no solo;
- Aumento da infiltração de água no solo;
- Maior quantidade de água disponível devido à redução da evaporação na superfície do solo;
- Controle de plantas daninhas, resultando em uma redução do uso de herbicidas, reduzindo custos, o risco de intoxicação humana e contaminação do meio ambiente.

Por outro lado ao deixar o palhço no campo têm-se alguns inconvenientes. (HASSUANI et al., 2005):

- Riscos de incêndio durante e após a colheita;
- Dificuldades na realização de cultivo, adubação da cana soca e controle seletivo de ervas daninhas por meio da palha;
- Atraso no crescimento da cana soca e ocorrência de descontinuidade de brotos na linha de cana, causando uma redução na produção de cana, quando as temperaturas são baixas e/ou o solo está muito úmido após a colheita;
- Aumento na população de pragas que se abrigam e multiplicam sob a cobertura de palha.

Segundo Andreoli (2008), em média, as usinas de etanol e açúcar utilizam aproximadamente 85 % do bagaço de cana no processo, restando apenas 15 % para cogeração de energia e/ou para produção de etanol.

Sabe-se que, em geral, a safra de cana-de-açúcar ocorre no período de março a novembro. Durante os três meses restantes (dezembro a fevereiro) será considerado que há bagaço e palha de cana-de-açúcar excedente para produzir etanol celulósico por no mínimo mais um mês e a planta ficará parada entre um e dois meses para manutenção, ou seja, a planta de etanol celulósico e/ou cogeração de energia elétrica poderá chegar a ter até 10 meses no ano de safra. Essa consideração atualmente está sendo estudada por várias usinas, porém há alguns pontos que ainda precisam ter um melhor entendimento, a fim de validar a viabilidade econômica de estender por mais tempo a operação da caldeira e da planta de etanol de segunda geração. Por exemplo: será possível realizar a manutenção da caldeira, a planta de etanol de segunda geração e demais utilidades comuns às plantas de etanol

convencional e de segunda geração em apenas dois meses?

As composições assumidas para o bagaço e para a palha de cana-de-açúcar são apresentadas na Tabela 3.2.2.1 e na Tabela 3.2.2.2, respectivamente.

Tabela 3.2.2.1 – Composição do bagaço de cana-de-açúcar em percentual de base seca

Componente	%
Glicose	41,4
Hemicelulose	22,5
Lignina	23,6
Cinzas	1,3
Extrativos	4,7
Total	93,5

(Fonte: adaptado de FERREIRA-LEITÃO et al, 2010 e SAAD, 2010)

Tabela 3.2.2.2 – Composição da palha de cana-de-açúcar em percentual de base seca

Componente	%
Glicose	33,3
Hemicelulose	18,1
Lignina	36,1
Cinzas	1,5
Extrativos	4,6
Total	93,6

(Fonte: adaptado de FERREIRA-LEITÃO et al, 2010 e SAAD, 2010)

3.2.3 – Estimativa de investimento

O custo da matéria-prima (bagaço) será considerado desprezível, uma vez que este é um subproduto do processo produtivo do etanol convencional.

Para a palha de cana-de-açúcar será considerado um custo de matéria-prima, principalmente devido à necessidade de recolhimento dessa biomassa dos campos de plantações de cana-de-açúcar, o transporte até a usina e a limpeza desta biomassa antes de ser utilizada no processo de produção de bioetanol. Segundo Finguerut (2005), estes processos

representam um custo para a palha de cana-de-açúcar de US\$ 13,70/ton de palha (base seca). Alguns dos processos já testados para recolhimento da palha nos campos de plantações de cana-de-açúcar estão exemplificados nas Figuras 3.2.3.1 e 3.2.3.2.



Figura 3.2.3.1 – Processo de recolhimento da palha de cana-de-açúcar
(FONTE: FINGUERUT, VIII SHEB, 2005)



Figura 3.2.3.2 – Processo de recolhimento da palha de cana-de-açúcar
(FONTE: CTC e New Holland, 2012)

Humbird *et al.* (2011) calcularam detalhadamente o custo dos equipamentos necessários para realizar o recebimento e limpeza da palha de cana-de-açúcar. A Tabela 3.2.3.1 apresenta o custo de cada equipamento desta etapa do processo, considerando uma capacidade de recebimento de aproximadamente 3000 ton/dia de palha de cana-de-açúcar.

Tabela 3.2.3.1 – Investimento nos equipamentos instalados para recebimento biomassa

Equipamento	Fabricante	Material Construtivo	Custo (MUS\$)
Transportadores	Dearborn Midwest	Aço Carbono	15,30
Sistema de descarga	Jeffrey Rader	Aço Carbono	1,78
Silo de armazenagem	Domtec	Concreto	6,35
Sistema de captação de pó	Sly	Aço Carbono	0,51
Balança	Tecweight	Aço Carbono	0,02
Investimento Total			23,96

(Fonte: adaptado de HUMBIRD *et al.*, 2011)

Adicionalmente, na análise econômica, o custo de oportunidade (*opportunity cost*) também será levado em consideração, pois como se sabe o bagaço é amplamente utilizado na geração de energia (vapor e eletricidade) e cogeração com venda de energia elétrica para a rede distribuidora de energia.

3.3 – Projeto e estimativa de investimento do pré-tratamento (explosão a vapor)

3.3.1 – Visão geral

O processo de pré-tratamento converte grande parte da hemicelulose da biomassa em açúcares solúveis (xilose, manose, arabinose e glicose) por meio de reações de hidrólise. O pré-tratamento da biomassa facilita a hidrólise enzimática devido à quebra das estruturas da parede celular, a formação de lignina em solução, e a redução da cristalinidade e do tamanho das cadeias da celulose. Os produtos da degradação do açúcar, tais como furfural e 5-hidroximetil-furfural também podem ser formados no pré-tratamento, estes componentes em altas concentrações causam efeito adverso na fermentação (HUMBRID *et al.*, 2011).

3.3.2 – Princípio do projeto

O princípio do projeto de pré-tratamento é baseado no processo contínuo conduzido em reatores tubulares desenvolvidos pela Stake Technology Limited, chamado de Stake II System, e cuja descrição detalhada foi apresentada por SAAD, (2010). Segundo este trabalho, os sistemas contínuos são mais adequados ao pré-tratamento devido a maior produtividade e a necessidade de um rígido controle de tempo, temperatura e homogeneidade. Esse controle se faz necessário para a condução da reação realizada em altas temperaturas, pois as curvas de concentração e digestibilidade se tornam mais estreitas, assim pequenas variações no tempo de reação podem alterar drasticamente o desempenho do sistema.

Em resumo, o Stake II System é composto de três partes: (1) alimentação da biomassa, (2) reator tubular e (3) descarga e tanque de recepção. A Figura 3.3.2.1 representa esquematicamente este sistema.

O vapor que sai do tanque de descarga pode e deve ser reaproveitado no processo. O material pré-tratado é transportado por bombas de deslocamento positivo para as etapas de lavagem e filtração. Assim, obtêm-se um hidrolisado (fase líquida) rico em pentoses e extrativos, e uma fração sólida contendo majoritariamente celulose e lignina (SAAD, 2010).

Considerando os ensaios feitos por Sendelius, (2005) na Universidade de Lund, as condições operacionais que apresentam melhores resultados para o pré-tratamento de explosão a vapor são os das amostras 7 e 13 apresentadas na Tabela 2.3.1.2, ou seja, 180 °C, tempo de 5 minutos com 2 % de SO₂ impregnado na biomassa; e 190 °C, tempo de 5 minutos com 2 % de SO₂ impregnado na biomassa, respectivamente.

3.3.3 – Estimativa de investimento

Saad (2010) estimou o custo dos reatores para o pré-tratamento de bagaço de cana por explosão a vapor de acordo com a temperatura de operação (190 – 220 °C) e a capacidade da planta (100 – 2000 ton/dia de biomassa em base seca), conforme apresentado na Tabela 3.3.3.1.

A fim de facilitar a identificação do custo ótimo para cada temperatura e capacidade do sistema de pré-tratamento, os dados da Tabela 3.3.3.1 foram plotados no gráfico representado na Figura 3.3.3.1.

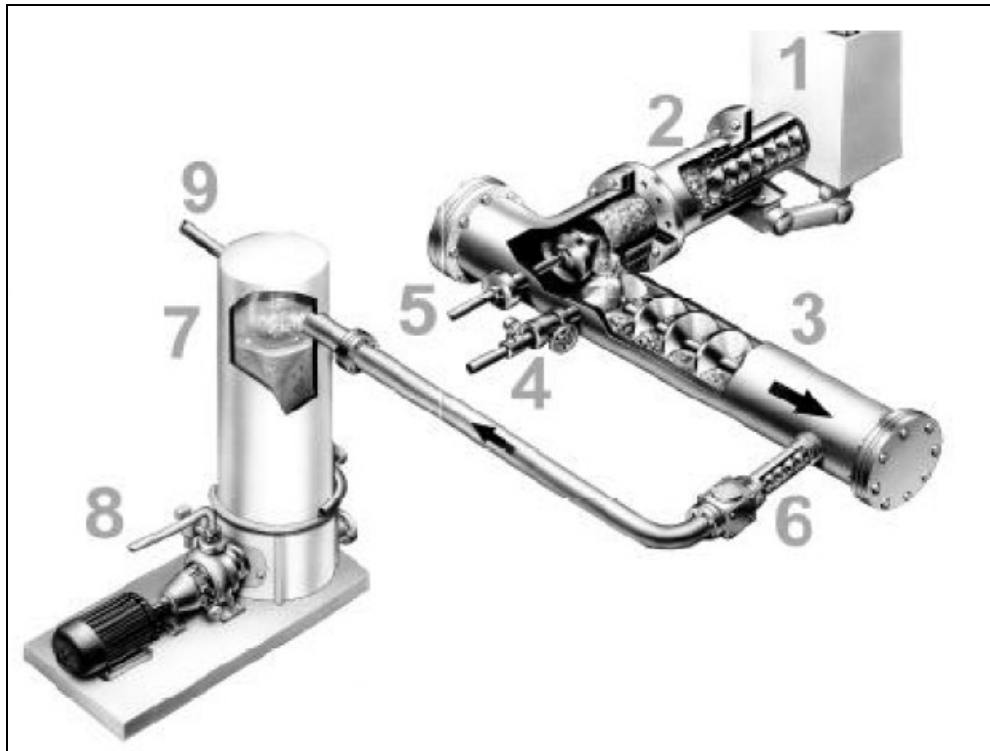


Figura 3.3.2.1 – Representação esquemática em três dimensões baseada no sistema reacional Stake II para pré-tratamento de biomassas por explosão a vapor. (1) Alimentação. (2) Pistão para a condução de biomassa. (3) Reator contínuo. (4) Entrada do vapor. (5) Ajuste automático da compactação. (6) Válvula de descarga responsável pelo efeito da explosão (válvula de esfera). (7) Tanque de descarga. (8) Descarga do material pré-tratado. (9) Saída do vapor.

(Fonte: RAMOS, 2000 e SAAD, 2010)

Segundo Dias (2011), Saad (2010) e Aden *et al.* (2002), após a etapa de pré-tratamento, faz-se necessário separar o material pré-tratado sólido do material líquido hidrolisado, sendo este rico em pentose e, por isso, pode ser direcionado diretamente para a etapa de fermentação. A Tabela 3.3.3.2 apresenta o custo estimado para a etapa de lavagem e filtração da biomassa pré-tratada.

Tabela 3.3.3.1 – Estimativa de custo do sistema reacional instalado para o pré-tratamento de bagaço de cana-de-açúcar por explosão a vapor. Considerada a densidade do bagaço *in natura* igual a 0,20 kg/m³ (48 % de umidade). A capacidade da planta é dada em base seca.

Cap. (t/d)	T (°C)	Reatores	V _{unit} (m ³)	D _i (mm)	C (MUS\$)
100 t/d L = 12 m	190	2	6,6	838	0,8
	200	2	2,4	501	0,6
	210	2	0,8	284	0,5
	220	2	0,4	206	0,4
200 t/d L = 12 m	190	3	8,8	968	1,5
	200	2	4,7	708	0,8
	210	2	1,5	402	0,5
	220	2	0,8	292	0,5
500 t/d L = 12 m	190	7	9,5	1002	3,5
	200	3	7,9	914	1,4
	210	2	3,8	635	0,8
	220	2	2,0	461	0,6
1000 t/d L = 18 m	190	10	13,2	968	6,1
	200	4	11,8	914	2,4
	210	2	7,6	734	1,0
	220	2	4,0	532	0,9
2000 t/d L = 18 m	190	19	13,9	993	11,7
	200	7	13,5	977	4,7
	210	3	10,1	847	1,8
	220	2	8,0	753	1,2

(Fonte: adaptado de SAAD, 2010)

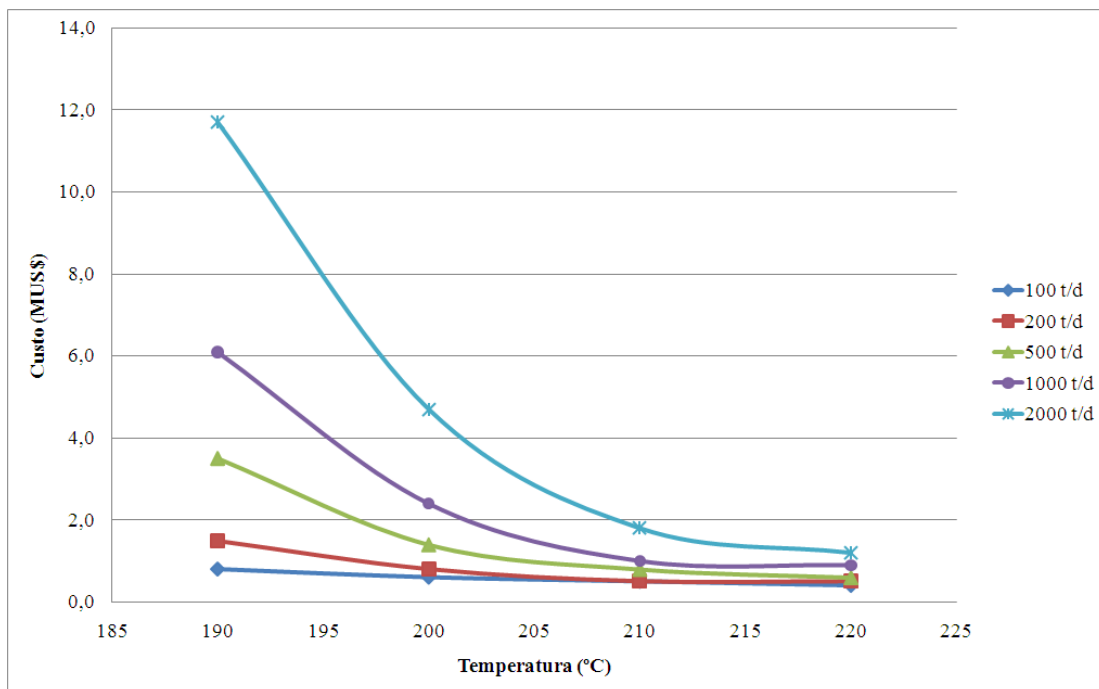


Figura 3.3.3.1 – Custo de sistema reacional para pré-tratamento de bagaço de cana por explosão a vapor para cada temperatura e capacidade.

(FONTE: adaptado de SAAD, 2010)

Tabela 3.3.3.2 – Estimativa de investimento no sistema de lavagem e filtração da biomassa pré-tratada.

Cap. (ton/dia)	A _t (ft ²)	Nº Filtros	C (US\$)
100	54	2	67.745,30
200	108	2	97.143,70
500	270	2	156.438,40
1000	540	2	224.325,60
2000	1080	3	390.785,30

(Fonte: SAAD, 2010 e ADEN et al., 2002). A_t: área total

3.4 – Projeto e estimativa de investimento da hidrólise enzimática

3.4.1 – Visão geral

Nesta etapa do processo ocorre a sacarificação da celulose em glicose utilizando-se enzimas celulasas. As pentoses e outros açúcares provenientes do pré-tratamento são direcionados para a etapa de fermentação para serem convertidos em etanol.

A hidrólise enzimática ocorre antes e separadamente da fermentação (SHF). A sacarificação como uma etapa separada da fermentação permite a operação em alta temperatura a fim de aumentar a atividade enzimática, reduzir o tempo e a quantidade de enzima necessária. A enzima utilizada para a sacarificação da celulose neste trabalho foi considerada de origem de uma empresa fornecedora de enzimas, sendo que os dois maiores produtores mundiais atualmente são: Novozymes Biotech e Genencor International.

Como já mencionado na revisão bibliográfica deste trabalho, a celulase é um conjunto de enzimas, sendo: (1) endoglucanases, que atacam aleatoriamente ao longo das fibras de celulose para reduzir o tamanho do polímero rapidamente; (2) exoglucanases, que hidrolisam as extremidades das fibras de celulose; e (3) β-glicosidase, que hidrolisa celobiose para glicose. O organismo mais comumente utilizado industrialmente para a produção de celulase é o *Trichoderma reesei* (ADEN et al., 2002).

3.4.2 – Princípio do projeto

Segundo Humbird *et al.* (2011), o princípio do projeto da hidrólise enzimática é baseado em um reator contínuo (PFR) com grande quantidade de sólidos. A enzima é adicionada a um misturador antes do PFR que mistura a enzima com a suspensão de biomassa pré-tratada (*slurry*). O tempo de residência no primeiro estágio é de 24 horas e depois a suspensão é enviada para outro reator (CSTR), onde a hidrólise continua por mais 60 horas.

A quantidade de enzima utilizada é determinada pela quantidade de celulose presente na suspensão de biomassa pré-tratada e da atividade específica da enzima. Neste projeto, foi considerado uma razão de enzima de 0,114 g de enzima/g de polpa pré-tratada, para atingir 90 % de conversão de celulose para glicose (BERECHE, 2011 b). Durante todo o processo da hidrólise enzimática a temperatura é mantida constante (50 °C). De acordo com estudos realizados pelo NREL (National Renewable Energy Laboratory), a temperatura ótima para a maioria das enzimas celulolíticas já desenvolvidas comercialmente é 50 °C.

3.4.3 – Estimativa de custo

Humbird *et al.* (2011) calcularam detalhadamente e estimaram o custo dos equipamentos necessários para realizar esse processo de hidrólise enzimática. A Tabela 3.4.3.1 apresenta o custo detalhado de cada equipamento desta etapa do processo, considerando uma capacidade de processamento de 3000 ton/dia biomassa de cana-de-açúcar.

Tabela 3.4.3.1 – Investimento nos equipamentos instalados para hidrólise enzimática

Equipamento	Fabricante	Material Construtivo	Custo (MUS\$)
Misturador/Filtro	GLV	Aço inox 316	0,20
Reator	Mueller	Aço inox 304	15,30
Trocadores de calor	Alfa Laval	Aço inox 304	0,41
Bombas de transferência	Goulds	Aço inox 304	0,22
Tanques	Caldwell	Aço inox 304	8,01
Total Investimento			24,14

(Fonte: adaptado de HUMBIRD *et al.*, 2011)

Para os casos em que durante a análise de resultados deste trabalho, for necessário realizar a análise de viabilidade econômico-financeira para hidrólise enzimática

com equipamentos de tamanhos diferentes destes descritos anteriormente, ao invés de recalcular os custos detalhadamente, Humbird *et al.* (2011) e Aden *et al.* (2002) sugerem que a seguinte equação seja utilizada para a mudança de escala:

$$NovoCusto = (\text{Custo base}) \left(\frac{NovaCapacidade}{CapacidadeBase} \right)^n \quad (3.4.3.1)$$

onde n , é um expoente que tipicamente varia entre 0,6 e 0,7. Neste trabalho será utilizado 0,65 como valor de n .

Como mencionado anteriormente, considerou-se nesse trabalho que a enzima celulase será comprada. De acordo com Aden *et al.* (2002), o custo da celulase é estimado em US\$0,0264 por litro de etanol produzido.

3.5 – Metodologia de simulação

A simulação computacional é uma ferramenta valiosa de projeto, podendo reduzir o tempo de concepção e maximizar a lucratividade de unidades industriais (ALBARELLI, 2013). A simulação do processo de etanol de segunda geração foi realizada por meio do simulador comercial Aspen/Hysys e usou-se também simuladores em planilhas eletrônicas para apoio aos balanços de massa, balanço de energia e análises de viabilidade econômica do processo.

A maioria dos simuladores do mercado não apresentam em sua base de dados, os componentes de material lignocelulósico, além de outros componentes importantes utilizados no processo de etanol celulósico. Sendo assim, torna-se necessário a criação de componentes hipotéticos na base de componentes do simulador.

Dias (2011 b) e Bereche (2011 b) demonstram que o simulador e os modelos NRTL e UNIQUAC têm boa representabilidade do processo comparando os resultados das propriedades termodinâmicas do simulador com os dados disponíveis na literatura.

Nesta parte do trabalho serão apresentados os resultados da simulação das duas principais etapas do processo de etanol de segunda geração: pré-tratamento e hidrólise. Pelos motivos já discutidos na Seção 2.3, escolheu-se o pré-tratamento via explosão a vapor, seguido da hidrólise enzimática. Nesta abordagem, a produção de enzimas não foi considerada integrada ao processo.

3.5.1 – Especificação dos componentes no simulador

Assumiu-se os teores de celulose, hemicelulose, lignina e cinza da palha de cana-de-açúcar iguais ao do bagaço, exceto umidade conforme já especificado. A quantidade de palha e bagaço utilizada na simulação, conforme já mencionado na seção 3.2.2 são: 250 kg de bagaço por tonelada de cana (base 50 % de umidade) e 70 kg de palha por tonelada de cana (base 15 % de umidade), considerando assim que as condições do solo permitem a retirada de 50 % da palha disponível após a colheita, sendo esta feita de maneira 100 % mecanizada.

Para a criação de componentes sólidos é necessário fornecer somente a massa molar (MM) e a densidade (ρ). Para o caso de componentes não sólidos (líquidos ou sólidos em solução) é necessário fornecer também o ponto de ebulição (PE). Nos dois casos é possível fornecer também a fórmula molecular, o que leva a uma maior precisão na estimativa das propriedades críticas temperatura (T_c), pressão (P_c) e volume (V_c) e do fator acêntrico (ω) pelo simulador.

Na Tabela 3.5.1.1 são apresentados os componentes utilizados na simulação do processo de etanol de segunda geração. E na Tabela 3.5.1.2 tem-se as propriedades dos componentes hipotéticos fornecidas ao simulador, bem como as propriedades estimadas pelo simulador a partir dos dados fornecidos.

Tabela 3.5.1.1 – Principais componentes utilizados no processo de 2ª geração

Componente	Fórmula Molecular
Celulose*	$C_6H_{10}O_5$
Hemicelulose*	$C_5H_8O_4$
Água	H_2O
Dióxido de enxofre	SO_2
Sacarose	$C_{12}H_{22}O_{11}$
Terra*	SiO_2
Lignina*	$C_9O_{2,9}H_{8,6}(OCH_3)$
Xilose*	$C_5H_{10}O_5$
Enzima Celulase*	$CH_{1,57}N_{0,29}O_{0,31}S_{0,007}$
Glicose	$C_6H_{12}O_6$
(HMF)*	$C_6H_6O_3$

(*) Componentes hipotéticos

Tabela 3.5.1.2 – Propriedades dos componentes hipotéticos

Componente	PE (°C)	MM (g/mol)	ρ (kg/m ³)	Tc (°C)	Pc (kPa)	Vc (m ³ /kmol)	ω
Celulose*	-	162,14	1530	-	-	-	-
Hemicelulose*	-	132,12	1530	-	-	-	-
Terra*	-	60,06	2300	-	-	-	-
Lignina*	-	122,49	1500	-	-	-	-
Xilose*	445,85	150,13	1505	-	-	-	-
Celulase*	-	22,83	-	-	-	-	-
(HMF)*	276,32	126,11	1290	696	5926	0,32	-0,009

(*) Componentes hipotéticos

3.5.2 – Fluxograma do processo de produção de etanol 2ª geração

A Figura 3.5.2.1, representa o fluxograma do processo selecionado de produção do etanol de 2ª geração via hidrólise enzimática, considerando o nível atual de tecnologia disponível no mercado.

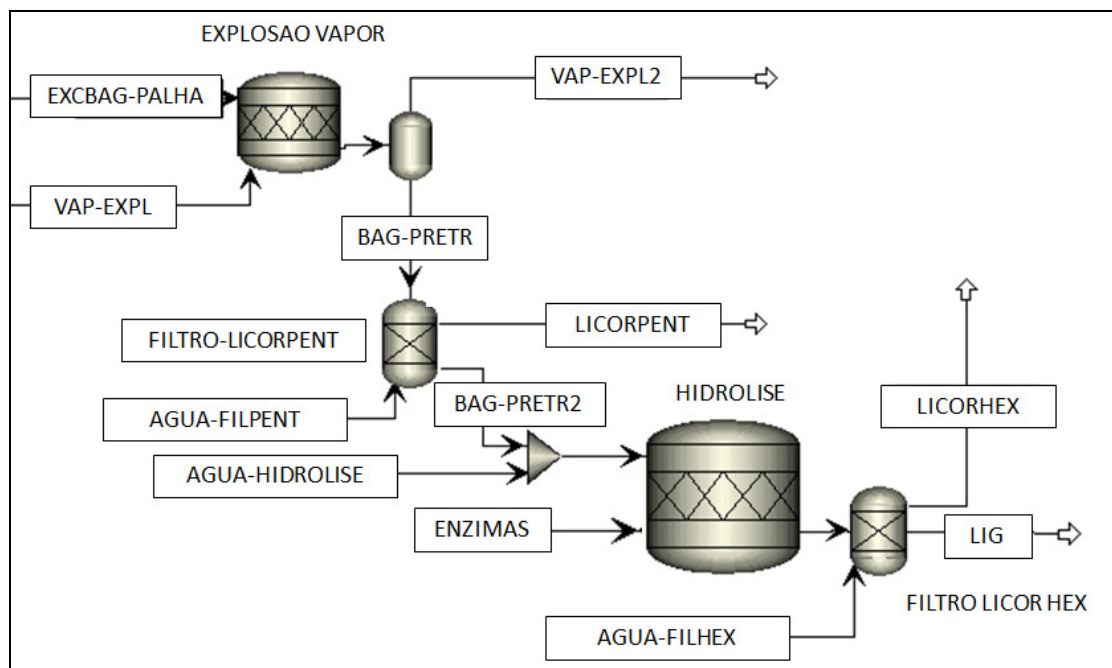


Figura 3.5.2.1 – Fluxograma de simulação de parte do processo de produção de etanol de 2ª geração

Na tecnologia atual de hidrólise a corrente de entrada para o pré-tratamento é o excedente de bagaço e palha que não foram queimados na caldeira para geração de vapor e energia elétrica (EXCBAG-PALHA). Esse material é alimentado ao reator de explosão a vapor junto a uma corrente de vapor (VAP-EXPL) e nele ocorrem reações de hidrólise da celulose e da hemicelulose. O vapor é liberado e o bagaço pré-tratado (BAG-PRETR) é filtrado para remoção do licor de pentoses que pode ser biodigerido para produção de biogás e pode também ser utilizado na geração de vapor e energia (DIAS, 2011 b). Esta etapa não foi considerada na simulação apresentada neste trabalho. A corrente de bagaço pré-tratado (BAG-PRETR2), por sua vez, alimenta o reator de hidrólise enzimática, onde também são adicionadas as enzimas necessárias para catalisar as reações de hidrólise; os produtos da hidrólise são filtrados e a fase sólida (LIG), que contém a maior parte da lignina, pode ser considerada como combustível nas caldeiras de cogeração, segundo Dias, 2011 (b). Já o licor de glicose (LICORHEX) é enviado para a fermentação junto com o caldo de cana-de-açúcar.

Com base na revisão bibliográfica, bem como discussões com especialistas do setor, foram estabelecidos os parâmetros que representam as melhores condições para produção de etanol de segunda geração. Esses parâmetros adotados na simulação são apresentados na Tabela 3.5.2.1.

Tabela 3.5.2.1 – Parâmetros utilizados para simular o processo de etanol de 2ª geração

Parâmetro		Condição simulada
Explosão a vapor	Conversão da hemicelulose	70 %
	Conversão da celulose	2 %
	Tempo de reação	5 min
	Temperatura	190 °C
Hidrólise Enzimática	Conversão da celulose	90 %
	Conversão da hemicelulose	47 %
	Teor de sólidos	5 %
	Temperatura	50 °C, pH 4,9-5,0
	Tempo de reação	72 h

(Fonte: adaptado de DIAS, 2011 b; SENDELIUS, 2005; BERECHÉ, 2011 b)

De acordo com Sendelius (2005), os resultados dos experimentos realizados

com impregnação da biomassa com 2 % de SO₂, em massa, geraram um material pré-tratado que proporcionou um maior rendimento de açúcares. Sendo assim, foi adotada essa condição na simulação.

Neste estudo foi adotada uma pressão de 12,5 bar no reator de pré-tratamento. Em relação às reações que ocorrem durante esta etapa, conforme indicado por Dias (2008), as mesmas podem ser representadas pelas seguintes equações estequiométricas:



Além das reações citadas anteriormente, neste trabalho foi considerada a reação de formação de H₂SO₃, a partir do SO₂ e da água, foi desprezada a formação de HMF e não se considerou a formação de glicose a partir da hemicelulose. Nesta simulação também se adotou um consumo de vapor no pré-tratamento de 0,55 kg de vapor/kg de biomassa e considerou-se a decompressão do material pré-tratado até a pressão atmosférica, assim, a pressão de operação do tanque flash é especificada em 1,013 bar (BERECHE, 2011 b). Os produtos desta etapa são o vapor flash e o material pré-tratado.

A biomassa pré-tratada antes de entrar no reator de hidrólise, ao passar pelo filtro para separar o licor de pentose, também é adicionada de água com a finalidade de remover xilose e componentes inibitórios da fermentação. A eficiência da remoção de sólidos foi considerada de 90 % e a umidade da fração sólida (celulignina) 60 %.

Alguns estudos consideram o uso da corrente de xilose liberada após o pré-tratamento num processo de biodigestão, produzindo biogás que é utilizado na cogeração ou simulam a fermentação de pentoses em etanol, considerando este caso uma tecnologia futura, pois atualmente esse processo não é viável comercialmente (DIAS, 2011). Como o objetivo deste trabalho é analisar principalmente a viabilidade comercial e técnico-econômica das tecnologias atuais, foram selecionadas as tecnologias atualmente conhecidas e estudadas, não se considerando na simulação a corrente do licor de pentoses ou sua biodigestão neste estudo.

Na etapa seguinte do processo, adiciona-se água a um misturador, com a finalidade de atingir uma concentração de sólidos não solúveis em água, que seja apropriada para o processo de hidrólise enzimática.

No reator de hidrólise, as reações de conversão de celulose em glicose e da

hemicelulose residual, são respectivamente representadas pelas seguintes equações:



A temperatura especificada para o reator de hidrólise foi 50 °C (DIAS, 2011 b). É adicionada ao reator uma razão de enzima de 0,114 g de enzima/g de polpa pré-tratada. Foi considerado também que a água para hidrólise é adicionada a 50 °C, temperatura apropriada para as reações de hidrólise, (BERECHE, 2011 b). Esta temperatura do reator é mantida constante via troca de calor com o fluido da jaqueta térmica e agitação robusta.

A quantidade de biomassa que é destinada ao processo de hidrólise é determinada a partir de um processo iterativo, pois ao aumentar a quantidade de bagaço para hidrólise também aumenta o vapor necessário nas diferentes etapas do processo. Apesar da etapa de cogeração não ter sido simulada neste trabalho, todos os dados associados a essa etapa do processo são referentes a uma caldeira de 67 bar de pressão com eficiência de 87 % e temperatura do vapor de 485 °C.

O licor de glicose obtido depois da hidrólise da celulose é misturado com o caldo de cana-de-açúcar (processo convencional) e fermentado. Possíveis impactos no rendimento da fermentação devido à presença de inibidores gerados durante o pré-tratamento foram desconsiderados. Portanto, a mesma conversão que é atingida atualmente no processo de produção do etanol de primeira geração (conversão de 90 % de açúcares C6 para etanol), pode ser atingida no processo integrado (DIAS, 2011).

Foi considerado que as quantidades de bagaço e palha destinadas ao sistema de cogeração, satisfazem as necessidades energéticas do sistema global.

Considerou-se que nesta usina a cana picada passa por um sistema de limpeza e trituração da palha (Figura 3.5.2.2), para que assim tenha-se o maior aproveitamento possível de palha (mais biomassa disponível) e paralelamente a isso, aumenta a produtividade da moenda, pois a cada 1 % a mais de palha que passa na moenda, reduz-se 2,3 % da capacidade da mesma (SIMISA, 2013).

O sistema representado na Figura 3.5.2.2, é considerado pelo mercado como a tecnologia mais eficiente comercialmente disponível até o momento para separar a palha da cana.

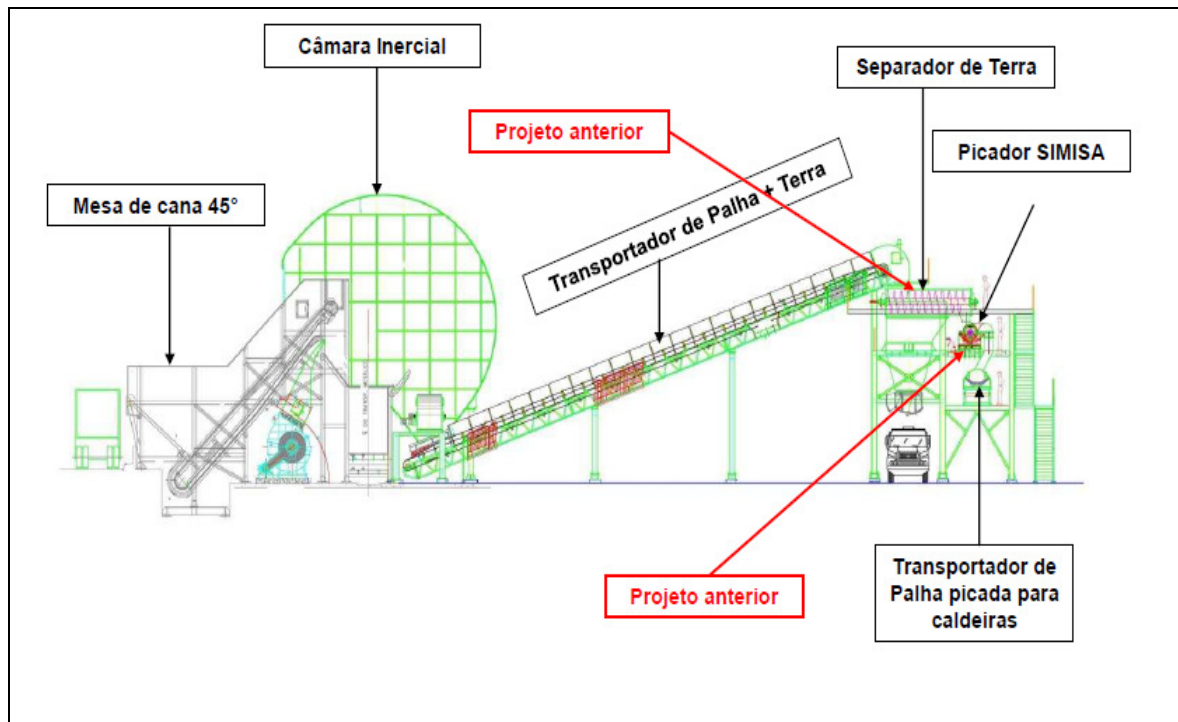


Figura 3.5.2.2 – Sistema para limpeza e trituração de palha (SIMISA, 2013).

Os principais parâmetros considerados e resultados obtidos na simulação são apresentados na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 – Principais parâmetros e resultados obtidos

Parâmetros	Resultado
Moagem horária de cana-de-açúcar, (ton/h)	2000
Dias de operação por ano	250
Excedente de bagaço e palha, (ton/h)	183
Produtos e Custos	Resultado
Produção de etanol 2ª geração, (L/h)	38000
Produção de Energia elétrica, (MWh/ ton bagaço)	2,68
Produção de Energia elétrica, (MWh/ ton palha)	4,56
Custo produção etanol anidro 2ª geração, (US\$/L)	0,41
Custo produção eletricidade, (US\$/MWh)	29,50

Para determinar o preço de venda da energia elétrica e do etanol de 2ª geração (considerou-se o preço do etanol de 2ª geração igual ao do etanol tradicional) na avaliação financeira das alternativas de projeto, fez-se uma ampla pesquisa e análise, principalmente via a consulta aos setores de: mesa de energia, trading de etanol e inteligência de mercado de uma grande multinacional do setor. Nas Figuras 4.1 a 4.3, a seguir, tem-se o resumo desta análise.

Com base nos resultados e dados apresentados anteriormente, é possível realizar análises técnico-econômicas, comparar alternativas de projeto e fazer análises de cenário e sensibilidade para diferentes cenários em relação à viabilidade das alternativas de projeto de planta de etanol celulósico a partir da biomassa (palha e bagaço de cana-de-açúcar). Estas análises serão apresentadas nas seções seguintes deste trabalho.

O pico apresentado na Figura 4.2 entre março e maio de 2011, foi devido ao desabastecimento do mercado, praticamente faltou etanol e o preço aumentou. A consequência disto, foi a ação do governo reduzindo a mistura de 25% para 20% na gasolina, pois chegou a inflacionar o preço da gasolina neste período.

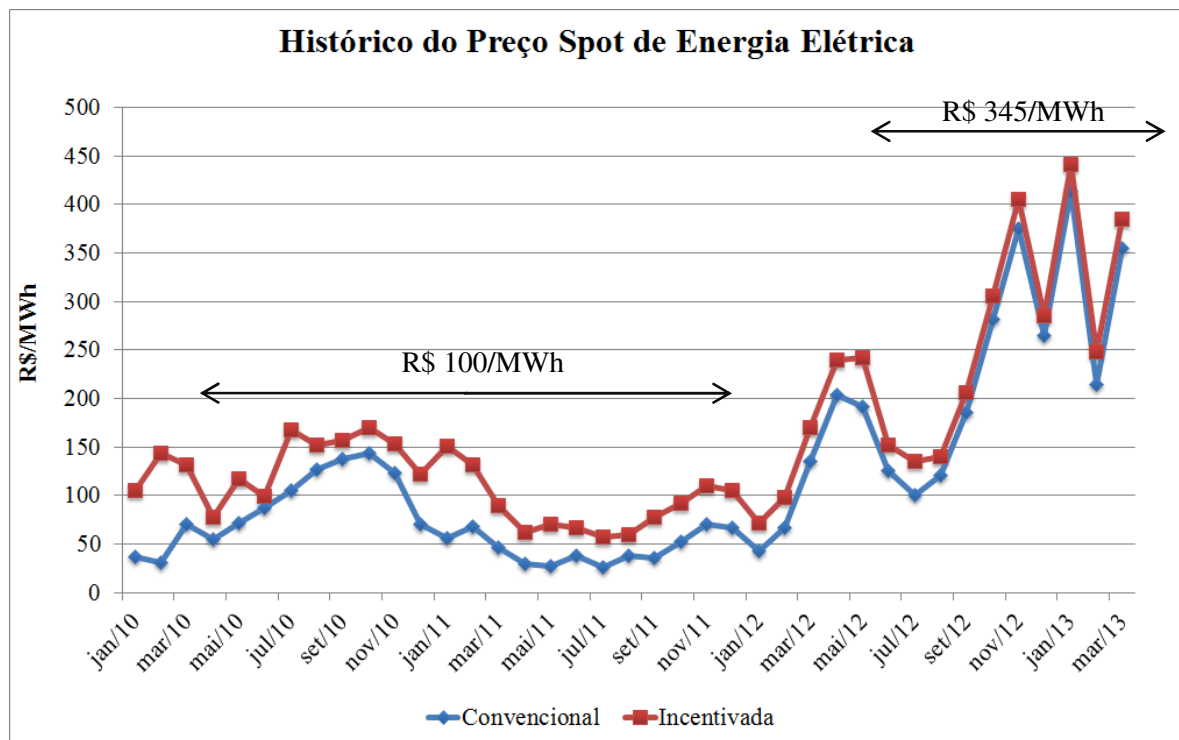


Figura 4.1 – Análise histórica do preço de energia elétrica (Mesa Energia/CCEE, 2013).

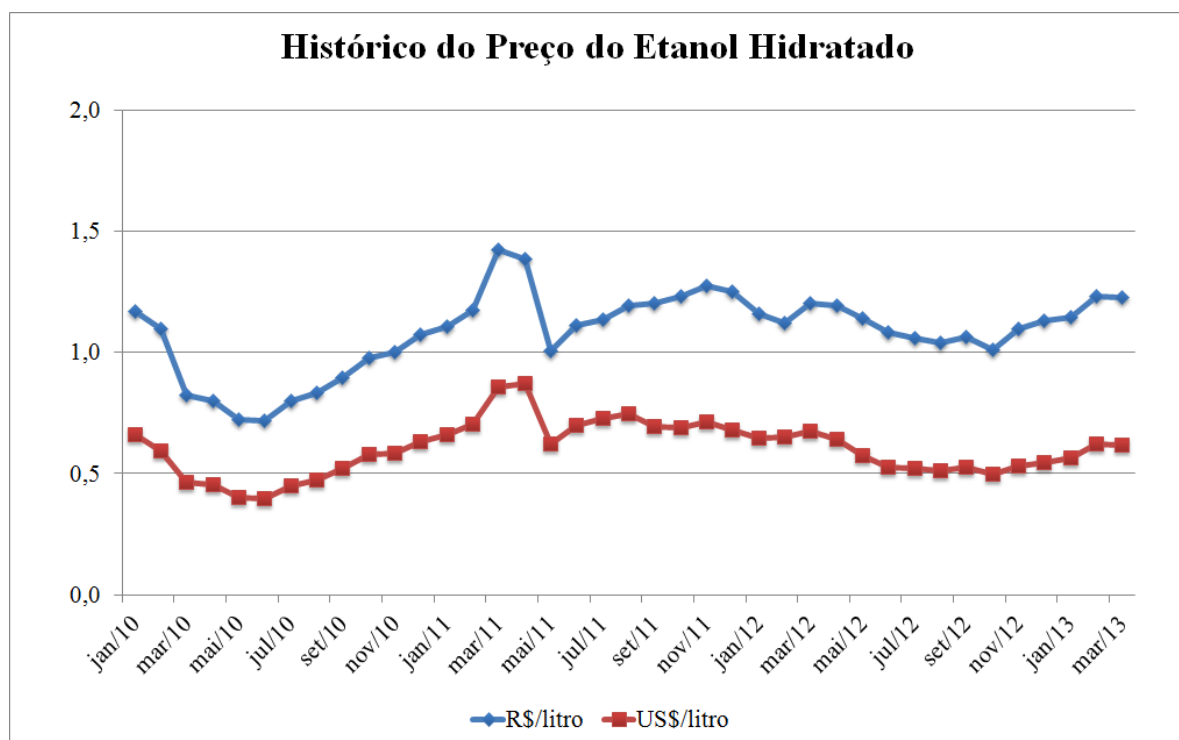


Figura 4.2 – Análise histórica do preço do etanol hidratado (CEPEA/Esalq/Trading Etanol, 2013).

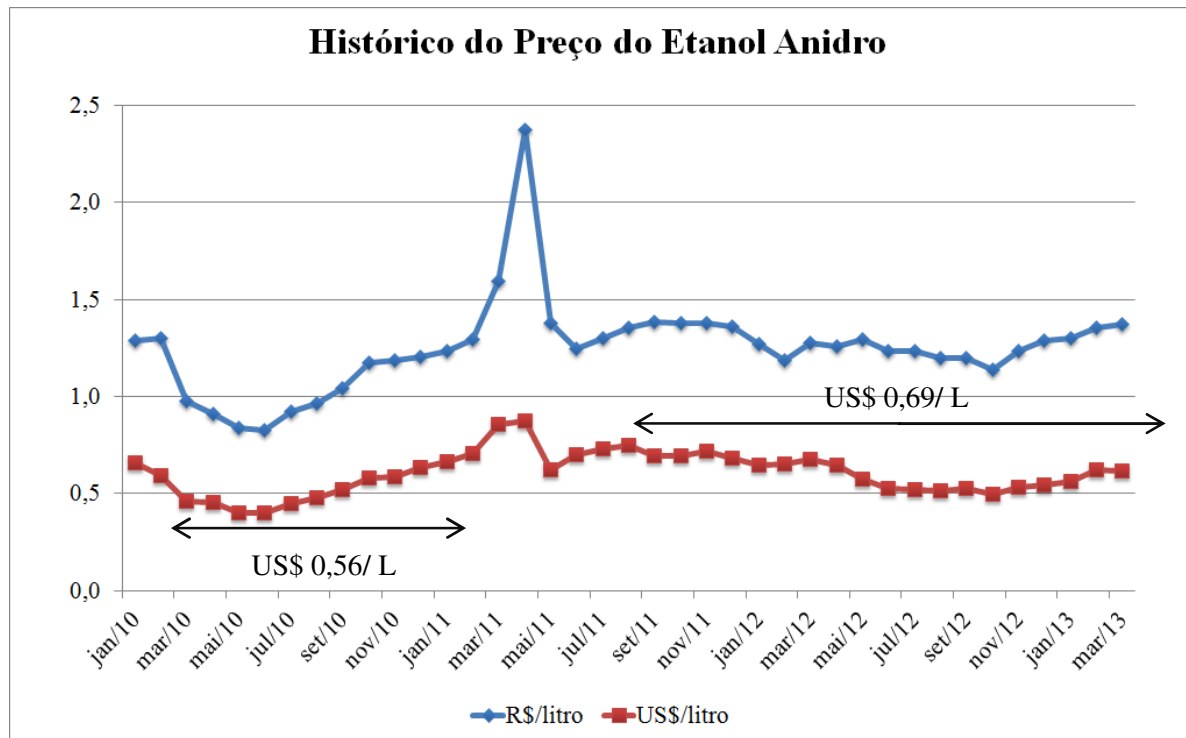


Figura 4.3 – Análise histórica do preço do etanol anidro (CEPEA/Esalq/Trading Etanol, 2013).

Considerou-se um horizonte de 10 anos nas análises de fluxo de caixa deste trabalho. A partir do décimo ano adotou-se o princípio de Fluxo Operacional Livre Constante e Perpétuo (perpetuidade), no qual no último ano da análise se adiciona o Valor Presente da Perpétuidade (PVP, do inglês, *Present Value Perpetuity*), representado pela seguinte equação:

$$PVP = \frac{FCF}{WACC} = \frac{OPAT}{WACC} \quad (4.1)$$

onde, OPAT é definido como o Lucro Operacional Depois da aplicação das Taxas (*do inglês, Operating Profit After Taxes*).

Além disso, todas as análises de fluxo de caixa apresentadas neste trabalho são projetadas em **moeda constante** (ausência de inflação), devido as seguintes considerações:

- Adota-se a premissa de que a inflação será repassada para os produtos.
- Como ao aplicar à inflação, a mesma permeará toda a modelagem econômica, isso terá impacto nas relações de casualidade do modelo dificultando uma análise mais transparente entre causa e consequência.
- Por fim, é mais uma variável a ser inferida e estimada.

Diante disso, serão apresentadas nas próximas seções deste capítulo, quatro análises de cenário (incluindo o cenário base) para cada uma das duas alternativas de projeto, ou seja: uso de biomassa para produção de energia elétrica e uso da biomassa para produção de etanol de segunda geração. A Tabela 4.2 resume os parâmetros simulados na análise da produção de energia elétrica e a Tabela 4.3 resume os parâmetros simulados na análise de produção de etanol de 2ª geração.

Tabela 4.2 – Principais parâmetros alterados na análise de produção de energia elétrica

Parâmetro	Caso Base	Menor Preço	Maior Preço	+40 dias
Preço energia Elétrica (US\$/MWh)	65	45	157	65
Dias de operação por ano	250	250	250	290

Tabela 4.3 – Principais parâmetros alterados na análise de produção de etanol de 2ª geração

Parâmetro	Caso Base	Menor Preço	Maior Preço	+40 dias
Preço Etanol anidro (US\$/L)	0,64	0,56	0,69	290
Dias de operação por ano	250	250	250	290

4.1 – Avaliação de viabilidade técnico-econômica da cogeração de energia elétrica versus produção de etanol celulósico

Conforme já mencionado, ao utilizar a biomassa da cana-de-açúcar para produção de etanol de 2ª geração, teremos menor disponibilidade de biomassa para ser utilizada na cogeração, portanto temos um custo de oportunidade que precisa ser considerado na análise econômica. Com esse objetivo, bem como comparar a viabilidade de ambas alternativas de uso da biomassa, fez-se uma análise de fluxo de caixa, valoração das alternativas e retorno de investimento, baseado em conceitos e metodologias utilizadas em multinacionais do setor. As tabelas a seguir apresentam o resumo destas análises e o detalhamento dos fluxos de caixa é apresentado no Anexo I.

Tabela 4.1.1 – Resumo da avaliação econômica da alternativa de produção de energia elétrica (caso base)

Indicador	Unidade	Resultado
WACC (Custo Médio Ponderado de Capital)	%	7,5%
Hurdle Rate (Taxa de Retorno Alvo)	%	10,7%
NPV (Valor Presente Líquido)	MUS\$	209,5
IRR (Taxa Interna de Retorno)	%	16,9%
RONA (Retorno sobre os Ativos Líquidos)	%	17,2%
Pay Back (Tempo de Retorno do Investimento)	anos	3,5

Tabela 4.1.2 – Resumo da avaliação econômica da alternativa de produção de etanol 2ª geração (caso base)

Indicador	Unidade	Resultado
WACC (Custo Médio Ponderado de Capital)	%	7,5%
Hurdle Rate (Taxa de Retorno Alvo)	%	12,5%
NPV (Valor Presente Líquido)	MUS\$	424,0
IRR (Taxa Interna de Retorno)	%	10,7%
RONA (Retorno sobre os Ativos Líquidos)	%	14,2%
Pay Back (Tempo de Retorno do Investimento)	anos	4,1

Analisando os dados das Tabelas 4.1.1 e 4.1.2, pode-se concluir que a alternativa economicamente mais viável é utilizar a biomassa para produção de energia elétrica, com IRR, Taxa Interna de Retorno (do inglês, *Internal Rate of Return*) de 16,9 % versus 10,7 % da alternativa de produção de etanol de 2ª geração, além do retorno do investimento ser de 3,5 anos para produção de energia elétrica versus 4,1 anos para produção de etanol de 2ª geração.

No caso do RONA (do inglês, *Return on Net Assets*), em ambos os cenários, este indicador foi maior que dois pontos percentuais em relação ao WACC (do inglês, *Weighted Average Cost of Capital*), podendo concluir que ambos são economicamente viáveis e trarão retorno acima do custo de capital para os investidores. Porém, quando se analisa a *hurdle rate* (taxa de retorno média requerida), que além do custo de capital da empresa (WACC), considera os riscos e o custo de oportunidade do projeto, percebe-se que no cenário de produção de etanol de 2ª geração, tem-se um IRR menor que a *hurdle rate*, e isso significa que o projeto, ao levar em conta os riscos e custos de oportunidade do mesmo, não é economicamente atrativo.

Além disso, um investimento em um projeto com menor IRR, só poderia ser

justificável se os investidores forem convencidos e acreditarem que no futuro o etanol 2ª geração terá algum diferencial no preço de venda, e/ou proporcionaria algum benefício econômico adicional.

4.2 – Avaliação da importância econômico-financeira do recolhimento da palha do campo

Segundo o coordenador de pesquisas do CTC, Suleiman José Hassuani, o uso da palha na geração de energia pelas usinas de cana pode garantir eletricidade para até 13 milhões de residências. São, em média, 12,6 toneladas de palha desperdiçadas por hectare. A cada safra, ainda de acordo com ele, são 84 milhões de toneladas de palha deixadas nos canaviais brasileiros. Esse material seria suficiente, se utilizado em sua totalidade, para gerar pelo menos 40 milhões de megawatts-hora, ou pouco menos da metade do que gera a usina de Itaipu (COGEN, 2011).

Para realizar o recolhimento da palha de cana-de-açúcar no campo, tem-se esquematicamente representado na Figura 4.2.1, o fluxograma macro das alternativas de recolhimento da palha e respectivas operações necessárias na área agrícola e industrial.

Com o aumento da colheita mecanizada, de aproximadamente 20 % em 2003 para mais de 80 % na safra 2012/2013 na região centro-sul, segundo informações do setor, torna-se de grande importância tornar viável o uso não somente do bagaço de cana-de-açúcar como matéria-prima para etanol de segunda geração e/ou cogeração, mas também a palha que devido a maior intensidade da colheita mecanizada torna-se mais disponível, uma vez que não se faz mais necessário o uso de queimadas, muito utilizadas no processo de corte manual.

Hassuani et al. (2005), realizaram uma ampla análise técnico-econômica para três sistemas diferentes de recolhimento de palha com colheita de cana sem queima. São eles:

- Ventiladores das colhedoras ligados, ficando a palha no campo para posterior enfardamento;
- Ventiladores das colhedoras desligados, seguindo a palha com a cana, sendo posteriormente separada na estação de limpeza na usina e;
- Ventiladores secundários das colhedoras desligados, seguindo parte da palha com a cana, sendo posteriormente separado na estação de limpeza e parte permanecendo no campo.

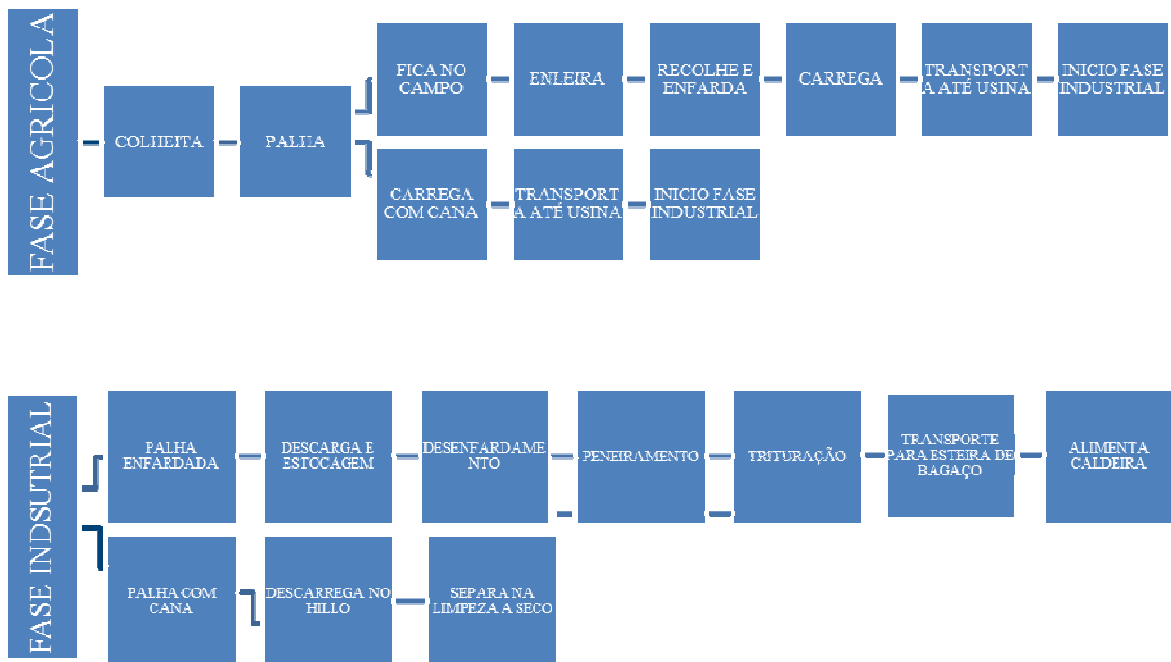


Figura 4.2.1 – Fluxograma das operações para recolhimento da palha

Os resultados do estudo apresentaram custos totais da recuperação da palha de US\$18,49/t; US\$31,12/t; e US\$13,70/t base seca para os sistemas descritos anteriormente, respectivamente. Pode-se observar que a última opção (ventiladores secundários desligados) tem o menor custo.

Apesar de todas as alternativas já estudadas, ainda precisa-se avançar muito para definir a melhor alternativa tecnológica e operacional, reduzir o investimento e custos com essa operação de recolhimento de palha. Afinal, atualmente, o custo estimado para produzir e entregar grandes quantidades de biomassa celulósica para produção de etanol ultrapassa os 40 % do custo estimado de produção do etanol (KUMARA e SOKHANSANJ, 2007).

Uma alternativa que pode ser considerada é o uso dos equipamentos existentes de colheita para transportar também a palha para usina (juntamente com a cana-de-açúcar); ao chegar à usina precisa-se de um processo eficiente para separar a palha da cana-de-açúcar, a fim de não prejudicar o rendimento das moendas. Além disso, é preciso uniformizar a granulometria da palha para ficar semelhante à granulometria do bagaço. O sistema da SIMISA apresentado anteriormente é uma das soluções existentes no mercado que podem ser consideradas para este processo.

Ao considerar as ações que o DNIT, ANTT e MPT atualmente estão tomando no sentido de normatizar e melhor regularizar o transporte de cana-de-açúcar nas rodovias, restringindo o peso máximo de transporte, a hipótese mencionada anteriormente de transportar a palha juntamente com a cana-de-açúcar e separá-la na usina torna-se uma alternativa ainda mais interessante, pois assim reduz-se a densidade da biomassa transportada e com isso o peso do caminhão. Além disso, o fato de utilizar a mesma estrutura de transporte de cana-de-açúcar, para transportar palha, evita a usina investir em mais equipamentos (aproximadamente R\$ 71 milhões) e o aumento de despesas operacionais (aproximadamente R\$ 29,00/ton de palha) para recolher a palha, assim como também não precisa aumentar uma cadeia de operação agrícola, que atualmente já possui um número considerável de operações complexas. O detalhamento do cálculo desses valores de investimentos e despesas operacionais encontram-se no Anexo III, na Tabela 7.1.9 e Tabela 7.1.10, respectivamente.

Sabe-se que atualmente, o custo de um CCT (corte, carregamento e transporte) da cana-de-açúcar, tem um custo médio entre R\$ 30,00/ton e R\$ 40,00/ton de cana, ao montar uma nova operação para trazer a palha à usina, é como adicionar um “novo CCT” nos custos operacionais. Isso gera um impacto considerável no resultado, pois atualmente o custo do CCT representa aproximadamente 50-55 % dos custos agrícolas de uma usina, que por sua vez representa 70-75 % dos custos totais.

Algumas usinas, devido a essas novas fiscalizações dos órgãos públicos já estão investindo em reboques para transporte de cana de menor capacidade, a fim de evitar multas por excesso de peso. Como a palha tem peso muito menor que a cana, ao ser transportada junto com a cana, o caminhão canavieiro (modelo atual) terá um peso menor, evitando assim o investimento da usina em novos reboques para transporte.

Em relação às diferentes maneiras de recuperação da palha existem várias alternativas, não obstante mais estudos devam ser realizados no que se refere a este tema. Por um lado, tem-se o aspecto dos custos de recuperação e transporte até a usina e, por outro lado, a composição da palha que é entregue na usina; já que esta composição (incluindo terra e impurezas minerais) vai depender da rota de colheita e transporte. Dessa forma, uma estação de beneficiamento e condicionamento da palha na usina será necessária, seja para sua utilização nas caldeiras e/ou no processo de hidrólise. Outro aspecto que merece menção é a quantidade de palha que pode ser retirada do campo. Maiores pesquisas em relação a este item também são necessárias, uma vez que maiores quantidades recuperadas de palha, sendo enviadas para a usina, permitiriam um maior incremento na produção de etanol e/ou eletricidade. A combustão da palha nas caldeiras também se apresenta como um gargalo

tecnológico a ser superado, pois a palha possui um elevado conteúdo de cinzas, problemas de depósitos e formação de escoria (*fouling and slagging*) podem acontecer nas caldeiras que originalmente foram projetadas para bagaço de cana. Indica-se que a tecnologia atual das caldeiras de bagaço não torna possível a queima da palha sem um tratamento prévio. Estudos da literatura recomendam o uso da palha misturada ao bagaço em proporções de até 25 %. (BECHERE, 2011 b).

Neste trabalho, foi considerado que as condições do solo permitem recolher 50 % da palha disponível no campo e transportá-la até a indústria na qual todo esse volume foi considerado para produção de etanol 2ª geração e/ou cogeração.

Devido ao maior volume de biomassa disponível com o recolhimento da palha, pode-se considerar a possibilidade de aumentar de 30 a 45 dias a operação da caldeira, para assim incrementar a produção de energia elétrica ou produção de etanol de 2ª geração, e consequentemente aumentar o faturamento da usina. Com base nesse fato, realizou-se uma análise considerando um aumento de 40 dias na operação da caldeira e 40 dias a mais de produção de etanol de 2ª geração. A Figura 4.2.2, ilustra o armazenamento de palha para ser utilizada durante esse período.

Com isso, verificou-se o impacto na avaliação financeira que é apresentada nas Tabelas 4.2.1 e 4.2.2. O detalhamento do fluxo de caixa destes cenários é apresentado no Anexo II.



Figura 4.2.2 – Armazenamento de palha enfardada (Folha de São Paulo/divulgação GranBio, 2013)

Tabela 4.2.1 – Resumo da avaliação financeira da alternativa de aumento 40 dias na cogeração de energia elétrica (+40 dias)

Indicador	Unidade	Resultado
WACC (Custo Médio Ponderado de Capital)	%	7,5%
Hurdle Rate (Taxa de Retorno Alvo)	%	10,7%
NPV (Valor Presente Líquido)	MUS\$	247,5
IRR (Taxa Interna de Retorno)	%	21,9%
RONA (Retorno sobre os Ativos Líquidos)	%	20,0%
Pay Back	anos	3,1

Tabela 4.2.2 – Resumo da avaliação financeira da alternativa de aumento 40 dias na produção de etanol de 2ª geração (+40 dias)

Indicador	Unidade	Resultado
WACC (Custo Médio Ponderado de Capital)	%	7,5%
Hurdle Rate (Taxa de Retorno Alvo)	%	12,5%
NPV (Valor Presente Líquido)	MUS\$	503,4
IRR (Taxa Interna de Retorno)	%	15,3%
RONA (Retorno sobre os Ativos Líquidos)	%	16,4%
Pay Back (Tempo de Retorno do Investimento)	anos	3,6

Comparando a Tabela 4.2.1 com a Tabela 4.1.1, de cada caso de cogeração de energia elétrica, pode-se verificar um considerável impacto no IRR do projeto, aumentando o mesmo em quase 5 pontos percentuais, no caso da extensão da operação por 40 dias. Além disso, essa alternativa gera um faturamento adicional de aproximadamente US\$ 19 milhões/ano para a usina.

Analogamente, comparando a Tabela 4.2.2 com a Tabela 4.1.2, de cada caso de produção de etanol de 2ª geração, pode-se também verificar um considerável impacto no IRR do projeto, aumentando o mesmo em mais de 5 pontos percentuais, no caso da extensão da operação por 40 dias. Porém, ao se analisar as Tabela 4.2.1 e Tabela 4.2.2, confrontando-se o processo de cogeração de energia elétrica com produção de etanol de 2ª geração, percebe-se que novamente a energia elétrica tem um retorno de investimento (IRR) melhor que o etanol de 2ª geração.

Além disso, com aumento de 40 dias de operação, ambos os projetos apresentam uma taxa de retorno (IRR) maior que a *hurdle rate*, mostrando que o retorno do projeto supera a taxa mínima de retorno esperada para o mesmo.

Os resultados apresentados mostram-se coerentes com as análises realizadas pela Ceres Inteligência Financeira, cuja conclusão é que a tecnologia de aproveitamento de palha para geração de energia elétrica é viável na maioria dos cenários (CERES, 2013).

4.3 – Análise das condições de um cenário econômico, recente e real no Brasil, sobre a viabilidade econômica do etanol de 2ª geração

4.3.1 – Energia Elétrica

Nos últimos meses de 2012, observou-se uma série de notícias, nos principais meios de comunicação do país, referente ao baixo nível dos reservatórios de água no Brasil, atingindo níveis menores que 30 %, menor índice nos últimos 10 anos. Como se sabe, mais de 70 % da geração de energia elétrica no Brasil é sustentada por hidroelétricas. Com um cenário como este, o risco de apagão torna-se eminente, principalmente porque como em 2012 poderá ocorrer novamente a falta de clareza se o volume de chuvas será suficiente.

Tal cenário teve reflexo direto no preço do MWh da energia elétrica, fazendo com que as empresas precisassem rever suas estratégias para compra e venda de energia elétrica. A Figura 4.1, ilustra claramente esse impacto no período de outubro/2012 à março/2013, no qual o preço médio da energia elétrica foi de R\$345/MWh, contra R\$100/MWh de média nos meses anteriores de 2011/2012. Esses valores foram utilizados nas análises de sensibilidade da variação do preço da energia elétrica, a fim de avaliar o impacto dessa variação na valoração da alternativa de produção de energia elétrica utilizando biomassa de cana-de-açúcar. A Tabela 4.3.1.1 e a Tabela 4.3.1.2, apresentam o resumo dessa análise e o detalhamento do fluxo de caixa de ambas alternativas, encontram-se no Anexo II.

Certamente, não é recomendável utilizar a variação de preço num curto espaço de tempo, para realizar a valoração de uma alternativa de projeto, devido a um evento não previsto, como o risco de apagão no final do ano 2012. Ao mesmo tempo, esta análise permite verificar claramente o impacto que a falta de infraestrutura e planejamento no setor elétrico podem causar na avaliação e definição de investimentos pelas empresas. Bastando comparar o indicador de retorno de investimento (IRR) da Tabela 4.3.1.1 com a Tabela 4.3.1.2, sendo que o cenário de menor preço tem IRR negativo, ou seja, seria um projeto inviável.

Tabela 4.3.1.1 – Resumo da avaliação financeira da alternativa de produção de energia elétrica (menor preço, 45 US\$/MWh)

Indicador	Unidade	Resultado
WACC (Custo Médio Ponderado de Capital)	%	7,5%
Hurdle Rate (Taxa de Retorno Alvo)	%	10,7%
NPV (Valor Presente Líquido)	MUS\$	76,9
IRR (Taxa Interna de Retorno)	%	-7,4%
RONA (Retorno sobre os Ativos Líquidos)	%	6,6%
Pay Back (Tempo de Retorno do Investimento)	anos	6,3

Tabela 4.3.1.2 – Resumo da avaliação financeira da alternativa de produção de energia elétrica (maior preço, 157 US\$/MWh)

Indicador	Unidade	Resultado
WACC (Custo Médio Ponderado de Capital)	%	7,5%
Hurdle Rate (Taxa de Retorno Alvo)	%	10,7%
NPV (Valor Presente Líquido)	MUS\$	814,9
IRR (Taxa Interna de Retorno)	%	79,5%
RONA (Retorno sobre os Ativos Líquidos)	%	61,1%
Pay Back (Tempo de Retorno do Investimento)	anos	1,2

4.3.2 – Etanol

Nos últimos anos o setor sucroalcooleiro tem enfrentado dificuldades na sustentação de seus lucros, entre outros fatores, principalmente devido a não conseguir reajustar o valor do litro do etanol proporcionalmente ao aumento dos custos operacionais. Isso tem ocorrido devido ao preço da gasolina (principal substituto do etanol) não ter sido reajustado em linha com o preço internacional do petróleo, devido à estratégia do governo para não elevar a inflação.

Segundo o portal G1, 2013, nos últimos anos, muitos consumidores já nem fazem conta de preço do etanol menor que 70 % em relação ao preço da gasolina, por saberem de antemão que a gasolina custará menos. Prova disso é um levantamento feito pelo braço de investimentos do banco Itaú: se em janeiro de 2009, 80 % dos carros flex consumiam prioritariamente álcool, esse número caiu para 27 % em outubro de 2012. Os analistas dizem

que, mesmo prejudicando o caixa da Petrobras, o governo controla o preço da gasolina para, assim, controlar a inflação. Sem deixar o preço da gasolina flutuar com o do mercado internacional, como ocorre na maioria dos países, o etanol fica mais vulnerável e menos competitivo.

O reflexo desse cenário pode ser claramente evidenciado na alteração do percentual do mix de produtos (etanol e açúcar) que as usinas têm utilizado nas últimas safras, ou seja, uma redução do percentual de etanol e um aumento no percentual de açúcar, conforme mostra Tabela 4.3.2.1.

Tabela 4.3.2.1 – Evolução do mix de produtos (etanol e açúcar) nas últimas safras

Produto/Safra	2009/2010	2010/2011	2011/2012	2012/2013
Açúcar	43,0 %	45,0 %	48,0 %	49,5 %
Etanol	57,0 %	55,0 %	52,0 %	50,5 %

(Fonte: adaptado de UNICA, 2013)

Considerando as oscilações do preço do etanol nos últimos anos, fez-se analogamente ao caso da geração de eletricidade, uma análise de sensibilidade para a variação de preço do etanol de 2ª geração. A Tabela 4.3.2.2 e a Tabela 4.3.2.3, apresentam o resumo dessa análise e o detalhamento do fluxo de caixa de ambas alternativas, encontram-se no Anexo II.

Tabela 4.3.2.2 – Resumo da avaliação financeira da alternativa de produção de etanol de 2ª geração (menor preço, 0,56 US\$/L)

Indicador	Unidade	Resultado
WACC (Custo Médio Ponderado de Capital)	%	7,5%
Hurdle Rate (Taxa de Retorno Alvo)	%	12,5%
NPV (Valor Presente Líquido)	MUS\$	251,4
IRR (Taxa Interna de Retorno)	%	-1,9%
RONA (Retorno sobre os Ativos Líquidos)	%	6,2%
Pay Back (Tempo de Retorno do Investimento)	anos	5,6

Tabela 4.3.2.3 – Resumo da avaliação financeira da alternativa de produção de etanol de 2ª geração (maior preço, 0,69 US\$/L)

Indicador	Unidade	Resultado
WACC (Custo Médio Ponderado de Capital)	%	7,5%
Hurdle Rate (Taxa de Retorno Alvo)	%	12,5%
NPV (Valor Presente Líquido)	MUS\$	531,9
IRR (Taxa Interna de Retorno)	%	16,9%
RONA (Retorno sobre os Ativos Líquidos)	%	17,3%
Pay Back (Tempo de Retorno do Investimento)	anos	3,5

Comparando a Tabela 4.3.2.2 e Tabela 4.3.2.3, com a Tabela 4.1.2, percebe-se que o indicador IRR, varia de 10,7 (cenário base, 0,64 US\$/L) para -1,9 % com menor preço de etanol e para 16,9 % para cenário com maior preço de etanol. Isso evidencia o impacto do preço do etanol na viabilidade de um projeto como este.

4.4 – Comparativo de resultados deste trabalho com outros semelhantes

A Tabela 4.4.1 apresenta um comparativo entre os principais resultados obtidos neste trabalho com outros três trabalhos semelhantes existentes: Bereche (2011), Dias (2011 b) e Seabra (2011).

Apesar das diferenças nas condições de processo e nas análises econômicas realizadas entre esses três trabalhos, percebe-se que as conclusões e alguns indicadores apresentam coerência entre os mesmos, por exemplo:

- Atual maior viabilidade do uso de biomassa para cogeração versus produção de etanol de 2ª geração
- IRR semelhante para projetos de produção de etanol de 2ª geração, entre os trabalhos que calcularam este indicador econômico
- Quantidade de biomassa disponível e produção de etanol relativa ao volume de cana-de-açúcar processado também apresentam semelhanças entre os trabalhos.

Tabela 4.4.1 – Comparativo de resultados deste trabalho com outros semelhantes

Parâmetro	CAUNETO (2013) (este trabalho)	BERECHE (2011 b)	DIAS (2011 b)	SEABRA (2011)
Moagem de cana (ton/h)	2000	500	500	1000
Dias de operação	250	167	167	167
Etanol 2G (L/ton de cana)	19	2,6	24	33
Biomassa para hidrólise (kg/ton de cana)	0,09	0,11	0,17	0,09
Fermentação de Pentose	Não	Não	Sim	Não
Caldeira	67 bar e 485 °C	67 bar e 480 °C	90 bar e 520 °C	65 bar e 480 °C
Preço Etanol 2ª geração (anidro, US\$/L)	0,64	n/d	0,60	0,40
Preço energia elétrica (US\$/MWh)	65,00	n/d	84,88	70
IRR do etanol 2ª geração (%)	10,7	n/d	11,6	15,9

Em todos os trabalhos apresentados na Tabela 4.4.1, a taxa interna de retorno (IRR) para a opção de produção de energia elétrica é maior que a opção de produção de etanol de segunda geração; este item também está coerente com o resultado apresentado por esta tese.

Apesar desta constatação, ao considerar a evolução tecnológica na produção de enzimas com menor custo e a busca por meios mais eficientes de disponibilizar a palha na usina, o etanol de segunda geração poderá competir melhor com a produção de eletricidade. Esta análise também é confirmada por Walter *et al.* (2013).

4.5 – Alguns pontos importantes de discussão final

Fica evidente a urgente necessidade de que o Brasil estabeleça um plano estratégico e com foco no longo prazo, no que se refere à estratégia do país em relação à importância da bioenergia — etanol e elétrica proveniente de biomassa — na matriz energética do país, para que dessa maneira as empresas e investidores tenham confiança nas condições

macroeconômicas do país e possam realizar seus investimentos com mais segurança.

Como evidência desta situação atual precária das condições macroeconômicas brasileiras, a reportagem apresentada por VEJA (2013), afirma que há cinco anos nenhum empresário se arrisca a fazer investimento para construir uma usina de etanol no Brasil e que 41 usinas deixaram de funcionar desde 2008 (ver Figura 5.1).

Se o cenário se descortina dessa maneira para uma tecnologia conhecida e já praticada há décadas no Brasil, que é produção de etanol convencional (1ª geração), imagine-se o quão mais difícil torna-se para grupos econômicos investirem e assumirem um risco maior, com uma tecnologia ainda em desenvolvimento (etanol 2ª geração).

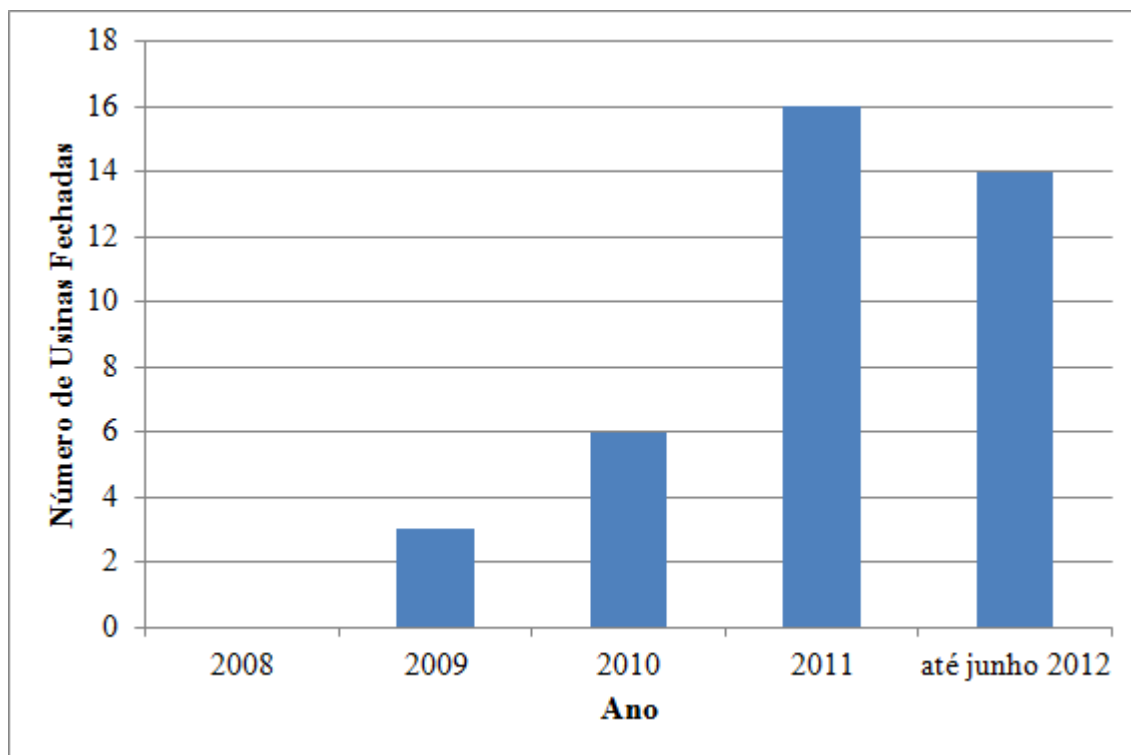


Figura 5.1 – Número de usinas fechadas nos últimos anos (VEJA, 2013)

Este trabalho evidencia a fundamental importância da continuidade de pesquisas sobre novas tecnologias, novos processos, redução de custos do processo, como o das enzimas e do pré-tratamento, por exemplo. Assim como, deixa muito claro, que não basta apenas analisar os aspectos tecnológicos do processo de produção de etanol de 2ª geração, mas também (e tão importante quanto) é imprescindível analisar o contexto macroeconômico e financeiro, para que seja possível concretizar os projetos de produção de etanol de 2ª geração e identificar sua real viabilidade técnico-econômica. Além disso, também é necessário buscar-

se operações mais simples e mais eficientes para a disponibilização da biomassa na usina.

Um bom exemplo de como trabalhos como este estão contribuindo para a evolução do etanol de segunda geração, é que já em 2014 ter-se-á no Brasil a primeira planta comercial do hemisfério sul para produção de etanol de segunda geração. A mesma está sendo construída em Alagoas e terá capacidade de produzir 82 milhões de litros de etanol celulósico. Além desta, outras duas empresas (Raízen e Petrobrás Biocombustível) devem começar a operar até o final de 2015, plantas de etanol celulósico em escala comercial. A tecnologia para quebrar a celulose da biomassa e extrair o açúcar já é conhecida pela pesquisa. O desafio desses projetos será ter custos competitivos em larga escala (BATISTA, 2013).

Ao mesmo tempo, percebe-se que alguns desses investimentos são viabilizados por países que pagam prêmio pelo etanol de 2ª geração. Segundo, Zafalon (2013), a usina de etanol de 2ª geração da GranBio, irá destinar no mínimo 50 % da produção para o mercado norte-americano, que paga um prêmio pelo etanol de 2ª geração. “Hoje, o mercado americano remunera bem melhor que o brasileiro”, declarou o presidente da GranBio.

Capítulo 5 – Conclusões e Sugestões para trabalhos futuros

5.1 – Conclusões

Os principais objetivos deste trabalho foram a análise detalhada das alternativas tecnológicas disponíveis para produção de etanol de 2ª geração via hidrólise enzimática, a escolha das melhores tecnologias e das melhores condições de processo para realizar os balanços de massa e energia por meio de simuladores e planilhas eletrônicas, e por fim, realizar a análise técnica-econômica das diferentes alternativas de projeto. Ao longo desse trabalho, foram encontradas algumas dificuldades, como a demora e os entraves para conseguir a licença do software de simulação.

No entanto, apesar dessas limitações e dificuldades, foi possível realizar um trabalho consistente com informações relevantes e ainda não disponíveis nos trabalhos referente ao assunto até então publicados, especialmente no tocante à análise econômica.

Conforme apresentado no capítulo 4, a análise entre as alternativas de projeto de produção de energia elétrica ou etanol, utilizando biomassa de cana-de-açúcar, mostrou que no cenário de mercado atual, apesar de ambos os projetos terem o RONA (do inglês, *Return on Net Assets*) maior que o custo de capital, a taxa de retorno do investimento (IRR, do inglês, *Internal Rate of Return*) é superior no caso da opção de se utilizar a biomassa para a produção de energia elétrica.

Esse resultado é compatível com o obtido por Dias (2011 b), no qual a análise técnico-econômica das alternativas mostra que atualmente, o uso do material lignocelulósico como combustível em caldeiras para produção de energia elétrica em plantas de produção de etanol de primeira geração é mais vantajoso, do ponto de vista econômico, do que a produção de etanol de segunda geração usando bagaço e palha de cana-de-açúcar como matéria prima.

Também ficou evidente a importância fundamental de considerar o uso da palha não somente para fechar o balanço energético do processo integrado (1ª e 2ª geração), mas também como uma alternativa de aumento no faturamento da usina, devido à possibilidade de aumentar em 40 dias por ano o tempo de operação da caldeira.

Além disso, a partir da análise de sensibilidade das diferentes alternativas de projeto, foi possível evidenciar o impacto direto da oscilação de preços, tanto da energia elétrica quanto do etanol, na viabilidade econômica dos respectivos projetos.

Considerando os impactos da variação de preços na viabilidade de produção de energia elétrica e de etanol de segunda geração, verificados na análise de cenário, pode-se concluir que é importante ter uma unidade “flex” com capacidade de alternar o uso da

biomassa para produção de energia elétrica ou etanol de segunda geração, conforme a opção que apresentar maior IRR. Essa conclusão também é apresentada por DIAS *et al.* (2013).

Por fim, destaca-se que os objetivos principais desse trabalho foram concluídos com êxito, pois pelas simulações, balanços de massa e energia e as modernas técnicas de análise econômica, foi possível identificar as melhores tecnologias e condições de processo para a valoração e análise de viabilidade de cada alternativa de projeto, o que atrelado aos demais trabalhos já divulgados referentes à produção de etanol de 2ª geração via hidrólise enzimática, contribuirá como elemento de análise e decisão para futuros projetos em escala comercial nessa área.

Tal fato reforça as análises e conclusões discutidas na Seção 4.3 deste trabalho, pois no Brasil o etanol de 2ª geração tem o mesmo preço do etanol convencional, e este por sua vez tem o preço atrelado ao preço da gasolina, que é subsidiada pelo governo para controlar a inflação, como já mencionado, e esta amarração penaliza os projetos de produção de etanol, tanto de primeira, como de segunda geração.

Apesar do cenário macroeconômico atual pouco favorável ao setor sucroenergético, alguns grupos econômicos estão começando a investir em etanol de segunda geração no Brasil, em alguns casos sendo alavancados por prêmios pagos ao etanol de segunda geração por países como os Estados Unidos. Em 2014/2015 as primeiras plantas começarão a operar e com isso será possível validar técnica e economicamente, com dados mais precisos e reais, a viabilidade do etanol celulósico em escala comercial.

5.2 – Sugestões para trabalhos futuros

Este trabalho contribuiu para o avanço nas análises de viabilidade do uso da biomassa de cana-de-açúcar para produção de etanol via hidrólise enzimática ou para produção de energia elétrica. Ao mesmo tempo, descortina novas possibilidades para trabalhos futuros na busca de novas tecnologias, novas análises e novas alternativas de processos.

As análises realizadas neste trabalho apresentaram importantes conclusões para nortear a análise de projetos de investimentos na área, bem como direcionar a pesquisa e o desenvolvimento de avanços tecnológicos detectados como primordiais, para se aumentar o retorno sobre os investimentos. Paralelamente, sugere-se aprimorar estas análises levando em

consideração alguns fatores, tais como:

- Considerar nos cálculos de valoração da alternativa de produção de etanol de 2ª geração, a possibilidade de pagamento de prêmios que alguns países já estão avaliando utilizar. Conforme informado pelo VALOR ONLINE (2013), nos Estados Unidos, o etanol celulósico chega a ser precificado com prêmio entre 40 % e 60 % a mais que o convencional, e a União Europeia anunciou recentemente que pagará um prêmio pelo biocombustível de segunda geração.
- Por serem combustíveis renováveis há possibilidade de considerar nas análises os ganhos com crédito de carbono que investimentos como este podem trazer.
- Avaliar a integração energética, como já apresentado em alguns trabalhos, entre os processos de etanol de 1ª e 2ª geração.
- Analisar mais detalhadamente os custos e novas alternativas tecnológicas para transportar a palha do campo para a usina juntamente com a cana-de-açúcar.

Adicionalmente, pode se considerar ao realizar a limpeza da cana-de-açúcar antes de ser processada pela moenda, os ganhos de eficiência na extração do caldo devido ao menor percentual de palha que está entrando no processo.

Assim como, considerar alternativas tecnológicas intermediárias, como por exemplo, o uso de enzimas diretamente no difusor do processo de etanol de 1ª geração na usina. Há testes preliminares que indicam um aumento de 30 % na produção de etanol, e nesse caso não seria necessário aplicar investimentos em equipamentos para construção da planta de etanol de 2ª geração, que foi o caso analisado nesta tese.

Apesar de ter-se desconsiderado os efeitos inibidores do material hidrolisado, outra alternativa para integração dos processos de primeira e segunda geração que pode ser estudada é avaliar a mistura do material hidrolisado como diluente do caldo do processo de primeira geração, antes do caldo ser concentrado, tendo como principal vantagem nesse caso a redução de contaminantes por evaporação na etapa de concentração do caldo.

Como ao utilizar a biomassa para produção de etanol, teremos um maior rendimento de etanol sobre a mesma área de cana, com isso pode-se considerar nos cálculos de análise de viabilidade a redução do custo com arrendamento de terras, que atualmente é um

custo muito significativo na usina.

Finalmente, devido ao surgimento das primeiras plantas de etanol celulósico no Brasil em breve (VALOR ONLINE, 2013), pode-se considerar a validação das alternativas tecnológicas, variáveis de processo, balanços de massa e energia, e análises econômicas, comparando os dados simulados e calculados, com os dados reais de uma planta já em operação comercial.

Referências

ADEN, A; RUTH, M.; IBSEN, K.; JECHURA, J.; NEEVES, K.; SHEEHAN, J.; WALLACE, B; MONTAGUE, L.; SLAYTON, A.; LUKAS, J. **Lignocellulosic biomass to ethanol process design and economics utilizing co-current dilute acid prehydrolysis and enzymatic hydrolysis for corn stover**. 2002. 154 f. Technical Report – National Renewable Energy Laboratory (NREL), USA.

ALBARELLI, J. Q. **Produção de açúcar e etanol de primeira e segunda geração: simulação, integração energética e análise econômica**. 2013. 244 f. Tese (Dourado em Engenharia Química) - Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas. Campinas-SP.

ANDREOLI, C. **Convergência de agricultura e energia: produção de biomassa celulósica para biocombustíveis e eletricidade**. Economia & Energia, Ano XI-Nº 66. Março 2008. Disponível em: http://ecen.com/eee66/eee66p/convergencia_de_agricultura_e_energia.htm. Acesso em: 18 de setembro de 2011.

ASPENTECH. **Hysys Userguide**. 2005.

B-REED (Brazil Rural Energy Enterprise Development). **Capítulo 4: Plano de Negócio**. Disponível em: <http://www.b-reed.org/Portugues/trenamento/manual/docs/capitulo4.pdf>. Acesso em: 15 de setembro de 2013.

BABCOCK, L.W. **Method of producing fermentable sugars and alcohol from wood**. Patente USA nº 1.825.464, 26 de abril, 1932.

BANKE, J., CADDIHY, M. **AspenTech Handbook – A technical aide for chemical engineering process design students**.

BASSO, T. P. **Atividade celulolítica de fungos isolados de bagaço de cana-de-açúcar e serapilheira em comparação com cepas de Trichoderma reesei**. 2010. 90f. Dissertação (Mestrado em Ciências) – Escola Superior de Agricultura “Luiz de Queiroz”. Piracicaba-SP.

BATISTA, F. Brasil terá 3 usinas de etanol celulósico até 2015. **Valor Econômico**. São Paulo, 20/09/2013. Açúcar e Bioenergia – Mercado. p. B11.

BAUDEL, H. M. **III Workshop Tecnológico sobre Hidrólise para Produção do Etanol. Pré-tratamento e Hidrólise**. São Paulo. 17 p., 2007.

BAUDEL, H. M. **Pré-tratamento e hidrólise do bagaço de cana-de-açúcar para a produção de etanol. III Workshop Tecnológico sobre: Hidrólise para Produção de Etanol**. São Paulo, 2006.

BERECHE, R. P.; ENSINAS, A.; NEBRA, S. A. **Energy consumption in ethanol production by enzymatic hydrolysis – The integration with the conventional process using pinch analysis**. Chemical Engineering Transactions. Brazil. V. 24, 1189-1194. 2011.

BERECHE, R. P.; **Modelagem e integração energética do processo de produção de etanol a partir da biomassa de cana-de-açúcar**. 2011(b). 287 f. Tese (Dourado em Engenharia Mecânica) - Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas. Campinas-SP.

BORZANI, W.; SCHMIDELL, W.; LIMA, U. A.; AQUARONE, E. **Biotecnologia Industrial - Fundamentos**. 1ª Edição. São Paulo: Editora Edgard Blücher Ltda. 2001. 251 p.

BRIGHAM, E. F.; HOUSTON, J. F. **Fundamentals of Financial Management**. 10ª Edição. Ohio: Thomson Learning. 2004. 931 p.

CCEE (Câmara de Comercialização de Energia Elétrica)/Mesa Energia Bunge. **Preço médio da Energia Elétrica**. Disponível em: http://www.ccee.org.br/portal/faces/pages_publico/o-que-fazemos/como_ccee_atua/precos/precos_medios?_afLoop=2054605529127986#%40%3F_afLoop%3D2054605529127986%26_adf.ctrl-state%3D192wxgu3nk_58. Acesso em: abril/2013

CEPEA/Esalq e Trading de Etanol Bunge. **Indicador Semanal de Preço do Etanol**. Disponível em: <http://cepea.esalq.usp.br/etanol/>. Acesso em: abril/2013.

Ceres Inteligência Financeira. **Estudo de Viabilidade Técnica e Econômica de um Grupo selecionado de Tecnologias Inovadoras Relacionadas à Cadeia Sucroenergética**. 2013

COCINERO, E.J. et al. **The building blocks of cellulose: the intrinsic conformational structures of cellobiose, its epimer, lactose and their singly hydrated complexes**. J. Am. Chem. Soc., 131, 11117-11123, 2009.

CONAB. **Conab estima aumento de 2,9 % na produção de cana**. Disponível em: <http://rio-negocios.com/conab-estima-crescimento-de-29-na-producao-de-cana/>. Datado de 10/05/2011. Acesso em: 10 de junho de 2011.

CONAB. **Acompanhamento da Safra Brasileira – Cana-de-açúcar**. Disponível em http://www.conab.gov.br/OlalaCMS/uploads/arquivos/14_04_15_15_44_37_boletim_cana_portugues_-_1o_lev_-_14.pdf. Datado de Abril/2014. Acesso em: 10 de Maio de 2014.

COGEN. **Estudo vê desperdício de energia em canavial**. Disponível em: http://www.cogen.com.br/noticia.asp?id_noticia=9104. Datado de 10/06/2011. Acesso em: 07 de julho de 2013.

DEN HAAN, R.; ROSE, S.H.; LYND, L.R.; VAN ZYL, W.H. **Hydrolysis and fermentation of amorphous cellulose by recombinant *Saccharomyces cerevisiae***. Metabolic Engineering, v. 9, n.1, p. 87-94. 2007.

DIAS, M. O. S.; CUNHA, M. P.; JESUS, C. D. F.; ROCHA, G. J. M.; PRADELLA, J. G. C.; ROSSEL, C. E. V.; FILHO, R. M.; BONOMI, A. **Second generation ethanol in Brazil: Can it compete with electricity production?** Bioresource Technology, doi:10.1016/j.biortech.2011.06.098. Brazil. 2011.

DIAS, M. O. S.; JUNQUEIRA, T. L.; JESUS, C. D. F.; ROSSEL, C. E. V.; FILHO; R. M.; BONOMI, A. **Improving second generation ethanol production through optimization of first generation production process from sugarcane.** Bioresource Technology, doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2012.04.034>. v. 43, issue 1, p. 246-252. Brazil. 2012.

DIAS, M. O. S. **Desenvolvimento e otimização de processos de produção de etanol de primeira e segunda geração e eletricidade a partir de cana-de-açúcar.** 2011(b). 244 f. Tese (Dourado em Engenharia Química) - Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas. Campinas-SP.

DIAS, M. O. S. **Simulação do processo de produção de etanol a partir do açúcar e do bagaço, visando a integração do processo e a maximização da produção de energia e excedentes do bagaço.** 2008. 253 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas. Campinas-SP.

DIAS, M. O. S.; JUNQUEIRA, T. L.; JESUS, C. D. F.; ROSSEL, C. E. V.; FILHO; R. M.; BONOMI, A.; CAVALETT, O.; PAVANELLO, L. G.; CUNHA, M. P. **Biorefineries for the production of first and second generation ethanol and electricity from sugarcane.** Applied Energy, <http://dx.doi.org/10.1016/j.apenergy.2013.03.081>, issue 109. p. 72-78. Brazil. 2013.

FENGEL, D.; WEGENER, G. **Wood: chemistry, ultrastructure and reactions.** Berlin: Walter de Gruyter, 1989.

FERNANDES JUNIOR, O. **Combustível com Futuro.** Publicado por Revista Desafios do Desenvolvimento Edição 33 – datada de 10/4/2007. Disponível em: <http://www.geografiaparatodos.com.br/index.php?pag=s1187>. Acesso em: 11 de maio de 2009.

FERREIRA-LEITÃO, V.; PERRONE, C. C.; RODRIGUES, J.; FRANKE, A. P. M.; MACRELLI, S.; ZACCHI, G. **An approach to the utilisation of CO₂ as impregnating agent in steam pretreatment of sugar cane bagasse and leaves for ethanol production.** Biotechnology for fuels. Brazil, 2010, 3:7. National Institute of Technology, Rio de Janeiro. Department of Chemical Engineering. Lund University, Sweden.

FINGUERUT, J. **Evolution of ethanol production in Brazil**. 2005, Maringá-PR. 225 slides. VIII SHEB – Simpósio de Hidrólise Enzimática de Biomassas.

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**. *Applied and Environmental Microbiology*, v. 70, n. 2, p. 1207-1212. 2004.

G1.com. **Petrobrás e São Martinho construirão maior usina de etanol do mundo**. Disponível em: <http://g1.globo.com/economia/noticia/2011/08/petrobras-e-sao-martinho-va-construir-maior-usina-de-etanol-do-mundo.html>. Acesso em: 18 de setembro de 2011.

G1.com. **Quatro fatores para entender a crise do etanol**. Disponível em: <http://g1.globo.com/mundo/noticia/2013/05/quatro-fatores-para-entender-a-crise-do-etanol.html>. Acesso em: 03 de maio de 2013.

HASSUANI, S. J., LEAL, M. R. L. V., MACEDO, I. C. **Biomass power generation: sugar cane bagasse and trash**. Piracicaba: PNUD-CTC, 2005. (Série Caminhos para Sustentabilidade).

HUMBERD, D.; DAVIS, R.; TAO, L.; KINCHIN, C.; HSU, D.; ADEN, A.; SCHOEN, P.; LUKAS, J.; OLTHOF, B.; WORLEY, M.; SEXTON, D.; DUDGEON, D. **Process design and economics for biochemical conversion of lignocellulosic biomass to ethanol: dilute-acid pretreatment and enzymatic hydrolysis for corn stover**. 2011. 136 f. Technical Report – National Renewable Energy Laboratory (NREL), USA.

KUMARA, A.A.; SOKHANSANJ, S. **Switchgrass (*Panicum virgatum* L.) delivery to a bio-refinery using integrated biomass supply analysis and logistics (IBSAL) model**. *Bioresource Technology*, v. 98, p. 1033-1044, 2007.

LIBBY, R.; LIBBY, P. A.; SHORT, D. G. **Financial Accounting**. 4^a Edição. McGraw Hill. 2004. 830 p.

MACEDO, I., 2005. A Energia da Cana-de-Açúcar (Sugarcane's energy: twelve studies on Brazilian sugarcane agribusiness and its sustainability). São Paulo, Brasil. Veja também: <<http://www.Portalunica.com.br/portalunica/?Secao=referencia&SubSecao=publicações&SubSubSecao=livros>>

MAPA. Assessoria de Gestão Estratégica. **Brasil Projeções do Agronegócio 2010/2011 a 2020/2021**. Brasília-DF, 2011. 58 p. (a)

MAPA. **Cana-de-açúcar**. Disponível em: <http://www.agricultura.gov.br/vegetal/culturas/cana-de-acucar>. Acesso em: 10 de junho de 2011. (b)

MARTINS, L. F. **Caracterização do complexo celulásico de *P. Echinatum***. 2005. 119f. Dissertação. Universidade Federal do Paraná, Curitiba-PR.

MASON, W. H. **Process and apparatus for disintegration of wood and the like**. US Patent 1.578.609, 1926.

MORAIS, S.A.L.; NASCIMENTO, E.A.; MELO, D.C. **Chemical analysis of *Pinus oocarpa* wood PARTE I – quantification of macromolecular components and volatile extractives**. 2005. Revista Árvore, v. 29, n. 3, p. 461-470.

MOSIER, N.; WYMAN, C.; DALE, B.; ELANDER, R.; LEE, Y. Y.; HOLTZAPPLE, M.; LADISCH, M. **Features of promising technologies for pretreatment of lignocellulosic biomass**. Bioresource Technology. USA. p. 673-686. 2005.

MOTA, H. V. **Análise Econômica de Decisões**. 2013, São Paulo-SP. 58 slides. Leadership Development Program.

MURPHY, J.D.; McCARTHY, K. **Ethanol production from energy crops and wastes for use as a transport fuel in Ireland**. Applied Energy. V. 82, p. 148–166, 2005.

NIGRI, W. **O álcool é nosso. Mas até quando?** Publicado por Gazeta Mercantil (22/02/ 2006). Disponível em: <http://www.ces.fgvsp.br/index.cfm?fuseaction=noticia&IDnoticia=40888&IDidioma=1>. Acesso em: 11 de maio de 2009.

OLIVARES, E.G.; GOMEZ DE SOUZA, R.T.; ROCHA, G.J.M.; ALMEIDA, E.; CORTEZ, L.A.B. **A palha de cana-de-acucar como materia-prima para processos de segunda geracao.** In: CORTEZ, L.A.B. (Coord.). Bioetanol de cana-de-acucar: P&D para produtividade e sustentabilidade. Sao Paulo: Blucher, 2010. Parte 4, Cap. 9, p. 637-659.

PEREIRA JR., N. **Biotechnology of lignocellulosics: trends & challenges.** 2005, Maringá-PR. 84 slides. VIII SHEB – Simpósio de hidrólise enzimática de biomassas.

PEREIRA, JR., N.; COUTO, M. A. P. G.; SANTA ANNA, L. M. M. **Biomass of lignocellulosic composition for fuel ethanol production and the contexto of biorefinery.** In Series on Biotechnology, Ed. Amiga Digital UFRJ, Rio de Janeiro. 2008.

PITARELO, A. P. **Avaliação de susceptibilidade do bagaço e da palha de cana-de-açúcar à bioconversão via tratamento a vapor e hidrólise enzimática.** 2007. 142 f. Dissertação (Mestrado em Química) – Departamento de Química, Universidade Federal do Paraná, Curitiba-PR.

PROCANA. **Petrobrás quer ser vanguarda do Processo.** Disponível em: http://www.jornalcana.com.br/conteudo/noticia.asp?area=Producao&secao=Cana-Clipping&ID_Materia=27026. Datado de 18/5/2007. Acesso em: 11 de maio de 2009.

RABELO, S. C. **Avaliação de desempenho do pré-tratamento com peróxido de hidrogênio alcalino para a hidrólise enzimática do bagaço de cana-de-açúcar.** 2007. 150f. Dissertação (Mestrado de Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas. Campinas-SP.

RAMOS, L. P., Aproveitamento integral de resíduos agrícolas e agro-industriais, 2000, disponível em www.cca.ufscar.br/lamam/disciplinas.../artigo_pretratamento.pdf, acesso em Jul/2009.

RAMOS, L. P. **The chemistry involved in the steam treatment of lignocellulosic materials.** Química Nova. Brazil. Vol. 26. No. 46, p. 863-871. 2003.

RAMOS, L. P.; SILVA, T. A.; PITARELO, A. P. **Efeito do ácido fosfórico sobre o pré-tratamento a vapor do bagaço de cana-de-açúcar e sua susceptibilidade à hidrólise enzimática.** 31ª Reunião Anual da Sociedade Brasileira de Química. Universidade Federal do Paraná, Departamento de Química. (2008).

ROSILLO-CALLE, F.; CORTEZ, L. A. B. **A review of the brazilian ethanol programme.** *Biomass and Bioenergy*, v. 14, p. 115-124, 1997.

ROSSELL, C. E. V. Fermentação do hidrolisado. FAPESP. **Workshop do Projeto Diretrizes de Políticas Públicas para a Agroindústria Canavieira do Estado de São Paulo: Hidrólise.** São Paulo, 2006. Disponível em <http://www.apta.sp.gov.br/cana/>. Acesso em dezembro de 2012.

SAAD, M. B. W. **Avaliação Técnica e Econômica Preliminar da Produção de Etanol via Hidrólise Enzimática de Bagaço de cana-de-açúcar.** 2010. 138 f. Dissertação (Mestrado em Biotecnologia Industrial) – Escola de Engenharia de Lorena, Universidade de São Paulo, Lorena-SP.

SANTOS F.A. et al. **Potencial da palha de cana-de-açúcar para produção de etanol.** *Quim. Nova*, V. 35, Nº 5, p. 1004-1010, 2012.

SCRANTON GREEN CHEMISTRY. **Ativadores Oxidantes TAMLTM: Agentes Branqueadores Verdes para a Indústria de Papel.** Disponível em: <http://academic.scranton.edu/faculty/cannm1/inorganic/inorganicmoduleport.html>. Acesso em: 12 de Maio de 2011.

SEABRA J. E. A. **Avaliação Técnica-econômica para uso completo da biomassa de cana-de-açúcar no Brasil.** Tese Doutorado. Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas; 2008.

SEABRA, J. E. A.; MACEDO, I. C. **Comparative analysis for power generation and ethanol production from sugarcane residual biomass in Brazil.** *Energy Police*, doi:10.1016/j.enpol.2010.10.019, issue 39. p. 421-428. Brazil. 2011

SENDELIUS, J. **Steam pretreatment optimisation for sugarcane bagasse in bioethanol production.** Sweden, 2005. Department of Chemical Engineering. Lund University.

SILVA, N. L. C. **Produção de bioetanol de segunda geração a partir de biomassa residual da indústria de celulose.** 2010. 109 f. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) – Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro - RJ.

SIMISA, **Limpeza de cana a seco e aproveitamento da palha.** 2013.

SOCCOL, C. R.; VANDENBERGUE, L. P. S.; MEDEIROS, A. B. P.; KARP, S. G.; BUCKERIDGE, M.; RAMOS, L. P.; PITARELO, A. P.; LEITÃO V. F.; GOTTSCHALK, L. M. F.; FERRARA, M. A.; BOM, E. P. S.; MORAES, L. M. P.; ARAUJO, J. A.; TORRES, F. A. G. **Bioethanol from lignocelluloses: status and perspectives in Brazil.** Bioresource Technology. Brazil. p. 4820-4825. 2010.

STEFANO, L. **Aplicação das enzimas celulase e celobiase na hidrólise de bagaço de cana-de-açúcar pré-tratado e sem tratamento.** 2007. 91 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Departamento de Engenharia Química, Universidade Estadual de Maringá, Maringá-PR.

TAHERZADEH, M. J. & KARIMI, K. **Enzyme-based hydrolysis processes for ethanol from lignocellulosic materials: a review.** Bioresource. Sweden. v. 2. n. 4. p. 707-738. 2007.

TEERI, T. **Crystalline cellulose degradation: new insight into the function of cellobiohydrolases.** *Trends in Biotech.*, 15:160-167, 1997.

TEIXEIRA, L. C., LINDEN, J. C., & SCHROEDER, H. A. **Simultaneous saccharification and cofermentation of peracetic acid-pretreated biomass.** Applied Biochemistry and Biotechnology. v. 84-86, n. 1-9, 111-127. 2000.

TENGBORG, C. **Bioethanol Production: pretreatment and enzymatic hydrolysis of softwood.** 2000. PhD Thesis. Lund University, Sweden.

ÚNICA e PROJETO AGORA. **Bioeletricidade: a energia verde e inteligente do Brasil.** Disponível em: http://www.bioeletricidade.com/cartilha_bioeletricidade.pdf. Acesso em: 19 de setembro de 2011.

ÚNICA, **Unicadata: mix de produção.** Disponível em: <http://www.unicadata.com.br/>. Acesso em: Abril/2013.

VALOR ONLINE. **GranBio estima faturar R\$120 milhões por ano com etanol celulósico.** Disponível em: <http://www.ideaonline.com.br/clipping/granbio-estima-faturar-r120-milhoes-por-ano-com-etanol-celulosico.html>. Acesso em: 27 de junho de 2013.

VEJA. **Golpe na energia verde.** Editora Abril. 18/09/2013, p. 94-96.

WALTER, A. GALDOS, M. V., SCARPARE, F. V., LEAL, M. R. L. V., SEABRA, J. E. A., CUNHA, M. P., PICOLI, M. C. A., OLIVEIRA, C. O. F. **Brazilian Sugar Cane Ethanol: developments so far and challenges for the future.** John Wiley & Sons, Ltd. 2013.

WOOLEY, R.J., PUTSCHE, V., 1996, **Development of an ASPEN PLUS physical property database for biofuels components**, 12 Nov. 2007, www.p2pays.org/ref/22/21210.pdf. Acesso em 03 de março 2013.

WU, A. e LEE, Y. Y. **Nonisothermal simultaneous saccharification of waste newsprint by surfactant addition.** Biotechnology Prog. 649-652. 1998.

ZAFALON, M. Pioneira em etanol celulósico quer construir 1 usina por ano até 2020. **FOLHA DE S. PAULO.** São Paulo, 25/09/2013. Açúcar e Bioenergia – Mercado. p. B07.

Anexos

Anexo I – Fluxo de caixa das alternativas de projeto

Tabela 7.1.1 – Fluxo de caixa alternativa uso biomassa na produção energia elétrica (caso base)

Ano	Unidade	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Perpetuidade
Dolar			2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20
Capacidade Nominal	TC/dia		48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000
Capacidade Utilizada (dias)	250		85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%
Volume cana processada	kTC		10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200
Volume Bagaço Co-geração	kton		383	383	383	383	383	383	383	383	383	383	383
Volume Palha Co-geração	kton		714	714	714	714	714	714	714	714	714	714	714
Energia Co-gerada (vendida)	MW		595.231	595.231	595.231	595.231	595.231	595.231	595.231	595.231	595.231	595.231	595.231
Preço energia (média leilões)	\$/MW		65	65	65	65	65	65	65	65	65	65	65
Faturamento Co-geração	kUS\$		38.961	38.961	38.961	38.961	38.961	38.961	38.961	38.961	38.961	38.961	38.961
Custo Co-geração	\$/MW		(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)
Custo Operacional Co-geração	kUS\$		(17.586)	(17.586)	(17.586)	(17.586)	(17.586)	(17.586)	(17.586)	(17.586)	(17.586)	(17.586)	(17.586)
Lucro Operacional	kUS\$		21.374	21.374	21.374	21.374	21.374	21.374	21.374	21.374	21.374	21.374	21.374
	kUS\$		21.374	21.374	21.374	21.374	21.374	21.374	21.374	21.374	21.374	21.374	21.374
EBITDA	kUS\$		30.465	30.465	30.465	30.465	30.465	30.465	30.465	30.465	30.465	30.465	21.374
Depreciação	kUS\$		(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	-
Imposto	kUS\$	34%	(7.267)	(7.267)	(7.267)	(7.267)	(7.267)	(7.267)	(7.267)	(7.267)	(7.267)	(7.267)	(7.267)
Lucro operacional após taxas	kUS\$		14.107	14.107	14.107	14.107	14.107	14.107	14.107	14.107	14.107	14.107	14.107
Investimento (Capex)	kUS\$	(90.909)											
Fluxo de Caixa	kUS\$	(90.909)	30.465	30.465	30.465	30.465	30.465	30.465	30.465	30.465	30.465	30.465	188.093
Fluxo de Caixa Descontado	kUS\$	(90.909)	28.340	26.362	24.523	22.812	21.221	19.740	18.363	17.082	15.890	14.781	91.262
Fluxo de Caixa Descontado Acum.	kUS\$	(90.909)	(62.569)	(36.207)	(11.684)	11.128	32.349	52.089	70.452	87.534	103.424	118.206	209.467

Tabela 7.1.2 – Fluxo de caixa alternativa uso biomassa na produção etanol 2ª geração (caso base)

Ano	Unidade	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Perpetuidade
Dolar			2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20
Capacidade Nominal	TC/dia		48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000
Capacidade Utilizada (dias)	250		85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%
Volume cana processada	kTC		10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200
Volume Etanol 2a geração	L(1.000)		193.800	193.800	193.800	193.800	193.800	193.800	193.800	193.800	193.800	193.800	193.800
Preço Etanol	\$/L		0,64	0,64	0,64	0,64	0,64	0,64	0,64	0,64	0,64	0,64	0,64
Faturamento Etanol	kUS\$		124.032	124.032	124.032	124.032	124.032	124.032	124.032	124.032	124.032	124.032	124.032
Custo Produção Etanol	\$/L		(0,41)	(0,41)	(0,41)	(0,41)	(0,41)	(0,41)	(0,41)	(0,41)	(0,41)	(0,41)	(0,41)
Custo Operacional Co-geração	kUS\$		(79.458)	(79.458)	(79.458)	(79.458)	(79.458)	(79.458)	(79.458)	(79.458)	(79.458)	(79.458)	(79.458)
Lucro Operacional	kUS\$		44.574	44.574	44.574	44.574	44.574	44.574	44.574	44.574	44.574	44.574	44.574
	kUS\$		44.574	44.574	44.574	44.574	44.574	44.574	44.574	44.574	44.574	44.574	44.574
EBITDA	kUS\$		67.629	67.629	67.629	67.629	67.629	67.629	67.629	67.629	67.629	67.629	44.574
Depreciação	kUS\$		(23.055)	(23.055)	(23.055)	(23.055)	(23.055)	(23.055)	(23.055)	(23.055)	(23.055)	(23.055)	-
Imposto	kUS\$	34%	(15.155)	(15.155)	(15.155)	(15.155)	(15.155)	(15.155)	(15.155)	(15.155)	(15.155)	(15.155)	(15.155)
Lucro operacional após taxas	kUS\$		29.419	29.419	29.419	29.419	29.419	29.419	29.419	29.419	29.419	29.419	29.419
Investimento (Capex)	kUS\$	(230.550)											
Fluxo de Caixa	kUS\$	(230.550)	67.629	67.629	67.629	67.629	67.629	67.629	67.629	67.629	67.629	67.629	392.251
Fluxo de Caixa Descontado	kUS\$	(230.550)	62.911	58.522	54.439	50.641	47.108	43.821	40.764	37.920	35.274	32.813	190.318
Fluxo de Caixa Descontado Acum.	kUS\$	(230.550)	(167.639)	(109.118)	(54.679)	(4.038)	43.069	86.890	127.654	165.574	200.848	233.661	423.979

Anexo II – Análise sensibilidade das alternativas de projeto

Tabela 7.1.3 – Análise sensibilidade alternativa uso biomassa na produção energia elétrica (menor preço)

Ano	Unidade	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Perpetuidade
Dolar			2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20
Capacidade Nominal	TC/dia		48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000
Capacidade Utilizada (dias)	250		85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%
Volume cana processada	kTC		10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200
Volume Bagaço Co-geração	kton		383	383	383	383	383	383	383	383	383	383	383
Volume Palha Co-geração	kton		714	714	714	714	714	714	714	714	714	714	714
Energia Co-gerada (vendida)	MW		595.231	595.231	595.231	595.231	595.231	595.231	595.231	595.231	595.231	595.231	595.231
Preço energia (média leilões)	\$/MW		45	45	45	45	45	45	45	45	45	45	45
Faturamento Co-geração	kUS\$		27.056	27.056	27.056	27.056	27.056	27.056	27.056	27.056	27.056	27.056	27.056
Custo Co-geração	\$/MW		(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)
Custo Operacional Co-geração	kUS\$		(17.586)	(17.586)	(17.586)	(17.586)	(17.586)	(17.586)	(17.586)	(17.586)	(17.586)	(17.586)	(17.586)
Lucro Operacional	kUS\$		9.470	9.470	9.470	9.470	9.470	9.470	9.470	9.470	9.470	9.470	9.470
	kUS\$		9.470	9.470	9.470	9.470	9.470	9.470	9.470	9.470	9.470	9.470	9.470
EBITDA	kUS\$		18.560	18.560	18.560	18.560	18.560	18.560	18.560	18.560	18.560	18.560	9.470
Depreciação	kUS\$		(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	-
Imposto	kUS\$	34%	(3.220)	(3.220)	(3.220)	(3.220)	(3.220)	(3.220)	(3.220)	(3.220)	(3.220)	(3.220)	(3.220)
Lucro operacional após taxas	kUS\$		6.250	6.250	6.250	6.250	6.250	6.250	6.250	6.250	6.250	6.250	6.250
Investimento (Capex)	kUS\$	(90.909)											
Fluxo de Caixa	kUS\$	(90.909)	18.560	18.560	18.560	18.560	18.560	18.560	18.560	18.560	18.560	18.560	83.332
Fluxo de Caixa Descontado	kUS\$	(90.909)	17.266	16.061	14.940	13.898	12.928	12.026	11.187	10.407	9.681	9.005	40.432
Fluxo de Caixa Descontado Acum.	kUS\$	(90.909)	(73.644)	(57.583)	(42.642)	(28.744)	(15.816)	(3.789)	7.398	17.805	27.486	36.492	76.924

Tabela 7.1.4 – Análise sensibilidade alternativa uso biomassa na produção energia elétrica (maior preço)

Ano	Unidade	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Perpetuidade
Dolar			2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20
Capacidade Nominal	TC/dia		48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000
Capacidade Utilizada (dias)	250		85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%
Volume cana processada	kTC		10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200
Volume Bagaço Co-geração	kton		383	383	383	383	383	383	383	383	383	383	383
Volume Palha Co-geração	kton		714	714	714	714	714	714	714	714	714	714	714
Energia Co-gerada (vendida)	MW		595.231	595.231	595.231	595.231	595.231	595.231	595.231	595.231	595.231	595.231	595.231
Preço energia (média leilões)	\$/MW		157	157	157	157	157	157	157	157	157	157	157
Faturamento Co-geração	kUS\$		93.343	93.343	93.343	93.343	93.343	93.343	93.343	93.343	93.343	93.343	93.343
Custo Co-geração	\$/MW		(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)
Custo Operacional Co-geração	kUS\$		(17.586)	(17.586)	(17.586)	(17.586)	(17.586)	(17.586)	(17.586)	(17.586)	(17.586)	(17.586)	(17.586)
Lucro Operacional	kUS\$		75.757	75.757	75.757	75.757	75.757	75.757	75.757	75.757	75.757	75.757	75.757
	kUS\$		75.757	75.757	75.757	75.757	75.757	75.757	75.757	75.757	75.757	75.757	75.757
EBITDA	kUS\$		84.848	84.848	84.848	84.848	84.848	84.848	84.848	84.848	84.848	84.848	75.757
Depreciação	kUS\$		(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	-
Imposto	kUS\$	34%	(25.757)	(25.757)	(25.757)	(25.757)	(25.757)	(25.757)	(25.757)	(25.757)	(25.757)	(25.757)	(25.757)
Lucro operacional após taxas	kUS\$		49.999	49.999	49.999	49.999	49.999	49.999	49.999	49.999	49.999	49.999	49.999
Investimento (Capex)	kUS\$	(90.909)											
Fluxo de Caixa	kUS\$	(90.909)	84.848	84.848	84.848	84.848	84.848	84.848	84.848	84.848	84.848	84.848	666.658
Fluxo de Caixa Descontado	kUS\$	(90.909)	78.928	73.421	68.299	63.534	59.101	54.978	51.142	47.574	44.255	41.168	323.458
Fluxo de Caixa Descontado Acum.	kUS\$	(90.909)	(11.981)	61.440	129.739	193.273	252.374	307.352	358.494	406.069	450.324	491.491	814.950

Tabela 7.1.5 – Análise sensibilidade alternativa uso biomassa na produção etanol 2ª geração (menor preço)

Ano	Unidade	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Perpetuidade
Dolar			2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20
Capacidade Nominal	TC/dia		48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000
Capacidade Utilizada (dias)	250		85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%
Volume cana processada	kTC		10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200
Volume Etanol 2a geração	L(1.000)		193.800	193.800	193.800	193.800	193.800	193.800	193.800	193.800	193.800	193.800	193.800
Preço Etanol	S/L		0,56	0,56	0,56	0,56	0,56	0,56	0,56	0,56	0,56	0,56	0,56
Faturamento Etanol	kUS\$		108.528	108.528	108.528	108.528	108.528	108.528	108.528	108.528	108.528	108.528	108.528
Custo Produção Etanol	S/L		(0,41)	(0,41)	(0,41)	(0,41)	(0,41)	(0,41)	(0,41)	(0,41)	(0,41)	(0,41)	(0,41)
Custo Operacional Co-geração	kUS\$		(79.458)	(79.458)	(79.458)	(79.458)	(79.458)	(79.458)	(79.458)	(79.458)	(79.458)	(79.458)	(79.458)
Lucro Operacional	kUS\$		29.070	29.070	29.070	29.070	29.070	29.070	29.070	29.070	29.070	29.070	29.070
	kUS\$		29.070	29.070	29.070	29.070	29.070	29.070	29.070	29.070	29.070	29.070	29.070
EBITDA	kUS\$		52.125	52.125	52.125	52.125	52.125	52.125	52.125	52.125	52.125	52.125	29.070
Depreciação	kUS\$		(23.055)	(23.055)	(23.055)	(23.055)	(23.055)	(23.055)	(23.055)	(23.055)	(23.055)	(23.055)	-
Imposto	kUS\$	34%	(9.884)	(9.884)	(9.884)	(9.884)	(9.884)	(9.884)	(9.884)	(9.884)	(9.884)	(9.884)	(9.884)
Lucro operacional após taxas	kUS\$		19.186	19.186	19.186	19.186	19.186	19.186	19.186	19.186	19.186	19.186	19.186
Investimento (Capex)	kUS\$	(230.550)											
Fluxo de Caixa	kUS\$	(230.550)	52.125	52.125	52.125	52.125	52.125	52.125	52.125	52.125	52.125	52.125	255.816
Fluxo de Caixa Descontado	kUS\$	(230.550)	48.488	45.105	41.959	39.031	36.308	33.775	31.419	29.227	27.188	25.291	124.120
Fluxo de Caixa Descontado Acum.	kUS\$	(230.550)	(182.062)	(136.956)	(94.998)	(55.966)	(19.658)	14.117	45.535	74.762	101.949	127.240	251.361

Tabela 7.1.6 – Análise sensibilidade alternativa uso biomassa na produção etanol 2ª geração (maior preço)

Ano	Unidade	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Perpetuidade
Dolar			2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20
Capacidade Nominal	TC/dia		48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000
Capacidade Utilizada (dias)	250		85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%
Volume cana processada	kTC		10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200	10.200
Volume Etanol 2a geração	L(1.000)		193.800	193.800	193.800	193.800	193.800	193.800	193.800	193.800	193.800	193.800	193.800
Preço Etanol	\$/L		0,69	0,69	0,69	0,69	0,69	0,69	0,69	0,69	0,69	0,69	0,69
Faturamento Etanol	kUS\$		133.722	133.722	133.722	133.722	133.722	133.722	133.722	133.722	133.722	133.722	133.722
Custo Produção Etanol	\$/L		(0,41)	(0,41)	(0,41)	(0,41)	(0,41)	(0,41)	(0,41)	(0,41)	(0,41)	(0,41)	(0,41)
Custo Operacional Co-geração	kUS\$		(79.458)	(79.458)	(79.458)	(79.458)	(79.458)	(79.458)	(79.458)	(79.458)	(79.458)	(79.458)	(79.458)
Lucro Operacional	kUS\$		54.264	54.264	54.264	54.264	54.264	54.264	54.264	54.264	54.264	54.264	54.264
EBITDA	kUS\$		77.319	77.319	77.319	77.319	77.319	77.319	77.319	77.319	77.319	77.319	54.264
Depreciação	kUS\$		(23.055)	(23.055)	(23.055)	(23.055)	(23.055)	(23.055)	(23.055)	(23.055)	(23.055)	(23.055)	-
Imposto	kUS\$	34%	(18.450)	(18.450)	(18.450)	(18.450)	(18.450)	(18.450)	(18.450)	(18.450)	(18.450)	(18.450)	(18.450)
Lucro operacional após taxas	kUS\$		35.814	35.814	35.814	35.814	35.814	35.814	35.814	35.814	35.814	35.814	35.814
Investimento (Capex)	kUS\$	(230.550)											
Fluxo de Caixa	kUS\$	(230.550)	77.319	77.319	77.319	77.319	77.319	77.319	77.319	77.319	77.319	77.319	477.523
Fluxo de Caixa Descontado	kUS\$	(230.550)	71.925	66.907	62.239	57.897	53.857	50.100	46.604	43.353	40.328	37.515	231.691
Fluxo de Caixa Descontado Acum.	kUS\$	(230.550)	(158.625)	(91.719)	(29.480)	28.417	82.274	132.374	178.978	222.331	262.659	300.174	531.865

Tabela 7.1.7 – Análise da alternativa de uso da biomassa na produção energia elétrica (+40 dias)

Ano	Unidade	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Perpetuidade
Dolar			2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20
Capacidade Nominal	TC/dia		48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000	48.000
Capacidade Utilizada (dias)	290		85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%	85%
Volume cana processada	KTC		11.832	11.832	11.832	11.832	11.832	11.832	11.832	11.832	11.832	11.832	11.832
Volume Bagaço Co-geração	kton		444	444	444	444	444	444	444	444	444	444	444
Volume Palha Co-geração	kton		828	828	828	828	828	828	828	828	828	828	828
Energia Co-gerada (vendida)	MW		690.467	690.467	690.467	690.467	690.467	690.467	690.467	690.467	690.467	690.467	690.467
Preço energia (média leilões)	\$/MW		65	65	65	65	65	65	65	65	65	65	65
Faturamento Co-geração	kUS\$		45.194	45.194	45.194	45.194	45.194	45.194	45.194	45.194	45.194	45.194	45.194
Custo Co-geração	\$/MW		(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)	(29,5)
Custo Operacional Co-geração	kUS\$		(20.400)	(20.400)	(20.400)	(20.400)	(20.400)	(20.400)	(20.400)	(20.400)	(20.400)	(20.400)	(20.400)
Lucro Operacional	kUS\$		24.794	24.794	24.794	24.794	24.794	24.794	24.794	24.794	24.794	24.794	24.794
	kUS\$		24.794	24.794	24.794	24.794	24.794	24.794	24.794	24.794	24.794	24.794	24.794
EBITDA	kUS\$		33.885	33.885	33.885	33.885	33.885	33.885	33.885	33.885	33.885	33.885	24.794
Depreciação	kUS\$		(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	(9.091)	-
Imposto	kUS\$	34%	(8.430)	(8.430)	(8.430)	(8.430)	(8.430)	(8.430)	(8.430)	(8.430)	(8.430)	(8.430)	(8.430)
Lucro operacional após taxas	kUS\$		16.364	16.364	16.364	16.364	16.364	16.364	16.364	16.364	16.364	16.364	16.364
Investimento (Capex)	kUS\$	(90.909)											
Fluxo de Caixa	kUS\$	(90.909)	33.885	33.885	33.885	33.885	33.885	33.885	33.885	33.885	33.885	33.885	218.188
Fluxo de Caixa Descontado	kUS\$	(90.909)	31.521	29.322	27.276	25.373	23.603	21.956	20.424	18.999	17.674	16.441	105.863
Fluxo de Caixa Descontado Acum.	kUS\$	(90.909)	(59.388)	(30.066)	(2.790)	22.583	46.186	68.142	88.566	107.565	125.239	141.680	247.543

Anexo III – Detalhamento dos investimentos e custos operacionais para recolhimento da palha

Tabela 7.1.9 – Detalhamento dos principais itens de investimentos para enfardamento e transporte de palha até a usina

Investimentos (CAPEX), valores em R\$				
Item	Valor unitário	Quantidade	Total	Operador
Aleirador	122.500	20	2.450.000	60
Enfardadoras	278.500	40	11.140.000	60
Carregadeira (Plaina Dianteira)	27.800	20	556.000	0
Carreta recolhedora	324.500	20	6.490.000	60
Tratores 197 CV (2xEnfardadora e 1xRecolhedora)	216.000	60	12.960.000	0
Tratores 78 CV (Aleirador)	99.500	20	1.990.000	0
Trator 141 CV (Plaina Dianteira)	154.500	20	3.090.000	0
Cavalo Mecânico	235.000	40	9.400.000	60
Semi Reboque	145.000	120	17.400.000	0
Area de Vivência (7 pessoas)	40.000	20	800.000	0
Caminhão Pipa (cavalo + tanque)	226.171	20	4.523.420	0
TOTAL GERAL (R\$)			70.799.420	240

Tabela 7.1.10 – Detalhamento dos principais itens de despesas operacionais para enfardamento e transporte de palha até a usina**Despesas Operacionais (OPEX), valores em R\$**

Item	Valor unit	Qdade	Total (R\$)	R\$ / ton.
Aleiramento da Palha			R\$ 2.157.593,56	R\$ 3,02
Enfardamento			R\$ 6.442.727,71	R\$ 9,02
Carregamento dos fardos - campo			R\$ 119.956,03	R\$ 0,17
Carregamento dos fardos - caminhão			R\$ 2.285.248,90	R\$ 3,20
Transportes de fardos - caminhão			R\$ 3.999.975,00	R\$ 5,60
Outras despesas			R\$ 5.676.300,00	R\$ 7,95
TOTAL GERAL (R\$)			R\$ 20.681.801,19	R\$ 28,97