

MATHEUS ALMEIDA AOKI

**ANÁLISE DE VIABILIDADE TÉCNICA E ECONÔMICA DA PRODUÇÃO DE
ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO**

São Paulo

2014

MATHEUS ALMEIDA AOKI

**ANÁLISE DE VIABILIDADE TÉCNICA E ECONÔMICA DA PRODUÇÃO DE
ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO**

Trabalho de Conclusão de Curso
apresentado à Escola Politécnica da
Universidade de São Paulo

São Paulo

2014

MATHEUS ALMEIDA AOKI

**ANÁLISE DE VIABILIDADE TÉCNICA E ECONÔMICA DA PRODUÇÃO DE
ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO**

Trabalho de Conclusão de Curso
apresentado à Escola Politécnica da
Universidade de São Paulo

Orientadores:

Professor Doutor José Luís Pires
Camacho

Professor Doutor Antônio Rafael Namur
Muscat

São Paulo

2014

AGRADECIMENTOS

Agradeço aos meus pais, Ana e Emilio,
por terem me ensinado a ser persistente,
a buscar ser, a cada dia, melhor do que o dia anterior
sendo íntegro, honesto e ético.

Agradeço aos meus irmãos, Renato e Diego,
pelo exemplo que me deram como irmãos mais velhos.

Agradeço ao Fernando Camacho
pela compreensão e suporte durante os momentos difíceis.

Agradeço aos meus amigos
pela companhia e motivação.

Agradeço aos Professores Doutores José Luis Pires Camacho,
Antonio Rafael Namur Muscat e Rodrigo Franco Gonçalves
pelo auxílio na elaboração deste trabalho.

Finalmente, agradeço a Deus
pelas oportunidades a mim oferecidas
e pela saúde para aproveitá-las.

“A vida é uma peça de teatro que não permite ensaios. Por isso, cante, chore, dance, ria e viva intensamente, antes que a cortina se feche e a peça termine sem aplausos.”

(Charles Chaplin)

RESUMO

Este trabalho possui o objetivo de verificar a viabilidade técnica e econômica da produção de etanol de segunda geração. Uma vez que os combustíveis fósseis estão cada vez mais escassos, é de interesse mundial o aumento da produção de combustíveis a partir de restos de biomassa.

O bagaço da cana-de-açúcar é um potencial material que pode ser utilizado para este propósito por possuir alto conteúdo de celulose e por estar prontamente disponível em usinas que já produzem o produto.

Foram comparadas diversas alternativas ao processamento do material lignocelulósico para a produção de etanol, avaliando-se as vantagens e desvantagens de cada processo. A partir deste estudo, selecionou-se o pré-tratamento de Ammonia Fiber Explosion (AFEX) para o material lignocelulósico, seguido de conversão biológica com hidrólise e fermentação simultâneas (SSF).

Com a capacidade de processamento de 2.000 toneladas de bagaço (base seca) por dia, a planta seria capaz de produzir 103,9 milhões de litros de etanol anidro por ano a um custo de investimento inicial de R\$705 milhões. No cenário atual, os custos de produção de etanol seriam de R\$2,78 por litro.

A contribuição da enzima de hidrólise da celulose no custo de produção é de US\$1,00 por litro, ou R\$2,26, ou seja, 81% do custo. A este custo, o preço mínimo de venda do etanol seria de R\$6,82, um valor altamente proibitivo.

Foram criados cenários no qual os custos da enzima seriam reduzidos de US\$1,00 para US\$0,50, US\$0,10 e US\$0,026 por litro de etanol produzido. Nestes casos, a comercialização do etanol anidro deveria ser de R\$5,40, R\$4,28 e R\$4,05 respectivamente para cada litro de produto final, de forma que, ainda que fossem reduzidos os custos das enzimas, o investimento ainda seria inviável.

Palavras-chave: Etanol, Segunda Geração, Celulósico, Bagaço, Viabilidade Técnica e Econômica.

ABSTRACT

The aim of this work is to verify the technical and economic feasibility of second generation ethanol production. Given that fossil fuels are reaching depletion, there is a worldwide interest in producing more fuels from biomass leftovers.

Sugarcane bagasse is a potential material that could be used for such purpose, given its high cellulose content and its ready-availability in ethanol plants.

Many processing options for the production of ethanol from lignocellulosic materials were compared in this study, assessing the advantages and disadvantages of each option. From this study, the pre-treatment Ammonia Fiber Explosion (AFEX) for the lignocellulosic material was selected, followed by the biological conversion through Simultaneous Saccharification and Fermentation (SSF).

The plant would have the capacity to process 2,000 metric tonnes of bagasse (dry basis) per day, producing 103.9 million litres of anhydride ethanol every year, at an initial investment cost of R\$705 million. At the current stage, the costs of production for the given set would be of R2.78 per litre.

The contribution of the enzyme for the cellulose hydrolysis in the production costs is of US\$1.00 per litre, or R\$2.26, which represents 81% of the cost. At this figure, the minimum ethanol selling price would be of R\$6.82, which is highly prohibitive.

Different scenarios were created, in which the enzyme costs would be reduced from US\$1.00 to US\$0.50, US\$0.10 and US\$0.026 per litre of ethanol produced. In these cases, ethanol would have to be commercialized at R\$5.40, R\$4.28 and R\$4.05, respectively, per litre of final product. Therefore, even if the enzyme costs were reduced, the investment in such project would still be infeasible.

Keywords: Ethanol, Second Generation, Cellulosic, Bagasse, Technical and Economic Feasibility

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

AFEX	Ammonia Fiber Explosion
EBIT	Earnings Before Interest and Taxes
EBITDA	Earnings Before Interest, Taxes, Depreciation and Amortization
EBT	Earnings Before Taxes
FC	Fluxo de Caixa
IEA	International Energy Agency
NPV	Net Present Value
NREL	National Renewable Energy Laboratory
RFA	Renewable Fuels Association
SHF	Separate Hydrolysis and Fermentation
SSF	Simultaneous Saccharification and Fermentation
TIR	Taxa Interna de Retorno
TMA	Taxa Mínima de Atratividade
UNICA	União da Indústria de Cana-de-açúcar
VFL	Valor Futuro Líquido
VPL	Valor Presente Líquido

ÍNDICE DE CONTEÚDO

RESUMO.....	III
ABSTRACT	IV
LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLA.....	V
ÍNDICE DE CONTEÚDO.....	VI
ÍNDICE DE FIGURAS	IX
ÍNDICE DE TABELAS	X
1. INTRODUÇÃO.....	1
1.1.CONTEXTO E PROBLEMATIZAÇÃO	1
1.2.OBJETIVO E ESCOPO	4
1.2.1.OBJETIVO.....	4
1.2.2.ESCOPO	5
1.3.JUSTIFICATIVA.....	5
1.4. ESTRUTURA DO TRABALHO	6
2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....	7
2.1.CICLO DO ETANOL	7
2.2.PRODUÇÃO DE ETANOL DE PRIMEIRA GERAÇÃO.....	9
2.3.PRODUÇÃO DE ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO	10
2.4.COMBUSTÍVEIS DE SEGUNDA GERAÇÃO	13
2.4.1.DEMANDA DE UMA USINA DE COMBUSTÍVEIS DE SEGUNDA GERAÇÃO	14
2.4.2.FUTURO DOS COMBUSTÍVEIS DE SEGUNDA GERAÇÃO	14
2.4.3.DESAFIOS PARA O ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO	16
2.5.AVALIAÇÃO DE INVESTIMENTOS	16
2.6.VIABILIDADE PRODUTIVA.....	17
2.6.1.ANÁLISE DO CICLO DE VIDA DO ETANOL	17

2.6.2.LOCALIZAÇÃO DA USINA DE ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO.....	19
2.6.3.SUBPRODUTOS DA INDÚSTRIA SUCROALCOOLEIRA.....	20
2.6.4.OPÇÕES DE PRÉ-TRATAMENTO.....	20
2.6.5.ENTRAVES À PRODUÇÃO.....	21
2.6.6.PREÇO DOS BIOCOMBUSTÍVEIS.....	22
3. ANÁLISE DE VIABILIDADE.....	23
3.1.VIABILIDADE TÉCNICA.....	23
3.1.1.PRÉ-TRATAMENTO.....	24
3.1.2.HIDRÓLISE E FERMENTAÇÃO.....	33
3.1.3.RECUPERAÇÃO.....	36
3.1.4.CO-GERAÇÃO DE ENERGIA E UTILIDADES.....	37
3.2.VIABILIDADE ECONÔMICA.....	37
3.2.1.VALOR PRESENTE LÍQUIDO.....	37
3.2.2.VALOR FUTURO LÍQUIDO (VFL).....	38
3.2.3.TAXA INTERNA DE RETORNO (TIR).....	39
3.2.4.PERÍODO DE REPAGAMENTO (PAYBACK).....	41
3.2.5.ESTIMATIVA DOS CUSTOS.....	41
3.2.6.ESCOLHA DO MÉTODO DE ESTIMATIVA DE CUSTO PARA UM ESTUDO DE VIABILIDADE.....	44
3.2.7.ESTIMATIVA DO CUSTO DOS EQUIPAMENTOS.....	44
3.2.8.CONSIDERAÇÕES QUANTO AO PREÇO.....	45
4. MÉTODO DE PESQUISA.....	46
4.1.DESCRICÃO DO CENÁRIO DE ESTUDO.....	46
4.1.1.ETAPA I - MANUSEIO E TRANSPORTE.....	46
4.1.2.ETAPA II – PRÉ – TRATAMENTO.....	47
4.1.3.ETAPA III – HIDRÓLISE E FERMENTAÇÃO SIMULTÂNEAS (SSF).....	47
4.1.4.ETAPA IV – RECUPERAÇÃO DO ETANOL.....	47

4.1.5.ETAPA V - UTILIDADES E TRATAMENTO DE RESÍDUOS.....	48
4.2.CONVERSÃO DE BAGAÇO A ETANOL.....	48
4.2.1.QUANTIDADE DE BAGAÇO PROCESSADO.....	49
4.2.2.DIAGRAMA SIMPLIFICADO DO PROCESSO.....	49
4.2.3.PRÉ-TRATAMENTO	50
4.2.4.HIDRÓLISE E FERMENTAÇÃO	52
4.2.5.RECUPERAÇÃO DO ETANOL	54
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO	56
6. CONCLUSÃO	66
7. BIBLIOGRAFIA	68

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1: Matriz energética primária mundial (IEA, 2007)	2
Figura 2: Matriz energética brasileira (IEA, 2006)	3
Figura 3: Comparação entre a produção de etanol no Brasil e nos EUA (UNICA e RFA, 2012)	4
Figura 4: Representação do ciclo de vida do etanol e do dióxido de carbono (Fonte: GIAMETTA, 2012)	8
Figura 5: Representação da glicose à esquerda e da celulose à direita	11
Figura 6: Representação da estrutura da hemicelulose	11
Figura 7: Representação da complexa estrutura polimérica da lignina	11
Figura 8: Diagrama de processo simplificado do pré-tratamento AFEX com recuperação de amônia (BALS, 2011)	28
Figura 9: Diagrama simplificado dos processos SSF e SHF	36
Figura 10: Esquema do setor de cogeração de energia simplificado (Fonte: NREL, 2002)	37
Figura 11: Perfil do VPL do projeto a taxas $i\%$	40
Figura 12: Diagrama simplificado do processo escolhido	49
Figura 13: Contribuição dos componentes dos custos operacionais variáveis no valor total	63
Figura 14: Variação no fluxo de caixa ao longo dos anos (sem desconto)	65

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1: Custos de produção de etanol no Brasil na safra 2009/2010 (em US\$/L)	10
Tabela 2: Composição de diversos materiais lignocelulósicos (% em base seca) ...	10
Tabela 3: Produtos de valor agregado das biorrefinarias de cana de açúcar.....	15
Tabela 4: Comparação entre o método de explosão à vapor e AFEX.....	28
Tabela 5: Comparação entre a hidrólise ácida e enzimática	34
Tabela 6: Fluxo de caixa fictício para um projeto.....	40
Tabela 7: Tabela de comparação entre os métodos de estimativa de custos	43
Tabela 8: Lista de siglas utilizadas para o balanço de massa	49
Tabela 9: Balanço de massa do processo SSF	52
Tabela 10: Parâmetros utilizados para balanço de massa para a configuração selecionada	56
Tabela 11: Resumo do consumo anual de matéria-prima	57
Tabela 12: Índice de custos de equipamento	57
Tabela 13: Custo de equipamentos (em milhões de dólares).....	58
Tabela 14: Discriminação dos componentes do CAPEX do projeto, em milhões de dólares e de reais.....	59
Tabela 15: Custos operacionais fixos da planta	60
Tabela 16: Custos operacionais variáveis	61
Tabela 17: Resumo das condições de financiamento do projeto.....	62
Tabela 18: Resumo dos preços mínimos de venda do etanol	64

ÍNDICE DE ANEXOS

ANEXO 1 – DRE para o custo de enzima de US0,50/litro de etanol.....	73
ANEXO 2 – DRE para o custo de enzima de US0,50/litro de etanol.....	76
ANEXO 3 – DRE para o custo de enzima de US0,50/litro de etanol.....	79
ANEXO 4 – DRE para o custo de enzima de US0,026/litro de etanol.....	82
ANEXO 5 – Fluxo de caixa.....	85

1. INTRODUÇÃO

1.1. CONTEXTO E PROBLEMATIZAÇÃO

Uma das maiores preocupações da sociedade moderna é com o crescimento sustentável. O homem sempre causará poluição, pois ela é resultado da interação daquele com o meio. Idealmente, a proporção da poluição deve ser menor ou igual à capacidade que a natureza tem de absorver ou neutralizar a poluição produzida, configurando um ciclo sustentável.

Historicamente, o homem produziu bens e procurou se desenvolver em detrimento do meio ambiente, seja pela falta de preocupação ou de conhecimento das consequências de suas ações. No entanto, hoje existe uma preocupação maior com o desenvolvimento sustentável, no qual existe um interesse em proporcionar qualidade de vida para as pessoas causando o menor dano possível ao meio ambiente.

Analisando a matriz energética primária mundial, pode-se perceber que o homem ainda depende fortemente de fontes de energia não renováveis e que causam poluição. A matriz energética mundial pode ser observada na Figura 1.

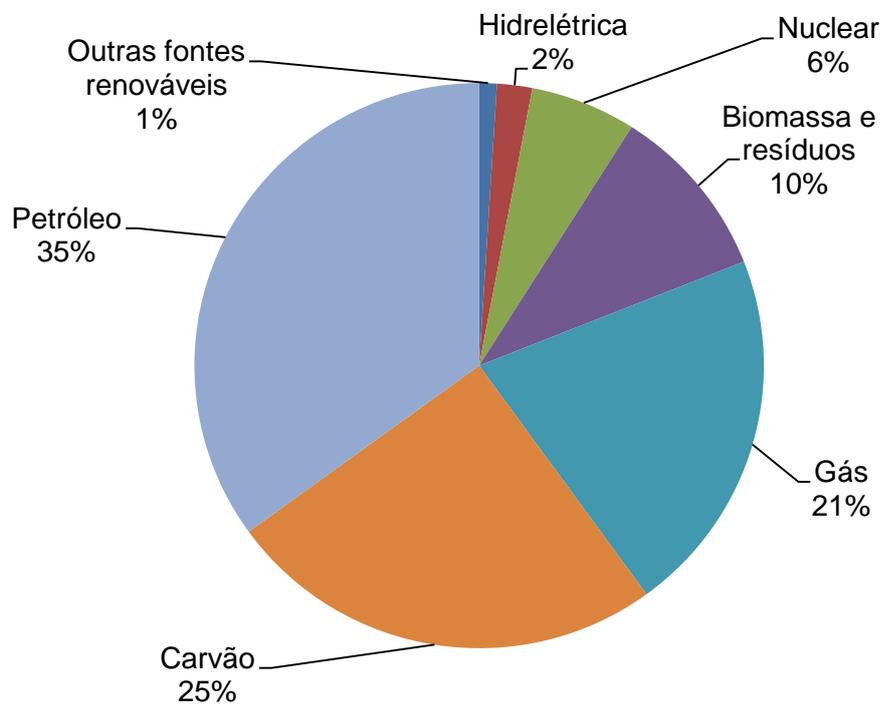


Figura 1: Matriz energética primária mundial (IEA, 2007)

O Brasil ainda depende substancialmente de recursos não renováveis, mas difere da média mundial ao utilizar fontes limpas de energia, como as hidrelétricas e o etanol. A matriz energética primária brasileira pode ser observada na Figura 2.

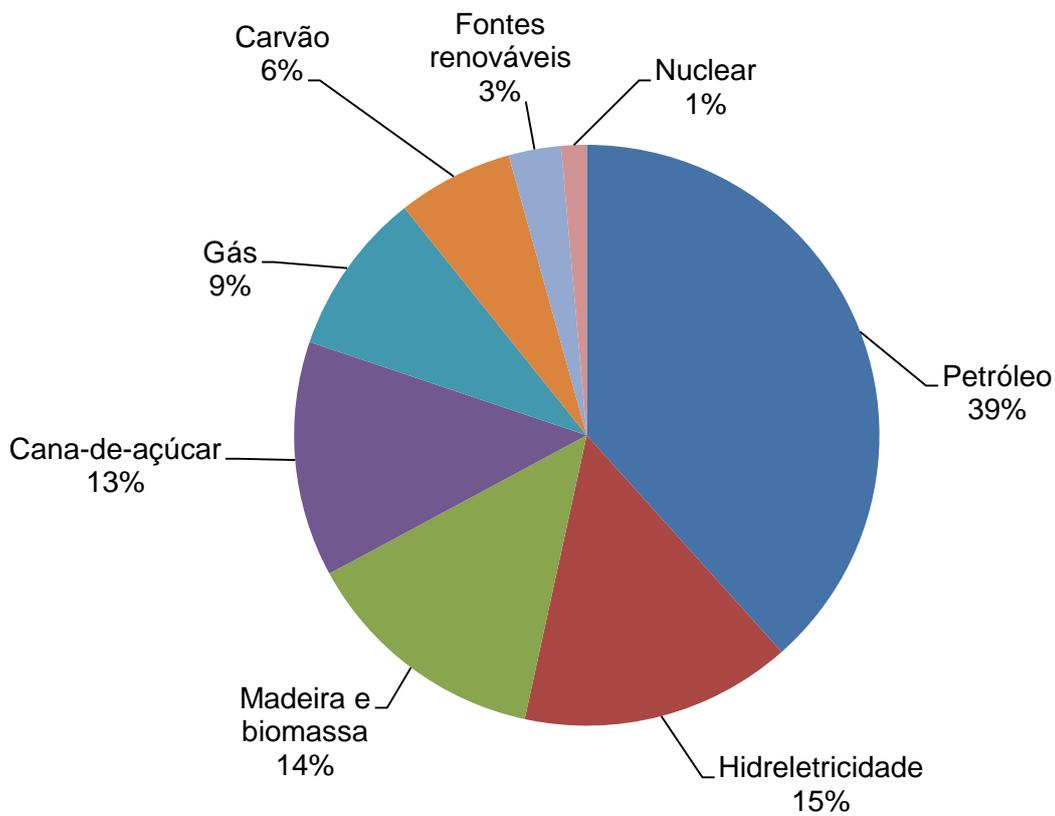


Figura 2: Matriz energética brasileira (IEA, 2006)

A dependência de recursos não renováveis pode ter grande impacto econômico. O consumo de derivados de petróleo vem crescendo, de forma que mais da metade das reservas do hidrocarboneto chegaram à depleção e o que ainda resta deverá se esgotar em menos tempo ainda.

Além disso, a maior parte das reservas de petróleo se encontra sob o domínio de países onde existem grandes conflitos políticos internos e externos. Portanto, existe o risco de se depender da cooperação de tais países quanto à venda de petróleo, especialmente se o mesmo se tornar escasso.

No Brasil, o etanol é produzido a partir do açúcar da cana-de-açúcar. Já nos Estados Unidos, a produção é feita a partir de milho. Apesar de esta alternativa proporcionar um rendimento inferior ao da primeira, os Estados Unidos conquistaram

a posição de maiores produtores de etanol em 2005, ultrapassando o Brasil, como é possível observar na Figura 3.

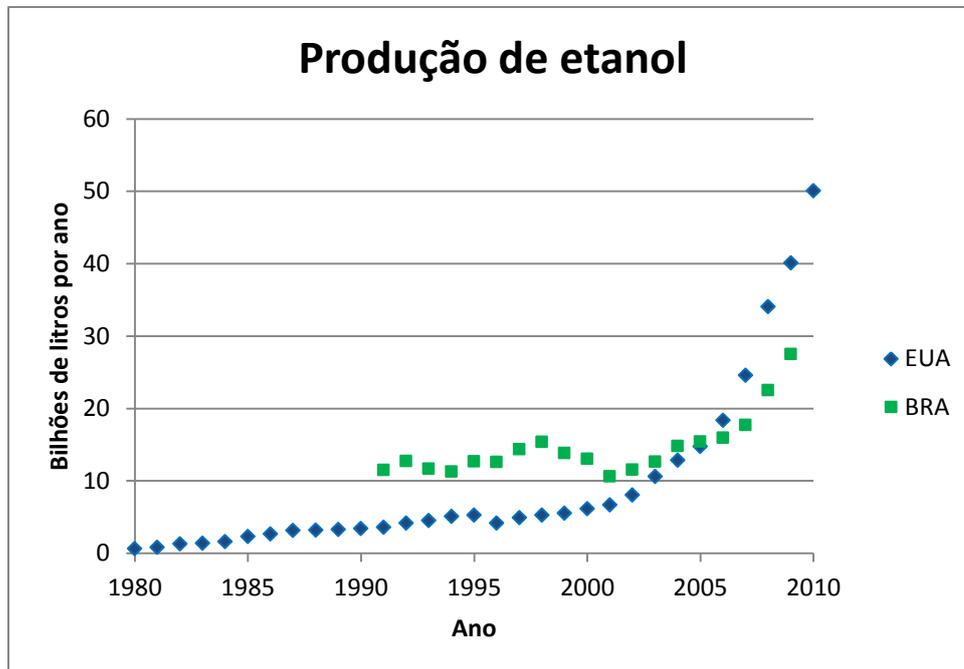


Figura 3: Comparação entre a produção de etanol no Brasil e nos EUA (UNICA e RFA, 2012)

1.2. OBJETIVO E ESCOPO

1.2.1. OBJETIVO

Este trabalho tem como objetivo verificar a viabilidade técnica e econômica da produção de etanol de segunda geração. Os resultados indicarão se o investimento em uma indústria de produção de etanol de segunda geração é uma alternativa de investimento rentável. Além disso, também existe a preocupação de aumentar a oferta de biocombustíveis líquidos para, não só atender a demanda por estes combustíveis, mas como também para diminuir as emissões de gases responsáveis pelo efeito estufa.

1.2.2. ESCOPO

O etanol de segunda geração pode ser obtido através de materiais lignocelulósicos. Isto significa que existem diversas fontes de biomassa que podem fornecer o insumo necessário para a obtenção de etanol. Este estudo procurará se limitar ao bagaço da cana de açúcar como fonte de material lignocelulósico.

Além disso, será avaliada a viabilidade técnica e econômica de produção de etanol no Brasil, mais especificamente no estado de São Paulo. A usina de etanol de segunda geração será acoplada a aquela de produção de etanol a partir da cana, a fim de facilitar o transporte do bagaço de uma usina a outra.

1.3. JUSTIFICATIVA

A crescente necessidade por fontes de energia limpa e renováveis aumentará a demanda por combustíveis líquidos provenientes de biomassa. Porém, percebe-se que a competição por espaço entre culturas de alimento e de insumo para a produção de energia pode causar uma pressão significativa sobre o preço dos alimentos.

Em alternativa a este cenário, existem os combustíveis de segunda geração. No caso do Brasil, onde já existe uma forte e consolidada produção de biocombustíveis, a produção poderia ser aumentada a partir dos resíduos da cana-de-açúcar, de forma que haveria aumento na produtividade, ou seja, produzir-se-ia mais com menos desperdício.

A produção de etanol de segunda geração permitirá que a produção deste combustível aumente sem pressionar os preços dos alimentos, aproveitando com melhor eficiência os resíduos da produção do combustível de primeira geração.

Além disso, o aumento na produção de etanol tornará o Brasil menos dependente de fontes de energia não-renováveis, como o petróleo, fortalecendo o

país contra as indesejáveis variações do preço do barril de petróleo. Por depender menos destas fontes de energia, o país também contribuirá para o meio ambiente, de forma a reduzir as suas emissões de carbono.

1.4. ESTRUTURA DO TRABALHO

A primeira parte deste trabalho busca uma revisão bibliográfica sobre o trabalho que já foi e vem sendo realizado na área da produção etanol de segunda geração. São verificadas as tecnologias disponíveis para a conversão do material lignocelulósico a etanol e suas principais vantagens e desvantagens.

A segunda parte do trabalho possui foco na análise de viabilidade econômica de uma usina de etanol de segunda geração a partir do bagaço, buscando identificar os custos de produção e as principais etapas que contribuem para o custo de produção do etanol. Além disso, avalia-se o investimento em uma usina de etanol de segunda geração a partir do etanol a partir do bagaço da cana-de-açúcar.

2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

Neste capítulo será apresentada uma revisão bibliográfica sobre o conhecimento acumulado sobre os biocombustíveis, sobre seus impactos ambientais e econômicos, além de características da produção.

As últimas seções tratam sobre os aspectos de viabilidade. Existem duas condições necessárias para que um projeto seja implantado. A primeira é a viabilidade técnica, uma vez que a execução do projeto deve ser possível através da utilização de procedimentos de engenharia e equipamentos disponíveis. Porém, esta condição não é suficiente para a execução de um projeto. Este também deve possuir também viabilidade econômica. Isto equivale a dizer que os benefícios referentes a um capital investido devem ser maiores do que os custos (TÔRRES, 2006).

2.1. CICLO DO ETANOL

A cana-de-açúcar, como todas as plantas, necessita realizar a fotossíntese para sobreviver. Em outras palavras, a cana tem a capacidade de fixar o gás carbônico presente na atmosfera na forma de matéria orgânica, como, por exemplo, na forma de açúcares para sua própria reserva energética.

Após seu período de crescimento, a cana é cortada e levada para a indústria sucro-alcooleira. Nas usinas, a parcela referente ao açúcar da cana, também conhecida como “garapa”, é extraída. A partir deste ponto, o açúcar é utilizado para alimentar leveduras que fermentam o açúcar a etanol.



Levando em consideração a equação química, a conversão mássica de glicose a etanol seria da ordem de 51%. No entanto, esta projeção meramente estequiométrica não considera que as leveduras podem utilizar partes desta glicose para produção de massa celular, além de outros metabólitos. Na prática, a

conversão fica em torno de 40 a 48% sob uma eficiência de fermentação de 46% (NAIK, 2010).

A mistura deve então ser purificada, passando por séries de decantações, filtrações e destilações. São utilizadas colunas de destilação para obter frações mais altas de etanol. Então, este etanol é comercializado, chegando aos tanques dos carros.

Ao ser queimado pelos motores, assim como toda matéria orgânica, o etanol é oxidado a água e gás carbônico (supondo que a combustão seja completa). O dióxido de carbono que é novamente liberado na atmosfera fecha o ciclo do etanol, uma vez que é a partir do dióxido de carbono atmosférico que a cana consegue absorver carbono.

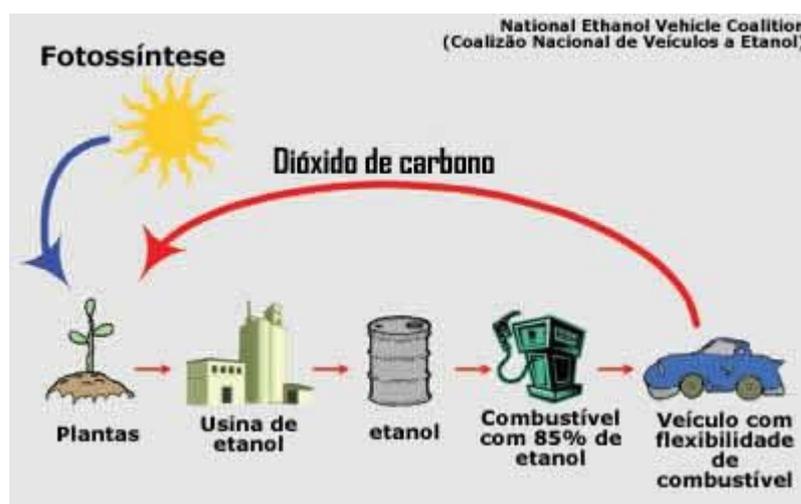


Figura 4: Representação do ciclo de vida do etanol e do dióxido de carbono (Fonte: GIAMETTA, 2012)

Atualmente, a conversão mássica da cana a etanol é de aproximadamente 6,5%. Este baixo valor pode se tornar um forte argumento contra o aumento da produção de etanol como fonte de energia. Se por um lado o etanol pode reduzir as emissões de carbono, por outro, ele pode incentivar o abandono de agriculturas voltadas para a alimentação. Os produtores agrícolas deixariam de produzir comida para produzirem açúcar, de forma que a oferta de alimentos diminuiria e, conseqüentemente, haveria desdobramento no preço do mesmo.

Mais do que incentivar o abandono de culturas de alimentos, pode haver um incentivo ao desmatamento, no intuito de expandir o plantio de cana-de-açúcar. A monocultura leva à perda de fauna e flora, reduzindo a biodiversidade. Assim como o homem possui grande influencia sobre a vida de outros seres, a presença ou ausência dos mesmos pode ter enorme impacto sobre suas vidas. Desta forma, os efeitos neste sentido podem ser colaterais ao homem (DÍAZ, 2006).

2.2. PRODUÇÃO DE ETANOL DE PRIMEIRA GERAÇÃO

Atualmente, o etanol é produzido a partir do processo fermentativo a partir de carboidratos. As fontes destes carboidratos podem ser separadas em três tipos: plantas que contém açúcar, plantas que contém amido e biomassa celulósica (NAIK, 2010).

A cana de açúcar se classifica como uma planta que contém açúcar. Já o milho é uma planta que contém amido. Tanto a palha e o bagaço da cana de açúcar possuem celulose, o que os classifica como biomassa celulósica (NAIK, 2010).

O amido é um polímero cujo monômero é a glicose. Atualmente, esta cadeia polimérica de glicose não pode ser fermentada diretamente a etanol, sendo necessário efetuar um pré-tratamento. Basicamente, a macromolécula é quebrada em partes menores por enzimas. Este processo de quebra é conhecido como hidrólise enzimática (NAIK, 2010).

Vale ressaltar que, embora ainda não existam organismos capazes de fermentar diretamente açúcares mais complexos a etanol, existem pesquisas na área de biotecnologia no sentido de desenvolver microorganismos que possuem a capacidade de transformar carboidratos poliméricos diretamente a etanol (NAIK, 2010).

Os custos de produção de etanol de primeira geração no Brasil podem ser observados na Tabela 1. Os valores apresentados são referentes à safra de 2009/2010.

Tabela 1: Custos de produção de etanol no Brasil na safra 2009/2010 (em US\$/L)

	Região de Expansão	Região Tradicional	Região Nordeste
Etanol Anidro	0,583	0,597	0,665
Etanol Hidratado	0,541	0,543	0,609

(Fonte: LIMA, 2011)

2.3. PRODUÇÃO DE ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO

Etanol de segunda geração, também conhecido como celulósico, é aquele obtido a partir de material lignocelulósico, proveniente das plantas. A lignocelulose compõe a parede celular dos vegetais, de forma que é uma fonte de biomassa abundante no planeta Terra (BADAL, 2003). As paredes celulares das plantas são riquíssimas fontes de açúcares: cerca de 75% de sua composição é de polissacarídeos (NAIK, 2010).

Este material é composto por três macromoléculas: a hemicelulose, a glicose e a lignina (NAIK, 2010). A composição do material lignocelulósico se divide em 35-50% de celulose, 20-35% de hemicelulose e 10-25% de lignina. As porcentagens restantes são completadas por proteínas, óleos e cinzas (BADAL, 2003). Na Tabela 2 é possível encontrar a composição de alguns materiais lignocelulósicos.

Tabela 2: Composição de diversos materiais lignocelulósicos (% em base seca)

	Eucalipto	Pinheiro	Bagaço
Celulose	49,5%	44,5%	37,0%
Hemicelulose	13,0%	22,0%	28,0%
Lignina	27,5%	28,0%	21,0%
Outros	10,0%	5,5%	14,0%

(Fonte: ROSA, 2009)

A celulose $(C_6H_{10}O_5)_n$ é um polímero, cujas unidades monoméricas são denominadas glicoses $(C_6H_{12}O_6)$. Desta forma, a celulose é um polissacarídeo.

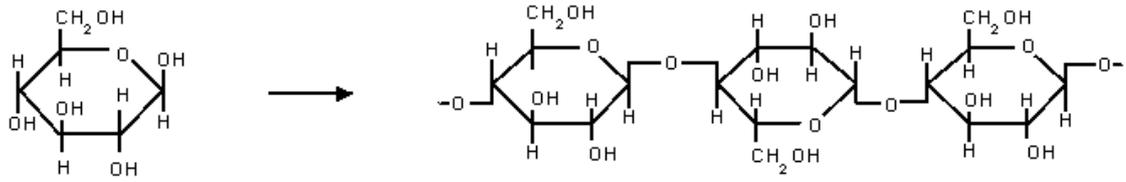


Figura 5: Representação da glicose à esquerda e da celulose à direita

A hemicelulose também é um polissacarídeo, porém é composto de pentoses, hexoses e açúcares ácidos. A hemicelulose, diferentemente da celulose, possui uma cadeia polimérica heterogênea e é quimicamente heterogênea (BADAL, 2003).

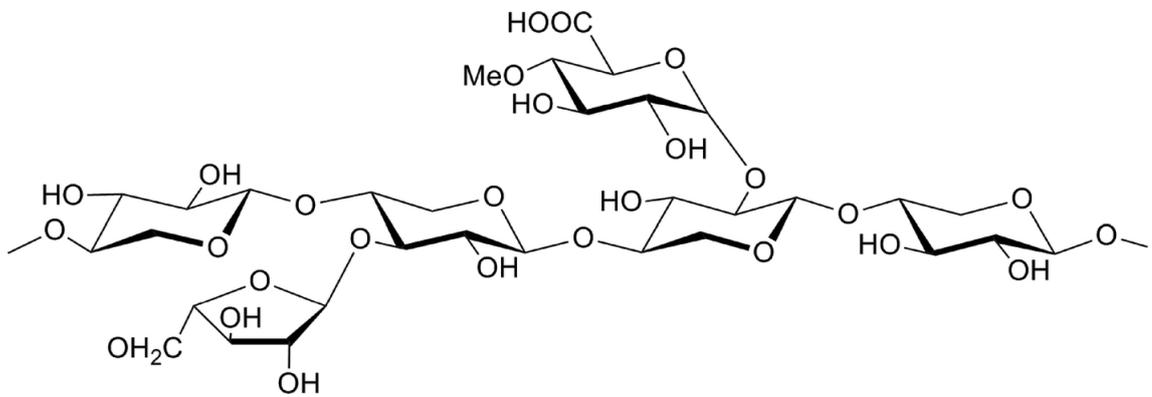


Figura 6: Representação da estrutura da hemicelulose

Já a lignina, embora também seja um composto polimérico, não possui unidades monoméricas de açúcar. A sua estrutura é bastante complexa, assim como de seus monômeros.

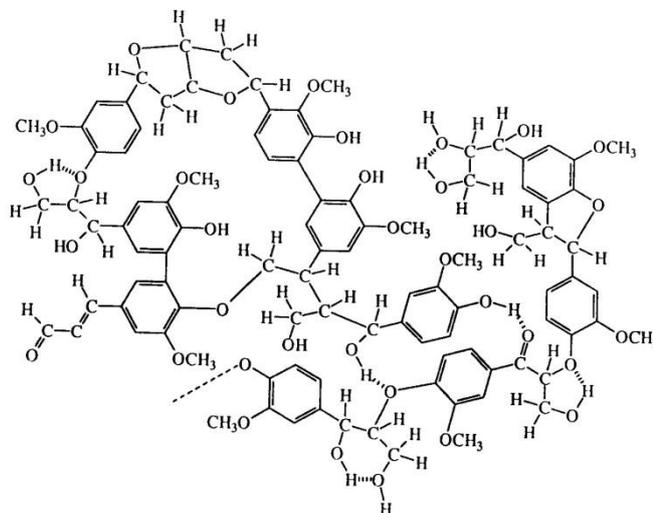


Figura 7: Representação da complexa estrutura polimérica da lignina

Em termos de estrutura, a lignocelulose é bastante complexa e muito resistente a ataque enzimático. Ela é composta por uma matriz de lignina e polissacarídeos envolvem as fibras de celulose (BADAL, 2003). Tal estrutura confere resistência mecânica e impermeabilidade ao material.

O material lignocelulósico deve passar por uma série de processos antes de conseguir ser convertido a etanol. O processo global pode ser dividido em diversas operações unitárias. Dentre elas, pode-se citar o pré-tratamento, a produção de enzimas, a hidrólise, a fermentação e a recuperação do etanol em colunas de separação (NAIK, 2010).

De qualquer forma, a biomassa deve passar por tratamento antes de ser convertida a combustível. O tratamento pode ser termoquímico ou bioquímico. Para o primeiro, a biomassa pode ser convertida a diversos produtos. Para o segundo, o tratamento é feito por microorganismos e o foco é basicamente nos polissacarídeos contidos na biomassa. Além dos combustíveis, as biorrefinarias podem produzir insumos que darão origem a outros produtos de valor agregado (NAIK, 2010).

Tanto o etanol de primeira quanto o de segunda gerações são obtidos através da fermentação alcoólica de açúcar. No entanto, o álcool produto da fermentação obtido do açúcar extraído diretamente da cana é chamada de “primeira geração”. A denominação “segunda geração” só é dada quando o açúcar utilizado é originado da celulose de algum vegetal.

Desta forma, vale ressaltar que não existe diferença química entre o etanol celulósico e o etanol de primeira geração. Ambos possuem fórmula molecular C_2H_5OH . A diferença entre os dois está na rota de obtenção, como acima explicado.

A produção de etanol de segunda geração é relevante porque permite o aumento da produtividade das plantações de cana-de-açúcar. Isto permitiria um melhor aproveitamento da palha e do bagaço da cana de açúcar, que hoje são queimados para produção de energia. A obtenção do etanol a partir deste material conferiria maior flexibilidade de uso para esta fonte de energia.

Além disso, durante o processo de produção de insumos para a obtenção de etanol de segunda geração também são produzidos insumos para outros processos

que geram outros produtos de alto valor agregado, como, por exemplo, os bioplásticos (NAIK, 2010).

A melhoria na produtividade das plantações de cana-de-açúcar significa aumento na produção sem a necessidade de expansão do plantio. Em outras palavras, reduz-se, mas não se extingue, a pressão realizada pela cana-de-açúcar nas agriculturas alimentícias já existentes.

2.4. COMBUSTÍVEIS DE SEGUNDA GERAÇÃO

É importante salientar que os biocombustíveis de segunda geração são produzidos a partir de biomassa não comestível, de forma que se alinha com a preocupação com sustentabilidade e produção de combustíveis. Além disso, uma vez que é produzido a partir de biomassa não comestível, não existe competição entre o fornecimento de insumos para a produção de combustível em detrimento do abastecimento de alimentos para a população (EISENTRAUT, 2010).

Ademais, a necessidade de biocombustíveis combinada com a limitação de expansão de terras de cultivo conduz a atenção ao aproveitamento de resíduos de biomassa de processos já existentes. Os combustíveis de segunda geração conseguem suprir esta necessidade sem provocar pressão sobre as terras onde produtos agrícolas são cultivados (EISENTRAUT, 2010).

De acordo com estudos feitos pelo IEA (International Energy Agency), o aproveitamento de 10% de resíduos de biomassa de 2007 poderia substituir de 4,2 a 6,0% da necessidade de combustível utilizado para o transporte. Ainda de acordo com este estudo, se 25% pudessem ser aproveitados, os biocombustíveis atenderiam a demanda de 10,5% deste setor (EISENTRAUT, 2010).

De acordo com estudos feitos por Lima (2011), a safra de 2008/2009 permitiu a utilização de cerca de 570 milhões de toneladas de cana, dos quais cerca de 28% resultou em bagaço (160 milhões de toneladas). Além disto, este estudo verificou que 75% deste bagaço foi destinado à cogeração de energia. Portanto, os outros 25%, ou 40 milhões de toneladas por ano, poderiam ser destinados à produção do

etanol de segunda geração (LIMA, 2011). Esta fração de 25% parece ser coerente com outros estudos realizados, como na pesquisa feita por SILVA, 2010, na qual seis usinas de etanol foram consultadas quanto ao destino do bagaço e descobriu-se que 28% do bagaço produzido por estas usinas não é utilizado.

Atualmente, a produtividade de um hectare de cana-de-açúcar é de seis a sete mil litros de etanol. O potencial de produção de etanol de segunda geração a partir do bagaço de cana-de-açúcar é suficiente para aumentar a produtividade para doze a quinze mil litros de etanol por hectare (BRYANT, 2009).

2.4.1. DEMANDA DE UMA USINA DE COMBUSTÍVEIS DE SEGUNDA GERAÇÃO

Estima-se também que a demanda de biomassa em uma planta de biocombustível de segunda geração seja em torno de 600.000 toneladas por ano (EISENTRAUT, 2010). Isto implica em uma necessidade de investimento em logística e infra-estrutura para que o preço destes combustíveis sejam competitivos (RAELE, 2010).

2.4.2. FUTURO DOS COMBUSTÍVEIS DE SEGUNDA GERAÇÃO

As projeções da Agência Internacional de Energia (IEA – International Energy Agency) indicam que haverá um rápido crescimento da demanda por biocombustíveis, em especial para os de segunda geração. Este aumento de demanda ocorre em um cenário no qual se procura estabilizar as concentrações atmosféricas de gás carbônico em 450 (quatrocentos e cinquenta) partes por milhão (EISENTRAUT, 2010).

Os principais países que se beneficiariam deste cenário são aqueles que investem na pesquisa na área de biocombustíveis de segunda geração. Estas pesquisas tem se concentrado em um pequeno número de países desenvolvidos e

em alguns países emergentes, como o Brasil, a China e a Índia (EISENTRAUT, 2010).

Com a criação de políticas de incentivo ao uso de biocombustíveis, os Estados Unidos e a União Européia passarão a demandar grandes quantidades de biocombustíveis. Tendo em vista a sua limitada capacidade de produção, estes países recorrerão a países como o Brasil e a China para a importação do combustível (EISENTRAUT, 2010).

Ainda não existem usinas produzindo etanol de segunda geração em larga escala, mas há, certamente, grande interesse em se colocar em operação tais usinas. Além do etanol, estas usinas colaborariam para a produção de açúcar, bioplástico, bioeletricidade, ração animal e vinhoto (RAELE, 2010). Na Tabela 3 estão os produtos e de valor agregado provenientes de biorrefinarias de cana-de-açúcar.

Tabela 3: Produtos de valor agregado das biorrefinarias de cana de açúcar.

Produto	Origem
Etanol	Bagaço
Açúcar	Seiva
Bioplástico	Etanol
Bioeletricidade	Palha
Ração animal	Bagaço hidrolisado
Metano	Vinhoto

(Adaptado de RAELE, 2010)

Embora ainda não existam usinas de produção de etanol de segunda geração, o financiamento de plantas para produção de biocombustíveis de segunda geração não chega a ser um grande problema para o Brasil. Estima-se que o custo ficaria entre US\$125-150 milhões, o qual poderia ser financiado tanto internamente quanto por investidores estrangeiros (EISENTRAUT, 2010). Além disso, apesar de não existirem sem plantas de produção de etanol de segunda geração de escala industrial no Brasil, a Petrobrás já começou testes em uma planta piloto (PETROBRÁS, 2009).

2.4.3. DESAFIOS PARA O ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO

Um dos desafios da indústria é de aumentar a eficiência da produção de etanol de segunda geração. Dentre os fatores limitantes, pode-se destacar a atividade dos microrganismos utilizados tanto na fermentação do açúcar quanto na expressão de enzimas utilizadas na hidrólise da celulose. Além desta limitação, o pré-tratamento do bagaço influencia a eficiência da conversão de celulose a etanol (RAELE, 2010). É necessário investir em pesquisa na área de hidrólise enzimática de biomassa lignocelulósica, pois é de interesse aumentar a conversão a etanol deste insumo (NAIK, 2010).

A contribuição das universidades na pesquisa de obtenção de etanol de segunda geração é essencial, uma vez que os processos passam primeiro por uma abordagem laboratorial de pequena escala. Caso sejam encontrados resultados promissores, os processos sofrem aumento de escala, podendo passar para uma escala semi-industrial. Além disso, nestes centros são formados profissionais especialistas capacitados para darem desenvolvimento aos projetos relacionados ao setor (RAELE, 2011).

2.5. AVALIAÇÃO DE INVESTIMENTOS

Frente a uma oportunidade de investimento, é necessário estimar o valor adicionado ao negócio da companhia ou de uma pessoa que deseja investir. Em geral, existem outras opções de investimento que, por vezes, não são diretamente comparáveis. Assim, é necessário transpor estas oportunidades e opções a parâmetros quantitativos monetários (MOTTA, 2009)

2.6. VIABILIDADE PRODUTIVA

O custo de oportunidade para os resíduos é, em geral, melhor estimado quando os mesmos já possuem algum tipo de aplicação comercial, como para geração e venda de eletricidade do que para consumos informais (EISENTRAUT, 2010). Desta forma, é necessário avaliar as diversas alternativas de utilização do bagaço e da palha.

2.6.1. ANÁLISE DO CICLO DE VIDA DO ETANOL

De forma resumida, a análise de ciclo de vida de um produto é um método utilizado para avaliar os impactos causados por um produto, seja ele um bem ou um serviço, ao longo de todo o seu ciclo de vida. Isto significa que é analisado o impacto desde a extração de materiais até a manufatura, considerando também a logística e possível reciclo (VOET, 2009).

Na produção de biocombustíveis, a utilização de energia é inevitável. Não raro, a fonte de obtenção desta energia são os combustíveis fósseis. Desta forma, dependendo do processo de produção do biocombustível, a demanda por energia de combustíveis fósseis na produção de biocombustíveis pode chegar a ser maior do que na produção dos próprios combustíveis fósseis (BLOTTNITZ, 2007).

No entanto, na produção do etanol de primeira geração, a utilização de combustíveis fósseis é bem restrita. De forma direta, os combustíveis fósseis são utilizados nas máquinas de colheita, nos fertilizantes e nos caminhões utilizados para transporte. Graças ao fato de o Brasil possuir uma matriz energética baseada na hidroeletricidade (IEA, 2006), pouco combustível fóssil é utilizado de forma indireta (GOLDEMBERG, 2008).

O estudo de ciclo de vida do etanol de primeira geração mostrou que a mistura de etanol com outros combustíveis pode reduzir as emissões dos gases de efeito estufa. Por outro lado, o uso deste álcool como combustível pode acarretar em

outros impactos ambientais, como a eutrofização e a formação de oxidantes fotoquímicos, além de outros impactos (GARCÍA, 2009).

Contudo, é importante salientar que a queima do etanol não necessariamente emite menos gás carbônico do que a utilização da gasolina. A vantagem no balanço de carbono da queima do etanol se dá devido ao fato de o gás carbônico ser reabsorvido no ciclo de vida do etanol, de forma que o balanço pode chegar a ser nulo ou até mesmo negativo (GOLDEMBERG, 2008).

No processo de colheita da cana-de-açúcar manual, é comum a prática da queima para facilitar a colheita. Por outro lado, os efeitos negativos deste método, como, por exemplo, o dano causado à cana e ao solo, se sobrepõe aos efeitos positivos (GOLDEMBERG, 2008). Com a mecanização da colheita da cana, deixa-se de queimar a palha. Esta passa a ser utilizada para cobrir e proteger o solo da erosão, bem como fonte de energia elétrica para a própria usina (RAELE, 2010). A colheita mecanizada reduz em 183,7 kg de carbono por ano por metro quadrado. Além desta redução, sabe-se que substituição de parte da gasolina por etanol em 2003 acarretou em uma redução de emissão de 27,5 milhões de toneladas equivalentes de gás carbônico (GOLDEMBERG, 2008).

Ademais, os subprodutos da indústria sucroalcooleira podem ser utilizados nas próprias usinas para a cogeração de energia elétrica. A queima destes subprodutos produz calor, que é aproveitado em caldeiras de alta pressão, produzindo energia elétrica (RAELE, 2010).

No passado, no processo de cogeração de energia em caldeiras térmicas utilizando o bagaço da cana tinham baixa pressão (21 bar). Nota-se, porém, que estas caldeiras estão sendo substituídas por caldeiras mais eficientes, de maiores pressões (até 80 bar) (GOLDEMBERG, 2008)

De acordo com análise do ciclo de vida de vários biocombustíveis feita por Larson (LARSON, 2006), os combustíveis de segunda geração poderão chegar a níveis negativos de emissão de gases do efeito estufa. Alcançar tais níveis dependerá da eficiência de produção, do aproveitamento do espaço utilizado, entre outros fatores.

A redução da emissão dos gases do efeito estufa está relacionada aos insumos utilizados na produção dos biocombustíveis (etanol de segunda geração) e das condições climáticas que podem favorecer determinados tipos de plantações (BLOTTNITZ, 2007).

2.6.2. LOCALIZAÇÃO DA USINA DE ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO

A produção de etanol de segunda geração poderia ocorrer tanto de forma independente, ou seja, em uma indústria dedicada à produção deste produto quanto de forma integrada com a produção de etanol de primeira geração (DIAS, 2012).

Levando-se em consideração o cenário brasileiro, onde a produção de etanol de primeira geração a partir da cana de açúcar gera uma enorme quantidade de insumos para a produção do etanol de segunda geração, a escolha pela integração entre as duas atividades parece ser a opção mais inteligente. De acordo com o trabalho realizado por Dias (2012), após simulações realizadas, a integração destas duas usinas resultou em resultados econômicos do que para indústrias independentes. Afinal, a integração permite que parte da estrutura seja compartilhada.

De acordo com os estudos realizados por Dias (2012), em um cenário no qual a produção de etanol de segunda geração se integra à produção de etanol de primeira geração, o custo de operação de processamento de 268 mil toneladas de bagaço de cana de açúcar sairia em torno de US\$75mi em 2015, enquanto em 2025 estes custos sairiam em torno de US\$80mi para o processamento de 426 mil toneladas de bagaço. Esta redução no preço seria explicada pela redução do tamanho do reator de hidrólise.

Do ponto de vista da logística de transporte de insumos, a proximidade entre as usinas de etanol de primeira geração, onde o bagaço é produzido, e as usinas de etanol de segunda geração, onde o bagaço é processado, é importante (RAELE, 2011). Naturalmente, a proximidade das usinas diminui custos de transporte do insumo, o que ajuda a reduzir também o custo final do produto.

2.6.3. SUBPRODUTOS DA INDÚSTRIA SUCROALCOOLEIRA

Acredita-se que a produção de biocombustíveis a partir de subprodutos (como por exemplo a palha e o bagaço da cana) não seriam suficientes para atender a demanda mundial por combustíveis líquidos (NAIK, 2010). Desta forma, é necessário garantir o aumento da disponibilidade de insumos através de práticas que preservem tais resíduos.

Práticas como a extinção da queima na colheita da cana aliada à mecanização da colheita aumentaria a disponibilidade de palha, ou seja, aumentaria a oferta de insumos. Além disso, existem pesquisadores interessados em melhorar geneticamente a cana-de-açúcar, de forma a aumentar a produtividade das culturas. Também se acredita que a pesquisa na área de biotecnologia, com respeito à criação de novos microrganismos, capazes de aumentar a conversão de sacarídeos à etanol, também aumentaria a produtividade (RAELE, 2010).

Restrições quanto à prática de queimadas resultaram em um aumento de resíduos da cana de açúcar (DIAS, 2012). Embora parte destes resíduos necessite ser deixados nas plantações para protegerem o solo (DIAS, 2011), ainda sobriaria elevada quantidade de resíduos da produção de açúcar e do etanol de primeira geração.

2.6.4. OPÇÕES DE PRÉ-TRATAMENTO

O pré-tratamento da biomassa lignocelulósica é determinante no restante do processamento deste material. Atualmente, existem diversas alternativas para fracionar, solubilizar, hidrolisar e separar a celulose, a hemicelulose e a lignina desta biomassa (BADAL, 2003). O tratamento pode ser termoquímico ou bioquímico. Para o primeiro, a biomassa pode ser convertida a diversos produtos. Para o segundo, o tratamento é feito por microrganismos e o foco é basicamente nos polissacarídeos contidos na biomassa. Além dos combustíveis, as biorrefinarias podem produzir insumos que darão origem a outros produtos de valor agregado (NAIK, 2010). Uma

vez que existem diversas alternativas de tratamentos, elas poderão assumir custos diferentes, além de apresentarem conversões diferentes de lignocelulose a seus componentes. De qualquer forma, haverá redução do tamanho do material e a estrutura física será aberta.

Após o pré-tratamento da biomassa e a devida separação da parte sólida e da líquida, o material pode passar pela hidrólise enzimática. O licor resultante da hidrólise enzimática é rico em glicose. Os resíduos sólidos podem ser utilizados para cogeração de energia (DIAS, 2012). A pentose pode ser colocada em biodigestores para produção de biogases, que pode ser utilizada para cogeração de energia. (DIAS, 2011).

2.6.5. ENTRAVES À PRODUÇÃO

Estudos indicaram que o Brasil sofre um grande problema de infraestrutura no setor do transporte, resultando em baixa competitividade comparada a outros países. O país depende fortemente do transporte rodoviário, que muitas vezes apresenta condições precárias, de forma que o custo do transporte da cana pode refletir no preço do etanol (RAELE, 2010).

Existem poucas empresas especializadas em produção de equipamentos para o etanol de segunda geração (RAELE, 2010), demonstrando a necessidade de incentivos também neste setor.

O custo das enzimas é bastante elevado. Além disso, a fermentação de pentoses só deve se tornar realidade entre 2015 e 2020, uma vez que ainda não existem microrganismos capazes de fermentar estes sacarídeos a etanol (DIAS, 2012).

2.6.6. PREÇO DOS BIOCOMBUSTÍVEIS

Segundo estudos feitos pela IEA, os preços dos biocombustíveis de segunda geração ainda são muito mais elevados do que da gasolina. Porém, a perspectiva é de que o custo diminua devido a melhorias na conversão de substrato a produto, na tecnologia de produção, bem como na distribuição dos combustíveis (EISENTRAUT, 2010).

O cenário de biocombustíveis do Brasil é bastante positivo. Após a crise do petróleo em 1973, o país incentivou a produção de etanol. Em 1975 foi criado o Pró-álcool, programa que alavancou a produção deste biocombustível, que reduziu a dependência do país às variações do preço do petróleo, dando maior segurança quanto ao fornecimento de combustível.

Por muitos anos, o governo brasileiro controlou o preço deste combustível, mas após 1999, o preço já era um dado do mercado. Hoje, o preço do etanol de segunda geração ainda não é competitivo, podendo ser necessário o incentivo do governo para que a produção seja possível.

Uma vez que já existe a tecnologia de pequena escala para a produção de etanol de segunda geração, a intervenção do governo para permitir que este produto se torne competitivo é essencial. É necessário que o governo se posicione de forma a incentivar a produção, seja reduzindo impostos ou dando outros auxílios direcionados à produção. A criação de subsídios fiscais para todas as etapas da produção de etanol de segunda geração é fator importante para garantir vantagens ao Brasil. Além disso, o governo pode incentivar o consumo de etanol, já que ele controla os preços da gasolina (RAELE, 2010).

No continente africano já existe investimento para a aliança entre etanol de primeira e segunda gerações. Criar uma nova tecnologia pode ser tão cara quanto adquiri-lá financeiramente (RAELE, 2010). Desta forma, a fim de não perder competitividade, é necessário tomar iniciativa o quanto antes possível.

3. ANÁLISE DE VIABILIDADE

De maneira resumida, a determinação da viabilidade técnica e econômica da produção de etanol de segunda geração dependerá da disponibilidade da tecnologia, bem como o seu custo de investimento e de operação. Portanto, primeiramente, é necessário buscar quais são as opções disponíveis de tecnologia.

Como previamente esclarecido, a produção de etanol a partir do bagaço da cana-de-açúcar depende basicamente da conversão do material lignocelulósico a carboidratos fermentáveis. A esta etapa foi dado o nome de “pré-tratamento”. Sendo assim, buscou-se compreender quais são os processos de pré-tratamento disponíveis para este fim e o mecanismo envolvido desde o tratamento do bagaço até a produção de uma mistura de carboidratos fermentáveis a uma pureza que permitiria a fermentação.

3.1. VIABILIDADE TÉCNICA

A principal dificuldade de obtenção do etanol de segunda geração está relacionada com o pré-tratamento. Portanto, é necessário avaliar quais são as alternativas de tecnologia disponíveis para esta parte do processo. Nesta seção serão estudadas as tecnologias disponíveis de pré-tratamento de material lignocelulósico para obtenção de carboidratos fermentáveis.

Foram identificados fatores que afetam a hidrólise da celulose. Entre eles, estão a porosidade do material, a cristalinidade da fibra celulósica e a quantidade de lignina e hemicelulose. Tanto a lignina quanto a hemicelulose dificultam o acesso das enzimas à celulose, reduzindo, assim, a eficiência da hidrólise (LASER, 2009).

Portanto, a eficiência da hidrólise pode ser aumentada se as condições de hidrólise forem melhoradas, como por exemplo: aumentar a porosidade do material tratado, remoção da lignina e da hemicelulose e da cristalinidade da fibra celulósica (LASER, 2009).

Para isto é feito o pré-tratamento do material lignocelulósico, o qual deve atender aos seguintes requisitos:

1. Melhorar a formação de açúcares ou a habilidade de subsequentemente formar açúcares pela hidrólise enzimática
2. Evitar que os carboidratos sejam degradados ou perdidos
3. Evitar a formação de subprodutos inibitórios para os processos subsequentes, como a hidrólise e a fermentação
4. Ser custo-eficiente.

Existem quatro mecanismos diferentes de pré-tratamento: físico, físico-químico, químico e biológico, os quais serão discutidos nos subtópicos a seguir.

3.1.1. PRÉ-TRATAMENTO

3.1.1.1. ROTA FÍSICA

Em geral, os pré-tratamentos físicos aumentam a área de superfície acessível e o tamanho dos poros, diminuem a cristalinidade da celulose e seu nível de polimerização. Também contribuem com a hidrólise parcial das hemiceluloses e a despolimerização parcial da lignina (TAHERZADEH, 2007).

3.1.1.1.1. FRAGMENTAÇÃO MECÂNICA

O material lignocelulósico pode ser fragmentado para reduzir a cristalinidade da celulose. Para dimensões mais grosseiras, o material pode ser picado. Já para tamanhos intermediários, a matéria-prima pode ser triturada. A obtenção de partículas ainda mais fina se dá através da moagem (SUN, 2002).

3.1.1.1.2. PIRÓLISE

A pirólise baseia-se na volatilização dos componentes da amostra através de aquecimento seco. Para altas temperaturas, por exemplo, a 300°C, a celulose é decomposta rapidamente, resultando em produtos gasosos e carvão residual. Por outro lado, para temperaturas mais baixas, a decomposição é mais branda e produtos voláteis são produzidos em menor quantidade (SUN, 2002).

Se os resíduos da pirólise sofrerem hidrólise ácida branda, a conversão da celulose a açúcares fermentáveis chega a 80-85%, dos quais mais da metade é glicose (SUN, 2002).

A pirólise pode ainda ser melhorada com a presença de oxigênio. Além disso, a presença de outros catalisadores, como o cloreto de zinco ou o carbonato de sódio, podem diminuir a temperatura necessária para que ocorra a decomposição da celulose pura (SUN, 2002).

3.1.1.2. ROTA FÍSICO-QUÍMICA

Assim como nas rotas físicas, as rotas físico-químicas reduzem a cristalinidade da celulose e seu grau de polimerização, bem como hidrolizam total ou parcialmente as hemiceluloses. Além disso, existe a deslignificação do material (TAHERZADEH, 2007).

3.1.1.2.1. EXPLOSÃO COM VAPOR (STEAM EXPLOSION)

Quando materiais lignocelulósicos são tratados com este método, a organização estrutural da celulose é alterada drasticamente, de tal forma que a área

de sua superfície é notavelmente aumentada. Por este motivo, facilita-se a hidrólise enzimática ou ácida em um tratamento posterior (GOUVEIA, 2009).

Este método se baseia na descompressão explosiva do material lignocelulósico. Ele é submetido a vapor saturado de alta pressão e, então, a pressão é reduzida repentinamente, resultando na explosão. Este processo aumenta a eficiência da hidrólise da celulose pois degrada a hemicelulose e a lignina durante a explosão.

Tipicamente, as condições de tratamento são de uma temperatura na faixa de 160-260°C e pressão na faixa de 0,69-4,83 MPa durante vários segundos a alguns minutos antes de a pressão ser reduzida à atmosférica (SUN, 2002).

A adição de ácido sulfúrico, carbônico ou de dióxido de enxofre pode ajudar a melhorar a hidrólise enzimática, reduzir a produção de compostos inibitórios e à extinção da hemicelulose da amostra (SUN, 2002).

As condições ótimas encontradas para o pré-tratamento do bagaço de cana de açúcar são de uma temperatura de 220°C, 30 segundos de tempo de residência, relação de água/sólidos de 2 e ácido sulfúrico a 1%. Sob estas condições, a produção de açúcar foi registrada a 65,1 gramas de açúcar por 100 gramas de bagaço pré-tratado com explosão com vapor (SUN, 2002).

Em comparação com a rota física de fragmentação, este método físico-químico gasta até 41% menos energia para uma redução do tamanho das partículas a um mesmo tamanho (SUN, 2002).

Por outro lado, este método possui a desvantagem de destruir uma parcela da xilana, disrompimento incompleto da matriz de lignina-carboidrato e a geração de compostos que podem ser inibitórios aos microorganismos que são utilizados nos processos subsequentes (SUN, 2002).

Devido à formação de substâncias inibitórias, o material processado pela explosão com vapor precisa ser lavado com água (SUN, 2002). Por esse motivo, parte da hemicelulose hidrossolúvel também é removida. Portanto, a lavagem reduz o rendimento da sacarificação, já que açúcares solúveis são perdidos (SUN, 2002).

3.1.1.2.2. EXPLOSÃO DA FIBRA COM AMÔNIA (AMMONIA FIBER EXPLOSION AFEX)

A explosão da fibra com amônia é um processo similar à explosão com vapor. Neste caso, além do vapor e da redução drástica de pressão, há a presença de amônia (SUN, 2002). Neste pré-tratamento, a biomassa é tratada com amônia líquida à alta pressão em um reator em batelada. A abertura de uma válvula resultada em uma rápida despressurização, de forma que a biomassa explode para um tanque de flash. Também por causa da despressurização, a amônia efervesce violentamente, rompendo a estrutura do material lignocelulósico, permitindo o acesso das enzimas à celulose. (WANG, 1998). Durante este processo, anidrido ou concentrado (<70%) de amônia aquosa é adicionada à biomassa pré-umedecida a temperaturas moderadas (BALS, 2011)

Este método é muito atrativo para o tratamento de resíduos agrícolas, convertendo o substrato lignocelulósico a celulose facilmente digestível. A lignina é despolimerizada, a hemicelulose removida e a celulose descristalizada. No processo, poucos subprodutos que podem degradar o açúcar são formados (OLOFSSON, 2008). Para resíduos agrícolas, condições de pré-tratamento intermediárias são necessárias, de tal forma que a concentração de amônia fornecida ao sistema chegue a aproximadamente um grama de amônia por grama de biomassa. A temperatura de tratamento deve girar em torno de 100°C e o tempo de residência em torno de cinco a quinze minutos (BALS, 2011).

Uma grande variedade de materiais pode ser pré-tratado com este processo. Neste tratamento, a hemicelulose não é solubilizada significativamente. De uma forma geral, a composição do material é pouco alterada após o tratamento (SUN, 2002).

Um rendimento superior a 90% na hidrólise da celulose e da hemicelulose do bagaço da cana-de-açúcar foram observados após o pré-tratamento com amônia, o que permite a utilização de baixas taxas de alimentação de enzimas na hidrólise. Além disso, este processo não produz substâncias inibitórias para os processos subsequentes (YANG, 2007), não necessitando lavagem com água como na

3.1.1.2.3. EXPLOSÃO COM CO₂

A explosão com dióxido de carbono segue um mecanismo similar ao da explosão com vapor e com amônia. Embora o rendimento deste tratamento seja o pior entre os três, a explosão com CO₂ ainda possui rendimento superior à hidrólise enzimática sem pré-tratamento (ALVIRA, 2010).

Além disso, mesmo possuindo um rendimento inferior, há outras considerações que precisam ser feitas. Do ponto de vista econômico, a explosão com CO₂ mostrou-se mais eficiente do que a explosão com amônia. Além disso, não produz compostos inibidores para os processos subsequentes como na explosão com vapor (ALVIRA, 2010).

O pré-tratamento pode ser mais brando se a temperatura, a pressão e/ou a quantidade de catalisador ácido forem reduzidos. Além disso, do ponto de vista econômico, reduzir a pressão e a temperatura podem economizar energia e custos com material. Além disso, com a redução de catalisador ácido, também é reduzida a produção de poluentes e a corrosão do reator (ÖHGREN, 2007).

3.1.1.3. QUÍMICO

O pré-tratamento químico possui características parecidas com as opções de processo físico-químico. Portanto, o material é deslignificado, a cristalinidade da celulose é reduzida, bem como o seu grau de polimerização. Também se observa a hidrólise parcial ou total das hemiceluloses.

3.1.1.3.1. OZONÓLISE

Neste processo, o ozônio é utilizado para degradar lignina e hemicelulose em vários materiais lignocelulósicos, inclusive o bagaço da cana-de-açúcar. Em termos de rendimento, a lignina é removida em sua maior parte, enquanto a hemicelulose é degradada até certo grau. A celulose é pouco alterada neste processo (ALVIRA, 2010).

Embora não produza compostos tóxicos e a reação ocorra a temperatura e pressão ambientes, a quantidade de ozônio necessária é muito alta, tornando o processo muito caro (ALVIRA, 2010).

3.1.1.3.2. HIDRÓLISE ÁCIDA

A hidrólise ácida por ocorrer tanto a concentrações altas quanto baixas. Existem algumas ressalvas quanto à hidrólise ácida com ácido concentrado. Embora os ácidos concentrados melhorem o rendimento da hidrólise da celulose, eles são tóxicos e corrosivos. Além disso, para tornar o processo economicamente viável, é necessário reciclar o ácido concentrado.

Dadas estas ressalvas, foram encontradas condições nas quais a hidrólise com ácido diluído. A baixas temperaturas, o rendimento da sacarificação direta é baixo por os açúcares se decompõe. Já a altas temperaturas, a hidrólise da celulose é melhorada.

A hidrólise ácida da celulose produz hidrolisados que são relativamente tóxicos aos microrganismos da etapa de fermentação, e a máxima conversão a glicose é de cerca de 60% em um processo em batelada por razões cinéticas (OLOFSSON, 2008). Além disso, como o processo ocorre a altas temperaturas e pH baixo, problemas com corrosão precisam ser considerados (TAHERZADEH, 2007).

Sob condições adequadas, é possível chegar a um alto rendimento de conversão de xilana a xilose, o que é importante do ponto de vista econômico, dado que a

xilana representa um terço do total de carboidratos da maioria dos materiais lignocelulósicos.

Embora este tratamento melhore a hidrólise da celulose, o custo é geralmente mais alto do que outros pré-tratamentos físico-químicos. É necessário neutralizar o pH da corrente de saída para que não afete a hidrólise enzimática nem a fermentação.

3.1.1.3.3. HIDRÓLISE ALCALINA

A hidrólise alcalina aumenta a porosidade do material lignocelulósico ao desfazer as ligações de crosslinking entre a lignina e a hemicelulose, o que aumenta a taxa de reação de hidrólise da celulose. Além disso, em um tratamento com base diluída, a estrutura da lignina é destruída e a cristalinidade é reduzida (SUN, 2002).

3.1.1.4. BIOLÓGICO

Nas rotas biológicas de pré-tratamento, os materiais lignocelulósicos são deslignificados e há a redução no grau de polimerização da hemicelulose e da celulose (TAHERZADEH, 2007). Nestes pré-tratamentos, microrganismos são responsáveis pela degradação da matriz de lignina e de hemicelulose. Em geral, são utilizados fungos ou bactérias para este fim. Estes microrganismos são capazes de secretar enzimas extracelulares, como lacases e ligninas peroxidases, que degradam a lignina presente na biomassa (OGEDA, 2010).

3.1.1.4.1.1. HIDRÓLISE ENZIMÁTICA DA CELULOSE

A hidrólise enzimática é conduzida por celulases, que são enzimas altamente específicas. Ao fim da hidrólise enzimática, é possível obter sacarídeos como a glicose.

O processo ocorre a temperaturas moderadas e baixa acidez. Portanto, requer menos energia do que para os outros pré-tratamentos, além de ter poucos problemas relacionados à corrosão.

A celulase é uma mistura de enzimas que são produzidas por microrganismos. Entre as mais notáveis estão a endoglucanase, excoglucanase e a β -glucosidase.

A atividade das enzimas depende de diversos fatores como a concentração do substrato, a proporção de substrato e enzima e a presença de substâncias inibidoras. Para baixas concentrações, um aumento na concentração de substrato pode aumentar a taxa de reação e a conversão da hidrólise. Por outro lado, para concentrações muito altas, o substrato pode inibir a atividade enzimática.

A hidrólise enzimática da celulose, a princípio, não produz hidrolisados tão tóxicos quanto na hidrólise ácida, aumentando o rendimento de produção de açúcar (OLOFSSON, 2008). Além disso, ocorre sob condições mais brandas de temperatura (entre 40 e 50°C) e de pH (4,5-5,0) (TAHERZADEH, 2007). A hidrólise enzimática da celulose após tratamento AFEX pode chegar a conversões à glicose de 93% (TAHERZADEH, 2007).

Durante a hidrólise, algumas enzimas podem fazer ligações com a lignina, resultando na inativação da atividade enzimática. Desta forma, a presença de lignina pode comprometer a atuação das enzimas na hidrolização do material lignocelulósico. Portanto, a deslignificação, ou seja, a redução do conteúdo de lignina do material lignocelulósico, resulta em conversões maiores do mesmo a açúcar (KOVACS, 2009).

A hidrólise enzimática pode ocorrer em diversas configurações. Entre elas, existem as opções de hidrólise e fermentações separadas (SHF – Separate

Hydrolysis and Fermentation) e de hidrólise e fermentação simultâneas (SSF – Simultaneous Saccharification and Fermentation) (GALBE, 2002).

3.1.2. HIDRÓLISE E FERMENTAÇÃO

3.1.2.1. CELULASES

Na conversão por via biológica, é necessária uma mistura enzimática chamada celulase, a qual é composta por várias enzimas, podendo ser divididas em três categorias principais: Endoglucanases, cellobiohidrolases ou exoglucanases e β -glicosidases (KOVACS, 2009).

As endoglucanases reduzem a cadeia polimérica do substrato ao atacar, aleatoriamente, regiões amorfas da parte interna da celulose. Já as exoglucanases reduzem as moléculas de glucan se ligando às pontas do glucan, liberando unidades cellobiose. As beta-glicosidases dividem o dissacarídeo cellobiose em duas unidades de glicose (OLOFSSON, 2008).

Estudos mostraram que o processo SSF pode ser melhorado se o processo for realizado em um batelada alimentado ao invés de um simples batelada. O fato de a alimentação do substrato ser feita gradualmente permite que o nível de substância inibidoras sejam mantidas a baixas concentrações, reduzindo a inibição da fermentação (OLOFSSON, 2008).

Temperatura ótima para fermentação é de 30°C, enquanto que para a hidrólise enzimática da celulose é de 55°C. portanto, a temperatura de 37°C parece ser um compromisso entre as duas temperaturas (OLOFSSON, 2008).

3.1.2.2. COMPARAÇÃO ENTRE A HIDRÓLISE ÁCIDA E ENZIMÁTICA

Em comparação com a hidrólise ácida, a hidrólise enzimática é mais vantajosa no que diz respeito ao consumo de energia, como eletricidade e gás natural, já que na última as condições de operação são mais brandas, exigindo fornecimento de energia mais moderado. Além disso, na hidrólise enzimática a conversão a açúcar é maior e o custo de investimento e de manutenção de equipamentos é inferior (KUMAR, 2011).

Por outro lado, a estrutura cristalina, polimérica e heterogênea da lignocelulose dificulta a despolimerização durante o ataque enzimático. Mesmo com o pré-tratamento, resíduos de lignina e de hemicelulose podem atrapalhar o processo, já que a enzima e a lignina podem se ligar irreversivelmente, reduzindo a taxa de reação do processo (KUMAR, 2011).

Na Tabela 5 é possível observar, resumidamente, a comparação entre as principais diferenças entre a hidrólise enzimática e ácida.

Tabela 5: Comparação entre a hidrólise ácida e enzimática

Parâmetro de comparação	Hidrólise Ácida	Hidrólise Enzimática
Condições de Hidrólise	Agressiva	Branda
Eficiência da Hidrólise	Baixa	Alta
Inibição do produto durante a hidrólise	Não	Sim
Formação de subprodutos inibidores	Sim	Não
Custo do catalisador	Baixo	Alto
Tempo de hidrólise	Baixo	Alto

(Adaptado de TEHARZEDAH, 2007)

3.1.2.3. FERMENTAÇÃO

A fermentação é o processo através do qual açúcares são convertidos a etanol. O processo mais conhecido é o de fermentação da glicose com uso da levedura *Saccharomyces cerevisiae*. Apesar de existirem outros microrganismos que são capazes de fermentar diferentes tipos de carboidratos, ainda não se encontrou outro microrganismo robusto como a *Saccharomyces cerevisiae* capaz de fermentar açúcares com eficiência aceitável (LASER, 2009).

Além da glicose e da levedura, a presença de outras substâncias é necessária para a fermentação. Usualmente, suplementa-se o meio reacional com extrato de levedura (1 g/L), $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ (0,5 g/L), $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ (0,025 g/L) e NaH_2PO_4 (1,38 g/L) (MARTÍN, 2002).

3.1.2.4. SHF E SSF

No processo de sacarificação e fermentação simultânea (SSF), tanto a sacarificação quanto a fermentação ocorrem no mesmo tanque. Portanto, o custo de investimento é mais baixo, tal que a redução chegue a frações superiores a 20% (OLOFSSON, 2008). Além disso, o fato de a fermentação ocorrer ao mesmo tempo da sacarificação é benéfico pois os açúcares são consumidos conforme são produzidos, reduzindo a inibição enzimática na hidrólise (BRYANT, 2009).

Por outro lado, as condições ótimas de operação da hidrólise e da fermentação são diferentes, tal que uma condição intermediária é atribuída ao sistema, de tal forma que nem a hidrólise e nem a fermentação ocorrem sob condições de maior conversão. Por este motivo, tempos mais longos de processamento são necessários para se obter o mesmo grau de conversão em comparação com o processo separado (BRYANT, 2009). Além disso, as leveduras não podem ser reaproveitadas quando os processos ocorrem simultaneamente, já que existe uma dificuldade em separá-las da lignina depois da fermentação (OLOFSSON, 2008).

No processo de hidrólise e fermentação separadas (SHF), a conversão a etanol ocorre em um período de tempo mais curto, já que tanto as enzimas quanto as leveduras encontram-se sob condições ótimas de reação. Entretanto, o custo de investimento é mais elevado, assim como o custo operacional. Por outro lado, o custo variável é mais baixo (BRYANT, 2009). A conversão de celulose a etanol é mais alta para o SSF e a alimentação de enzimas é menor. Além disso, o risco de contaminação do meio é mais baixo para o SSF devido à presença de etanol (TAHERZADEH, 2008).

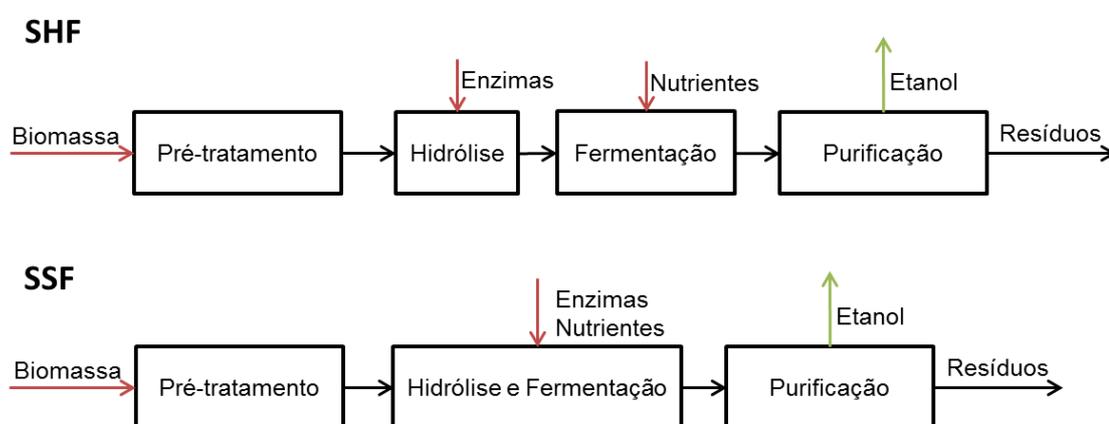


Figura 9: Diagrama simplificado dos processos SSF e SHF

3.1.3. RECUPERAÇÃO

A recuperação do etanol anidro pode ser feita com o auxílio de uma coluna de destilação e de posterior adsorção da água através de uma peneira molecular. A coluna de destilação concentra o etanol até a concentração do seu azeótropo com a água (NREL, 2002).

Como na sua concentração de azeótropo não é mais possível separar a água do etanol através da técnica de destilação, o etanol pode ser concentrado através da adsorção da água em peneiras moleculares. Após o tratamento, o etanol chega à concentração de 99,5% (NREL, 2002).

3.1.4. CO-GERAÇÃO DE ENERGIA E UTILIDADES

A quantidade de vapor gerada na cogeração de energia a partir da lignina supre as necessidades de vapor da planta e, portanto, o custo para a geração de vapor na planta é considerado como nulo. Ainda que a lignina possa produzir mais energia do que o necessário e que pudesse, portanto, ser vendida, adota-se como nula a receita gerada pela produção de energia elétrica a partir da queima da lignina (KUMAR, 2011).

Uma unidade de produção de etanol de segunda geração necessita de vapor de alta e de baixa pressão. Em geral, recicla-se o vapor de alta pressão para a utilização em aplicações que requerem vapor de baixa pressão antes de retornar o vapor aos evaporadores (KUMAR, 2011).

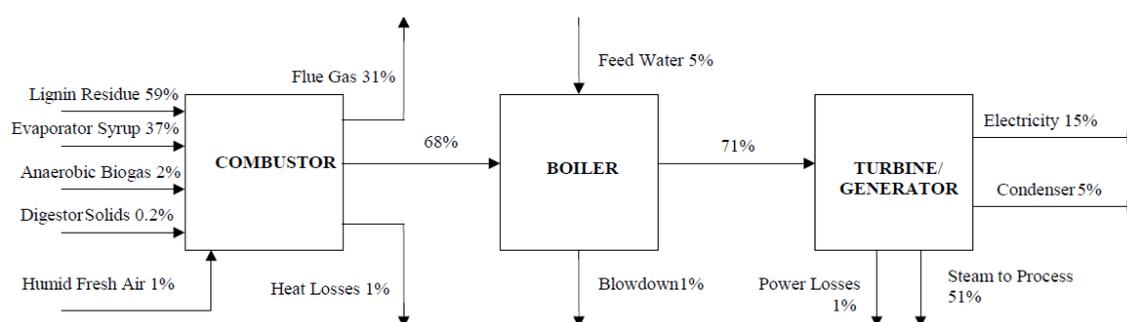


Figura 10: Esquema do setor de cogeração de energia simplificado (Fonte: NREL, 2002)

3.2. VIABILIDADE ECONÔMICA

3.2.1. VALOR PRESENTE LÍQUIDO

O dinheiro tem um valor que varia ao longo do tempo, ou seja, R\$100,00 hoje não tem o mesmo valor do que R\$100,00 terá em dez anos. Esta diferença existe devido à existência da possibilidade de se aplicar o dinheiro hoje e atingir um valor maior em dez anos. Supondo que estes R\$100,00 sejam aplicados hoje a uma taxa

de 10% ao ano, juros simples, em dez anos os R\$100,00 aplicados serão equivalentes a R\$200,00 (juros simples) (MANKIWI, 2009).

Define-se como Valor Presente Líquido (VPL), ou Net Present Value (NPV), como sendo o valor presente dos fluxos de entrada de caixa subtraído dos seus respectivos custos. Este critério fornece uma perspectiva para o investidor sobre a rentabilidade do projeto. A utilização do VPL é muito comum na tomada de decisões de investimento em projetos, sendo muitas vezes utilizado como critério único (EHRHARDT, 2010).

Se um projeto é representado por um fluxo de caixa de valores V_k no instante k ($k=0, \dots, n$). O Valor Presente Líquido atualizado no instante inicial é dado pela Equação 01.

$$VPL(i) = \sum_{k=0}^n \frac{V_k}{(1+i)^k} \quad (\text{Eq. 01})$$

Onde:

i : Taxa atrativa mínima

V_k : Valor do fluxo de caixa no período k

k : Período em questão

O projeto de investimento é economicamente viável quando $VPL(i) \geq 0$, não sendo economicamente viável se $VPL(i) < 0$ (TÔRRES, 2006). Se o VPL de um projeto iguala a zero, então ele não gera nada além da taxa de atratividade i (MOTTA, 2009).

3.2.2. VALOR FUTURO LÍQUIDO (VFL)

Um projeto também pode ser avaliado através do seu Valor Futuro Líquido (VFL), que nada mais é do que uma derivação do VPL. Embora não muito utilizado, este critério avalia o rendimento de uma oportunidade quando comparado a um investimento à taxa i no instante final do fluxo de caixa. A transformação do VPL em

VFL, ou seja, de um valor presente a um valor futuro, pode ser dada pela Equação 02.

$$F = P(i + 1)^n \quad (\text{Eq. 02})$$

Onde:

F: valor futuro

P: Valor presente

i: taxa de atratividade

n: número de períodos

3.2.3. TAXA INTERNA DE RETORNO (TIR)

Por definição, a Taxa Interna de Retorno (TIR) é a taxa utilizada para calcular os descontos no qual VPL é levado a zero. A utilização deste critério possui diversas vantagens em relação a outros métodos, pois é de fácil compreensão se comparado ao VPL, pode ser comparado diretamente a outros investimentos e não há necessidade de se recalcular a TIR se houver uma mudança na TMA.

Por outro lado, a TIR não serve para comparar dois investimentos que possuem ordens de grandeza de investimentos contrastantes. Além disso, a TIR pode ser um conjunto de valores e não apenas um único valor. A TIR também não pode ser utilizada quando existem valores negativos no fluxo de caixa após o investimento inicial, pois isto causaria uma inversão de valores no fluxo de caixa, gerando mais de uma TIR.

Suponha um projeto cujo fluxo de caixa é o que se observa na Tabela 6.

Tabela 6: Fluxo de caixa fictício para um projeto.

Ano	1	2	3
FC	-1000	3000	-2240
FC Acumulado	-1000	2000	-240

(Adaptado de MOTTA, 2009)

Calculando o VPL para este projeto, tem-se:

$$VPL = -1000 + \frac{3000}{(1+i)} + \frac{-2240}{(1+i)^2} \quad (\text{Eq. 03})$$

Como a TIR é a taxa i que zera o VPL, então:

$$0 = -1000 + \frac{3000}{(1+i)} + \frac{-2240}{(1+i)^2} \quad (\text{Eq. 04})$$

$$-1000(1+i)^2 + 3000(1+i) - 2240 = 0 \quad (\text{Eq. 05})$$

As raízes da equação são, portanto, $i = 40\%$ e $i = 60\%$. Desta forma, fica evidente que a determinação da TIR não serve para este caso, pois existe mais de uma taxa que anula o VPL. Para estes casos, é necessário utilizar a TIR modificada.

Na **Figura 11** é possível observar o perfil do VPL para um projeto cujos valores de fluxo de caixa se invertem após o investimento.

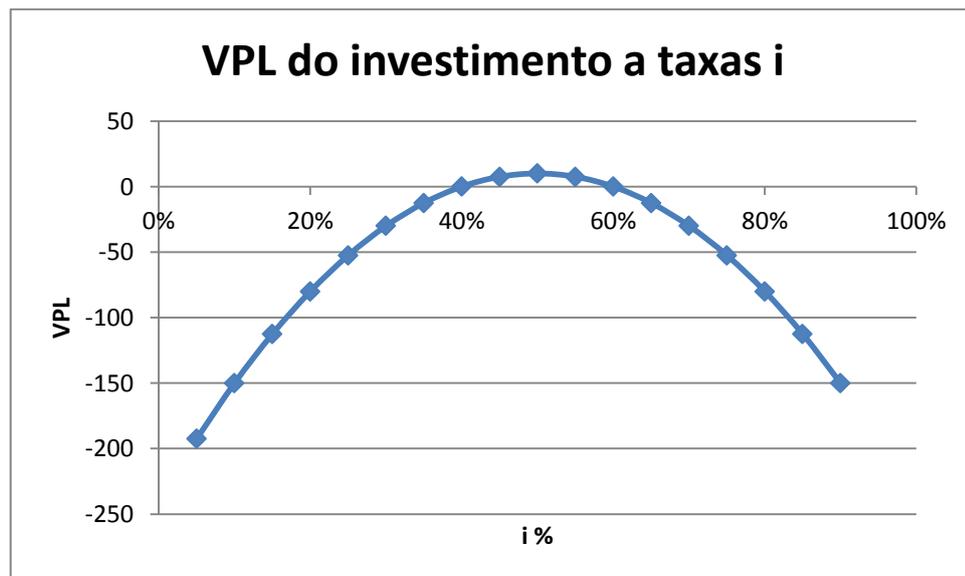


Figura 11: Perfil do VPL do projeto a taxas $i\%$

3.2.4. PERÍODO DE REPAGAMENTO (PAYBACK)

Define-se como período de repagamento do investimento ou do empréstimo a quantidade de períodos necessários para que o investimento realizado seja recuperado. Ou seja, o payback é o tempo que o fluxo de caixa acumulado leva para passar de negativo a nulo para um determinado investimento inicial e não leva em consideração a atualização dos valores para o presente (MOTTA, 2009).

Este critério é empírico e dificilmente é utilizado para tomada de decisões. No entanto, pode servir como critério de desempate entre projetos ou ainda para fazer uma pré-seleção das alternativas de investimento. Pode-se, por exemplo, eliminar projetos que possuam tempo de retorno muito grandes, dando preferência à maior liquidez. (TÔRRES, 2006).

3.2.5. ESTIMATIVA DOS CUSTOS

As estimativas do custo de investimento feitas na indústria podem ser resumidas em cinco métodos diferentes. A estimativa inicial de um projeto é feita com poucas informações relacionadas ao processo, portanto são menos precisas. Conforme o projeto evolui e o nível de detalhamento aumenta, também aumenta a precisão da estimativa. Nas subseções serão abordados os métodos de estimativa sugeridos por Turton (2009).

3.2.5.1. ESTIMATIVA DE ORDEM DE GRANDEZA

Este método de cálculo de estimativa se baseia nos custos de construção de uma planta já finalizada cujo processo é similar ao processo estudado. Os cálculos são feitos com fatores de ajuste de escala para a capacidade e fatores de correção

da inflação. O nível de detalhamento deste método é baixo, de até 2%, portanto a precisão da estimativa é baixa, com erro de cerca 20% para mais ou menos.

3.2.5.2. ESTIMATIVA DE ESTUDO

A estimativa de estudo se baseia no cálculo do custo dos principais equipamentos do processo. Uma estimativa do tamanho dos equipamentos é realizada de forma que o custo de cada equipamento possa ser calculado. Entre os principais equipamentos estão bombas, reatores, trocadores de calor, compressores e turbinas, colunas e vasos. Comparada à estimativa de ordem de grandeza, a estimativa de estudo possui mais informações a respeito do processo, cerca de 15% das informações, e, portanto, a estimativa é um pouco mais precisa, embora ainda baixa, com um erro de 12% para mais ou menos.

3.2.5.3. ESTIMATIVA PRELIMINAR

A partir do momento em que o dimensionamento dos equipamentos utilizados no processo já é mais preciso, é possível realizar a estimativa preliminar. Não só o dimensionamento é mais preciso, como também já se consideram a distribuição dos equipamentos na planta e o arranjo das tubulações, instrumentação e o cabeamento elétrico. Já começam a ser estimados gastos com eletricidade e água. Neste momento, o detalhamento já é alto, com cerca de 30 a 70%, e a precisão da estimativa possui pouco erro, de até 6% para mais ou menos.

3.2.5.4. ESTIMATIVA DEFINITIVA

Uma vez finalizado o diagrama de fluxo do processo, a estimativa definitiva é feita considerando especificações preliminares de todos os equipamentos, instrumentos e eletricidade.

3.2.5.5. ESTIMATIVA DETALHADA

A elaboração da estimativa detalhada exige um entendimento completo do processo e de todos os processos relacionados que ocorrem fora da planta. Uma vez feita esta estimativa, o projeto está pronto para ser construído. Portanto, o nível de detalhamento na elaboração desta estimativa é de 50-100%, com um erro esperado de 1% para mais ou menos.

Na tabela abaixo estão comparados os níveis de detalhamento e de erro para cada método.

Tabela 7: Tabela de comparação entre os métodos de estimativa de custos

Método	Nível de detalhamento	Nível de erro
Estimativa de ordem de grandeza	0-2%	4-20%
Estimativa de estudo	1-15%	3-12%
Estimativa preliminar	10-40%	2-6%
Estimativa definitiva	30-70%	1-3%
Estimativa detalhada	50-100%	1%

(Adaptado de TURTON, 2009)

3.2.6. ESCOLHA DO MÉTODO DE ESTIMATIVA DE CUSTO PARA UM ESTUDO DE VIABILIDADE

Cada método de estimativa de custo visa um objetivo diferente durante o projeto. Para fins de estudo de viabilidade, os métodos mais utilizados são os de estimativa de ordem de grandeza e o de estimativa de estudo, pois são utilizados para comparar as alternativas de processo e selecionar aquela que parece ser mais rentável.

3.2.7. ESTIMATIVA DO CUSTO DOS EQUIPAMENTOS

Uma vez conhecido o diagrama do processo, estimativas precisas podem ser feitas através de orçamentos pedidos aos fornecedores dos equipamentos. Porém, em etapas cujo nível de detalhamento ainda é baixo, como, por exemplo, em um estudo de viabilidade, não se tem informações precisas do dimensionamento dos equipamentos.

Entretanto, as informações precisas não estão disponíveis em todas as etapas do projeto, porém os equipamentos ainda precisam ser orçados. Neste cenário, as estimativas podem ser feitas a partir de equipamentos previamente adquiridos, utilizando relações matemáticas com coeficientes específicos para cada equipamento de acordo com a capacidade original e a desejada e a correção da inflação entre o período de compra da peça original e do período estudado.

A relação mais simples utilizada para estimativas grosseiras é dada pela Equação 06.

$$\frac{C_{novo}}{C_{ref}} = \left(\frac{A_{novo}}{A_{ref}} \right)^n \quad (\text{Eq. 06})$$

Onde:

C_{novo} : custo que se deseja calcular do novo equipamento

C_{ref} : custo do equipamento de referência

A_{novo} : capacidade do equipamento novo

A_{ref} : capacidade do equipamento de referência

n: expoente de custo

3.2.8. CONSIDERAÇÕES QUANTO AO PREÇO

3.2.8.1. CURVA DE APRENDIZADO

Embora uma tecnologia possa custar caro e parecer inviável no presente momento, deve-se considerar que os custos reduzem ao longo do tempo. Esta redução se deve, principalmente, pela curva de aprendizado que a experiência ao longo do tempo traz à produção. Para uma variedade de produtos e serviços, é possível perceber que o custo unitário de produção decresce com o aumento do conhecimento. Desta forma, os custos não se reduzem por causa da passagem do tempo, mas por causa do conhecimento que é acumulado com a experiência adquirida ao longo do tempo (GOLDEMBERG, 2004).

3.2.8.2. INCENTIVOS GOVERNAMENTAIS

Da criação do Pró-álcool até 1997, os preços eram controlados pelo governo, bem como eram os outros combustíveis. O controle dos preços visava incentivar o consumo de etanol. Em 1997, o preço do etanol anidrido foi liberalizado, ou seja, deixou de ser um valor controlado e passou a ser um dado do mercado. A liberalização dos preços do etanol hidratado só ocorreu em 1999 (GOLDEMBERG, 2004).

Antes da liberalização dos preços, o etanol só possuía poder competitivo devido às interferências feitas pelo governo. O aumento da eficiência da produção de etanol, bem como o aumento da competitividade desta substância como combustível

em relação aos preços, culminou na liberalização dos preços, uma vez que a interferência do governo já não era mais necessária (GOLDEMBERG, 2004).

4. MÉTODO DE PESQUISA

A determinação da viabilidade técnica e econômica será feita através da avaliação do fluxo de caixa de uma usina de etanol de segunda geração. Serão avaliados os custos de produção, de investimento e de operação.

Identificar-se-ão os principais custos da produção do etanol a partir do bagaço. Serão criados cenários hipotéticos de produção de etanol de geração, no qual os custos de produção e de operação serão alterados.

4.1. DESCRIÇÃO DO CENÁRIO DE ESTUDO

Uma vez que a produção de etanol de segunda-geração a partir da cana-de-açúcar pode ser dividida em cinco etapas, procurou-se identificar as fontes de custo da produção ao longo da cadeia.

4.1.1. ETAPA I - MANUSEIO E TRANSPORTE

O bagaço da cana-de-açúcar da produção de etanol de primeira geração é aproveitado, de forma que é necessário que este material seja transportado de uma unidade de produção para a outra.

4.1.2. ETAPA II – PRÉ – TRATAMENTO

Através da explosão da fibra com amônia (AFEX), a celulose torna-se acessível ao ataque enzimático. Neste processo, o bagaço da cana-de-açúcar é pressurizado com vapor e amônia e rapidamente despressurizado. Portanto, os custos de produção desta etapa envolvem gasto com amônia e para a obtenção do vapor à alta pressão.

4.1.3. ETAPA III – HIDRÓLISE E FERMENTAÇÃO SIMULTÂNEAS (SSF)

A hidrólise e a fermentação serão consideradas como simultâneas (SSF), já que se evita ações inibidores dos produtos e se consegue um rendimento superior à opção na qual os dois conjuntos de reação ocorrem separadamente.

Para a hidrólise, serão utilizadas enzimas comerciais, as celulasas, na concentração de 15 FPU por grama de celulose. Já para a fermentação, será utilizada a levedura *Saccharomyces cerevisiae*. Será considerada apenas a fermentação da glicose formada durante a hidrólise da celulose, de forma que serão ignoradas as hexoses e pentoses da hemicelulose.

4.1.4. ETAPA IV – RECUPERAÇÃO DO ETANOL

Na etapa de recuperação do etanol, a corrente de produtos do reator será enviada a uma coluna de destilação, na qual será separado o etanol dos demais produtos. Em seguida, o etanol passará por uma peneira molecular, de onde será concentrado à especificação de anidro.

4.1.5. ETAPA V - UTILIDADES E TRATAMENTO DE RESÍDUOS

Após a destilação para a recuperação de etanol, os produtos de fundo podem ser filtrados, de forma que a corrente líquida segue para tratamento de água e os sólidos passam por secagem.

No tratamento de água, a corrente de água filtrada é rica em substâncias orgânicas. Desta forma, ela passa por digestores anaeróbicos e aeróbicos e por clarificação, seguindo para o reservatório de água tratada.

No reservatório de água, parte da água tratada é descartada, para evitar o acúmulo de substâncias químicas. Portanto, parte desta água precisa ser repostada. Descartando-se 5% da água utilizada no processo, é necessário repor a mesma quantidade de água fresca.

Após a secagem, os sólidos secos são direcionados para a área de co-geração de energia, onde, junto com o gás natural produzido nos digestores, produzem vapor de alta, média e baixa pressões e energia elétrica. De acordo com o estudo realizado por LASER, 2009, todas as necessidades de energia elétrica e de vapor são supridas pela co-geração de energia.

4.2. CONVERSÃO DE BAGAÇO A ETANOL

Nesta seção, serão demonstrados os cálculos e hipóteses adotados para a obtenção da conversão de bagaço a etanol. Serão calculadas a produção anual de etanol para a capacidade desejada da planta, além da quantidade anual necessária de insumos e utilidades para atender tal produção. A partir destes valores, será possível calcular os custos de produção, que serão utilizados na elaboração do Demonstrativo de Resultado e Exercício e do Fluxo de Caixa.

4.2.1. QUANTIDADE DE BAGAÇO PROCESSADO

Serão feitos cálculos para o processamento de 2000 (duas mil) toneladas de bagaço por dia. Considerando um ano de 365 dias, o processamento anual será de 730.000 (setecentos e trinta mil) toneladas de bagaço de cana de açúcar.

4.2.2. DIAGRAMA SIMPLIFICADO DO PROCESSO

Na Figura 12 é possível observar o fluxograma simplificado do processo escolhido, bem como as entradas e saídas do processo.

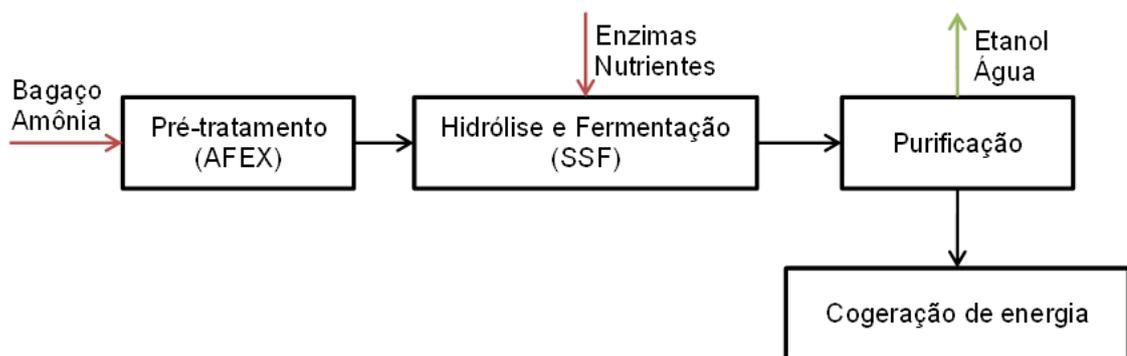


Figura 12: Diagrama simplificado do processo escolhido

Para o balanço de massa, foram utilizadas siglas para indicar, por exemplo, entradas e saídas de cada processo, cuja lista segue abaixo

Tabela 8: Lista de siglas utilizadas para o balanço de massa

Sigla	Significado
e	entrada
s	saída
st	saída no topo
sf	saída no fundo
pt	pré-tratamento
ra	recuperação de amônia

4.2.3. PRÉ-TRATAMENTO

Para o pré-tratamento do bagaço da cana-de-açúcar foi selecionado o AFEX. Neste pré-tratamento, além da biomassa, o reator deve ser alimentado com amônia aquosa.

A proporção mássica entre bagaço, amônia e água é de 1:1:0,6. Portanto, para cada quilograma de bagaço, deverá haver um quilograma de amônia e seiscentos gramas de água, como é possível verificar na Equação 07.

$$\frac{\dot{m}_{bagaço,pt,e}}{1} = \frac{\dot{m}_{amônia,pt,e}}{1} = \frac{\dot{m}_{água,pt,e}}{0,6} \quad (\text{Eq. 07})$$

Neste pré-tratamento, quase nenhuma reação química ocorre, já que o intuito do processo é de alterar fisicamente o substrato. A única reação química que é considerada é a reação da amônia com a lignina, formando compostos nitrogenados não voláteis e que não podem ser recuperados. Estima-se que esta perda seja de 10,8 gramas de amônia para cada quilograma de bagaço (base seca).

Como o bagaço não reagirá, assim como a água, então:

$$\dot{m}_{bagaço,pt,e} = \dot{m}_{bagaço,pt,s} \quad (\text{Eq. 08})$$

$$\dot{m}_{água,pt,e} = \dot{m}_{água,pt,s} = 0,6 \cdot \dot{m}_{bagaço,pt,s} \quad (\text{Eq. 09})$$

Considerando a perda de amônia, tem-se:

$$\dot{m}_{amônia,pt,e} - \dot{m}_{amônia,pt,s} = \dot{m}_{amônia,pt,r} \quad (\text{Eq. 10})$$

Onde

$$\dot{m}_{amônia,pt,r} = \dot{m}_{bagaço,pt,e} * 0,0108 \quad (\text{Eq. 11})$$

Desta forma, haverá a necessidade de se repor a amônia, cujo consumo anual ($A_{amônia/anual}$) será dado por:

$$A_{amônia/ano} = 365 \cdot \dot{m}_{amônia,pt,r} \quad (\text{Eq. 12})$$

4.2.3.1. RECUPERAÇÃO DE AMÔNIA

Após passar pelo reator, a mistura deve passar por um flash, onde a amônia evaporará, podendo ser recuperada no topo. Considera-se que toda a amônia proveniente do reator do pré-tratamento será vaporizada e recuperada no topo, de forma que:

$$\dot{m}_{amônia,pt,s} = \dot{m}_{amônia,ra,e} = \dot{m}_{amônia,ra,st} \quad (\text{Eq. 13})$$

Uma vez que a quantidade de amônia recuperada será inferior à quantidade de amônia na entrada do reator de pré-tratamento devido à reação da amônia com a biomassa, será necessário suplementar o processo com amônia para compensar a perda. Portanto, a quantidade de amônia que deverá ser suplementada ao processo será dada por:

$$\dot{m}_{amônia,feed} = \dot{m}_{amônia,pt,e} - \dot{m}_{amônia,ra,s} = (1 - 0.0108) * \dot{m}_{bagaço,pt,e} \quad (\text{Eq. 14})$$

Na saída do equipamento onde ocorre a recuperação da amônia a vazão mássica de componentes será dada por:

$$\dot{m}_{bagaço,pt,s} = \dot{m}_{bagaço,ra,e} = \dot{m}_{bagaço,ra,s} \quad (\text{Eq. 15})$$

$$\dot{m}_{água,pt,s} = \dot{m}_{água,ra,e} \quad (\text{Eq. 16})$$

Entretanto, como vapor é alimentado ao sistema para melhorar a recuperação de amônia, tem-se que

$$\dot{m}_{água,ra,s} = \dot{m}_{água,ra,e} + \dot{m}_{vapor,ra,e} \quad (\text{Eq. 17})$$

Portanto, na saída do equipamento, a vazão mássica total será dada por:

$$\dot{m}_{ra,s} = \dot{m}_{água,ra,s} + \dot{m}_{bagaço,ra,s} \quad (\text{Eq. 18})$$

4.2.4. HIDRÓLISE E FERMENTAÇÃO

Para a etapa de hidrólise e fermentação, foi selecionada a configuração de hidrólise e fermentação simultâneas (SSF). Neste caso, a sacarificação e a fermentação ocorrem em paralelo.

De forma a facilitar o entendimento dos cálculos, dividiu-se esta etapa do processo em duas partes. Na primeira parte será calculada a conversão da celulose à glicose e na segunda será calculada a conversão da glicose a etanol.

Apesar de os cálculos serem feitos separadamente, para ambas as etapas serão utilizados os rendimentos encontrados na bibliografia para as reações de hidrólise enzimática e fermentação do etanol para os processos ocorrendo simultaneamente.

Para a fermentação, será considerada apenas a fermentação da glicose. Portanto, a hidrólise da hemicelulose, bem como a sua conversão a pentoses fermentáveis serão ignoradas. Tal escolha deve-se ao fato de ainda não existirem microrganismos robustos capazes de fermentarem pentoses a etanol com rendimento satisfatório.

Tabela 9: Balanço de massa do processo SSF

		Bagaço	Celulose	Hemicelulose	Lignina	Outros	Glicose	Etanol
SSF	entrada	m	am	bm	cm	dm	-	-
Hidrólise	entrada	m	am	bm	cm	dm	-	-
Hidrólise	reação	αam	αam	-	-	-	αam	-
Hidrólise	saída	$m(1-\alpha)$	$am(1-\alpha)$	bm	cm	dm	αam	-
Fermentação	entrada	$m(1-\alpha)$	$am(1-\alpha)$	bm	cm	dm	αam	-
Fermentação	reação	$m(1-\alpha)$	-	-	-	-	$\beta \alpha am$	$\beta \alpha am$
Fermentação	saída	$m(1-\alpha)$	$am(1-\alpha)$	bm	cm	dm	$\alpha am(1-\beta)$	$\beta \alpha am$
SSF	saída	$m(1-\alpha)$	$am(1-\alpha)$	bm	cm	dm	$\alpha am(1-\beta)$	$\beta \alpha am$

Onde:

α é a conversão mássica de celulose a glicose (g glicose / g celulose)

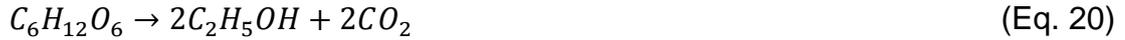
β é a conversão mássica de glicose a etanol (g etanol / g glicose)

a, b, c, d representam, respectivamente, a fração mássica de celulose, hemicelulose, lignina e outros componentes no bagaço de cana-de-açúcar.

A conversão mássica real de glicose a etanol (β) é dada por:

$$\beta = X_{real} = \gamma \cdot X_{teórico} \quad (\text{Eq. 19})$$

A conversão mássica teórica de glicose a etanol através da fermentação ($X_{teórico}$) é dada pela estequiometria da reação:



Glicose	Etanol	Gás Carbônico
1 mol	2 mol	2 mol
180 g	92 g	88 g

A conversão mássica teórica é dada então pela razão entre a massa de etanol pela massa de glicose

$$X_{teórico} = \frac{m_{etanol}}{m_{glicose}} = \frac{92}{180} = 0,51 \quad (\text{Eq. 21})$$

Como a corrente de entrada do processo SSF é igual à corrente de saída do fundo da recuperação da amônia, tem-se que:

$$\dot{m}_{bagaço,ssf,e} = \dot{m}_{bagaço,ra,s} \quad (\text{Eq. 22})$$

$$\dot{m}_{celulose,ssf,e} = a \cdot \dot{m}_{bagaço,ra,s} \quad (\text{Eq. 23})$$

Para este balanço de massa, compreende-se como bagaço todos os componentes que não foram hidrolisados ou fermentados, ou seja, toda a celulose não hidrolisada e os outros componentes, como a hemicelulose, a lignina e os demais componentes. Este modelo visa simplificar o balanço de massa, o qual segue a Tabela 9 e está devidamente expresso abaixo

$$\dot{m}_{celulose,ssf,s} = a \cdot (1 - \alpha) \cdot \dot{m}_{bagaço,ra,s} = (1 - \alpha) \cdot \dot{m}_{celulose,ssf,e} \quad (\text{Eq. 24})$$

$$\dot{m}_{glicose,ssf,s} = \alpha \cdot a \cdot (1 - \beta) \cdot \dot{m}_{bagaço,ssf,e} = \alpha \cdot (1 - \beta) \cdot \dot{m}_{celulose,ssf,e} \quad (\text{Eq. 25})$$

$$\dot{m}_{etanol,ssf,s} = \alpha \cdot \beta \cdot a \cdot \dot{m}_{bagaço,ssf,e} = \alpha \cdot \beta \cdot \dot{m}_{celulose,ssf,e} \quad (\text{Eq. 26})$$

$$\dot{m}_{bagaço,ssf,s} = (1 - \alpha \cdot a) \cdot \dot{m}_{bagaço,ssf,e} \quad (\text{Eq. 27})$$

Além das celulases, é necessário adicionar outros componentes ao meio. Estes componentes possuem um consumo anual dado pelas seguintes equações:

$$A_{\text{extrato de levedura/ano}} = 365 \cdot C_{\text{extrato de levedura}} \cdot \dot{m}_{\text{água,ssf,e}} \quad (\text{Eq. 28})$$

$$A_{(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4/\text{ano}} = 365 \cdot C_{(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4} \cdot \dot{m}_{\text{água,ssf,e}} \quad (\text{Eq. 29})$$

$$A_{\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}/\text{ano}} = 365 \cdot C_{\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}} \cdot \dot{m}_{\text{água,ssf,e}} \quad (\text{Eq. 30})$$

$$A_{\text{NaH}_2\text{PO}_4/\text{ano}} = 365 \cdot C_{\text{NaH}_2\text{PO}_4} \cdot \dot{m}_{\text{água,ssf,e}} \quad (\text{Eq. 31})$$

4.2.5. RECUPERAÇÃO DO ETANOL

A recuperação de etanol pode ser feita com a utilização de duas colunas de destilação e uma peneira molecular. Na primeira coluna de destilação, a mistura fermentada é destilada, separando-se o etanol do resto da mistura. O etanol é desidratado ainda mais em uma peneira molecular, tornando-se o etanol anidro.

$$\dot{m}_{\text{etanol,de,e}} = \dot{m}_{\text{etanol,ssf,s}} \quad (\text{Eq. 32})$$

A eficiência da destilação (δ) determinará a fração do etanol proveniente do processo SSF que poderá ser recuperado ao final da destilação, de forma que:

$$\dot{m}_{\text{etanol,de,s}} = \delta \cdot \dot{m}_{\text{etanol,de,e}} = \delta \cdot \alpha \cdot \beta \cdot a \cdot \dot{m}_{bagaço,ssf,e} = \delta \cdot \alpha \cdot \beta \cdot a \cdot \dot{m}_{bagaço,pt,e} \quad (\text{Eq. 33})$$

Desta forma, é possível definir a conversão de bagaço da cana a etanol anidro ($C_{\text{bagaço,etanol}}$), em massa de bagaço por massa de etanol, como sendo:

$$C_{\text{bagaço/etanol}} = \frac{\dot{m}_{\text{etanol,de,s}}}{\dot{m}_{bagaço,pt,e}} = \frac{\delta \cdot \alpha \cdot \beta \cdot a \cdot \dot{m}_{bagaço,pt,e}}{\dot{m}_{bagaço,pt,e}} = \delta \cdot \alpha \cdot \beta \cdot a \quad (\text{Eq. 34})$$

Dada a densidade do etanol (d_{etanol}) de 0,7915 litros por quilograma, é possível calcular o número de litros de etanol produzido por quilograma de bagaço.

$$C_{\text{vol}}_{\text{bagaço/etanol}} = \frac{\delta \cdot \alpha \cdot \beta \cdot a}{d_{\text{etanol}}} = \frac{\delta \cdot \alpha \cdot \beta \cdot a}{0,7915} \quad (\text{Eq. 35})$$

Desta forma, a produção anual de etanol ($P_{\text{etanol/ano}}$) é dada, em litros por ano, pela seguinte equação:

$$P_{\text{etanol/ano}} = 365 \cdot \dot{m}_{\text{bagaço,pt,e}} \cdot C_{\text{vol}_{\text{bagaço/etanol}}} \quad (\text{Eq. 36})$$

O custo anual das enzimas ($\text{Custo}_{\text{celulase/ano}}$) é diretamente proporcional à quantidade de etanol produzida, considerando um custo de compra ($\text{CC}_{\text{celulase}}$) com base na quantidade de etanol produzida. Então:

$$\text{Custo}_{\text{celulase/ano}} = P_{\text{etanol/ano}} \cdot \text{CC}_{\text{celulase}} \quad (\text{Eq. 37})$$

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Conforme explicado na seção 4.2, a conversão do bagaço a etanol, a quantidade de insumos necessários depende de variáveis que são dependentes do tipo de processo escolhido. Para este estudo, foi selecionado o método AFEX de pré-tratamento, seguido de hidrólise e fermentação simultâneas em um processo chamado SSF, com posterior separação. Os parâmetros escolhidos estão discriminados na Tabela 10.

Tabela 10: Parâmetros utilizados para balanço de massa para a configuração selecionada

Sigla	Descrição	Valor
a	fração mássica de celulose no bagaço (base seca)	37%
b	fração mássica de hemicelulose no bagaço (base seca)	28%
c	fração mássica de lignina no bagaço (base seca)	21%
d	fração mássica de outros componentes no bagaço (base seca)	14%
δ	Recuperação do etanol na destilação	100%
α	Eficiência da hidrólise	90%
β	Conversão mássica na fermentação	31%
γ	Eficiência da fermentação em relação à conversão mássica teórica de glicose a etanol	60%
$C_{\text{extrato de levedura}}$	Concentração do Extrato de Levedura (g/L)	1
$C_{(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4}$	Concentração de $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ (g/L)	0,5
$C_{\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}}$	Concentração de $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ (g/L)	0,025
$C_{\text{NaH}_2\text{PO}_4}$	Concentração de NaH_2PO_4 (g/L)	1,38

Para estes parâmetros, a partir de 2.000 toneladas por dia (base seca) de bagaço, a produção anual, dada pela Equação 36, será de 103,92 milhões de litros de etanol.

A quantidade de matéria-prima necessária é dada pelas Equações 28-31 e os resultados estão resumidos na Tabela 11.

Tabela 11: Resumo do consumo anual de matéria-prima

Sigla	Descrição	Consumo Anual (em toneladas)
A_{amonía anidrida/ano}	Amônia Anidrida	7884,0
A_{Extrato de Levedura/ano}	Extrato de Levedura	2498,2
A_{(NH₄)₂HPO₄/ano}	(NH ₄) ₂ HPO ₄	1249,1
A_{MgSO₄.7H₂O/ano}	MgSO ₄ .7H ₂ O	62,5
A_{NaH₂PO₄/ano}	NaH ₂ PO ₄	3447,5

Para o cálculo dos custos dos equipamentos do projeto, foram feitas estimativas a partir de valores de estudos já existentes. Foram encontrados estudos para duas configurações diferentes. Na primeira configuração da referência, a produção possui equipamentos para o pré-tratamento com ácido diluído, seguido de sacarificação e fermentação simultâneas (SSF). Na segunda configuração da referência, foram estudados os custos de equipamentos para o pré-tratamento AFEX e conversão biológica CBP. Para ambas as configurações, o estudo utilizou como substrato o “Switch grass”, uma espécie de gramínea comum nos Estados Unidos. Em ambos os estudos, a capacidade de processamento da planta era de 4535 toneladas (base seca) de gramínea por dia.

Para o presente estudo, escolheu-se a configuração de pré-tratamento AFEX com conversão biológica SSF. Desta forma, os custos dos equipamentos foram estimados com base nos respectivos estudos.

Foi considerado um expoente de custo $n = 0,63$ para a razão de capacidades, a fim de estimar o custo de determinados equipamentos para as novas capacidades. Também foi feita a correção para o ano de referência, através de índices, os quais foram obtidos do Chemical Engineering Plant Cost Index e estão representados na Tabela 12. Uma vez que não foram encontrados os índices para os anos de 2014, utilizou-se o valor mais recente encontrado para os estudos, o de dezembro de 2013.

Tabela 12: Índice de custos de equipamento

Data de referência	out/06	dez/13
Índice CE	515,5	567,6
Equipamentos	610,4	687,9

(Fonte: Chemical Engineering Plant Costs Index, 2006 e 2013)

Os valores de referência, bem como o resultado do custo total de equipamentos para a planta proposta, estão resumidos na Tabela 13. Os valores de referência são do ano de 2006, enquanto o estudo é feito para o ano de 2014. Todos os custos estão apresetados em milhões de dólares.

Tabela 13: Custo de equipamentos (em milhões de dólares)

Ano de Referência	2006	2006	2014
Pré-tratamento	Ácido Diluído	AFEX	AFEX
Rota de conversão	SSF	CBP	SSF
Capacidade	4535	4535	2000
Manuseio	\$10,50	\$10,50	\$ 5,50
Pré-tratamento	\$34,90	\$26,90	\$14,08
Neutralização / Condicionamento	\$ 7,30	-	-
Produção de Celulase	\$68,30	-	-
Conversão biológica (CBP)	\$ -	\$11,00	-
Hidrólise e Fermentação (SSF)	\$50,20	\$ -	\$36,32
Destilação e Recuperação de Sólidos	\$37,90	\$37,00	\$27,42
Tratamento de água	\$18,50	\$24,30	\$13,39
Armazenamento	\$ 3,20	\$ 2,80	\$ 2,03
Processamento de resíduos	-	\$88,70	-
Boiler / Turbogenerador	\$ 101,60	\$ -	\$73,52
Utilities	\$14,60	\$ 8,60	\$10,56
Total	\$ 347,00	\$ 209,80	\$ 182,82
Custos adicionais	\$ 257,00	\$ 149,30	\$ 129,23
Total de investimento	\$ 604,00	\$ 359,10	\$ 312,05
	42%	43%	41%

(Fonte: LASER, 2009)

Além dos equipamentos necessários para o processamento do etanol, foram incluídos os equipamentos necessários para o tratamento dos resíduos sólidos e da água, os quais, juntamente com os equipamentos para a co-geração de energia, servem para suprir as necessidades de vapor e de eletricidade durante a operação da planta.

No CAPEX, além dos custos de equipamentos, são contemplados outros custos, como custos de instalação, armazém, desenvolvimento do terreno, custos indiretos como contingência do projeto e outros custos. Todos estes custos somados ao custo do equipamento totalizam o custo de investimento. Os valores discriminados para o estudo estão descritos na Tabela 14. Para as conversões de dólar americano a real brasileiro, foi utilizada a taxa de conversão de R\$2,26 por dólar.

Tabela 14: Discriminação dos componentes do CAPEX do projeto, em milhões de dólares e de reais

Propriedades		
Moeda de referência	USD	BRL
Conversão	\$1,00	R\$ 2,26
Processamento de biomassa seca (ton/dia)	2000	2000
Etanol (L/ton)	142,4	142,4
Produção de etanol (mil L/dia)	284,7	284,7
Ano de referência	2014	2014
Custos de Instalação (em milhões)		
Equipamento de processamento do etanol	\$ 109,31	R\$ 247,03
Equipamento de produção de energia	\$ 73,52	R\$ 166,15
Total de equipamentos	\$ 182,82	R\$ 413,18
Armazém (A)	\$2,74	R\$ 6,20
Desenvolvimento do terreno (B)	\$ 10,36	R\$ 23,42
Total de custos de instalação (em milhões)	\$ 195,93	R\$ 442,80
Custos Indiretos (em milhões)		
Gastos de campo e custos pro rateáveis (C)	\$ 36,56	R\$ 82,64
Taxas de construção e de home office (D)	\$ 45,71	R\$ 103,29
Contingência do projeto (E)	\$5,48	R\$ 12,40
Total de custos indiretos (em milhões)	\$ 87,75	R\$ 198,33
Total de Investimentos do Projeto (em milhões)		
Total de Investimento de capital	\$ 283,68	R\$ 641,12
Outros Custos (F)	\$ 28,37	R\$ 64,11
Total de Investimentos do Projeto (em milhões)	\$ 312,05	R\$ 705,24

Onde,

(A) - 1,5% do custo total de equipamentos

(B) - 9% do custo dos equipamentos da produção (manuseio, pré-tratamento, hidrólise e fermentação e recuperação de etanol

(C) - 20% do custo total de equipamentos

(D) - 25% do custo total de equipamentos

(E) - 3% do custo total de equipamentos

(F) - 10% do total de investimento de capital

(Fonte: NREL, 2002)

O custo de investimento da planta é dividido em diferentes frações para cada ano de sua construção. No primeiro ano, as atividades demandam 45% dos recursos, enquanto que o segundo ano demandam os demais 55% do capital.

Além dos custos de investimento, foram calculados os custos operacionais, os quais foram divididos em fixos e variáveis. Os custos operacionais fixos são aqueles

que incorrem independente da produção, não variando com a mesma. Eles englobam despesas gerais, salários de funcionários, manutenção, seguros e taxas.

O número de funcionários foi estimado com base no estudo feito pela NREL (2002). Os salários foram calculados com base no salário mínimo de R\$820 por mês, sendo que cada funcionário, devido à sua posição dentro do sistema, recebe um número n de salários mínimos por mês. Os resultados encontram-se na Tabela 15.

Tabela 15: Custos operacionais fixos da planta

Custos Operacionais Fixos				
Funcionários				
	n	Salário Mensal	Qtd.	Custo Anual
Gerente de planta	16	R\$ 13.120	1	R\$ 157.440
Engenheiro de planta	12	R\$ 9.840	1	R\$ 118.080
Supervisor de manutenção	6	R\$ 4.920	1	R\$ 59.040
Gerente de laboratório	6	R\$ 4.920	1	R\$ 59.040
Supervisor de turno	4	R\$ 3.280	5	R\$ 196.800
Técnico de laboratório	2	R\$ 1.640	2	R\$ 39.360
Técnico de manutenção	2	R\$ 1.640	8	R\$ 157.440
Operadores de turno	2	R\$ 1.640	20	R\$ 393.600
Empregados de campo	2	R\$ 1.640	32	R\$ 629.760
Gerente geral	8	R\$ 6.560	1	R\$ 78.720
Assistentes e secretários	2	R\$ 1.640	5	R\$ 98.400
Subtotal				R\$ 1.810.560,00
Outros custos				
	Descrição		Custo Anual	
Despesas Gerais	60%	do total de salários	R\$	1.086.336,00
Manutenção	2%	do custo total de equipamentos	R\$	8.263.546,47
Seguros e Taxas	1,50%	do custo total de instalação	R\$	6.641.983,98
Subtotal			R\$	15.991.866,44
Total			R\$	17.802.426,44

Observação: em despesas gerais estão inclusos custos gerais de engenharia, de manutenção da planta, de provisionamento de salários, férias e benefícios de funcionários, além de gastos como telefone, internet e eletricidade não relacionada à produção, de acordo com o modelo proposto no relatório da NREL, 2002. Além disso, o número de funcionários para a operação da planta também foram retirados

deste relatório. Os valores de salários foram utilizados com base no índice de salários Datafolha (2014).

Já os custos operacionais variáveis, ou seja, aqueles que variam de acordo com a produção, serão referentes às necessidades de insumos e de água. Os valores anuais estão resumidos na Tabela 16.

Tabela 16: Custos operacionais variáveis

Custos Operacionais Variáveis				
Matéria Prima				
	Consumo Anual	Custo unitário	Fonte / Ano	Custo anual
Amônia Anidrida	7,9E+03	\$ 605,00	ICIS Pricing / 2006	R\$ 10.779.793,20
Enzimas (Celulases)		\$ 1,00	Novozymes / 2014	R\$ 234.878.446,95
Extrato de Levedura	2,5E+03	\$ 3.500,00	eBiochem / 2014	R\$ 8.743.659,91
(NH ₄) ₂ HPO ₄	1,2E+03	\$ 227,50	ICIS Pricing / 2006	R\$ 642.221,82
MgSO ₄ .7H ₂ O	6,2E+01	\$ 435,41	ICIS Pricing / 2006	R\$ 61.457,57
NaH ₂ PO ₄	3,4E+03	\$ 1.796,77	ICIS Pricing / 2006	R\$ 13.999.256,17
Subtotal				R\$ 269.104.835,61
Utilidades				
Água	7,88E+08	R\$ 0,02486	SEMAE / 2014	R\$ 19.599.624,00
Subtotal				R\$ 19.599.624,00
Total				R\$ 288.704.459,61

Uma vez que os custos operacionais variáveis da produção anual do etanol é de R\$ 288,70 milhões e que são produzidos 103,92 milhões de litros de etanol por ano, então o custo de produção do litro do etanol será dado pela razão entre os valores, ou seja, R\$2,78 por litro de etanol.

Neste estudo, a única utilidade contabilizada foi a água, pois as demais necessidades da planta são supridas dentro dela mesma. As necessidades de eletricidade e vapor são satisfeitas na unidade de co-geração de energia, já que vapor é gerado no boiler, o qual é utilizado nos geradores, como proposto por Kumar (2011).

Os equipamentos são depreciados linearmente em 10 (dez) anos. Portanto, o valor do custo total de equipamentos é dividido em dez e deduzido do lucro operacional como uma ferramenta contábil de evasão tributária. Da mesma forma, o valor do capital de investimento deduzido do custo dos equipamentos pode ser amortizado. A amortização é feita também linearmente em 10 (dez) anos.

Durante os dois primeiros anos, não há nenhuma produção, pois é considerado que neste período, a planta é construída. A partir do terceiro ano, a planta já é capaz de produzir na sua capacidade máxima. A vida útil da planta é de 20 (vinte) anos a partir da conclusão da sua construção.

Metade do custo de investimento do projeto será financiada. Portanto, há uma dívida principal de R\$352,62 milhões. O financiamento é feito a uma taxa de 5% ao ano, juros compostos. O período de carência é de 2 anos, durante o qual não é necessário pagar nem os encargos, nem a parcela da dívida principal. O período de pagamento é de 10 anos, totalizando o período de 12 anos de juros. O restante do valor do custo de investimento será proveniente da empresa interessada no projeto. Na Tabela 17 estão resumidas as condições do financiamento e os valores da dívida adquirida.

Tabela 17: Resumo das condições de financiamento do projeto

Porcentagem do custo de investimento financiado	50%
Valor financiado (em milhões)	R\$ 352,62
Período de carência	2 anos
Período de pagamento	10 anos
Taxa de juros	5%a.a.
Principal Total	R\$ 352,62
Juros Total	R\$ 280,63
Total	R\$ 633,25

De acordo com a Receita Federal Brasileira, o regime de tributação varia de acordo com o faturamento anual bruto, havendo três faixas diferentes. O regime de tributação simples é utilizado para um faturamento anual bruto de até R\$3,6 milhões, enquanto o de tributação presumido é utilizado para a faixa de até R\$75 milhões por ano. A partir do valor de R\$75 milhões por ano, o regime de tributação do lucro real é compulsório. Neste caso, PIS, Cofins, IPI e ICMS são cobrados sobre o

faturamento bruto, além do IRPJ (Imposto de Renda Pessoa Jurídica) e do CSLL (Contribuição Social sobre o Lucro Líquido).

No caso do etanol, as alíquotas para PIS, Cofins, IPI e ICMS são, respectivamente, de 1,5%, 6,9%, 0% e 12% para o estado de São Paulo. O IRPJ é dividido em dois componentes: 15% sobre o lucro apurado e um adicional de 10% sobre a parcela de lucro que exceder R\$20.000,00 por mês. Também incide sobre o lucro apurado a alíquota de 9% referente ao CSLL.

A partir das condições apresentadas, avalia-se a diferença entre a receita líquida e os custos operacionais, a partir da qual é possível apontar que os custos operacionais são demasiadamente altos, sendo o custo operacional total praticamente todo atribuído ao custo operacional variável.

Dentro do custo operacional variável, é possível identificar a contribuição de cada componente no custo total final, a qual pode ser observada na Figura 13.

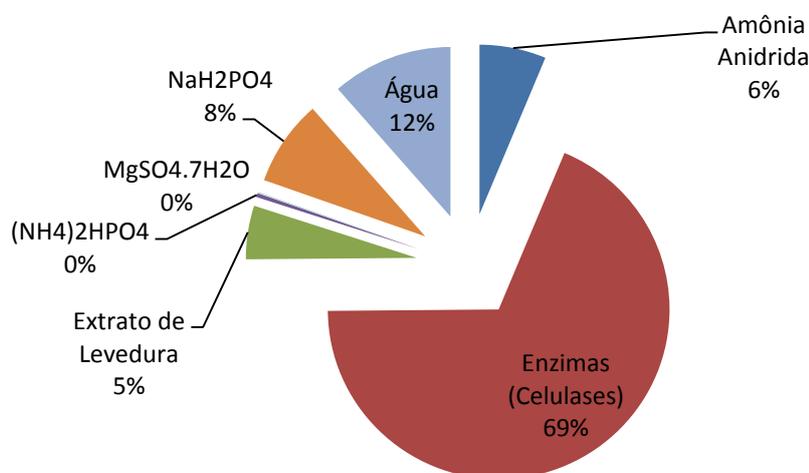


Figura 13: Contribuição dos componentes dos custos operacionais variáveis no valor total

Devido ao custo de operação muito superior à receita, a operação não dá lucro em nenhum momento ao preço de venda de R\$1,90 por litro de etanol. Por esta razão, calculou-se o preço mínimo de venda do etanol, ou seja, o preço de comercialização do etanol a partir do qual o investimento no projeto se tornaria viável. Para o primeiro caso apresentado, o preço mínimo de venda seria de R\$6,82,

cujo DRE se encontra no Anexo 1 e Fluxo de Caixa Descontado encontram-se no Anexo 5.

Dada a alta contribuição das enzimas no custo operacional variável e no custo operacional total, foram propostos cenários no qual o custo das celulasas de US\$1 por litro de etanol é reduzido, como própria previsão feita pela fornecedora de enzimas Novozymes, (2014). De acordo com as expectativas da Novozymes, o desenvolvimento das celulasas deve reduzir a quantidade de enzima necessária por grama de celulose pela metade, portanto o custo total deve ser reduzido a US\$0,50 por litro de etanol.

De acordo com o relatório do NREL, 2002, a expectativa de custo das enzimas seria de US\$0,10 por litro de etanol. MARCUSCHAMER, 2012, reuniu valores de diferentes estudos, os quais debatiam sobre a viabilização da produção de etanol de segunda geração com valores de US\$0,026 a US\$0,106 por litro de etanol.

Na Tabela 18 estão resumidos os valores do custo da enzima, o respectivo custo operacional total e o preço mínimo de venda do etanol para os valores propostos na literatura, considerando que as outras condições são mantidas. Os DRE's para cada caso encontram-se nos Anexos 2, 3 e 4.

Tabela 18: Resumo dos preços mínimos de venda do etanol

Custo da enzima (\$/L)	Custo operacional total	Preço Mínimo de Venda do Etanol (R\$/L)
\$ 1,000	R\$ 288.704.459,61	R\$ 6,82
\$ 0,500	R\$ 171.265.236,14	R\$ 5,40
\$ 0,100	R\$ 77.313.857,36	R\$ 4,28
\$ 0,026	R\$ 59.932.852,28	R\$ 4,05

Ainda que a redução do custo da enzima reduza o preço mínimo de venda do etanol, o preço mínimo de venda do etanol ainda continua fora do preço de mercado do produto. Mesmo para uma perspectiva bastante otimista do custo da enzima de US\$0,026 por litro de etanol produzido, o preço mínimo de venda seria de R\$4,05 por litro. Além disso, percebe-se que existe um limite na redução no preço mínimo de venda do etanol com a redução do custo da enzima. Portanto, outras fontes de custo podem dificultar o investimento do projeto.

Para os quatro casos apresentados, nos quais os preços mínimos de venda do etanol são superiores ao de mercado, o payback time é de 11 anos desde o início do projeto ou 9 anos desde o início de operação da planta, como é possível concluir graficamente a partir da Figura 14. O cálculo do fluxo de caixa é igual para os quatro casos, uma vez que o VPL é nulo para o projeto e o único parâmetro alterado é o custo da enzima. Os resultados do fluxo de caixa encontram-se no Anexo 5.

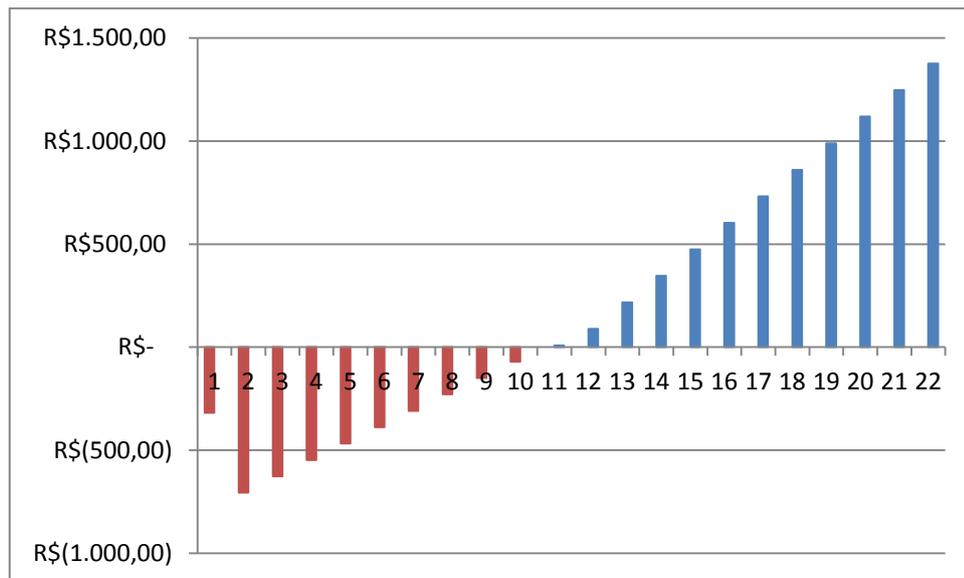


Figura 14: Variação no fluxo de caixa ao longo dos anos (sem desconto)

Apesar de o projeto possuir um caixa positivo a partir do decimo primeiro ano desde a sua construção, o valor presente líquido do projeto só começa a se tornar positivo a partir do vigésimo segundo ano, pois é ao final deste ano que o caixa muda de negativo para nulo.

6. CONCLUSÃO

Frente à necessidade de oferta de combustíveis líquidos que sejam renováveis e em volume e à oferta de biomassa proveniente de resíduos agrícolas, o conceito de produção de combustíveis de segunda geração, como o etanol, parece ser uma alternativa razoável.

Existem diversos substratos e configurações de processos possíveis para a obtenção do etanol de geração. Entretanto, a escolha do substrato e dos processos influencia a conversão a etanol, além dos custos de investimento e de produção.

Neste estudo, escolheu-se a configuração de pré-tratamento AFEX com recuperação da amônia e conversão biológica SSF a partir do bagaço da cana-de-açúcar. Com a capacidade de processar 2 (duas) mil toneladas de bagaço por dia, a planta produziria cerca de 285 (duzentos e oitenta e cinco) mil litros de etanol por dia.

Para este cenário, o custo de produção do etanol encontrado é de R\$2,78 por litro. Desta forma, os custos de produção, por si só, são muito superiores aos valores de mercado do etanol no ano de 2014, inviabilizando a sua produção.

Identificou-se a contribuição de cada custo na produção de etanol, de forma que 69% dos custos operacionais variáveis são atribuídos ao custo de celulase, o qual é de US\$1,00 por litro de etanol produzido (ou R\$2,26 por litro de etanol).

Dada a perspectiva de redução no custo da enzima ao longo dos anos, projetaram-se cenários nos quais os custos da enzima seriam de US\$1,00, US\$0,50, US\$0,10 e US\$0,026 por litro de etanol produzido. Nestes casos, o preço mínimo de venda, valor de venda no qual o VPL é nulo, seria de R\$6,82, R\$5,40, R\$4,28 e R\$4,05 respectivamente para cada litro do produto final.

Assim sendo, ainda que houvesse a redução no preço das enzimas, ainda haveria uma dificuldade em se tornar o processo economicamente viável. A explicação pode estar no elevado custo de investimento necessário para a planta com capacidade de 2000 toneladas de bagaço por dia, já que representa um investimento de cerca de R\$705 milhões.

Uma vez que esta tecnologia ainda está em desenvolvimento, seria possível que os custos de investimento fossem reduzidos ao longo dos anos, à medida em que a tecnologia se torne mais obsoleta e conhecida.

Existe uma grande expectativa quanto ao desenvolvimento de cana-de-açúcar transgênica, a qual poderia não só aumentar a produtividade por hectare da produção de etanol de primeira geração, como também facilitar a hidrólise do bagaço. Também se investe muito na elaboração de coquetéis enzimáticos mais eficientes, ou seja, uma composição capaz de hidrolisar a celulose com melhor eficiência.

A viabilização da produção do etanol de segunda geração depende também do desenvolvimento de leveduras ou outros microrganismos capazes de fermentar pentoses a etanol a preços acessíveis. Isto permitiria aumentar conversão de bagaço a etanol.

Portanto, pode-se afirmar que ainda existem grandes entraves à produção do etanol de segunda geração que deverão ser superados nos futuros anos. Podem-se prever diferentes cenários para o futuro da produção de etanol de segunda-geração. Tais avanços poderão ter significativa influência sobre a viabilidade da produção de etanol de segunda geração.

7. BIBLIOGRAFIA

ALVIRA P., TOMAS-PEJÓ E., BALLESTEROS M., NEGRO M.J., 2010. *Pretreatment Technologies for an efficient bioethanol production process based on enzymatic hydrolysis: A review.* *Bioresource Technology*, 101, 4851-4861, 2010.

BADAL C.S. 2003. *Hemicellulose bioconversion review paper.* *J Ind Microbiol Biotechnol.* 30: 279–291. 2003.

BALS B., WEDDING C., BALAN V., SENDICH E., DALE B., 2011. *Evaluating the impact of ammonia fiber explosion (AFEX) pretreatment conditions on the cost of ethanol production.* Elsevier – *Bioresource Technology* 102, 1277-1283, 2011.

BLOTTNITZ H.V., MARY A.C., 2007. A review of assessments conducted on bioethanol as transportation fuel from a net energy, greenhouse gas and environmental life cycle perspective. Elsevier - *Journal of Cleaner Production* 15, 207-619. 2007.

BRYANT C., YASSUMOTO W.Y., 2009. *Bagasse-based ethanol from Brazil gearing up for export market.* Relatório da Novozymes North American Inc. 2009.

CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX, 2006 e 2013. Disponível em <http://www.che.com/pci/> . Acesso em 06/08/2014.

DATAFOLHA, 2014. *Índice de salários.* Disponível em http://datafolha1.folha.com.br/empregos/segmentos?reference_date=2014-08-11&segment_id=3 . Acesso em 27/07/2014.

DIAS M.O.S., CUNHA M.P., JESUS C.D.F., ROCHA J.M.G., PRADELLA J.G.C., ROSSELL C.E.V., FILHO R.M., BONOMI A., 2011. *Second generation ethanol in Brazil: Can it compete with electricity production?.* Elsevier – *Bioresource Technology* 102, 8964-8971. 2011.

DIAS M.O.S., JUNQUEIRA T.L., CAVALETT O., CUNHA M.P., JESUS C.D.F., ROSSELL C.E.V., FILHO R.M., BONOMI A., 2012. *Integrated versus stand-alone second generation ethanol production from sugarcane bagasse and trash.* Elsevier – *Bioresource Technology* 103, 152-161. 2012

DÍAZ S., FARGIONE J., CHAPIN III F.S., TILMAN D., 2006. *Biodiversity Loss Threatens Human Well-Being*. PLoS Biology. Volume 4, Edição 8, e277. Páginas 1300-1305, Agosto de 2006.

EHRHARDT M.C., BRIGHAM E.F. 2011. *Financial Management: Theory and Practice*. 13th edition. South-Western CENGAGE Learning, 2011.

EISENTRAUT, A. 2010. Sustainable Production of second-generation biofuels – Potential and perspectives in major economies and developing countries. International Energy Agency, Information Paper, Fevereiro de 2010.

GALBE M., ZACCHI G., 2002. *A review of the production of ethanol from softwood*. Appl Microbiol Technol, 59, 618-628, 2002.

GARCÍA S.G., LUO L. MOREIRA M.T., FEIJOO G., GUPPES G., 2009. *Life cycle assessment of flax shives derived second generation ethanol fueled automobiles in Spain*. Elsevier – Renewable and Sustainable Energy Reviews 13, 1922-1933. 2009.

GIAMETTA C., 2012. Imagem do ciclo de vida do etanol. Disponível em <http://carros.hsw.uol.com.br/combustivel-flex-etanol-851.htm> (Acesso em 18/10/2012)

GOLDEMBERG J., COELHO S.T., NASTARI P.M., LUCON O., 2004. Ethanol learning curve – the Brazilian experience. Elsevier - Biomass and Bioenergy 26, 301-304, 2004

GOLDEMBERG J., COELHO S.T., GUARDABASSI P., 2008. *The sustainability of ethanol production from sugarcane*. Elsevier – Energy Policy 36, 2086-2097, 2008

GOUVEIA E.R., NASCIMENTO R.T., SOUTO-MAIOR A.M., ROCHA G.J.M, 2009. *Validação de metodologia para a caracterização química de bagaço de cana-de-açúcar*. Quim. Nova, Vol 32, No. 6, 1500-15003 2009.

IEA – International Energy Agency. 2006. *The energy situation in Brasil: an overview*, Maio de 2006.

KOVACS K., MACRELLI S., SZAKACS G., ZACCHI G., 2009. *Enzymatic hydrolysis of steam-pretreated lignocellulosic materials with Trichoderma atroviride enzymes produced in-house*. Biotechnology for Biofuels 2:14 2009.

LARSON E.D., 2006. A review of life-cycle analysis studies on liquid biofuel systems for the transport sector. *Energy for Sustainable Development*. Volume X, No. 2. Junho de 2006.

LASER M., SCHULMAN D., ALLEN S.G., LICHWA J, ANTAL M.J.J., LYND L.R., 2009. *A comparison of liquid hot water and steam pretreatments of sugar cane bagasse for bioconversion to ethanol.* *Bioresource Technology* 81 33-44, 2009.

LIMA A.M., 2011. Estudos recentes e perspectivas da viabilidade técnico-econômica da produção de etanol lignocelulósico. Circular Técnica 05, Edição 01, EMBRAPA, ISSN 2177-4420, 2011.

MARTÍN C., GALBE M., NILVEBRANT N.O., JÖNSSON L.J., 2002. *Comparison of the Fermentability of Enzymatic Hydrolyzates of Sugarcane Bagasse Pretreated by Steam Explosion Using Different Impregnating Agents.* *Applied Biochemistry and Biotechnology*, Vol. 98-100, 699-716, 2002.

MOTTA R., NEVES C., et al. 2009. *Engenharia Econômica e Finanças*. Capítulo 3. 1ª Edição. Rio de Janeiro: Campus, 2009.

MANKIW N.G. 2009. *Introdução à economia*. South-Western CENGAGE Learning. Capítulo 27, 2009.

MARCUSCHAMER D.K., POPIEL O.P., SIMMONS B.A., BLANCH H.W., 2012. *The Challenge of Enzyme Costs for Biofuels.* *Biotechnology and Bioengineering* Volume 109, Edição 4, 1083-1087. 2012.

NAIK S.N., GOUD V.V., ROUT P.K., DALAI A.K. 2010. *Production of first and second generation biofuels: A comprehensive review.* Elsevier – *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 14, 578-597, 2010.

NOVOZYMES, 2014. Custo das enzimas. Disponível em <http://www.novozymes.com/en/investor/events-presentations/Documents/Inbicon%20investor%20day.pdf> . Acesso em 05/08/2014.

NREL – NATIONAL RENEWABLE ENERGY LABORATORY, 2002. *Lignocellulosic Biomass to Ethanol Process Design and Economics Utilizing Co-Current and Dilute*

Acid Pre-Hydrolysis and Enzymatic Hydrolysis for Corn Stover. NREL/TP-510-32438. 2012.

OGEDA T.L., PETRI D.F.S., 2010. *Hidrólise enzimática de biomassa*. Quim. Nova, Vol. 33, No. 7, 1549-1558, 2010.

ÖHGREN K., BURA R., SADDLER J., ZACCHI G., 2007. *Effect of hemicellulose and lignin removal on enzymatic hydrolysis of steam pretreated corn stover*. Bioresource Technology 98, 2503-2510, 2007.

OLOFSSON K., BERTILSSON M., LIDÉN G., 2008. *A short review on SSF – an interesting process option for ethanol production from lignocellulosic feedstocks*. Biotechnology for biofuels, 1:7, 2008

PETROBRÁS, 2009. www.petrobras.com.br Acesso em 20/11/2012.

RAELE R. 2010. *A aplicação de um modelo de construção de cenários no setor produtivo de etanol: um estudo sobre o etanol de segunda geração*. Dissertação de mestrado. Universidade de São Paulo. Faculdade de Economia, Administração e Contabilidade. São Paulo, 2010.

RAELE R., BOAVENTURA J.M.G., FISCHMANN A.A., 2011. *O etanol de segunda geração no Estado de São Paulo: Um estudo de stakeholder analysis*. V Encontro de Estudos em Estratégia. Disponível em <http://www.anpad.org.br/admin/pdf/3Es167.pdf> . Acesso em 26/07/2014.

RFA, RENEWABLE FUELS ASSOCIATION. www.ethanolrfa.org/pages/statistics . Acesso em 18/10/2012.

ROSA S.E.S., GARCIA J.L.F., 2009. *O etanol de segunda geração: limites e oportunidades*. Revista BNDES 32, Dezembro, 2009.

SEBRAE, 2008. Cadeia produtiva da indústria sucroalcooleira – Cenários econômicos e estudos setoriais. Recife, 2008.

SILVA V.S., GARCIA C.A., SILVA C.M. 2010. *O destino do bagaço da cana-de-açúcar. Um estudo a partir das agroindústrias sucroalcooleiras do Paraná*. Revista em Agronegócios e Meio Ambiente, v.3, n.1, p. 59-76, jan./abr. 2010

SUN Y., CHENG J. 2002. *Hydrolysis of lignocellulosic materials for ethanol production: a review.* Elsevier – Bioresource Technology 83, 1-11. 2002.

TAHERZADEH M.J., KARIMI K., 2007. *Enzyme-based hydrolysis processes for ethanol from lignocellulosic materials: a review.* BioResources 2(4), 707-738. 2007.

TÔRRES, O.F.F. 2006. Fundamentos da engenharia econômica e da análise econômica de projetos. Thomson Learning, 2006.

TURTON R., BAILIE R.C., WHITING W.B., SHAEIWITZ J.A., 2009. *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes.* Terceira edição. Prentice Hall. Capítulo 7, 2009.

UNICA, União da Indústria de cana-de-açúcar. www.unica.com.br. Acesso em 18/10/2012

VOET E.V.D., HUPPES G, 2009. *Life Cycle Assessment and Life Cycle Costing of Bioethanol from Sugarcane in Brazil.* Renewable and Sustainable Energy Reviews. Capítulo 3, 13(6-7), 1613-1619. 2009.

WANG L., DALE B.E., YURTTAS L. GOLDWASSER I. 1998. *Cost Estimates and Sensitivity Analyses for the Ammonia Fiber Explosion Process.* Applied Biochemistry and Biotechnology Vol. 70-72. 1998.

YANG B., WYMAN C.E. 2008. Pretreatment: the key to unlocking low-cost cellulosic ethanol. Biofpr bioref. 2:26-40. 2008.

Anexo 1 – DRE para o custo de enzima de US0,50/litro de etanol

(+) Receita Bruta Operacional	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021
Preço (R\$/L)	R\$ -	R\$ -	R\$ 6,82				
Etanol (em milhões de R\$)	R\$ -	R\$ -	R\$ 708,34				
Subtotal	R\$ -	R\$ -	R\$ 708,34				
(-) Deduções da Receita							
PIS e Cofins	R\$ -	R\$ -	R\$ 59,50				
ICMS	R\$ -	R\$ -	R\$ 85,00				
IPI	R\$ -	R\$ -	R\$ -	R\$ -	R\$ -	R\$ -	R\$ -
Subtotal	R\$ -	R\$ -	R\$ 144,50				
(=) Receita Líquida / Lucro bruto	R\$ -	R\$ -	R\$ 563,84				
(-) Despesas Operacionais							
Operacionais fixos	R\$ -	R\$ -	R\$ 17,80				
Operacionais variáveis	R\$ -	R\$ -	R\$ 288,70				
Subtotal	R\$ -	R\$ -	R\$ 306,51				
(=) Lucro Operacional	R\$ -	R\$ -	R\$ 257,33				
(-) Despesas Não Operacionais							
(=) EBITDA	R\$ -	R\$ -	R\$ 257,33				
(-) Depreciação e amortização							
Depreciação	R\$ -	R\$ -	R\$ 41,32				
Amortização	R\$ -	R\$ -	R\$ 29,21				
Subtotal	R\$ -	R\$ -	R\$ 70,52				
(=) EBIT	R\$ -	R\$ -	R\$ 186,81				
(-) Juros							
Juro	R\$ -	R\$ -	R\$ 28,06				
Subtotal	R\$ -	R\$ -	R\$ 28,06				
(=) EBT	R\$ -	R\$ -	R\$ 158,75				
(-) Impostos							
IRPJ	R\$ -	R\$ -	R\$ 39,69				
CSLL	R\$ -	R\$ -	R\$ 39,69				
Subtotal	R\$ -	R\$ -	R\$ 79,37				
Resultado anual	R\$ -	R\$ -	R\$ 149,90				

Anexo 2 – DRE para o custo de enzima de US0,50/litro de etanol

(+) Receita Bruta Operacional	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021
Preço (R\$/L)	R\$ -	R\$ -	R\$ 5,40				
Etanol (em milhões de R\$)	R\$ -	R\$ -	R\$ 560,80				
Subtotal	R\$ -	R\$ -	R\$ 560,80				
(-) Deduções da Receita							
PIS e Cofins	R\$ -	R\$ -	R\$ 47,11				
ICMS	R\$ -	R\$ -	R\$ 67,30				
IPI	R\$ -	R\$ -	R\$ 0,00				
Subtotal	R\$ -	R\$ -	R\$ 114,40				
(=) Receita Líquida / Lucro bruto	R\$ -	R\$ -	R\$ 446,40				
(-) Despesas Operacionais							
Operacionais fixos	R\$ -	R\$ -	R\$ 17,80				
Operacionais variáveis	R\$ -	R\$ -	R\$ 171,27				
Subtotal	R\$ -	R\$ -	R\$ 189,07				
(=) Lucro Operacional	R\$ -	R\$ -	R\$ 257,33				
(-) Despesas Não Operacionais							
(=) EBITDA	R\$ -	R\$ -	R\$ 257,33				
(-) Depreciação e amortização							
Depreciação	R\$ -	R\$ -	R\$ 41,32				
Amortização	R\$ -	R\$ -	R\$ 29,21				
Subtotal	R\$ -	R\$ -	R\$ 70,52				
(=) EBIT	R\$ -	R\$ -	R\$ 186,81				
(-) Juros							
Juro	R\$ -	R\$ -	R\$ 28,06				
Subtotal	R\$ -	R\$ -	R\$ 28,06				
(=) EBT	R\$ -	R\$ -	R\$ 158,75				
(-) Impostos							
IRPJ	R\$ -	R\$ -	R\$ 39,69				
CSLL	R\$ -	R\$ -	R\$ 39,69				
Subtotal	R\$ -	R\$ -	R\$ 79,37				
Resultado anual	R\$ -	R\$ -	R\$ 149,90				

2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030
R\$ 5,40								
R\$ 560,80								
R\$ 560,80								
R\$ 47,11								
R\$ 67,30								
R\$ 0,00								
R\$ 114,40								
R\$ 446,40								
R\$ 17,80								
R\$ 171,27								
R\$ 189,07								
R\$ 257,33								
R\$ -								
R\$ 257,33								
R\$ 41,32	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 0,00				
R\$ 29,21	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 0,00				
R\$ 70,52	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 0,00				
R\$ 186,81	R\$ 257,33	R\$ 257,33	R\$ 257,33	R\$ 257,33				
R\$ 28,06	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 0,00				
R\$ 28,06	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 0,00				
R\$ 158,75	R\$ 257,33	R\$ 257,33	R\$ 257,33	R\$ 257,33				
R\$ 39,69	R\$ 64,33	R\$ 64,33	R\$ 64,33	R\$ 64,33				
R\$ 39,69	R\$ 64,33	R\$ 64,33	R\$ 64,33	R\$ 64,33				
R\$ 79,37	R\$ 128,67	R\$ 128,67	R\$ 128,67	R\$ 128,67				
R\$ 149,90	R\$ 128,67	R\$ 128,67	R\$ 128,67	R\$ 128,67				

2031	2032	2033	2034	2035	2036
R\$ 5,40					
R\$ 560,80					
R\$ 560,80					
R\$ 47,11					
R\$ 67,30					
R\$ 0,00					
R\$ 114,40					
R\$ 446,40					
R\$ 17,80					
R\$ 171,27					
R\$ 189,07					
R\$ 257,33					
R\$ -					
R\$ 257,33					
R\$ 0,00					
R\$ 0,00					
R\$ 0,00					
R\$ 257,33					
R\$ 0,00					
R\$ 0,00					
R\$ 257,33					
R\$ 64,33					
R\$ 64,33					
R\$ 128,67					
R\$ 128,67					

Anexo 3 – DRE para o custo de enzima de US0,10/litro de etanol

(+) Receita Bruta Operacional	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021
Preço (R\$/L)	R\$ -	R\$ -	R\$ 4,26				
Etanol (em milhões de R\$)	R\$ -	R\$ -	R\$ 442,78				
Subtotal	R\$ -	R\$ -	R\$ 442,78				
(-) Deduções da Receita							
PIS e Cofins	R\$ -	R\$ -	R\$ 37,19				
ICMS	R\$ -	R\$ -	R\$ 53,13				
IPI	R\$ -	R\$ -	R\$ 0,00				
Subtotal	R\$ -	R\$ -	R\$ 90,33				
(=) Receita Líquida / Lucro bruto	R\$ -	R\$ -	R\$ 352,45				
(-) Despesas Operacionais							
Operacionais fixos	R\$ -	R\$ -	R\$ 17,80				
Operacionais variáveis	R\$ -	R\$ -	R\$ 77,31				
Subtotal	R\$ -	R\$ -	R\$ 95,12				
(=) Lucro Operacional	R\$ -	R\$ -	R\$ 257,33				
(-) Despesas Não Operacionais	R\$ -	R\$ -	R\$ -	R\$ -	R\$ -	R\$ -	R\$ -
(=) EBITDA	R\$ -	R\$ -	R\$ 257,33				
(-) Depreciação e amortização							
Depreciação	R\$ -	R\$ -	R\$ 41,32				
Amortização	R\$ -	R\$ -	R\$ 29,21				
Subtotal	R\$ -	R\$ -	R\$ 70,52				
(=) EBIT	R\$ -	R\$ -	R\$ 186,81				
(-) Juros							
Juro	R\$ -	R\$ -	R\$ 28,06				
Subtotal	R\$ -	R\$ -	R\$ 28,06				
(=) EBT	R\$ -	R\$ -	R\$ 158,75				
(-) Impostos							
IRPJ	R\$ -	R\$ -	R\$ 39,69				
CSLL	R\$ -	R\$ -	R\$ 39,69				
Subtotal	R\$ -	R\$ -	R\$ 79,37				
Resultado anual	R\$ -	R\$ -	R\$ 149,90				

2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030
R\$ 4,26								
R\$ 442,78								
R\$ 442,78								
R\$ 37,19								
R\$ 53,13								
R\$ 0,00								
R\$ 90,33								
R\$ 352,45								
R\$ 17,80								
R\$ 77,31								
R\$ 95,12								
R\$ 257,33								
R\$ -								
R\$ 257,33								
R\$ 41,32	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 0,00				
R\$ 29,21	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 0,00				
R\$ 70,52	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 0,00				
R\$ 186,81	R\$ 257,33	R\$ 257,33	R\$ 257,33	R\$ 257,33				
R\$ 28,06	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 0,00				
R\$ 28,06	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 0,00				
R\$ 158,75	R\$ 257,33	R\$ 257,33	R\$ 257,33	R\$ 257,33				
R\$ 39,69	R\$ 64,33	R\$ 64,33	R\$ 64,33	R\$ 64,33				
R\$ 39,69	R\$ 64,33	R\$ 64,33	R\$ 64,33	R\$ 64,33				
R\$ 79,37	R\$ 128,67	R\$ 128,67	R\$ 128,67	R\$ 128,67				
R\$ 149,90	R\$ 128,67	R\$ 128,67	R\$ 128,67	R\$ 128,67				

2031	2032	2033	2034	2035	2036
R\$ 4,26					
R\$ 442,78					
R\$ 442,78					
R\$ 37,19					
R\$ 53,13					
R\$ 0,00					
R\$ 90,33					
R\$ 352,45					
R\$ 17,80					
R\$ 77,31					
R\$ 95,12					
R\$ 257,33					
R\$ -					
R\$ 257,33					
R\$ 0,00					
R\$ 0,00					
R\$ 0,00					
R\$ 257,33					
R\$ 0,00					
R\$ 0,00					
R\$ 257,33					
R\$ 64,33					
R\$ 64,33					
R\$ 128,67					
R\$ 128,67					

Anexo 4 – DRE para o custo de enzima de US0,026/litro de etanol

(+) Receita Bruta Operacional	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021
Preço (R\$/L)	R\$ -	R\$ -	R\$ 4,05				
Etanol (em milhões de R\$)	R\$ -	R\$ -	R\$ 420,94	R\$ 420,9	R\$ 420,9	R\$ 420,9	R\$ 420,9
Subtotal	R\$ -	R\$ -	R\$ 420,94	R\$ 420,9	R\$ 420,9	R\$ 420,9	R\$ 420,9
(-) Deduções da Receita							
PIS e Cofins	R\$ -	R\$ -	R\$ 35,36				
ICMS	R\$ -	R\$ -	R\$ 50,51				
IPI	R\$ -	R\$ -	R\$ -	R\$ -	R\$ -	R\$ -	R\$ -
Subtotal	R\$ -	R\$ -	R\$ 85,87				
(=) Receita Líquida / Lucro bruto	R\$ -	R\$ -	R\$ 335,07				
(-) Despesas Operacionais							
Operacionais fixos	R\$ -	R\$ -	R\$ 17,80				
Operacionais variáveis	R\$ -	R\$ -	R\$ 58,66				
Subtotal	R\$ -	R\$ -	R\$ 76,47				
(=) Lucro Operacional	R\$ -	R\$ -	R\$ 258,60				
(-) Despesas Não Operacionais							
(=) EBITDA	R\$ -	R\$ -	R\$ 258,60				
(-) Depreciação e amortização							
Depreciação	R\$ -	R\$ -	R\$ 41,32				
Amortização	R\$ -	R\$ -	R\$ 29,21				
Subtotal	R\$ -	R\$ -	R\$ 70,52				
(=) EBIT	R\$ -	R\$ -	R\$ 188,08				
(-) Juros							
Juro	R\$ -	R\$ -	R\$ 28,06				
Subtotal	R\$ -	R\$ -	R\$ 28,06				
(=) EBT	R\$ -	R\$ -	R\$ 160,01				
(-) Impostos							
IRPJ	R\$ -	R\$ -	R\$ 40,00				
CSLL	R\$ -	R\$ -	R\$ 40,00				
Subtotal	R\$ -	R\$ -	R\$ 80,01				
Resultado anual	R\$ -	R\$ -	R\$ 150,53				

Anexo 5 – Fluxo de caixa

Ano	2015		2016		2017		2018		2019		2020		2021		2022	
i	10,9%		10,9%		10,9%		10,9%		10,9%		10,9%		10,9%		10,9%	
Entrada	R\$	-	R\$	-	R\$	149,90	R\$	149,90	R\$	149,90	R\$	149,90	R\$	149,90	R\$	149,90
Saída	-R\$	317,36	-R\$	387,88	R\$	-	R\$	-	R\$	-	R\$	-	R\$	-	R\$	-
Parcela da dívida	R\$	-	R\$	-	R\$	35,26	R\$	35,26	R\$	35,26	R\$	35,26	R\$	35,26	R\$	35,26
Investimento	R\$	-	R\$	-	R\$	35,26	R\$	35,26	R\$	35,26	R\$	35,26	R\$	35,26	R\$	35,26
Resultado Líquido	-R\$	317,36	-R\$	387,88	R\$	79,37	R\$	79,37	R\$	79,37	R\$	79,37	R\$	79,37	R\$	79,37
VP	-R\$	317,36	-R\$	349,76	R\$	64,54	R\$	58,19	R\$	52,47	R\$	47,32	R\$	42,67	R\$	38,47
VPL	-R\$	317,36	-R\$	667,11	-R\$	602,58	-R\$	544,38	-R\$	491,91	-R\$	444,59	-R\$	401,92	-R\$	363,45
Caixa acumulado	-R\$	317,36	-R\$	705,24	-R\$	625,86	-R\$	546,49	-R\$	467,12	-R\$	387,74	-R\$	308,37	-R\$	229,00
Ano	2023		2024		2025		2026		2027		2028		2029		2030	
i	10,9%		10,9%		10,9%		10,9%		10,9%		10,9%		10,9%		10,9%	
Entrada	R\$	149,90	R\$	149,90	R\$	149,90	R\$	149,90	R\$	128,67	R\$	128,67	R\$	128,67	R\$	128,67
Saída	R\$	-	R\$	-	R\$	-	R\$	-	R\$	-	R\$	-	R\$	-	R\$	-
Parcela da dívida	R\$	35,26	R\$	35,26	R\$	35,26	R\$	35,26	R\$	-	R\$	-	R\$	-	R\$	-
Investimento	R\$	35,26	R\$	35,26	R\$	35,26	R\$	35,26	R\$	-	R\$	-	R\$	-	R\$	-
Resultado Líquido	R\$	79,37	R\$	79,37	R\$	79,37	R\$	79,37	R\$	128,67	R\$	128,67	R\$	128,67	R\$	128,67
VP	R\$	34,69	R\$	31,28	R\$	28,21	R\$	25,43	R\$	37,18	R\$	33,52	R\$	30,23	R\$	27,26
VPL	-R\$	328,76	-R\$	297,48	-R\$	269,27	-R\$	243,84	-R\$	206,66	-R\$	173,14	-R\$	142,91	-R\$	115,65
Caixa acumulado	-R\$	149,63	-R\$	70,25	R\$	9,12	R\$	88,49	R\$	217,16	R\$	345,83	R\$	474,49	R\$	603,16
Ano	2031		2032		2033		2034		2035		2036					
i	10,9%		10,9%		10,9%		10,9%		10,9%		10,9%					
Entrada	R\$	128,67	R\$	128,67	R\$	128,67	R\$	128,67	R\$	128,67	R\$	128,67				
Saída	R\$	-	R\$	-	R\$	-	R\$	-	R\$	-	R\$	-				
Parcela da dívida	R\$	-	R\$	-	R\$	-	R\$	-	R\$	-	R\$	-				
Investimento	R\$	-	R\$	-	R\$	-	R\$	-	R\$	-	R\$	-				
Resultado Líquido	R\$	128,67	R\$	128,67	R\$	128,67	R\$	128,67	R\$	128,67	R\$	128,67				
VP	R\$	24,58	R\$	22,16	R\$	19,98	R\$	18,02	R\$	16,25	R\$	14,65				
VPL	-R\$	91,07	-R\$	68,91	-R\$	48,92	-R\$	30,90	-R\$	14,65	R\$	0,00				
Caixa acumulado	R\$	731,83	R\$	860,49	R\$	989,16	R\$	1.117,83	R\$	1.246,49	R\$	1.375,16				