

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ

**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM
ENGENHARIA DE ENERGIA**

GUSTAVO FERREIRA DE SOUZA

**AVALIAÇÃO TERMODINÂMICA E ECONÔMICA DE ALTERNATIVAS DE
DIVERSIFICAÇÃO DA PRODUÇÃO NO SETOR SUCROALCOOLEIRO
BRASILEIRO**

Dissertação submetida ao Programa de Pós-Graduação em ENGENHARIA DE ENERGIA como parte dos requisitos para obtenção do Título de Mestre em Ciências em Engenharia de energia.

Área de Concentração: EXPLORAÇÃO DO USO RACIONAL DE RECURSOS NATURAIS E ENERGIA

Orientador: Prof. Dr. José Carlos Escobar Palacio

Coorientador: Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora

Setembro de 2013



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ

GUSTAVO FERREIRA DE SOUZA

**AVALIAÇÃO TERMODINÂMICA E ECONÔMICA DE ALTERNATIVAS DE
DIVERSIFICAÇÃO DA PRODUÇÃO NO SETOR SUCROALCOOLEIRO
BRASILEIRO**

Dissertação aprovada por banca examinadora em 17 de setembro de 2013, conferindo ao autor o título de *Mestre em Ciências em Engenharia de Energia*.

Banca Examinadora:

Examinador 1: Prof. Dr. Felipe Ponce Arrieta (PUC-MG)

Examinador 2: Prof. Dr. Osvaldo José Venturini (UNIFEI)

Examinador 3: Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora (Coorientador; UNIFEI)

Presidente: Prof. Dr. José Carlos Escobar Palacio (Orientador; UNIFEI)

Itajubá 2013



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

Ficha catalográfica elaborada pela Biblioteca Mauá –
Bibliotecária Margareth Ribeiro- CRB_6/1700

S729a

Souza, Gustavo Ferreira de
Avaliação Termodinâmica e Econômica de Alternativas de
Diversificação da Produção no Setor Sucroalcooleiro Brasileiro /
Gustavo Ferreira de Souza. -- Itajubá, (MG) : [s.n.], 2013.
181 p. : il.

Orientador: Prof. Dr. Jose Carlos Escobar Palacio.
Coorientador: Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora.
Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Itajubá.

1. Diversificação. 2. Etanol lignocelulósico. 3. Análise exé_
gética. 4. Alimento Animal. I. Palacio, Jose Carlos Escobar Pala_
cio, orient. II. Lora, Electo Eduardo Silva, coorient. III. Universi_
dade Federal de Itajubá. IV. Título.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

“O único modo de escapar da
corrupção causada pelo sucesso é
continuar trabalhando.”

Albert Einstein



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

DEDICATÓRIA

Dedico este trabalho à minha querida avó, Dagmar de Barros Leite que sempre apóia meus sonhos e acredita na minha capacidade. Obrigado pelos ensinamentos que levarei pra vida toda.



AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente a Deus por minha vida e pelas oportunidades de aprendizado que tive até hoje.

Agradeço o apoio de minha família em geral, em especial da minha mãe Maria Sueli, que como eu já disse a ela uma vez, alimenta minha alma.

Agradeço ao meu orientador Jose Carlos Escobar pela dedicação e paciência ao longo do curso, sempre pronto a me auxiliar e motivar nos momentos desesperados.

Agradeço ao meu Coorientador Electo Lora pelos direcionamentos.

Agradeço aos colegas do NEST, Dimas pelo auxílio na análise energética e exérgica do trabalho, Luiz, Marcel, Carlos e Marcio pelas contribuições diretas e indiretas no amadurecimento do trabalho e pela amizade. Agradeço também a Juarez pela ajuda na análise econômica.

Agradeço aos meus amigos que me apoiaram em especial Gleyce, que me ajudou a superar os obstáculos no decorrer do curso.

Agradeço aos meus Companheiros da Rennosonic Tecnologia Ltda., em especial Vítor Pamplona e Caio Farias pelo apoio e compreensão no período de conclusão da dissertação.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

RESUMO. O presente trabalho tem como objetivo avaliar termodinâmica e economicamente algumas alternativas de diversificação no setor sucroalcooleiro, utilizando indicadores de 1ª e 2ª Leis da Termodinâmica e indicadores econômicos Valor Presente Líquido – VPL e Taxa Interna de Retorno – TIR para essas análises. São realizados 6 estudos de casos divididos em 2 grupos: destilarias autônomas e usinas de açúcar e álcool, onde a diversificação da produção se dá através da implantação de: (i) Uma planta de etanol lignocelulósico (2ª geração) tendo como matéria prima o bagaço da cana processada, incrementando a produção de etanol da destilaria em cerca de 20%; (ii) Uma planta de leveduras com a capacidade de produzir cerca de 30 mil toneladas ao ano, leveduras estas utilizadas como complemento de alimentação animal por eu alto teor de proteínas metabolizáveis. Como resultado desses estudos de caso obtiveram-se indicadores Termodinâmicos de aproveitamento da energia da cana (eficiência global, produtividade energética líquida), aproveitamento da exergia da cana (eficiência exergética) com a contribuição de cada produto para essa eficiência, identificação dos fluxos exergéticos e irreversibilidades além do indicador da área liberada em hectares com a utilização da proteína em substituição ao capim na dieta do gado. A análise termodinâmica mostrou maior incremento nas eficiências global e exergética em relação às usinas convencionais quando se incorpora a planta de etanol de 2ª geração, e um incremento menor quando se incorpora também a planta de produção de alimento animal, visto que o consumo energético nestas é substancialmente mais alto que nas usinas convencionais. A avaliação econômica apresentou viabilidade para os casos de construção complementar das plantas de produção de etanol lignocelulósico e de leveduras, em destilarias autônomas e usinas de açúcar com destilaria anexa, sendo estes os únicos casos que apresentaram TIR maior que a taxa de atratividade adotada.

Palavras chave: Diversificação. Etanol lignocelulósico. Análise exergética. Alimento Animal.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

ABSTRACT. This study aims to evaluate some thermodynamic and economic diversification alternatives in the biofuels industry, using indicators of 1st and 2nd Laws of Thermodynamics and the economic indicators Net Present Value - NPV and Internal Rate of Return - IRR for these analyzes. Are conducted six case studies divided into two groups: autonomous distilleries and sugar and alcohol mills, where the production diversification is through the implementation of: (i) A lignocellulosic ethanol plant (2nd generation) having sugarcane bagasse as raw material, increasing ethanol production distillery in about 20%, (ii) a plant of yeasts with the capability to produce about 30,000 tons per year. These yeasts can be used to supplement animal feed for their high levels of metabolizable protein content. As a result of these case studies, were obtained thermodynamic indicators of harnessing energy from sugarcane (overall efficiency, productivity, net energy), use of sugarcane exergy (exergy efficiency) with the contribution of each product to this efficiency, and identifying the exergetic flows beyond the irreversibilities; area released in hectare indicator using the protein in place of grass in the diet of livestock. The thermodynamic analysis showed the greatest increase in efficiency and global exergy in relation to conventional plants when incorporating the 2nd generation ethanol plant, and a lower increasing when incorporates the animal feed production plant, since the energy consumption in these is substantially higher than in conventional plants. The economic evaluation was viable for cases of complementary construction of Lignocellulosic ethanol and yeast plants, on autonomous distillery and sugar mills with alcohol distilleries attached, these being the only cases with IRR greater than the hurdle rate adopted.

Keywords: Diversification. Lignocellulosic ethanol. Exergy Analysis. Animal Feed.



Sumário

Resumo.....	I
Abstract	II
Lista de figuras.....	VI
Lista de Tabelas	XI
Simbologia	XIII
1. Introdução.....	1
1.1. Objetivos	4
1.2. Divisão do trabalho	4
2. Revisão Bibliográfica.....	5
2.1. Processo produtivo do etanol de primeira geração e do açúcar	7
2.1.1. Matéria Prima: Cana de açúcar	10
2.2. Utilização da palha de cana como combustível nas caldeiras.....	13
2.3. A cana-de-açúcar e o uso da terra	15
2.4. Obtenção de produtos de alto valor agregado utilizando como matéria prima as vinhaças do processo produtivo de etanol.....	16
2.4.1. Produção de leveduras a partir da vinhaça.....	19
2.4.2. Aplicação de leveduras obtidas a partir da vinhaça residual para alimentação animal.....	21
2.4.3. Substituição de terras pela produção de leveduras a partir da vinhaça....	24
2.5. Produção de biocombustíveis com a utilização de biomassa lignocelulósica ...	24
2.5.1. Rota bioquímica:.....	27
3. Avaliação de alternativas para a diversificação da produção no setor sucroalcooleiro brasileiro.....	40



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

3.1.	Indicadores de desempenho	44
3.2.	Estudos de caso	47
3.2.1.	GRUPO I – Destilarias autônomas	49
3.2.2.	GRUPO II – Usinas de açúcar com destilaria anexa	63
4.	Análise exergetica	80
4.1.	Exergia	80
4.1.1.	Exergia destruída	81
4.2.	Análise exergetica	84
4.2.1.	GRUPO I – Destilarias autônomas	85
4.2.2.	GRUPO II – Usinas de açúcar com destilaria anexa	92
5.	Avaliação econômica	100
5.1.	Ferramentas da avaliação	100
5.1.1.	Fluxo de caixa	100
5.1.2.	Planilha e valores de análise utilizados.....	101
5.1.3.	Taxa mínima de atratividade (TMA)	103
5.1.4.	Valor presente líquido.....	103
5.1.5.	Taxa interna de retorno (TIR)	104
5.1.6.	Depreciação de ativos do sistema de cogeração	105
5.1.7.	A simulação de Monte Carlo	108
5.2.	Resultados	111
5.2.1.	Grupo I.....	111
5.2.2.	Grupo II.....	121
6.	Conclusões	132



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

6.1. Sugestões para trabalhos futuros.....	133
7. Referências bibliográficas.....	134
ANEXO I.....	142
ANEXO II.....	154
ANEXO III.....	159



LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 – Distribuição em porcentagem das usinas em relação à produção por região.	6
Figura 2.2 - Processo Básico de Produção de Açúcar e Álcool a partir da Cana-de-açúcar.....	7
Figura 2.3 - Esquema simplificado da geração de resíduos e produtos no processo produtivo do álcool numa destilaria autônoma típica no Brasil..	8
Figura 2.4 - Esquema geral do ciclo Rankine.	9
Figura 2.5 - Prazos para a eliminação da queima da palha no estado de São Paulo.....	14
Figura 2.6 - Alternativas para o aproveitamento das vinhaças.	17
Figura 2.7 - Esquema simplificado da produção de leveduras a partir de vinhaça.	20
Figura 2.8 - Tecnologia de vinhaça-levedura.....	23
Figura 2.9 – Esquema simplificado do processo de obtenção do etanol lignocelulósico (2G)..	27
Figura 2.10 - Esquema simplificado do pré-tratamento.....	28
Figura 3.1 – Representação do ciclo termodinâmico utilizado nas simulações utilizando-se o software Gate-Cycle™.....	41
Figura 3.2 - Esquema geral do estudo de caso Ia.....	49
Figura 3.3 - Comportamento da geração de eletricidade excedente mediante redução do consumo específico de vapor	51
Figura 3.4 - Bagaço excedente para o caso Ia, para diferentes cenários.....	53
Figura 3.5 - Bagaço excedente para o caso Ia, adicionando-se palha à biomassa disponível para alimentação da caldeira.	54
Figura 3.6 - Processo de pré-tratamento do material lignocelulósico (bagaço) por explosão a vapor catalisada com ácido, sacarificação e fermentação simultâneas (SSF).....	57
Figura 3.7 - Esquema geral do Caso Ib.....	58



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

Figura 3.8 - Esquema geral do estudo de caso Ic.....	60
Figura 3.9 - Esquema geral do estudo de caso IIa.	63
Figura 3.10 - Comportamento da geração de eletricidade excedente pela variação do consumo específico de vapor.....	66
Figura 3.11 - Bagaço excedente para o caso IIa, para os diferentes cenários.	67
Figura 3.12 - Autonomia de dias de operação da planta de açúcar e álcool para o caso IIa....	68
Figura 3.13- Bagaço excedente para o caso IIa, adicionando-se palha à biomassa disponível para alimentação da caldeira.	68
Figura 3.14 - Esquema geral do Caso IIb.....	70
Figura 3.15 - Esquema geral do estudo de caso IIc.	73
Figura 3.16 - Sensibilidade da utilização de vinhaça para produção de leveduras visando a substituição de terras.	76
Figura 3.17 - Comportamento da expansão do canavial pelo aumento na taxa de substituição de grama por leveduras na dieta do gado.	77
Figura 4.1 - Representação de uma caldeira no software Gate Cycle TM	81
Figura 4.2 - Turbina de extração condensação.	83
Figura 4.3 – Bomba.....	84
Figura 4.4 – Condensador.	84
Figura 4.5 - Esquema dos fluxos de energia do sistema de cogeração dos estudos de caso Ib, Ic, IIb e IIc.....	86
Figura 4.6 - Diagrama de Sankey para o caso Ia.	87
Figura 4.7 - Destilaria autônoma do Caso Ia	87
Figura 4.8 - Exergia destruída no Caso Ia.....	88
Figura 4.9 - Diagrama de Sankey para o caso Ib.	89



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

Figura 4.10 - Destilaria autônoma do Caso Ib.	89
Figura 4.11 - Exergia destruída no Caso Ib.	90
Figura 4.12 - Diagrama de Sankey para o caso Ic.	91
Figura 4.13 - Destilaria autônoma do Caso Ic.	91
Figura 4.14 - Exergia destruída no Caso Ic.	92
Figura 4.15 - Diagrama de Sankey para o caso IIa.	93
Figura 4.16 - Usina do Caso IIa.	93
Figura 4.17 - Exergia destruída no Caso IIa.	94
Figura 4.18 - Diagrama de Sankey para o caso IIb.	95
Figura 4.19 - Destilaria autônoma do Caso IIb.	95
Figura 4.20 - Exergia destruída no Caso IIb.	96
Figura 4.21 - Diagrama de Sankey para o caso IIc.	97
Figura 4.22 - Destilaria autônoma do Caso IIc.	97
Figura 4.23 - Exergia destruída no Caso IIc.	98
Figura 5.1 - Fluxo de caixa de um empreendimento.	100
Figura 5.2 - Representação do VPL.	104
Figura 5.3 - Representação gráfica da TIR.	104
Figura 5.4 - Custos da produção de etanol de 2ª geração.	106
Figura 5.5 - Custos variáveis de operação	107
Figura 5.6 - Custos fixos de operação.	107
Figura 5.7 - Custos de investimento.	107
Figura 5.8 - Custos de matéria prima.	108
Figura 5.9 - Distribuição de frequência para o VPL do caso Ia.	112



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

Figura 5.10 - Contribuição dos produtos e insumos para a variação do VPL.....	113
Figura 5.11 - Distribuição de frequência para o VPL do caso Ib modalidade 1.....	114
Figura 5.12 - Contribuição dos produtos e insumos para a variação do VPL do caso Ib, modalidade 1.....	115
Figura 5.13 - Distribuição de frequência para o VPL do caso Ib modalidade 2.....	116
Figura 5.14 - Contribuição dos produtos e insumos para a variação do VPL do caso Ib modalidade 2.....	117
Figura 5.15 - Distribuição de frequência para o VPL do caso Ic modalidade 1.....	118
Figura 5.16 - Contribuição dos produtos e insumos para a variação do VPL do caso Ic modalidade 1.....	119
Figura 5.17 - Distribuição de frequência para o VPL do caso Ic, modalidade 2.....	120
Figura 5.18 - Contribuição dos produtos e insumos para a variação do VPL do caso Ic na modalidade 2.....	121
Figura 5.19 - Distribuição de frequência para o VPL do caso IIa, modalidade 1.....	122
Figura 5.20 - Contribuição dos produtos e insumos para a variação do VPL do caso IIa, modalidade 1.....	123
Figura 5.21 - Distribuição de frequência para o VPL do caso IIb, modalidade 1.....	124
Figura 5.22 - Contribuição dos produtos e insumos para a variação do VPL do caso IIb, modalidade 1.....	125
Figura 5.23 - Distribuição de frequência para o VPL do caso IIb, modalidade 2.....	126
Figura 5.24 - Contribuição dos produtos e insumos para a variação do VPL do caso IIb, modalidade 2.....	127
Figura 5.25 - Distribuição de frequência para o VPL do caso IIc, modalidade 1.....	128
Figura 5.26 - Contribuição dos produtos e insumos para a variação do VPL do caso IIc, modalidade 1.....	129



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

Figura 5.27 - Distribuição de frequência para o VPL do caso IIc, modalidade 2..... 130

Figura 5.28 - Contribuição dos produtos e insumos para a variação do VPL do caso IIc,
modalidade 2. 131



LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 - Composição do bagaço padrão de cana-de-açúcar	12
Tabela 2.2 - Composição do bagaço e palhiço de cana-de-açúcar..	13
Tabela 2.3 - Composição média da vinhaça da cana de açúcar	16
Tabela 2.4 - Composição média das vinhaças provenientes dos processos de fermentação e destilação de diferentes matérias primas.....	24
Tabela 2.5 - Efeito de vários métodos de pré-tratamento na composição química e na estrutura físico-química da biomassa lignocelulósica.....	30
Tabela 2.6 - Avaliação qualitativa dos processos de pré-tratamento.....	31
Tabela 3.1 - Resumo dos casos de estudo do grupo I.	42
Tabela 3.2 - Resumo dos casos de estudo do grupo II.	43
Tabela 3.3 - Parâmetros comuns às simulações dos estudos de caso do Grupo I.....	47
Tabela 3.4 - Parâmetros utilizados para simulação do sistema de cogeração de cada cenário.	50
Tabela 3.5 - Indicadores de desempenho do caso Ia.....	55
Tabela 3.6 - Parâmetros específicos das simulações do caso Ib.	59
Tabela 3.7 - Produção de Etanol Lignocelulósico no caso Ib.	59
Tabela 3.8 - Parâmetros específicos das simulações do caso Ic.	61
Tabela 3.9 - Produção de Etanol Lignocelulósico no caso Ic.	61
Tabela 3.10 - Indicadores de desempenho do GRUPO I.	62
Tabela 3.11 - Parâmetros utilizados nas simulações dos estudos de caso do GRUPO II.	64
Tabela 3.12 - Indicadores de desempenho para o caso IIa.....	69
Tabela 3.13 - Parâmetros específicos da simulação do caso IIb.	71
Tabela 3.14 - Produção de etanol lignocelulósico na usina do caso IIb.	71
Tabela 3.15 - Parâmetros específicos utilizados na simulação do caso IIc.....	73



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

Tabela 3.16 - Produção de etanol lignocelulósico na usina do caso IIc.....	74
Tabela 3.17 - Indicadores de desempenho dos estudos de caso do Grupo II.....	74
Tabela 4.1 - Exergia química dos elementos componentes da análise exérgica dos casos estudados.....	83
Tabela 5.1 – Estrutura do fluxo de caixa.	101
Tabela 5.2 - Parâmetros da análise econômica.	102
Tabela 5.3 - Depreciação de ativos do sistema de cogeração.	105
Tabela 5.4 – Custos da produção de etanol lignocelulósico.	106
Tabela 5.5 - Distribuições de probabilidade utilizadas nas simulações de Monte Carlo.....	110
Tabela 5.6 – Indicadores do Grupo I.....	111
Tabela 5.7 – Indicadores do Grupo II.	122



SIMBOLOGIA

B – taxa de exergia [kW]

β – bagaço de cana

E – energia [J]

η – Eficiência [%]

η_b – Eficiência exergética [%]

I_{exc} – índice de eletricidade excedente [kWh/t_c]

m_c – massa de cana de açúcar [ton.]

m_b – massa de bagaço de cana de açúcar [kg]

P – produtividade líquida da cana de açúcar [GJ/ha]

p_c – produtividade da cana no campo [t/ha]

p_t – produtividade energética da cana [GJ/t_c]

W – potência [kW]

t_c – tonelada de cana de açúcar

Abreviaturas

1G – Etanol convencional; 1ª geração

2G – Etanol lignocelulósico; 2ª geração

C5 – Açúcares de cinco carbonos

C6 – Açúcares de seis carbonos

FFV- veículos de combustível flexível

GEE - gases de efeito estufa

ND – Não disponível

PCI – poder calorífico inferior



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

PCS – poder calorífico superior

SHF- hidrólise e fermentação separadas

SSCF -hidrólise e co-fermentação simultâneas

SSF- processo de hidrólise e fermentação simultâneas

TIR – Taxa Interna de Retorno

TMA – Taxa Mínima de Atratividade

VPL – Valor Presente Líquido

Siglas

ICIDCA – Instituto Cubano de Investigação dos derivados de Cana de açúcar

IPT - Instituto de Pesquisas Tecnológicas de São Paulo

UDOP - União dos Produtores de Bioenergia

Unica - União dos Municípios Canavieiros do Estado de São Paulo



1. INTRODUÇÃO

O uso indiscriminado de combustíveis fósseis pela humanidade por sua dependência nesse recurso para obtenção de energia e componentes químicos necessários para a civilização moderna, tem como consequência uma série de mudanças climáticas causadas pelo aumento das emissões de CO₂ e outros gases agravantes do efeito estufa (Jorgensen et al. 2007; Soccol et al. 2009).

Em 2005 e 2006 foram documentados quase trinta furacões com consequências devastadoras sobre as populações em áreas litorâneas nos Estados Unidos. Segundo o Relatório de 2007 do Painel Intergovernamental sobre mudanças climáticas (IPCC) da ONU, as emissões de gases nocivos ao meio ambiente aumentaram em 70% entre 1970 e 2004 com previsão de aumento de até 90% até 2030 em relação aos índices de 2000 (Safatle, 2012).

O preço crescente do petróleo, as emissões de poluentes decorrentes da sua produção e utilização e a necessidade de maior segurança e diversidade energética levaram a atenção do público, dos governos e da comunidade científica à busca de fontes alternativas renováveis para a produção de combustíveis e produtos químicos.

Nesse contexto, os governos têm estimulado a utilização de energias e recursos renováveis impulsionados por três fatores, que também representam os três pilares da sustentabilidade (rentabilidade, planeta e pessoas) (Lange, 2007):

- Necessidade de acesso assegurado à energia;
- Ameaça das mudanças climáticas (principalmente emissões de CO₂);
- Desenvolvimento e manutenção das atividades agrícolas.

Dentre os recursos renováveis capazes de prover calor e/ou eletricidade (eólica, solar, hidrelétrica e biomassa), a biomassa é promissora sendo a única forma renovável que pode prover combustíveis líquidos necessários ao setor de transportes, além de oferecer matéria prima para a indústria química (Jorgensen et al. 2007; Lange, 2007).



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

Das tecnologias de biocombustíveis, a mais difundida e economicamente viável é a produção de etanol convencional a partir da cana de açúcar, chamado de biocombustível de primeira geração. O etanol produzido através de materiais lignocelulósicos é chamado de biocombustível de segunda geração e pode ser obtido através de duas rotas: termoquímica e bioquímica (Coral, 2009).

Os biocombustíveis de primeira geração, obtidos a partir de açúcares, amidos e óleos vegetais não representam uma solução em longo prazo, pois suas matérias primas e áreas de cultivo competem com a produção de alimentos, seu potencial de disponibilidade depende da quantidade de solo fértil e produção por hectare além do ganho em redução de emissões ser limitado pelo uso de energia para cultivar, colher e processá-las para obtenção de biocombustível (Safatle, 2012).

Em contrapartida os biocombustíveis de 2ª geração não causam incremento na área de plantio, já que provêm da melhor utilização dos resíduos da produção de açúcar e etanol.

A cana-de-açúcar é um insumo para diversas áreas da indústria atual, desde a produção de alimentos até a fabricação de combustíveis, com a vantagem de ser uma fonte renovável cujo cultivo é extremamente favorecido pelo solo de países tropicais como o Brasil.

Têm-se desenvolvido novas variedades de cana de açúcar mais resistentes a pragas e mais facilmente adaptáveis a diferentes tipos de solo, visando aumento da produtividade das colheitas. Além de melhorias no cultivo da cana são desenvolvidos sistemas de logística no corte, coleta e transporte da cana às usinas, visando redução no custo dessa etapa, que apresenta dos maiores custos na produção da cana.

Processa-se em média em cada usina e destilarias do Brasil cerca de 2 milhões de toneladas de cana por safra, com duração de 6 a 7 meses no ano, onde as destilarias autônomas representam de 30 a 35% do setor no país (Conab, 2011). As destilarias autônomas encontram-se num estágio desenvolvido de tecnologia, onde discretas melhorias podem significar um incremento significativo na lucratividade da usina e na sua produtividade.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

Para uma utilização mais integral da cana-de açúcar o setor busca a utilização da palha para incrementar a produção de eletricidade e bagaço excedentes e da vinhaça para produção de itens valiosos para indústria química e produção de biogás através de processos anaeróbicos.

O Etanol produzido a partir da cana de açúcar, o bioetanol, é um combustível atrativo por sua produção a partir de recursos renováveis, possui grande quantidade de oxigênio em sua composição o que melhora sua combustão e reduz a emissão de hidrocarbonetos, de monóxido de carbono e particulados.

Em relação à gasolina, o bioetanol (C_2H_5OH ou ETOH) possui um maior número de octano, limite amplo de inflamabilidade e maior velocidade de chama.

Como desvantagens, o bioetanol possui densidade energética mais baixa que a gasolina, corrosividade, baixa luminosidade de chama, baixa pressão de vapor, miscibilidade com a água e toxicidade.

O bioetanol pode ser utilizado em mistura nos motores à gasolina ou diesel (Coral, 2009):

- Em misturas de etanol ou ETBE (etil-terciário-butil éter) em baixas concentrações (menos que 5-10%) com gasolina, melhorando seu índice de octano;
- Em misturas de etanol de até 85% de etanol e 15% de gasolina nos veículos Flex;
- Misturado com um aditivo melhorando a ignição. Principalmente em motores a diesel, diminuindo-se emissão de gases do efeito estufa.

Há no Brasil o projeto BEST (BioEthanol for Sustainable Transport) coordenado pelo IEE (Instituto de Eletrotécnica e Energia) da USP, que vem realizando testes satisfatórios de uso do etanol como combustível para ônibus.

O Brasil tem sido o maior produtor mundial de bioetanol utilizando o caldo de cana como matéria prima, sendo mais eficiente que a produção a partir do milho, e possui custos de produção de US\$ 0,18 a US\$ 0,25 por litro, favorecido pelas condições climáticas ideais, mão de obra de baixo custo e tecnologia madura, com tradição de mais de 30 anos (Coral, 2009).



1.1. OBJETIVOS

O trabalho tem como objetivo geral realizar uma avaliação termodinâmica e econômica, de diferentes alternativas de diversificação no setor sucroalcooleiro brasileiro através de melhor utilização dos subprodutos e ou resíduos da produção, buscando verificar a viabilidade econômica de cada alternativa e sua flexibilidade de produção de acordo com a demanda do mercado.

Objetivos específicos:

- Revisão bibliográfica acerca da produção de açúcar e de álcool de 1ª e 2ª geração, bem como de outros subprodutos do setor;
- Seleção de casos para estudo considerando alternativas de produção diversificada;
- Obter dados das simulações dos casos utilizando o software: Gate Cycle™ para realizar os balanços de massa e energia de 1ª e 2ª Lei da termodinâmica para os estudos de caso selecionados;
- Estabelecer indicadores de desempenho para a comparação das alternativas;
- Realizar uma análise exérgica da diversificação da produção;
- Realizar uma análise econômica da diversificação da produção no setor.

1.2. DIVISÃO DO TRABALHO

O presente trabalho está dividido em 6 capítulos.

No capítulo 2 apresenta-se uma revisão bibliográfica acerca da produção de açúcar e álcool convencional, da utilização dos resíduos para obtenção de produtos de alto valor agregado, bem como da produção de etanol celulósico (2ª geração).

No capítulo 3 apresenta-se o estudo de cinco casos de diversificação da produção no setor sucroalcooleiro, utilizando-se dados e parâmetros de usinas típicas do setor encontrados em diversas literaturas e contatos pessoais.

No capítulo 4 é realizada uma análise exérgica dos casos avaliados.

No capítulo 5 é feita uma avaliação econômica.



O capítulo 6 apresenta as conclusões obtidas a partir da avaliação termodinâmica e econômica dos cinco casos. Apresenta também sugestões para trabalhos futuros.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Atualmente o setor sucroalcooleiro brasileiro conta com 432 usinas que geram cerca de 1,3 milhões de empregos diretos, e através do etanol e eletricidade produzida representam 17,8% da matriz energética brasileira (Unica, 2008).

As usinas brasileiras podem atualmente ser classificadas em: Usinas de açúcar, que produzem somente açúcar, representando uma pequena parcela do setor, atualmente 6% do total de usinas; Usinas de açúcar com destilarias anexas, que representam de 60 a 64% do total de usinas; e destilarias autônomas, representando 30 a 35% do total de usinas (BNDES e CGEE, 2008; Conab, 2011). Essas usinas destinaram na safra 2006/2007, 55% dos açúcares da cana processada para a produção de Etanol (Unica, 2008) e 56% dos açúcares processados foram destinados para a produção de Etanol na safra de 2009/2010 (Conab, 2011).

A capacidade média de processamento de cana das usinas é de 500 t/h totalizando de 2 Mt a 3 Mt de cana por safra (figura 2.1), tendo a safra duração de 6 a 7 meses no ano (Conab, 2011).

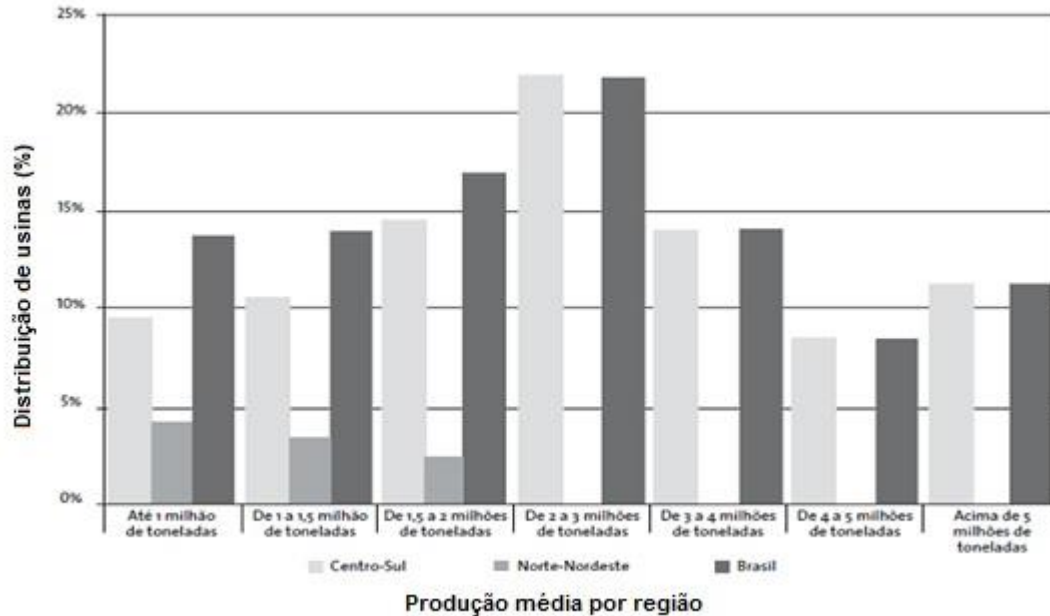


Figura 2.1 – Distribuição em porcentagem das usinas em relação à produção por região.

Fonte: Conab, 2011.

Vêm se tornando geral a conscientização no setor acerca da utilização dos resíduos da produção de açúcar e álcool para diversificação da produção e aumento da lucratividade das usinas e destilarias.

O bagaço de cana tem sido utilizado para geração de vapor e potência nas plantas de cogeração e, além disso, sua utilidade como matéria prima para a produção de Etanol celulósico, chamado de 2ª geração, vem sendo pesquisada e aplicada em plantas piloto, estando próxima a aplicação em escala comercial.

Aliado à utilização dos resíduos, buscam-se alternativas tecnológicas para incrementar a eficiência da planta de cogeração alterando os parâmetros de pressão e temperatura das caldeiras, e reduzindo o consumo específico de vapor dos processos produtivos, obtendo-se assim maiores excedentes em bagaço e eletricidade.



2.1. PROCESSO PRODUTIVO DO ETANOL DE PRIMEIRA GERAÇÃO E DO AÇÚCAR

Chegando à usina, a cana passa por processos de pesagem, amostragem (para determinar o teor de sacarose, mediante o qual se faz o pagamento da cana), descarga e armazenamento (geralmente mecanizados), lavagem (retirando matéria que pode desgastar os equipamentos e aumentar o tempo de decantação do caldo) e preparo da cana antes que seja realizada a extração do caldo (Camargo, 1990).

A figura 2.2 apresenta a cadeia de processos que compõem a produção de açúcar e álcool a partir da cana de açúcar. O caldo tratado passa por etapas de evaporação, cozimento, centrifugação e secagem no processo de produção do açúcar; o caldo centrifugado é enviado ao processo de fermentação onde o caldo fermentado será destilado para produção do etanol.

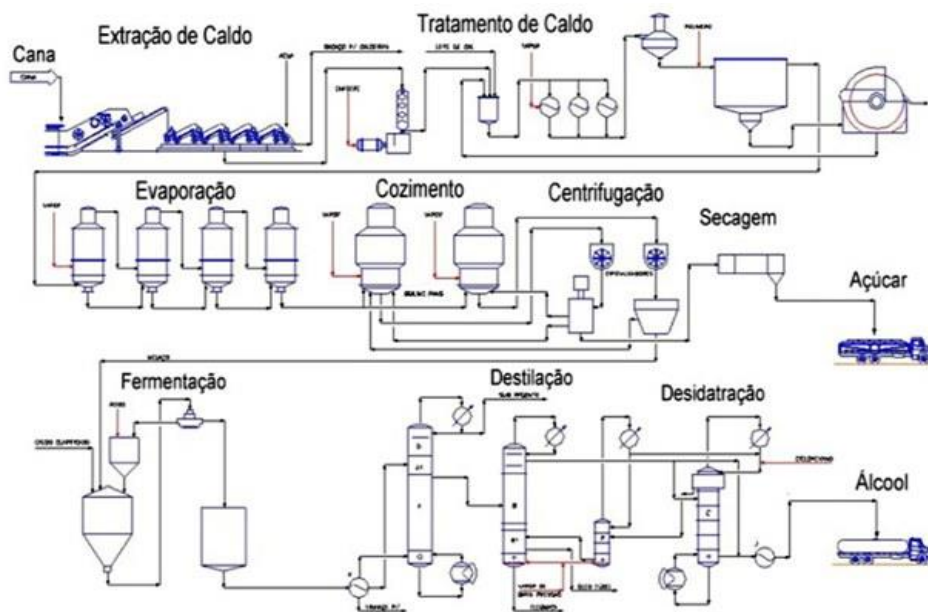


Figura 2.2 - Processo Básico de Produção de Açúcar e Álcool a partir da Cana-de-açúcar.

Fonte: CTC, 2013.

A figura 2.3 apresenta o balanço material de uma destilaria típica de etanol, para cada tonelada de cana a partir de dados de CGEE, 2009, BNDES & CGEE, 2008, PNUD-CTC, 2005 e Camargo (1990).



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

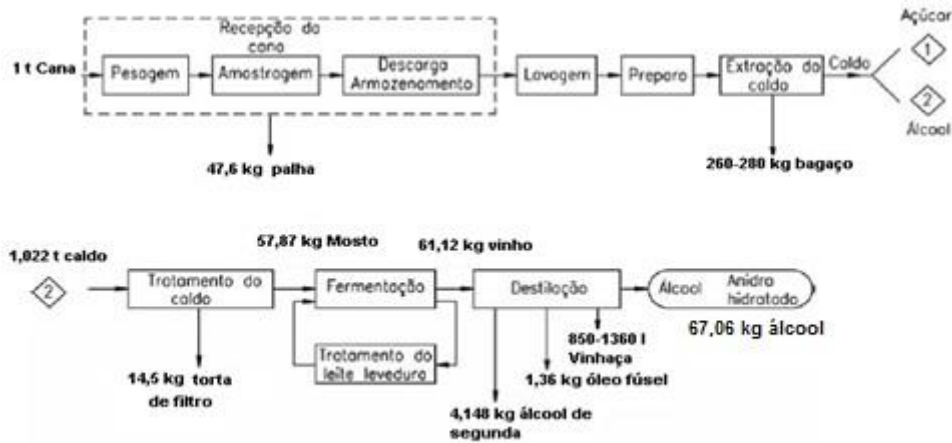


Figura 2.3 - Esquema simplificado da geração de resíduos e produtos no processo produtivo do álcool numa destilaria autônoma típica no Brasil. Fonte: Camargo, 1990.

O etanol pode ser produzido a partir de matérias-primas sacarinas como a cana de açúcar, o sorgo sacarino e a beterraba, e também a partir de matérias primas amiláceas dentre elas mandioca, batata doce, milho e outros grãos, e matérias primas celulósicas como madeira e resíduos agrícolas, destacando-se o bagaço de cana de açúcar.

O açúcar, por outro lado, só pode ser produzido a partir de matérias-primas sacarinas, que possuem açúcares diretamente fermentescíveis, dispensando uma etapa de conversão dos polímeros de glicose em moléculas simples de glicose (Camargo, 1990).

Aspectos gerais da produção convencional de açúcar e etanol descritos por Camargo (1990) são abordados no ANEXO I.

❖ O sistema de Cogeração

O ciclo termodinâmico nas plantas de potência a vapor é o ciclo Rankine (Figura 2.4). O combustível é queimado numa caldeira para a produção de vapor, o qual aciona uma turbina de contrapressão ou extração-condensação para a produção simultânea de potência e calor.

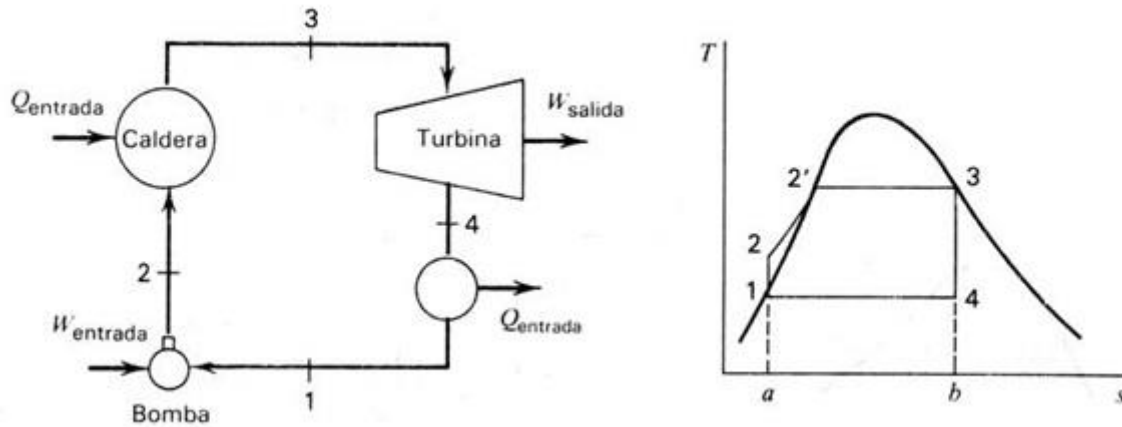


Figura 2.4 - Esquema geral do ciclo Rankine. Fonte: Moore (2013).

O ciclo Rankine ideal não possui irreversibilidades e está composto pelos seguintes processos termodinâmicos (Escobar, 2010):

- 1-2: Expansão isentrópica na turbina;
- 2-3: Troca isobárica de calor no condensador;
- 3-4: Compressão isentrópica na bomba;
- 4-1: Troca isobárica de calor na caldeira.

Tradicionalmente nas usinas de açúcar e álcool se emprega o sistema de cogeração com ciclo Rankine de contrapressão, estes são incapazes de operar sem um consumidor de vapor acoplado ao escape da turbina, (condensador e o processo) que atuem coletando o condensado. Assim, a produção de energia depende da vazão de vapor demandada pelo processo, que definirá o trabalho gerado, de acordo com a característica da turbina.

Já os sistemas com turbinas de condensação e extração são recomendados para condições em que se deseja maximizar a geração de energia elétrica, ou em que a demanda de calor mostra-se reduzida.

❖ Caldeiras

A vazão mássica de vapor varia em função do processo produtivo, que define o consumo energético da planta, bem como da disponibilidade de bagaço.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

As caldeiras atualmente utilizadas para os sistemas de cogeração das usinas de açúcar e álcool do Brasil têm capacidade de geração de vapor de 100, 150 e 250 t/h e trabalham com os parâmetros a seguir (CGEE, 2009; PNUD-CTC, 2005):

- Caldeiras de 22 bar/ 350-380 °C: utilizadas em usinas menores ou não modernizadas onde a geração de energia elétrica visa a autossuficiência, sem comercialização de excedentes;
- Caldeiras de 42 bar/400-420 °C: são caldeiras comumente utilizadas no Brasil com intuito de geração de excedentes modestos de eletricidade;
- Caldeiras de 65 bar/490 °C e 85 bar/510 °C: caldeiras de melhor tecnologia, utilizadas em usinas mais recentes, capazes de gerar maiores excedentes;
- Caldeiras de 120 bar/530 °C: caldeiras para sistemas capazes de gerar altos índices de excedente em eletricidade, cuja tecnologia de produção está disponível no Brasil, mas há poucas aplicações atuais.

O aumento nos parâmetros de geração de vapor leva ao aumento da eficiência térmica do ciclo e na quantidade excedente de eletricidade disponível para comercializar com a rede elétrica, pelo uso mais eficiente do combustível fornecido ao sistema, garantindo-se a autossuficiência da planta (Escobar, 2010).

2.1.1. MATÉRIA PRIMA: CANA DE AÇÚCAR

Praticamente a totalidade do etanol produzido no Brasil provém da cana de açúcar. Destaca-se se dentre as matérias primas sacarinas por possuir tradição de cultivo de mais de 4 séculos, produzir combustível necessário para seus processos (bagaço), ser matéria prima para açúcar e álcool (usinas anexas) e possui a maior relação de kg açúcar ou l etanol/ ha plantado.

A cana de açúcar é constituída de fibra (todo material insolúvel proveniente da planta) e caldo (água e sólidos solúveis como açúcares e materiais nitrogenados).

Um alto teor de fibras dificulta a extração da sacarose e prejudica o processo de fabricação do açúcar.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

A operação de colheita também é determinada pela capacidade de moagem, sendo colheita toda a operação de corte, carregamento e suprimento uniforme e contínuo à usina operando em capacidade máxima, visando máxima eficiência e qualidade utilizando sempre cana fresca.

A colheita, o carregamento e descarregamento podem ser realizados de forma manual, ou mecânica e o transporte por meio de caminhões ou tração animal, cabos aéreos ou barcos. O meio de transporte mais empregado atualmente é o transporte por caminhões.

A palha da cana, que pode ser extraída de forma manual ou mecanizada, é atualmente extraída através da queima antes do corte da cana, e a área de queima está relacionada à capacidade de processamento diário da usina. A legislação ambiental vigente prevê a extinção da queima da palha no campo, tema abordado na seção 2.1.2.

❖ **Matéria-prima Celulósica**

Para o tratamento das matérias-primas celulósicas, faz-se necessário um pré-tratamento mais complexo, em virtude da estrutura cristalina da celulose e da resiliência da lignina, visando obterem-se açúcares fermentescíveis.

Na etapa de sacarificação pode-se utilizar hidrólise ácida ou enzimática, sendo a enzimática de maior rendimento em termos de álcool, mas o consumo de enzimas é geralmente superior ao das matérias primas amiláceas, e encontra-se em fase de desenvolvimento e teste em plantas piloto.

As opções tecnológicas para o pré-tratamento serão abordadas com mais detalhes na seção 2.1.5.

Os demais processos envolvendo matérias primas amiláceas e celulósicas se assemelham, em certos pontos, à produção de etanol através da cana de açúcar (matéria prima sacarina) (Camargo, 1990).



▪ **Bagaço de cana**

O bagaço de cana é um dos principais subprodutos da produção de bioetanol a partir da cana de açúcar. Possui a facilidade ser obtido no mesmo local onde o bioetanol é produzido e partilhar da mesma infraestrutura (Dias et al. 2009)

É resultante de processos de limpeza, preparo e extração do caldo da cana na moagem e não é uma biomassa homogênea apresentando de 1,6 a 5% de minerais e composição de acordo com a tabela 2.2:

O bagaço padrão é constituído de (Tabela 2.1):

Tabela 2.1 - Composição do bagaço padrão de cana-de-açúcar Fonte: CGEE, 2009.

Componentes	%
Glicose	19,5
Xilose	10,5
Arabinose	1,5
Galactose	0,55
Lignina	9,91
Organossolúveis	2,7
Açúcares redutores	1,85
Ácidos urônicos	1,91
Cinzas	1,6
Umidade	50
Hexoses totais	20,04
Pentoses totais	12



Tabela 2.2 - Composição do bagaço e palhço de cana-de-açúcar. Fonte: CGEE (2009).

Composição % (base seca)	Bagaço	Fibra	Medula	Palhço
Celulose	46,6	47,7	41,2	45,1
Pentosanos	25,2	25,0	26,0	25,6
Lignina	20,7	19,5	21,7	14,1
Organossolúveis	2-3			3,5
Aquosolúveis	2-3			
Cinzas	2-3			8,0
Umidade	48-52			9,7

2.2. UTILIZAÇÃO DA PALHA DE CANA COMO COMBUSTÍVEL NAS CALDEIRAS

A palha de cana que compreende as folhas verdes, folhas secas e o ponteiro da cana - elementos não utilizados na extração de caldo de cana- também é fonte de matéria-prima lignocelulósica. A fração recuperável de palhço na colheita compreende 12-14% da massa de cana colhida.

Apesar de ter praticamente a mesma composição que o bagaço, possui 30% menos lignina e mais alto teor de cinzas (Tabela 2.1). Sendo fonte de material lignocelulósico, justificam-se pesquisas no tratamento e utilização da palha para obtenção de biocombustíveis (CGEE, 2009).

A palha constitui 14% da cana mas é necessário que parte dela permaneça no campo para condicionamento do solo e controle de pragas. Essa quantidade ideal é discutida entre os produtores, geralmente sendo utilizada 50% da palha, mas de acordo com análise em PNUD-CTC (2005), 66% da palha deve ficar no canavial como condicionante do solo, reduzindo a necessidade de fertilizantes a serem utilizados.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

Logo, a palha disponível para o sistema de cogeração representaria aproximadamente 4,76% da quantidade de cana disponível durante a safra, o que foi adotado para o presente estudo (CGEE, 2009; PNUD-CTC, 2005).

A queima da palha no campo é uma prática comum principalmente para as colheitas manuais, com o objetivo de facilitar a colheita e preparo da cana, descartando-se totalmente a opção de utilização dessa biomassa e emitindo-se poluentes diretamente na atmosfera (Carvalho, 2011).

Seguindo a Lei nº 11.241/2002 a queima da palha está sendo gradativamente reduzida, sobretudo para as colheitas mecanizadas, sendo os produtores obrigados a realizar um planejamento anual junto à Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental (CETESB), visando adequar as áreas de produção ao plano de eliminação de queimadas (EMBRAPA, 2012). A figura 2.5 apresenta o prazo das usinas em eliminar a queima da palha no campo no estado de São Paulo de acordo com o protocolo agro ambiental e com a lei nº. 11.241/2002.

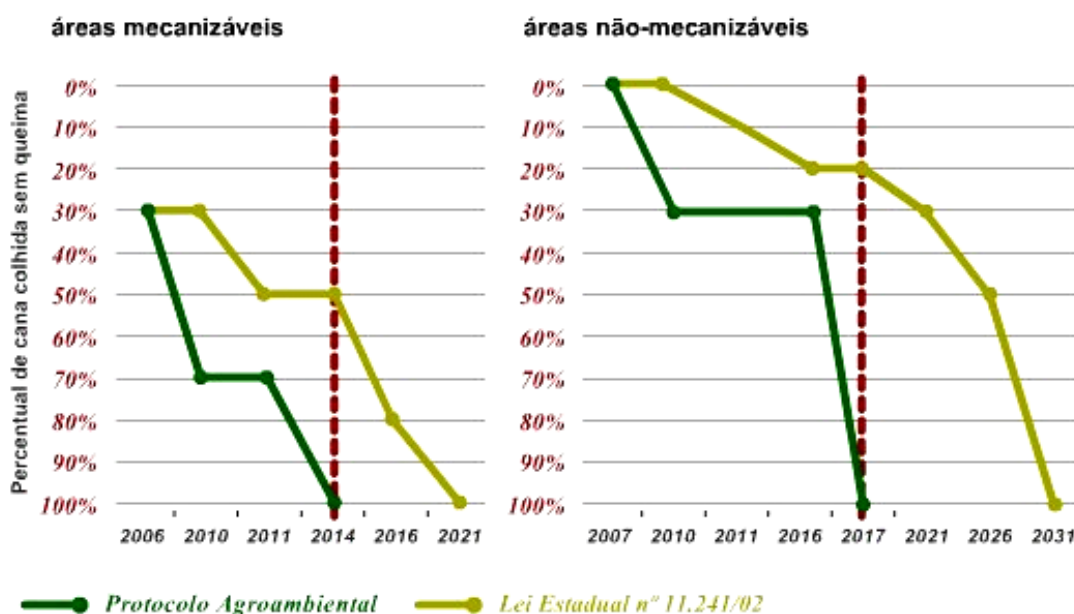


Figura 2.5 - Prazos para a eliminação da queima da palha no estado de São Paulo. Fonte: UNICA (2008).



A palha de cana possui um PCI médio de 12.960 kJ/kg (CGEE, 2009) e pode ser queimada em conjunto com o bagaço nas caldeiras, sem comprometer a qualidade do vapor resultante.

2.3. A CANA-DE-AÇÚCAR E O USO DA TERRA

O cultivo de cana-de-açúcar ocupa atualmente uma área de aproximadamente 8 milhões de hectares, o que corresponde a cerca de 2,3% do total de terras cultivadas no Brasil (Safatle, 2011; Mathews et al., 2011).

Existe uma preocupação nacional e mundial acerca da competição entre a produção de bicombustíveis e o setor alimentício.

O Brasil é um dos poucos países do mundo que tem a possibilidade de expandir sua produção de etanol sem afetar a produção de alimentos. Considerando-se o total de terras ainda disponíveis para cultivo no Brasil (cerca de 80 Mha), se triplicarmos a área de cultivo atual da cana de açúcar, teremos ainda aproximadamente 2/3 das terras ainda disponíveis para expansão da agricultura, desconsiderando os biomas protegidos pela legislação ambiental, ou seja, Amazônia, Pantanal e Alto Paraguai (Safatle, 2012).

Uma forma de expandir-se o cultivo de cana-de-açúcar sem atuar sobre o potencial de áreas cultiváveis disponíveis é racionalizar o uso da terra nos pastos. Atualmente a ocupação do gado no pasto pode passar de 1,08-1,11 cabeças de gado por hectare, para 1,4 com o simples uso racional da terra, sem comprometer a taxa de crescimento do rebanho, o que liberaria cerca de 20% das terras de pastagens para plantio de cana de açúcar (Safatle, 2012; Mathews et al., 2011).

Outra forma de melhor utilização das pastagens para consequente liberação de terras para cultivo de cana seria melhorar a qualidade da dieta do gado.

A suplementação da dieta do gado com a própria cana de açúcar se dá de diferentes maneiras: utilização da planta como um todo, utilização do bagaço excedente hidrolisado, utilização do melaço e, objeto de estudo no presente trabalho, obtenção de proteína unicelular a partir da vinhaça, resíduo da produção de etanol.



2.4. OBTENÇÃO DE PRODUTOS DE ALTO VALOR AGREGADO UTILIZANDO COMO MATÉRIA PRIMA AS VINHAÇAS DO PROCESSO PRODUTIVO DE ETANOL

A produção de etanol através da fermentação anaeróbia dos carboidratos da cana-de-açúcar rende um resíduo rico em matéria orgânica: a vinhaça. A composição média da vinhaça se encontra na tabela 2.3 a seguir.

Tabela 2.3 - Composição média da vinhaça da cana de açúcar (adaptado de: Santos et al., 2012).

Componente	%
Matéria seca	7,0 - 7,5
DQO (kg/m ³)	70 – 80
pH	4,15
Açúcares redutores totais	1,7 – 2,3
Glicerol	19 – 21
Nitrogênio	0,07 – 0,09
Cinzas	1,3 – 1,5
Brix do Mosto (°Brix)	18,65
Grau de álcool no vinho	8,58

A vinhaça é produzida numa taxa que varia de 10 a 16 m³ para cada m³ de etanol destilado (CGEE, 2009). A demanda química de oxigênio (DQO) é o que torna a vinhaça poluente se descartada no meio ambiente. Esse valor de DQO varia de acordo com as eficiências de fermentação e destilação, mas pode-se considerar entre 70 e 80 kg por m³ de vinhaça.

Vêm se tornando geral a conscientização no setor acerca da utilização dos resíduos da produção de açúcar e álcool para diversificação da produção e aumento do desempenho e lucratividade da planta.

A cana de açúcar pode ter diferentes usos, partindo do pressuposto de aproveitá-la de forma racional. Esse cultivo, além de produzir açúcar em um período de tempo, é flexível a



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

modificar-se com diferentes fins. Trata-se de utilizar de modo mais eficiente o conteúdo de carboidratos, seu caráter energético e o rendimento em matéria verde para maximizar seu aproveitamento.

A utilização de esquemas alternativos de produção permitirá o ótimo processamento da cana para obter-se, junto ao açúcar, maiores quantidades de bagaço, méis intermediários e sucos para fomentar, no que diz respeito à demanda e às opções produtivas que sejam mais convenientes.

Nesse contexto em se tratando de vinhaças, o aproveitamento mais eficiente desse resíduo pode ser alcançado por uma quantidade razoável de subprodutos possíveis de serem obtidos no processo produtivo.

A figura 2.6 apresenta algumas alternativas para o aproveitamento das vinhaças, atribuindo-se valor e descaracterizando-as como resíduos.

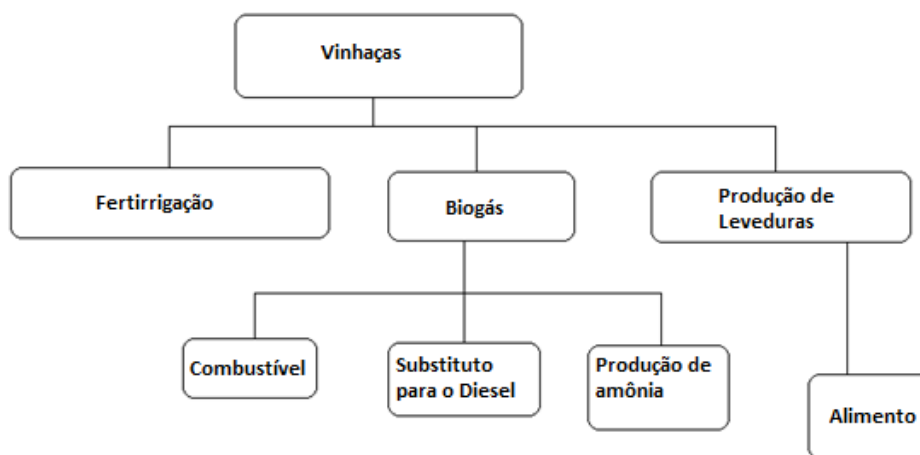


Figura 2.6 - Alternativas para o aproveitamento das vinhaças.

A utilização racional da terra somada à utilização de leveduras pode trazer um incremento significativo para duas ou mais cabeças de gado por hectare.

Mathews et al. (2011) apresenta uma abordagem onde 1 kg de levedura substitui a utilização de 1 a 8 kg de grama na dieta do gado. Isto equivale a um potencial de liberação das terras de plantio de grama, possibilitando o cultivo de cana ou outros cultivos nas áreas liberadas



de pasto. À medida que é possível incrementar esse fator de substituição na dieta do gado, a quantidade de terra liberada tem um acréscimo substancial.

No presente trabalho será avaliada apenas a produção de leveduras para alimentação animal, deixando como sugestão para trabalhos futuros a avaliação da produção de biogás a partir da vinhaça em conjunto com fertirrigação e produção de leveduras.

Posteriormente será apresentada a sensibilidade da substituição de terras pela substituição da utilização do pasto para plantio de cana.

▪ **Fertirrigação**

A vinhaça, quando aplicada no solo, tem ações corretivas na acidez do solo e fertilizante, provocando um aumento na capacidade de troca de cátions do solo, tendo efeito prolongado se forem feitas aplicações anuais. Há aumento da população e da atividade microbiana do solo e, também, indicações de que as propriedades físicas (capacidade de retenção de água, porosidade, etc.) são, em geral, melhoradas.

Contudo a aplicação do resíduo no campo deve-se seguir uma metodologia na determinação da quantidade ideal de vinhaça a ser aplicada, pois seu excesso é prejudicial ao desenvolvimento da matéria prima (cana), atrasando a maturação, aumentando o teor de cinzas e elevando o nível de amido e potássio no caldo (Glória, 1984 apud Pinto, 1999).

A dosagem máxima de vinhaça a ser aplicada no tratamento de solos agrícolas em cultura de cana-de-açúcar será determinada pela equação a seguir (CETESB, 2006):

$$m^3 \text{ vinhaça/ha} = [(0,05 \times CTC - k_s) \times 3744 + 185] / k_{vi}$$

onde:

0,05 = 5% da CTC

CTC = Capacidade de Troca Catiônica, expressa em cmolc/dm^3 (centimolc, unidade utilizada para medição de massa, correspondente a 10g de hidrogênio), dada pela análise de



fertilidade do solo realizada por laboratório de análise de solo e utilizando metodologia de análise do solo do Instituto Agrônomo - IAC, devidamente assinado por responsável técnico.

k_s = concentração de potássio no solo, expresso em cmolc/dm^3 , à profundidade de 0 a 0,80 metros, dada pela análise de fertilidade do solo realizada por laboratório de análise de solo utilizando metodologia de análise de solo do Instituto Agrônomo de Campinas – IAC , devidamente assinado por responsável técnico.

3744 = constante para transformar os resultados da análise de fertilidade, expressos em cmolc/dm^3 ou meq/100cm^3 , para kg de potássio em um volume de 1 (um) hectare por 0,80 metros de profundidade.

185 = massa, em kg, de K_2O extraído pela cultura por hectare, por corte.

k_{vi} = concentração de potássio na vinhaça, expressa em kg de $\text{K}_2\text{O/m}^3$, apresentada em boletim de resultado analítico, assinado por responsável técnico.

Não é recomendável a adição de fertilizantes químicos visando suprir a necessidade de nitrogênio e fósforo em aplicações mais modestas de vinhaça ($<35 \text{ m}^3/\text{ha}$), pois não se obtém o resultado esperado de equilíbrio dos nutrientes no solo (Glória (1984), Brieger (1997) e Robaina (1984) apud Pinto (1999)).

2.4.1. PRODUÇÃO DE LEVEDURAS A PARTIR DA VINHAÇA

O primeiro estudo de laboratório para utilização da vinhaça para propagação de biomassa microbial data dos anos 60. O Instituto Cubano de Investigação de Derivados de Cana de Açúcar (ICIDCA) lidera os estudos sobre essa forma de aproveitamento dos méis finais e da vinhaça do processo produtivo do etanol. A redução da carga orgânica e ao mesmo tempo a produção de uma proteína de alto valor agregado é o melhor aspecto do processo.

A biomassa de levedura de vinhaça mostra um perfil de composição e aminoácidos muito similar aos obtidos do melaço intermediário, apresentando um potencial proteico que chega a duas vezes mais que o melaço (Lora e Venturini, 2012).



A biomassa de levedura é um micro-organismo flexível capaz de se propagar em meio de substratos carbonados. A levedura *Candida utilis* (forrageira) metaboliza os componentes presentes na vinhaça da produção de etanol, como o etanol residual, glicerol e açúcares residuais sem que se afete a concentração de ácidos orgânicos presentes nesses componentes (Otero et al. 2007).

A figura 2.7 a seguir mostra os principais passos tecnológicos para obtenção de uma proteína unicelular através da vinhaça.

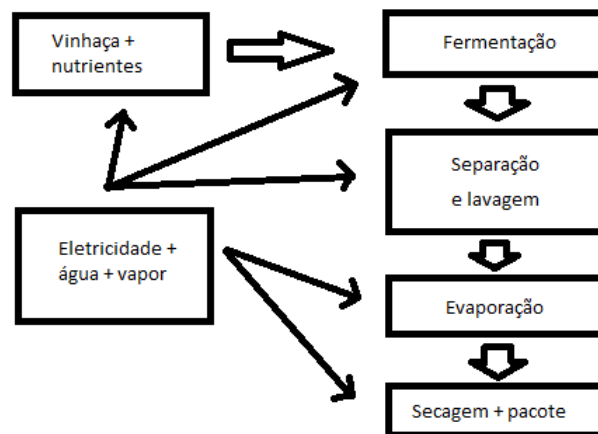


Figura 2.7 - Esquema simplificado da produção de leveduras a partir de vinhaça.

A produção de levedura forrageira é um processo contínuo que utiliza 80% de vinhaça e 20% de méis finais como meio de propagação e conta com 5 passos (ICIDCA, 1986):

- Preparação das matérias primas e auxiliares;
- Propagação da levedura através de fermentação aeróbia;
- Separação ou recuperação da levedura;
- Concentração e secagem;
- Envasamento, armazenamento e manipulação.

Essa riqueza orgânica da vinhaça sendo uma ameaça ao meio ambiente pode se tornar uma vantagem preciosa, quando utilizada como fonte de energia e carbono para biossíntese de biomassa microbiana pela propagação anaeróbica de células de levedura. A conversão desses



resíduos da destilação do bioetanol numa proteína forrageira concentrada de alta qualidade, proporcionando também um benefício complementar na reclusão de até 85% do potencial contaminante da vinhaça de acordo com Almazán (coautor em Souza et. al, 2012).

2.4.2. APLICAÇÃO DE LEVEDURAS OBTIDAS A PARTIR DA VINHAÇA RESIDUAL PARA ALIMENTAÇÃO ANIMAL

A cana de açúcar é cultivada em mais de 100 países em todos os continentes, visto que seu cultivo é naturalmente adaptado a zonas tropicais e subtropicais.

Para atingir todo o potencial de processamento da cana deve-se buscar “*Produzir ou transformar a máxima quantidade de produtos possíveis por unidade de cana plantada*” (Martín, 2004).

Existe para a cana uma contradição única a sua espécie vegetal, a alta concentração de açúcar e alto conteúdo de fibras em seu talo, e alto conteúdo de fibras nas pontas e nas folhas.

Aliado a esse fator há baixo conteúdo de nitrogênio, tornando a cana favorável ao destino de alimento a animais. Mas a cana em si contém um baixo teor de proteína bruta, cerca de 6%.

Ao processar-se a cana, se produzem derivados que podem servir de alimento ao gado. Sua utilização está ligada ao valor de mercado, sendo então determinada de acordo com sua viabilidade econômica.

As principais vantagens da utilização da cana e seus derivados são (Martín, 2004):

- Ampla adaptação a condições climáticas;
- Maior produção de biomassa por hectare;
- Aproveitamento do cultivo por vários anos;
- Produção na época seca;
- Baixo requerimento de fertilizantes;
- Boa concentração energética total.

Quando se utiliza a cana como alimento animal, se faz necessário a suplementação com proteínas, cuja falta ou baixa concentração ocasiona baixo consumo por parte do gado e nenhum ou muito pouco ganho de peso.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

Martín (2004) conclui que:

- O ganho de peso está intimamente ligado à ingestão de proteínas, o que leva à busca de suplementos altamente proteicos para incrementar a dieta do gado;
- No caso das vacas leiteiras, a ingestão de cana e seus derivados não prejudica a qualidade do leite e pode apresentar acréscimos de 5 a 7 l/dia na produção de leite;
- Há resultados positivos no enriquecimento da dieta do gado com levedura *Torula* ou forrageira, com conteúdo proteico bruto de 45% (Almazán et al. 1982). Para uma dieta de 3 kg/ dia, suplementa-se com até 980g de leveduras significando um incremento no ganho de peso de aproximadamente 500g por dia.

Nesse contexto selecionou-se a levedura *Torula Candida Utilis*, segundo estudos do ICIDCA (Instituto Cubano de Investigação dos Derivados da Cana de Açúcar), que pode ser um suplemento à dieta que proporciona melhorias no ganho de peso do gado de corte ou leiteiro, sem alterar a qualidade do produto final.

A figura 2.8 mostra os principais passos tecnológicos para se obter proteína animal a partir da vinhaça, na planta similar apresentada por Almazán et al. (1982) tomada como base para as análises desse trabalho.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

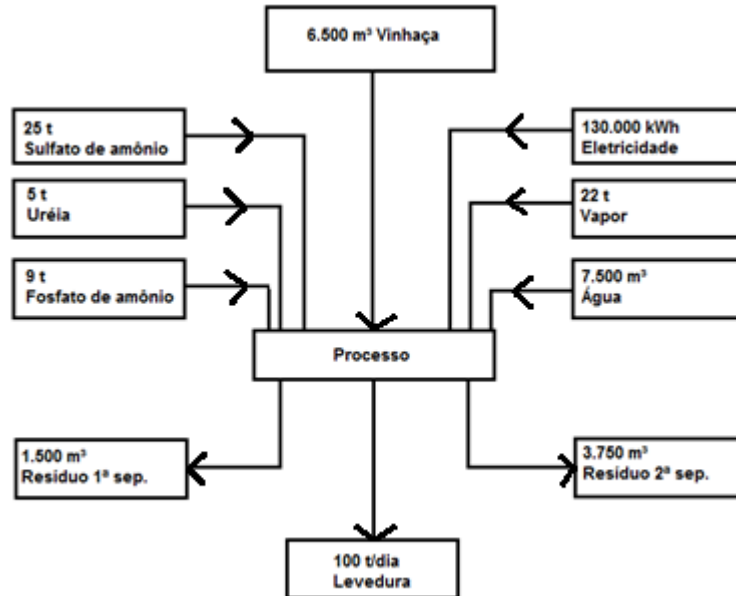


Figura 2.8 - Tecnologia de vinhaça-levedura (adaptado de Almazán et al., 1982).

A partir dos dados de Almazán et al. (1982) foram calculadas as demandas de vapor ($\text{kg}_{\text{vapor}}/\text{t}_c$) e eletricidade (kWh/t_c) para a produção dessa levedura, para uma planta com capacidade de produção de 100 t/dia de leveduras.

Os resíduos obtidos das 1ª e 2ª separações possuem composição similar à vinhaça da produção de etanol convencional, podendo ser utilizadas para fertirrigação.

As vinhaças resultantes do processo da planta de leveduras possuem ainda potencial para fertirrigação, com composição de Nitrogênio, Fósforo e potássio por litro de etanol produzido capazes de suprir respectivamente 13%, 60% e 67% da necessidade do solo por esses nutrientes (ICIDCA, 2012). Em conjunto com a vinhaça da produção de etanol lignocelulósico, rica em nitrogênio, obtêm-se os nutrientes necessários para a fertirrigação do solo do canavial (Wilkie et al., 2000). A tabela 4.7 apresenta a composição média das vinhaças provenientes dos processos de fermentação e destilação de diferentes matérias primas.



Tabela 2.4 - Composição média das vinhaças provenientes dos processos de fermentação e destilação de diferentes matérias primas. Adaptado de: Wilkie et al., 2000.

Matéria prima	N [mg/l]	P [mg/l]	K [mg/l]	SO4 [mg/l]
Caldo de cana	628	130	1952	1356
Melaço	1229	187	5124	3478
Celulósica	2787	28	39	651
Levedura	4000	3000	2000	3000

2.4.3. SUBSTITUIÇÃO DE TERRAS PELA PRODUÇÃO DE LEVEDURAS A PARTIR DA VINHAÇA

A levedura produzida é fonte de proteínas e pode substituir parcialmente o capim na alimentação do gado no pasto, e potencialmente libera terras para cultivo adicional de cana de açúcar. Mathews et al. (2011) utilizam uma abordagem similar considerando outro tipo de levedura. O autor considera que 1 kg de levedura produzida significa 1 a 8 kg de capim não plantado.

Para a presente análise considerou-se inicialmente o cenário onde 1 kg de levedura produzida substitui 1 kg de capim plantado, visto que o capim possui teor de proteína bruta em matéria seca de aproximadamente 6,7% (Pedreira e Boin, 1969) em comparação aos 45% das leveduras da vinhaça (Almazán, 1982). A produtividade de capim foi considerada de 4 t/ha plantado (Mathews et al., 2011).

Assim, a utilização de 4t de leveduras no lugar de capim, possibilita a liberação de 1 hectare de terras cultiváveis.

2.5. PRODUÇÃO DE BIOCOMBUSTÍVEIS COM A UTILIZAÇÃO DE BIOMASSA LIGNOCELULÓSICA

A biomassa lignocelulósica compreende materiais de alto teor de celulose que podem ser originados como resíduos de processos produtivos do setor agrícola, industrial e florestal, como: cultivos lenhosos e herbáceos, cultivo de cereais, plantas com utilidade na indústria têxtil e



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

produção de óleos vegetais; resíduos da indústria de papel e celulose, açúcar e álcool. Os materiais lignocelulósicos também podem ser produzidos nos cultivos dedicados a produção de biomassa para fins energéticos, como por exemplo, de eucalipto e capim elefante.

As tecnologias de produção de biomassa lignocelulósica (segunda geração) não competem com a indústria de alimentos e emitem menos gases do efeito estufa (Coral, 2009).

Os materiais lignocelulósicos são compostos basicamente de carboidratos (75%), lignina, e pequena parte são extrativos, ácidos e sais minerais. Os carboidratos celulose e hemicelulose são polissacarídeos que podem ser hidrolisados e fermentados para obtenção de etanol. Os três principais componentes da lignocelulose são (Jorgensen et al. 2007; Lange, 2007; Coral, 2009):

- Celulose: polímero linear rígido e difícil de se quebrar, através de hidrólise (sacarificação) os polissacarídeos são quebrados em monossacarídeos, produzindo glicose (açúcar C6 ou hexose, cerca de 40% da lignocelulose);
- Hemicelulose: representa cerca de 25% da lignocelulose e consiste em pequenas cadeias altamente ramificadas de açúcares C5 (xilose e arabinose) e C6 (galactose, glicose e manose), relativamente fáceis de se quebrar pela natureza amorfa e ramificada;
- Lignina: uma rede complexa de unidade polimerizada de fenil-propano e representa 20% da lignocelulose e está presente em toda a biomassa. É resíduo da produção de biocombustíveis, mas pode ser utilizada para obtenção de ácidos orgânicos, fenóis e vanilina, além de poder ser utilizada na geração de eletricidade.

O bagaço de cana é um material lignocelulósico subproduto da indústria da cana e atualmente é utilizado para cogeração de energia, mas através de hidrólise ácida ou enzimática pode ser utilizado para produção de etanol, gerando uma grande oportunidade para o setor sucroalcooleiro brasileiro, que gerou, por exemplo, na safra de 2007/2008, cerca de $1,2 \times 10^8$ toneladas de bagaço em suas aproximadamente 400 usinas.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

Encontrando-se em fase de pesquisa e desenvolvimento, a produção do bioetanol lignocelulósico possui custo muito alto tendo em vista que seu produto ainda não é comercializado em larga escala.

O custo global de produção é mais elevado que os custos de outros processos mais difundidos de produção de bioetanol não-lignocelulósico. Esse custo depende principalmente da escala de produção e do tipo de hidrólise empregada. Uma planta processando 100 t/h de biomassa seca possui o custo reduzido à metade em relação a uma planta de 25 t/h (Coral, 2009).

O mercado do etanol combustível possui um potencial de expansão enorme no mundo. A cada ano cresce a demanda por etanol por países que buscam diminuir sua dependência do petróleo, como EUA e vários países da Ásia. A produção atual de etanol no Brasil e no mundo não estão sendo suficientes para suprir essa demanda de dezenas de bilhões de litros (Safatle, 2011).

A incorporação da produção de etanol lignocelulósico (de 2ª geração, ou 2G) pode significar um reforço ao suprimento da demanda de etanol a nível nacional e mundial.

Dentre outros fatores que favorecem a produção de etanol lignocelulósico da cana de açúcar destacam-se (Coral, 2009):

- a disponibilidade da biomassa dentro das usinas ou próxima a elas;
- a redução da emissão de gases do efeito estufa pois as emissões de CO₂ na produção de etanol lignocelulósico retornam à biomassa no ciclo fotossintético;
- sua produção não compete com o setor alimentício.

A figura 2.9 mostra um esquema das etapas empregadas na produção de bioetanol a partir da biomassa lignocelulósica.

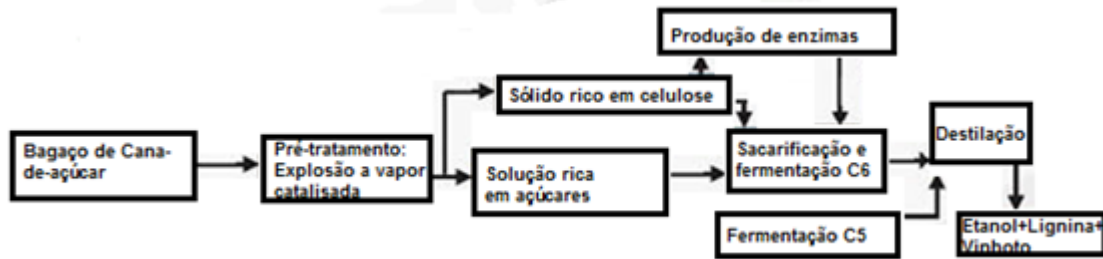


Figura 2.9 – Esquema simplificado do processo de obtenção do etanol lignocelulósico (2G).

Adaptado de: Ojeda et al., 2011.

2.5.1. ROTA BIOQUÍMICA:

2.5.1.1. PRÉ-TRATAMENTO OU HIDRÓLISE DA HEMICELULOSE

A produção de bioetanol a partir de materiais lignocelulósicos possui predominantemente as mesmas etapas: pré-tratamento, hidrólise, fermentação e destilação.

A celulose da biomassa é naturalmente resistente ao ataque enzimático. Faz-se necessária então uma etapa de pré-tratamento onde ações físicas e mecânicas são aplicadas a fim de retirar as impurezas e destruir estrutura celular da biomassa para os tratamentos químicos e biológicos posteriormente aplicados.

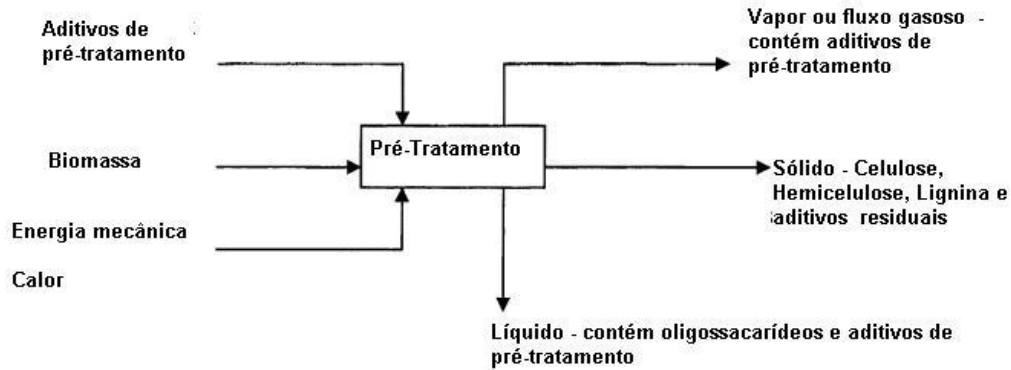


Figura 2.10 - Esquema simplificado do pré-tratamento. Fonte: Mosier et al. 2005.

O pré-tratamento tem os objetivos de remover a lignina e a hemicelulose, incrementar a porosidade do material e reduzir a cristalinidade da celulose para que as enzimas atuem convertendo os polímeros carboidratados em açúcares fermentáveis (Coral, 2009).

Um pré-tratamento é bem sucedido se (Jorgensen et al. 2007):

- ✓ Maximiza a conversibilidade enzimática;
- ✓ Minimiza as perdas de açúcar;
- ✓ Maximiza a produção de subprodutos;
- ✓ Não requer a adição de produtos químicos tóxicos às enzimas;
- ✓ Minimiza o uso da energia, produtos químicos e equipamentos;
- ✓ For adaptável à escala industrial.

Um sistema é chamado de eco eficiente quando são utilizadas enzimas de baixo custo, reciclagem dos insumos e geração de subprodutos de alto valor agregado a partir da lignina.

Na presença de água em excesso os polissacarídeos são hidrolisados liberando açúcares e seus isômeros e oligômeros (Lange, 2007). A hemicelulose libera xilose, manose, ácido acético, galactose e glicose, enquanto a celulose é hidrolisada em glicose. Sob altas temperaturas e pressões a xilose pode ser degradada em furfural; a degradação da hexose gera 5-hidroximetilfurfural (HMF); o HMF e furfural quando quebrados geram ácido acético; o



furfural degradado gera ácido fórmico; o HMF gera ácido fórmico e levulínico; o ácido acético forma-se dos restos acetílicos da hemicelulose (Coral, 2009).

- ***Pré-tratamentos físicos***

É a redução mecânica de tamanho da biomassa, por exemplo, na moagem, onde essa biomassa é transformada em pó fino facilitando a hidrólise da celulose.

- ***Pré-tratamentos físico-químicos***

Os processos utilizando ácido diluído, vapores de alta pressão ou água quente, produzem altos teores de pentoses e reduzido teor de lignina, e proporcionam a remoção seletiva da hemicelulose.

Pré-tratamentos utilizando-se vapor de água, ácido sulfúrico diluído, amônia e hidróxido de cálcio vêm se mostrando promissores em promover maior dissolução da lignina e menor solubilização e fragmentação da hemicelulose (Coral, 2009).

A tabela 2.5 mostra o efeito de vários métodos de pré-tratamento na composição química e estrutura físico-química da biomassa lignocelulósica.

A tabela 2.6 mostra uma avaliação qualitativa de alguns processos físico-químicos de pré-tratamento da biomassa, onde os sinais “+” e “-” determinam as características positivas ou negativas dos processos.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

Tabela 2.5 - Efeito de vários métodos de pré-tratamento na composição química e na estrutura físico-química da biomassa lignocelulósica. Fonte: Mosier et al. 2005.

	Acréscimo da superfície acessível	Descristaliza celulose	Remove hemicelulose	Remove lignina	Altera a estrutura da lignina
Explosão a vapor não-catalisada	XX		XX		X
Água líquida aquecida	XX	IND	XX		X
Água quente de pH controlado	XX	IND	XX		IND
Água quente líquida em fluxo-cruzado	XX	IND	XX	X	X
Ácido diluído	XX		XX		XX
Ácido em fluxo-cruzado	XX		XX	X	XX
AFEX	XX	XX	X	XX	XX
ARP	XX	XX	X	XX	XX
Cal	XX	IND	X	XX	XX

XX: Muito efetivo

X: Pouco efetivo

IND: Indeterminado



Tabela 2.6 - Avaliação qualitativa dos processos de pré-tratamento. Fonte: Reith et al. 2002.

Processos de pré-tratamento	Produtividade dos açúcares fermentáveis	Inibição do produto	Reciclagem de produtos químicos	Produção de resíduo	Custos de investimento
Ácidos fracos	++	--	--	-	+/-
Ácidos fortes	++	--	--	-	-
Explosão a vapor	+	--	++	+	-
Organosolv	++	++	--	+	--
Oxidação úmida	+/-	+	++	+	+
Métodos mecânicos	-	++	++	++	+
Extração alcalina	++/+	++	--	-	++
Ácido carbônico	++	++	++	++	+

- **Explosão a vapor**

Atua física e quimicamente sobre o material lignocelulósico que é rapidamente aquecido com vapor saturado (6-34 bar, 160-240°C), mantido pressurizado por um período para que ocorra a hidrólise da hemicelulose pela ação do ácido acético entre outros ácidos e é então aplicada uma súbita descompressão, fragmentando a biomassa numa lama de cor marrom (Coral, 2009; Mosier et al. 2005).

Recomenda-se a lavagem do bagaço de cana antes da entrada no reator para que se tenha 25% de sólidos e bagaço a 75% de umidade para que se tenha uma elevada recuperação de hemicelulose no hidrolisado e alta reatividade de fibra e alto rendimento glicosídico global.

A modificação mais importante que ocorre no processo de explosão a vapor é a remoção da hemicelulose, o que aumenta a acessibilidade das enzimas às fibras da celulose. Há também a diminuição no tamanho das partículas e aumento do volume de poros na biomassa após a



descompressão, mas esses fatores são menos importantes para a melhora da digestibilidade da biomassa (Mosier et al. 2005).

A adição de ácidos como H_2SO_4 (ou SO_2) ou CO_2 na explosão a vapor pode melhorar a hidrólise enzimática, aumentar a remoção de hemicelulose e reduzir a formação de inibidores.

Para o tratamento de bagaço de cana, as condições ótimas são: $220^\circ C$; 30s de residência; razão água-sólidos, 2; 1% de H_2SO_4 .

O processo tem como vantagens o custo reduzido de energia e custo nulo de reciclagem ou ambiental. Apresenta como limitações a destruição de uma fração da xilose, e rompimento incompleto da matriz lignina-carboidrato (Sun e Cheng, 2002).

Existem tecnologias promissoras para o processo de pré-tratamento do bagaço de cana com a presença de catalisadores, tanto para hidrólise e fermentação separadas (SHF), como para hidrólise e fermentação simultâneas (SSF) ou hidrólise e co-fermentação simultâneas (SSCF) (Coral, 2009).

- **Hidrotermólise ou lavagem com água quente**

A solvólise não catalítica ou aquasolv tem como objetivo a cisão das ligações hemiacetálicas dos carboidratos, liberando ácidos durante a hidrólise da biomassa, cisão que ocorre com água pressurizada a $170-230^\circ C$ em contato com a biomassa por cerca de 15 minutos.

Cerca de 40-60% da biomassa é dissolvida, 4-22% da celulose removida e a recuperação de 90% da hemicelulose com hidrólise utilizando ácido como catalisador.

São utilizados principalmente três tipos de reatores: Reatores de fluxo cruzado; Reatores contracorrente em batelada; Reatores concorrentes em batelada (Coral, 2009; Mosier et al. 2005).

Nos reatores concorrentes uma lama de biomassa e água é mantida a uma temperatura desejada por um tempo de residência pré-determinado antes de ser resfriada. No tratamento a contracorrente, a água e a lignocelulose são movidos em direções opostas no reator. No reator



de fluxo cruzado, a água quente passa por um leito estacionário de lignocelulose hidrolisando e dissolvendo os componentes da lignocelulose, levando-os para fora do reator.

Nos processos que não possuem fluxo-cruzado, ocorrem modificações estruturais e químicas na lignina.

Se ácido acético e outros ácidos orgânicos são formados, contribuem para catalisar a formação e remoção de oligossacarídeos. Contudo a hemicelulose pode ser hidrolisada a açúcares monoméricos que podem se degradar a furfural (pentoses) e 5-hidroximetilfurfural (hexoses), que são inibidores dos microrganismos da fermentação.

Durante o processo o pH deve ser mantido entre 5 e 7 para minimizar a hidrólise para monossacarídeos (Mosier et al. 2005).

- **Ácido diluído**

É utilizada na produção de furfural e é interessante para pré-tratamento da biomassa lignocelulósica. Utiliza-se ácido sulfúrico com agente hidrolítico da hemicelulose para obtenção de xilose e outros açúcares (forma-se também oligômeros), sendo a xilose quebrada para formar furfural, recuperado por destilação (Coral, 2009; Mosier et al. 2005).

A mistura ácido-biomassa é aquecida direta (injeção de vapor) ou indiretamente (através das paredes do recipiente) no reator. O ácido é adicionado ao líquido filtrado através de um leito, espirrado no resíduo, aquecendo-o, ou agitado em conjunto com a biomassa no reator.

O processo tem como vantagem principal o baixo consumo de ácido. A alta temperatura a conversão celulose para glicose chega a taxas aceitáveis, mas também há maior decomposição da hemicelulose, o que pode causar inibição da fermentação (problema que pode ser resolvido com hidrólise em dois estágios, diminuindo a quantidade de hemicelulose que pode ser decomposta), e maior corrosão dos equipamentos (Galbe e Zacchi, 2002).

O fator corrosão causado pelo ácido demanda custos elevados em construção dos reatores (Mosier et al. 2005).



As configurações de equipamentos e a alta razão água/sólidos dos sistemas de fluxo cruzado requerem grande quantidade de energia, mas apresentam excelentes rendimentos de produção de açúcares atingidos das hemiceluloses e a alta digestibilidade da celulose com baixos teores de ácido (Coral, 2009; Mosier et al. 2005).

- **Processos alcalinos**

Utilizam por exemplo cal, em condições moderadas de temperatura e pressão, e consistem na remoção da lignina da biomassa, promovendo maior reatividade dos polissacarídeos restantes, chegando a uma remoção de cerca de 80% da lignina quando é adicionado oxigênio ao processo. Removem também ácidos acéticos e urônicos da hemicelulose, o que reduz a acessibilidade das enzimas à superfície da hemicelulose e da celulose (Coral, 2009; Mosier et al. 2005).

Os processos alcalinos são mais efetivos no tratamento de resíduos agrícolas, culturas herbáceas do que para materiais provenientes da madeira (Galbe e Zacchi, 2002).

Para a produção de bioetanol, os processos de pré-tratamento vêm sendo testados em laboratórios e unidades piloto (Coral, 2009).

Processo de oxidação úmida alcalina

É o tratamento da biomassa com água e oxigênio a temperaturas superiores a 120°C produz polpa de elevada reatividade de fibras, ocasionado pelo acesso de enzimas a matriz celulósica.

Uma grande quantidade de lignina é oxidada e solubilizada durante estes processos, impossibilitando a utilização como combustível, pois compromete a eficiência energética do sistema global. Ocorre também formação de alguns inibidores de fermentação nos hidrolisados produzidos, comprometendo as etapas subsequentes (Coral, 2009).

- **O processo AFEX (“Ammonia Fibre Explosion”)**

É a versão alcalina do processo de pré-tratamento de explosão a vapor.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

Ocorre incremento da reatividade da fração celulósica devido ao “inchamento” da mesma, combinado com hidrólise das hemiceluloses e desintegração da fibra.

O processo tem algumas características que o difere dos outros tratamentos de biomassa (Teymouri et al., 2005):

- ✓ Praticamente toda a amônia pode ser recuperada e reutilizada, sendo a restante utilizada como nitrogênio para os processos a jusante;
- ✓ É basicamente um processo a seco, a recuperação de matéria seca no processo e 100%;
- ✓ Celulose e hemicelulose são minimamente degradadas;
- ✓ Não há necessidade de neutralização para uma subseqüente hidrólise enzimática;
- ✓ A hidrólise enzimática da biomassa tratada por AFEX produz fluxos limpos de açúcar.

AFEX não promove solubilização da hemicelulose tornando difícil recuperá-las do hidrolisado produzido (Coral, 2009).

O processo pode ser realizado em recipientes de menor custo do que os necessários a processos ácidos, o hidrolisado é compatível com os microrganismos da fermentação sem a necessidade de condicionamentos e a amônia residual no produto melhora a fermentação.

A amônia descristaliza a celulose cristalina e deacetiliza as ligações acetílicas, o que promove melhora na hidrólise enzimática da celulose.

Alta produtividade na hidrólise da celulose pode ser alcançada com baixa carga de enzimas, mas o processo AFEX remove pequenas quantidades de lignina e hemicelulose, modifica a estrutura da lignina diminuindo sua interferência no processo de hidrólise da celulose, e despolimeriza a hemicelulose, mas esta, tratada por AFEX, é oligomérica, e ainda não há procedimentos testados para a fermentação de pentoses oligoméricas (Wyman et al. 2005).



O método AFEX disponibiliza a operação de processos contendo concentrações altas de sólidos, mas não há planta piloto de larga escala já reportada, o processo encontra-se ainda em desenvolvimento (Jorgensen et al. 2007).

- **Processo Organosolv**

Nesse processo, um solvente orgânico ou aquoso orgânico misturado com ácido inorgânico catalisador (HCl ou H₂SO₄) é utilizado para quebrar a lignina e as ligações internas da hemicelulose. Os solventes orgânicos utilizados incluem metanol, etanol, acetona, entre outros.

Em altas temperaturas (acima de 185°C), o ácido catalisador não se faz necessário para uma deslignificação satisfatória, mas a adição de ácidos é útil para obtenção de uma alta produtividade de xilose.

Os solventes utilizados podem ser reutilizados gerando receita para a usina, e devem ser retirados para que não haja inibição do crescimento dos microrganismos, da hidrólise enzimática e da fermentação (Sun e Cheng, 2002).

Pré-tratamentos biológicos

A bio-deslignificação é a degradação biológica da lignina mediante microrganismos (fungos). O processo é custoso, com baixos rendimentos de produção e longos tempos de reação. Além disso, ocorre o envenenamento dos microrganismos pelos derivados da lignina. Estes processos têm como vantagens o reduzido consumo de energia e as condições ambientais moderadas. Porém, a baixa taxa de hidrólise impede a sua implementação (Coral, 2009).

2.5.1.2. HIDRÓLISE DA CELULOSE

- *Hidrólise ácida diluída*

Ocorrem duas reações de primeira ordem favorecidas pelas mesmas condições, a hidrólise da celulose para glicose e a transformação de açúcares. O fato de ocorrerem em sequência sob as mesmas condições acarreta a degradação da glicose para furfural, o que afeta negativamente



a eficiência do processo, adicionando que o furfural é tóxico para os microrganismos fermentadores.

▪ ***Hidrólise ácida concentrada***

A matéria prima é seca, com o objetivo de se obter 10% de umidade, evitando a diluição do ácido na hidrólise.

A hidrólise ocorre em um estágio, geralmente abaixo de 35°C.

▪ ***Hidrólise enzimática***

Apresenta vantagens em relação aos outros tipos de hidrólise, associadas ao alto rendimento (0,85g glicose/g celulose), temperaturas moderadas (40-50°C) e pressão atmosférica. Entretanto a duração do processo varia entre 48-72 h, o custo das enzimas é elevado e a inibição da atividade enzimática causa desativação catalítica.

A hemicelulose é hidrolisada em meio ácido para obtenção de xilose, em seguida a celulose é hidrolisada utilizando-se a enzima celulase obtendo-se glicose, e então a glicose é fermentada em bioetanol através da ação de leveduras.

O microrganismo *Zymomonas mobilis* se apresenta como um dos mais promissores para a fermentação do licor de hidrólise destacando-se entre: *Zymomonas mobilis*, *Escherichia coli* e *Klebsiella*. A levedura *Saccharomyces cerevisiae* e o microrganismo *Zymomonas mobilis* são produtores muito eficientes de bioetanol conseguindo se 92 a 95% de eficiência, mas esses não são capazes de metabolizar a xilose ou a arabinose (Coral, 2009).

O custo das enzimas diminui à medida que as pesquisas se desenvolvem, mas ainda é representativo. A redução de sua carga para redução de custos aumenta o tempo requerido para a hidrólise completa. Além do fator custo que afeta a hidrólise enzimática, a alta concentração de substratos aumenta a inibição do produto, o que compromete o desempenho das enzimas. A presença de lignina é um dos grandes obstáculos para uma hidrólise bem sucedida (Jorgensen et al. 2007).



- **Hidrólise e fermentação separadas (SHF):**

Possui etapas diferentes para a produção das enzimas, hidrólise da celulose e fermentação da glicose, minimizando interações entre as etapas. Há acúmulo de açúcares dificultando a ação das enzimas e assim, a produção em larga escala.

- **Sacarificação e fermentação simultânea (SSF):**

A glicose é convertida continuamente em bioetanol, e a ação das leveduras em conjunto com as enzimas minimiza o acúmulo de açúcares. Por isso maiores taxas e concentrações de bioetanol são possíveis com uso de menor quantidade de enzimas (Coral, 2009).

O processo apresenta vantagens em relação ao SHF:

- ✓ Incrementa a taxa de hidrólise;
- ✓ Requer menor carga enzimática;
- ✓ Alta produção;
- ✓ Baixos requerimentos referentes às condições de esterilização;
- ✓ Menores tempos de processo;
- ✓ Só é usado um reator.

Em contrapartida, o bioetanol pode inibir a atividade da celulase neste processo. A principal desvantagem do processo refere-se às diferentes temperaturas ótimas para os processos de sacarificação e fermentação.

- **Conversão direta pelo microrganismo (CDM):**

Composta de um único estágio, onde são utilizados dois tipos de bactérias para efetuar a produção de celulase e fermentação dos açúcares resultantes da decomposição de celulose e hemicelulose em etanol. São produzidos diversos subprodutos adicionais à produção de etanol, o que ocasiona baixos rendimentos à produção (Coral, 2009).



2.5.1.3. FERMENTAÇÃO

A fermentação dos carboidratos em etanol ocorre mediante uma série de microrganismos, leveduras e fungos, em condições livres de oxigênio. As reações produzem um valor teórico máximo de 0,51 kg de bioetanol e 0,49 kg de monóxido de carbono por kg de xilose e glicose.

A fermentação dos açúcares C6 possui métodos difundidos de milhares de anos, o que não ocorre com a fermentação dos açúcares C5 que representam uma alta porcentagem dos açúcares disponíveis e sua fermentação afeta a eficiência e economia do processo.

Para a fermentação dos C5 as cepas recombinantes *S. Cerevisiae* tem apresentado sucesso em fermentar a xilose em hidrolisados não destoxificados, principalmente utilizando a tecnologia de fermentação em batelada (Coral, 2009)

- **Recuperação do produto e resíduos sólidos**

A corrente de produto da fermentação é chamada de caldo, que contém bioetanol, massa celular e água.

Para recuperação do bioetanol, utiliza-se uma coluna de destilação, onde a maioria da água fica no fundo da coluna em conjunto com os sólidos. Em seguida o produto é concentrado em uma coluna de retificação.

A água adicional é removida em uma coluna de lavagem, e o etanol resultante é enviado a uma coluna de retificação.

Os sólidos são separados por uma centrífuga, onde parte do efluente é reciclada para a fermentação, e o restante é enviado a uma etapa de evaporação. O principal resíduo sólido é a lignina que pode ser queimada em caldeiras para geração de vapor e eletricidade após uma secagem reduzindo sua umidade de 60% para 15%, para uma queima adequada (Camargo, 1990; Coral, 2009).



3. AVALIAÇÃO DE ALTERNATIVAS PARA A DIVERSIFICAÇÃO DA PRODUÇÃO NO SETOR SUCROALCOOLEIRO BRASILEIRO

Foram avaliados diferentes estudos de caso considerando parâmetros e produções típicos de usinas do setor sucroalcooleiro brasileiro, parâmetros esses obtidos de diversas referências citadas ao longo do capítulo quando se faz conveniente.

Utilizou-se o software Gate-Cycle™ (Figura 3.1) para a realização dos principais balanços de massa e energia dos casos para o cálculo dos indicadores de desempenho caso a caso.

Inicialmente foram avaliadas usinas de açúcar e álcool e destilarias autônomas convencionais, a fim de determinar-se o potencial de utilização de seus resíduos (a vinhaça e a palha) de forma racional. Dividiu-se o estudo em dois grupos, onde o Grupo I trata-se de uma destilaria autônoma e o Grupo II trata-se de uma usina de açúcar com destilaria anexa.

Considerando-se uma destilaria autônoma produzindo etanol e uma planta com destilaria anexa produzindo açúcar e etanol, foram analisados inicialmente os dois casos base de estudo (Ia e IIa respectivamente), a partir dos quais foram simulados diferentes cenários de melhoria no desempenho da planta onde o consumo específico de vapor do processo produtivo é reduzido gradualmente, enquanto os parâmetros de pressão e temperatura são incrementados.

A partir dessa análise foi possível selecionar um cenário onde se produz bagaço e eletricidade excedentes numa proporção intermediária que possibilite a venda dos excedentes de eletricidade e a produção de etanol lignocelulósico (Etanol de 2ª geração, ou simplifiadamente 2G) a partir do pré-tratamento do bagaço.

Posteriormente foi avaliado o efeito da incorporação de uma planta de etanol de 2ª geração a partir do bagaço de cana excedente obtido nos casos base Ia e IIa, caracterizando os estudos de caso Ib e IIb.

Em seguida, caracterizou-se o caso Ic incluindo uma planta de produção de leveduras a partir da vinhaça resultante da produção de etanol na destilaria autônoma do caso Ib,



analisando-se o impacto da utilização de leveduras para alimentação animal, em substituição ao capim, para liberação de terras cultiváveis.

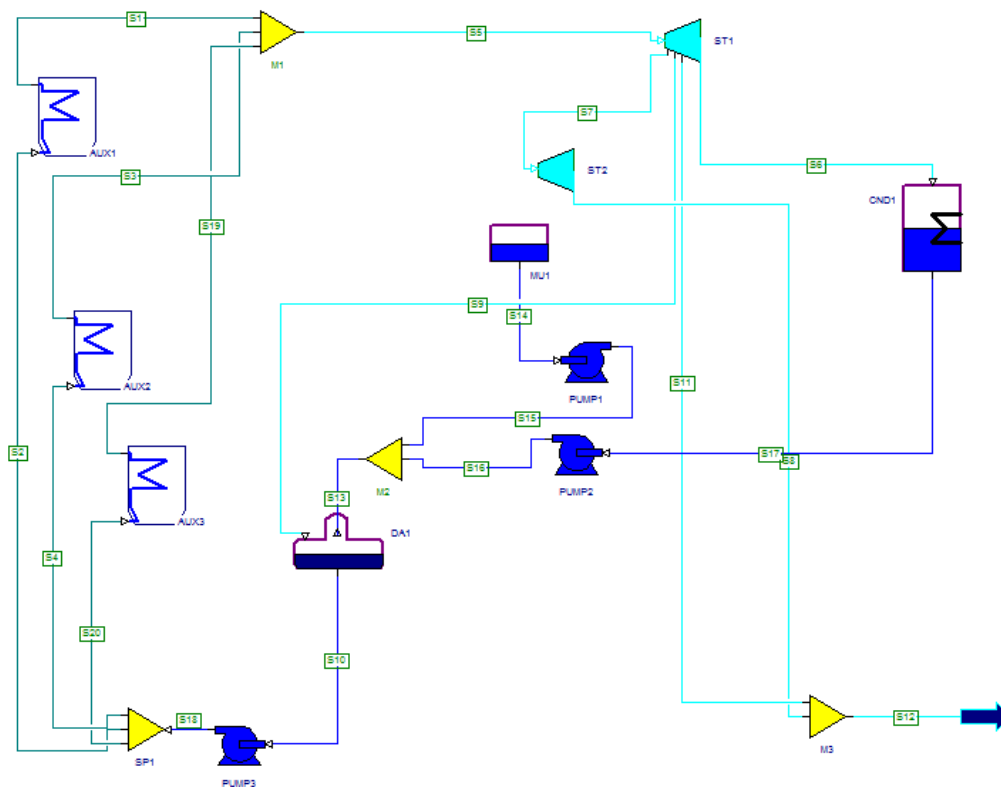


Figura 3.1 – Representação do ciclo termodinâmico utilizado nas simulações utilizando-se o software Gate-Cycle™.

Para a usina de açúcar e álcool diversificada do caso IIb, adicionou-se também uma planta de produção de leveduras da vinhaça, caracterizando-se o caso IIc.

A tabela 3.1 resume os casos com comentários do que foi considerado em cada um deles.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

Tabela 3.1 - Resumo dos casos de estudo do grupo I.

	Descrição	Comentário
GRUPO I	<i>Destilarias Autônomas</i>	
Caso Ia	Destilaria autônoma convencional	<ul style="list-style-type: none">• Realizada redução de consumo específico de vapor no processo• Aumento nos parâmetros de vapor do sistema de cogeração;• Uso de palha no sistema de cogeração.
Caso Ib	Destilaria autônoma diversificada com aproveitamento do bagaço para produção de etanol lignocelulósico	<ul style="list-style-type: none">• Uso de palha no sistema de cogeração;• Uso de lignina, recuperada no pré-tratamento do bagaço, no sistema de cogeração.
Caso Ic	Destilaria autônoma diversificada com aproveitamento do bagaço para produção de etanol lignocelulósico e aproveitamento da vinhaça do processo convencional para produção de leveduras para alimento animal	<ul style="list-style-type: none">• Uso de palha no sistema de cogeração;• Uso de lignina, recuperada no pré-tratamento do bagaço, no sistema de cogeração.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

Tabela 3.2 - Resumo dos casos de estudo do grupo II.

GRUPO II	<i>Usinas com Destilaria Anexa</i>	
Caso IIa	Usina de açúcar convencional com Destilaria anexa	<ul style="list-style-type: none">• Realizada redução de consumo específico de vapor no processo• Aumento nos parâmetros de vapor do sistema de cogeração;• Uso de palha no sistema de cogeração.
Caso IIb	Usina de açúcar diversificada com Destilaria anexa e aproveitamento do bagaço para produção de etanol lignocelulósico	<ul style="list-style-type: none">• Uso de palha no sistema de cogeração;• Uso de lignina, recuperada no pré-tratamento do bagaço, no sistema de cogeração.
Caso IIc	Usina de açúcar diversificada com Destilaria anexa, aproveitamento do bagaço para produção de etanol lignocelulósico e aproveitamento da vinhaça do processo convencional para produção de leveduras para alimento animal	<ul style="list-style-type: none">• Uso de palha no sistema de cogeração;• Uso de lignina, recuperada no pré-tratamento do bagaço, no sistema de cogeração.



3.1. INDICADORES DE DESEMPENHO

Foram utilizados os seguintes indicadores de desempenho para a avaliação de cada caso de estudo:

Indicadores de desempenho baseados na 1ª Lei da termodinâmica:

- **Índice de geração de eletricidade excedente** por tonelada de cana processada I_{exc} [kWh/t_c]: Indica a quantidade específica de eletricidade excedente que o sistema de cogeração produz para cada caso.

$$I_{exc} = \frac{(\sum W_{produzida} - \sum W_{consumida}) \cdot t}{m_c} \quad [3]$$

Onde:

$W_{produzida}$ é a potência produzida nos turbogeradores dada em kW;

$W_{consumida}$ é a potência consumida pelos processos produtivos dada em kW;

t é a quantidade total de horas da safra; em média 4320 horas (180 dias de safra)

m_c é a massa total de cana processada na safra, em toneladas.

- **Bagaço excedente** β_{exc} [%]:

$$\beta_{exc} = \frac{\beta_{disponível} - \beta_{consumido}}{\beta_{disponível}} \quad [4]$$

Onde:

$\beta_{disponível}$ representa a quantidade de bagaço disponível para utilização no sistema de cogeração;

$\beta_{consumido}$ representa a quantidade de bagaço consumido nas caldeiras.

- **Eficiência global** η [%]:

$$\eta = \frac{E_{excedente} + \sum E_{produtos}}{E_{cana}} \quad [5]$$



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

Onde:

$E_{\text{excedente}}$ representa a quantidade em GJ de eletricidade excedente produzida;

E_{produtos} representa a energia dos produtos resultantes da usina em GJ;

E_{cana} representa a energia total da cana, aproximadamente 7,3 GJ para cada tonelada processada (CGEE, 2009; CGEE & BNDES, 2008).

- **Produtividade energética líquida por hectare P [GJ/ha]:** indica a parcela da energia da cana que está sendo aproveitada. Cada hectare de cana contém aproximadamente 600 GJ, e um maior aproveitamento dessa energia proporciona maiores ganhos com menor quantidade de cana.

$$P = p_c \cdot p_t \cdot \eta_i \quad [6]$$

Onde:

p_c : produtividade da cana no campo, aproximadamente 80 toneladas de cana por hectare (Cortez, 2010; CGEE, 2009; BNDES & CGEE, 2008);

p_t : produtividade energética da cana, aproximadamente 7,3 GJ por tonelada de cana;

η : eficiência global do cenário analisado.

- **Expansão do canavial:** dado em função da produção de leveduras a partir da vinhaça e posterior utilização na dieta de bovinos L [%]:

$$L = \frac{L_{\text{sub}}}{L_i} \quad [7]$$

Onde, segundo metodologia utilizada em Mathews et al (2011), 1 kg de levedura produzida para alimentação animal substitui 1 kg de capim plantado.

L_i : área inicialmente plantada com cana equivalente a 27.000 ha, considerando produtividade de 80 t_c/ha, e utilização de 2160000 t_c (CGEE, 2009);

L_{sub} : área de capim a ser substituída com cultivo de cana-de-açúcar.



Indicadores de desempenho baseados na 2ª Lei da termodinâmica:

- **Eficiência exergetica:**

$$\eta_b = \frac{\sum B_{produtos}}{B_{cana}} \quad [8]$$

Onde:

$B_{produtos}$ [kW]: exergia dos produtos obtidos na usina;

B_{cana} [kW]: exergia total da cana dada pela soma da exergia química do bagaço, da palha e do caldo utilizados.

- **Exergia destruída** [kW] nos equipamentos e processos:

$$B_{destruída} = \sum B_{entrada} - \sum B_{saída} \quad [9]$$

Onde:

$B_{entrada}$: exergia total fornecida ao equipamento ou processo expressa em kW;

$B_{saída}$: exergia total resultante da operação do equipamento ou processo expressa em kW.

Nota: em equipamentos dissipativos, o valor encontrado com essa expressão representa a exergia dissipada no processo, por exemplo de um condensador.

Indicadores econômicos:

Foi realizada uma análise do fluxo de caixa das configurações das usinas dos estudos de caso e a partir desse fluxo de caixa, determinou-se o Valor presente líquido (VPL) e a Taxa interna de retorno (TIR) dos empreendimentos descritos detalhadamente no capítulo 5.



3.2. ESTUDOS DE CASO

Nessa seção são descritas as principais considerações realizadas para a simulação de cada estudo de caso dos grupos I e II.

É realizada uma análise dos valores de eficiência e produtividade energética por hectare à medida que melhorias são inseridas nas usinas dos casos base: melhorias tecnológicas no processo para redução do consumo específico de vapor; utilização de caldeiras com diferentes parâmetros de temperatura e pressão. Essas melhorias buscam aumentar a quantidade de bagaço excedente produzido e o índice de eletricidade excedente gerada nas usinas.

A tabela 3.3 apresenta os parâmetros utilizados nas simulações dos estudos de caso do Grupo I. Parâmetros específicos de cada caso serão apresentados posteriormente junto às suas descrições ao longo da seção 3.2.

Tabela 3.3 - Parâmetros comuns às simulações dos estudos de caso do Grupo I.

Planta de cogeração	
Temperatura do ar atmosférico ^a	25 °C
Pressão atmosférica	1 bar
Pressão do vapor	42 bar
Temperatura do vapor	420 °C
Pressão de condensação	0,20 bar
Umidade do bagaço	50%
Umidade da palha	15%
Umidade da lignina	50%
Conteúdo de fibras da cana-de-açúcar	14%
PCI do bagaço (combustível) ^b	7.524 kJ/kg
PCI da mistura: bagaço + palha (combustível) ^b	8.388 kJ/kg
Capacidade de geração de vapor das caldeiras	30,40, 100 ou 150 t/h
Eficiência térmica das caldeiras ^b	82%
Eficiência isentrópica das turbinas	80%



Tabela 3.3a - Continuação

Planta de cogeração	
Eficiência isentrópica da bomba	85%
Eficiência do gerador elétrico	95%
Biomassa para inicialização do sistema ^b	10%
Moendas	
Capacidade das moendas	500 t _c /h
Pressão do vapor de entrada	20 bar
Pressão do vapor de processo	0,25 bar
Demanda de Potência dos acionadores mecânicos das moendas ^b	16 kWh/t _c
Eficiência isentrópica da turbina	70%
Demanda de vapor e eletricidade do processo	
Consumo específico de eletricidade – Processo convencional ^c	18 kWh/t _c
Consumo específico de vapor – processo convencional ^{b,c,d,e}	380 kg/t _c
Informações adicionais	
Pressão do vapor de processo	0,25 bar
Temperatura do vapor de processo	125-150 °C
Produtividade do Etanol convencional (1G) ^{b,e}	85 l/t _c
Produtividade da cana no campo ^b	80 t _c /ha
Produtividade energética da cana ^{b,e}	7,3 GJ/t _c

^a Temperatura média no estado de São Paulo, onde se concentra grande parte das usinas do setor sucroalcooleiro brasileiro (Conab, 2011).

^bReferência: CGEE (2009);

^c Referência: Hassuani (2012);

^d Referência: PNUD-CTC (2005);

^e Referência: BNDES & CGEE (2008);



3.2.1. GRUPO I – DESTILARIAS AUTÔNOMAS

3.2.1.1. ESTUDO DE CASO IA

Descrição: Destilaria Autônoma Convencional – Etanol convencional ou 1G

O caso Ia cujo esquema simplificado pode ser visualizado na figura 3.2 apresenta uma destilaria autônoma típica baseada em um sistema de cogeração operando com turbinas de extração/condensação e parâmetros de vapor de 42 bar/420 °C com uma capacidade de moagem de 500 t/h. O tempo de operação durante a safra é de 180 dias, processando-se 2.160.000 t de cana. São utilizadas uma caldeira de 100 t/h e uma de 150 t/h de vapor no sistema de cogeração.

Obtêm-se como produtos Eletricidade e Etanol, sendo a vinhaça utilizada na fertirrigação. As propriedades termodinâmicas dos principais fluxos dos processos e demais parâmetros considerados nas simulações de todos os casos são apresentados no Anexo II.

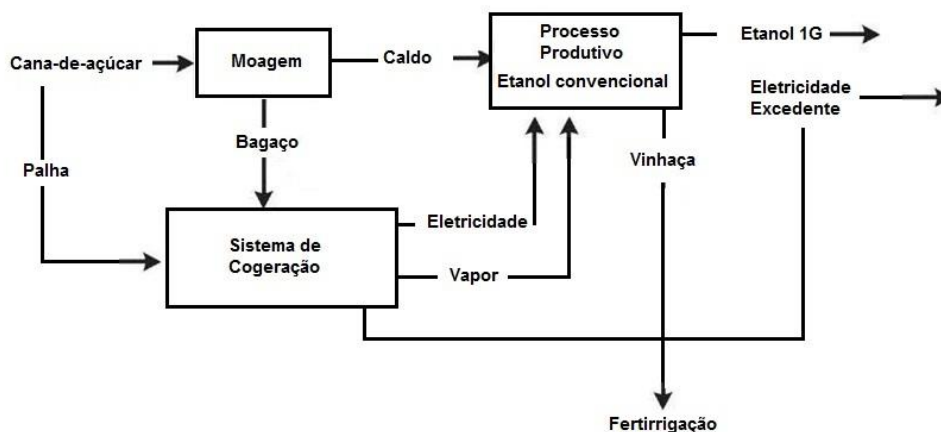


Figura 3.2 - Esquema geral do estudo de caso Ia.

3.2.1.2. CENÁRIOS DE MELHORIA NAS PLANTAS DE PRODUÇÃO

Existem duas maneiras eficazes de se melhorar a eficiência global das plantas do setor, uma é incrementar os parâmetros de pressão e temperatura do ciclo para incrementar a geração de eletricidade e outra é reduzir o consumo de vapor do processo, aumentando os excedentes de biomassa e eletricidade produzida.



Para o estudo de caso Ia, essas alternativas serão avaliadas em diferentes cenários de melhoria, a fim de determinar o efeito dos mesmos no desempenho da planta e na geração de excedentes de bagaço para a produção de etanol de 2ª geração (caso Ib e Ic).

Incremento nos parâmetros de pressão e temperatura do sistema de cogeração

Para o estudo de caso Ia foi considerado C1 como cenário base, cujo sistema de cogeração opera com parâmetros: 42 bar/420 °C nas caldeiras e com consumo específico de vapor no processo de 380 kg por tonelada de cana (Seabra et al. 2010; CGEE, 2009; BNDES & CGEE, 2008; Hassuani, 2012), comparando-o em diferentes cenários de incremento de pressão e temperatura nas caldeiras e reduções graduais no consumo de vapor do processo.

A tabela 4.3 mostra os parâmetros de pressão e temperatura utilizados para cada cenário analisado. Esses parâmetros foram escolhidos pelo seguinte critério (CGEE, 2009; PNUD, 2005):

- Caldeiras de 42 bar/420 °C: comumente utilizadas no Brasil com intuito de geração de excedentes modestos de eletricidade;
- Caldeiras de 65 bar/490 °C e 85 bar/510 °C: utilizadas em usinas mais recentes ou expandidas;
- Caldeiras de 120 bar/530 °C: Tecnologia disponível para produção no Brasil.

Tabela 3.4 - Parâmetros utilizados para simulação do sistema de cogeração de cada cenário.

Cenário	Parâmetros das Caldeiras	
	Pressão (bar)	Temperatura (°C)
C1	42	420
C2	65	490
C3	85	510
C4	120	530

Os cenários serão comparados entre eles, tomando C1 como cenário base.

Melhorias tecnológicas nos processos produtivos visando à redução do consumo de vapor nos processos subsequentes



Analisou-se o impacto da redução do consumo específico de vapor no processo produtivo na faixa de 5-20% (intervalos de 5%), alcançada através da integração de processos e incorporação de tecnologias eficientes nas diferentes etapas de produção.

O presente trabalho não tem como objetivo analisar a forma com que essa melhoria tecnológica foi realizada, apenas seu resultado na redução de consumo específico de vapor.

3.2.1.3. ANÁLISE DOS RESULTADOS PRELIMINARES

O comportamento da geração de eletricidade excedente mediante a redução do consumo de vapor e o incremento nos parâmetros de pressão e temperatura do vapor para o estudo de caso Ia encontra-se na figura 3.3 a seguir.

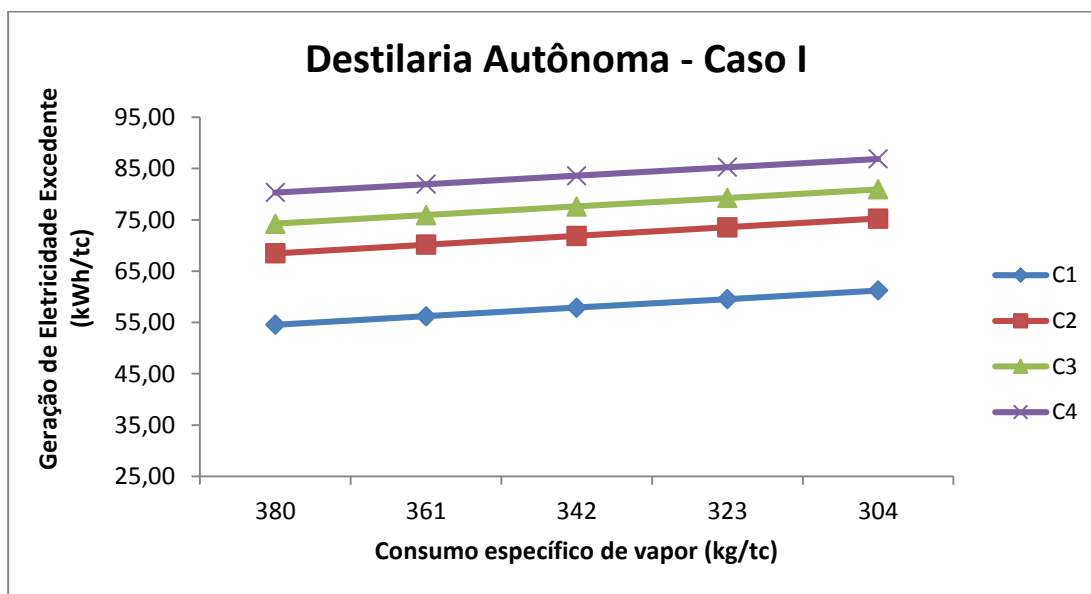


Figura 3.3 - Comportamento da geração de eletricidade excedente mediante redução do consumo específico de vapor para o caso Ia, com variação dos parâmetros $P = 42-120$ bar, $T = 420-530^{\circ}\text{C}$.

No cenário base C1 (42 bar/420 °C), a redução do consumo específico de vapor do processo de 380 para 304 [$\text{kg}_{\text{vapor}}/\text{tc}$] permite o incremento no índice de geração de eletricidade excedente da planta em até 8,8%.

No cenário C2 (65 bar/490 °C), obtém-se um incremento na geração de até 8,0 % com a redução no consumo específico de vapor.



Em C3 (85 bar/510 °C) observa-se um ganho nos excedentes de até 10,7 %.

O aumento dos parâmetros de pressão e temperatura em C4 (120 bar/530 °C) causa um aumento no índice de geração excedente de até 9,4% reduzindo-se o consumo específico de vapor.

Bagaço excedente gerado

Observou-se que, com o sistema de cogeração operando com parâmetros de pressão e temperatura mais elevados obtém-se um acréscimo na geração de eletricidade excedente, em contrapartida um maior consumo de bagaço nas caldeiras.

O bagaço excedente é calculado de acordo com a equação 4 (seção 3.1), onde se fixa a quantidade de vapor requerida pelos processos, determinando a quantidade necessária de bagaço para produzir o vapor. O bagaço que resta é o bagaço excedente considerado a seguir.

A figura 3.4 mostra a variação da quantidade de bagaço excedente em relação ao bagaço total disponível, para os cenários de incremento dos parâmetros de pressão e temperatura de 42 bar/420 °C a 120 bar/530 °C.

Alterando-se o consumo específico de vapor do processo produtivo não se altera a quantidade de bagaço excedente gerado, já que a produção de vapor na caldeira permanece constante e, portanto, o consumo de biomassa das caldeiras permanece inalterado, sendo o vapor não requerido no processo direcionado às turbinas para geração de potência adicional.

O bagaço excedente pode ser incrementado, sacrificando-se a geração de eletricidade, para se obter subprodutos como etanol 2G ou bens de consumo a partir do bagaço de cana.

Em relação ao cenário base C1, que gera bagaço excedente de 6,6% do bagaço disponível, a modificação para C2 (65 bar/490 °C) traz uma redução de 3,2% no bagaço excedente, enquanto a modificação para C3 (85 bar/510 °C) traz uma redução de 3,9% e para C4 (120 bar/530 °C) redução de 4,1 % na geração de bagaço excedente.

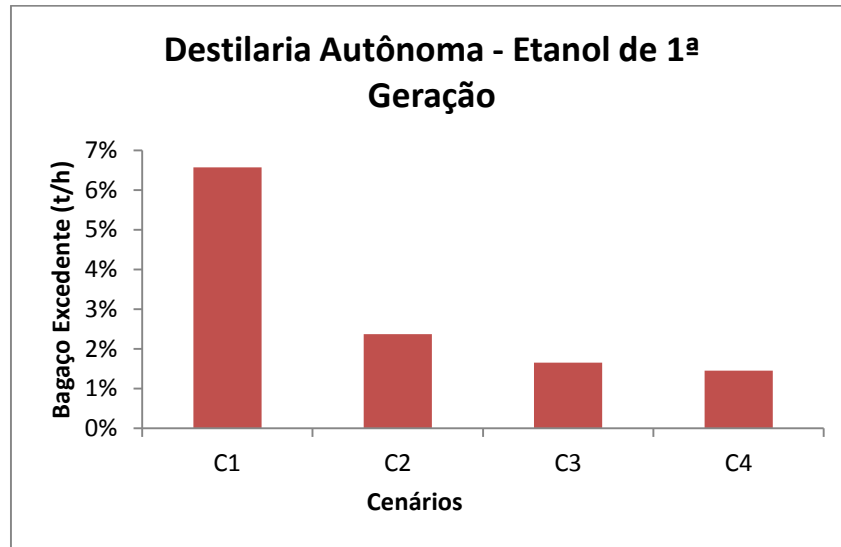


Figura 3.4 - Bagaço excedente para o caso Ia, para diferentes cenários.

Essa quantidade de bagaço excedente poderá ser disponibilizada para a planta de Etanol de 2ª geração nos casos Ib e Ic a fim de incrementar a produção de Etanol.

A figura 3.5 mostra como se comporta a quantidade de bagaço excedente com a adição da palha como combustível complementar ao bagaço no sistema de cogeração do estudo de caso Ia.

Observa-se do gráfico que recuperando-se 34% da palha no campo (102.816 t) e utilizando-a como combustível para a caldeira juntamente com o bagaço, é obtido um acréscimo na quantidade de bagaço excedente de 22,9% para C1, 23,9% para C2, 24,1% para C3 e 24,2% para C4.

Considera-se a queima da palha antes da queima do bagaço, gerando assim maiores excedentes de bagaço.

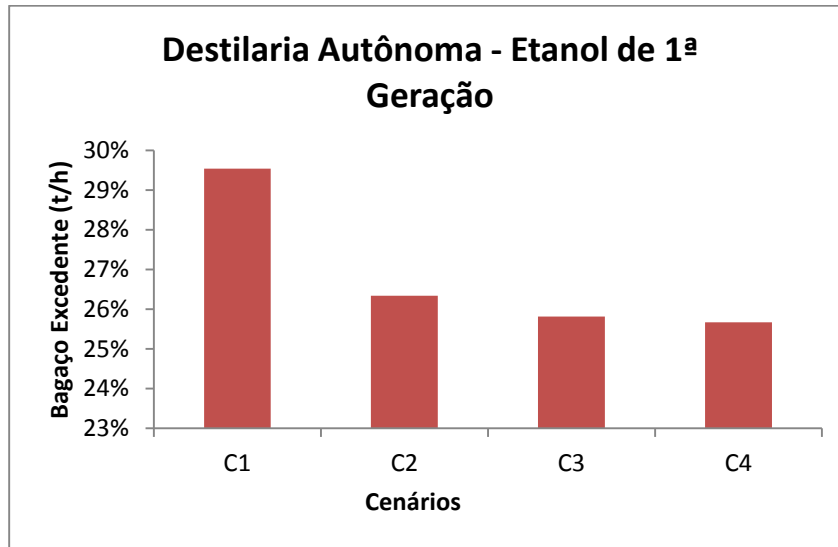


Figura 3.5 - Bagaço excedente para o caso Ia, adicionando-se palha à biomassa disponível para alimentação da caldeira.

Análise dos resultados

Verificou-se o impacto da redução do consumo específico de vapor no processo produtivo e o incremento nos parâmetros de pressão e temperatura do ciclo na geração de excedentes de eletricidade e na quantidade de bagaço excedente da planta.

A redução na geração de bagaço excedente é causada pelo aumento do consumo de biomassa pelas caldeiras de maior pressão do sistema de cogeração para cada cenário (C2, C3 e C4), a demanda de vapor para os processos é reduzida e o vapor restante é direcionado às turbinas para geração de eletricidade excedente da planta.

Os principais indicadores de desempenho do estudo de caso Ia são apresentados na tabela 3.5.

Optou-se pela comparação do cenário base (C1), com 100% de consumo específico de vapor do processo, para os estudos de caso I e II, com o cenário de incremento dos parâmetros de pressão e temperatura que apresentaram melhor desempenho, aqueles com 80% de consumo específico de vapor. Os cenários analisados são aqueles onde a palha foi inserida como combustível no sistema de cogeração.



Tabela 3.5 - Indicadores de desempenho do caso Ia.

	Planta Convencional	Planta com consumo reduzido de vapor
<i>Eficiência global da planta (%)</i>		
<i>Caso Ia</i>		
C1	28,66%	28,99%
C2	29,34%	29,68%
C3	29,63%	29,96%
C4	29,93%	30,25%
<i>Produtividade energética líquida da cana por hectare (GJ/ha)</i>		
<i>Caso Ia</i>		
C1	171,9	173,9
C2	176,0	178,1
C3	177,8	179,7
C4	179,6	181,5

Observa-se para o cenário base do caso Ia um acréscimo de 0,33% na eficiência global da planta e de 2 GJ/ha na produtividade energética por hectare da cana-de-açúcar quando se reduz o consumo específico de vapor do processo em 20%. Para os demais cenários observa-se um acréscimo de 0,34% na eficiência e 2,1 GJ/ha na produtividade para C2 (65 bar/490 °C), 0,33% na eficiência e 1,9 GJ/ha para C3 (85 bar/510 °C), e 0,32% na eficiência e 1,9 GJ/ha para C4 (120 bar/530 °C).

Incrementando-se os parâmetros de pressão e temperatura e reduzindo-se o consumo específico de vapor no processo produtivo obtêm-se melhoria na eficiência global e produtividade energética por hectare das plantas analisadas.

Observou-se que a redução do consumo específico dos processos produtivos tem menor impacto no desempenho da planta do que o aumento dos parâmetros de pressão e temperatura. A redução de 20% no consumo específico de vapor possui um alto custo, e o retorno em eficiência é de cerca de 0,3%.

Escolhe-se então um dos cenários para as demais análises que seguem. O cenário escolhido foi C2, com sistema de cogeração operando nos parâmetros 65 bar e 490°C. O critério



de seleção foi a necessidade da produção de uma quantidade moderada de bagaço excedente para justificar a implantação de uma planta de etanol de 2ª geração, gerando-se eletricidade excedente em níveis mais altos que os excedentes modestos dos sistemas de 42 bar/420°C, além de C2 apresentar parâmetros também comuns ao setor sucroalcooleiro brasileiro tornando os resultados simulados mais próximos da realidade das usinas modernizadas.

3.2.1.4. ALTERNATIVAS DE DIVERSIFICAÇÃO DA PRODUÇÃO PARA O GRUPO I

Incorporando a produção de etanol de 2ª geração no caso Ia tem-se um acréscimo no consumo específico de vapor e eletricidade devido à demanda energética do processo produtivo (figura 3.6), caracterizando o caso de estudo Ib.

Produção de etanol lignocelulósico ou de segunda geração

O processo de pré-tratamento do material lignocelulósico selecionado foi o de explosão a vapor catalisada (figura 3.6), com sacarificação e fermentação simultâneas. Esse procedimento possui custo relativamente baixo em comparação aos outros processos e eficiência mediana (Ojeda et al., 2011). É realizada hidrólise enzimática e fermentação de hexoses e pentoses.

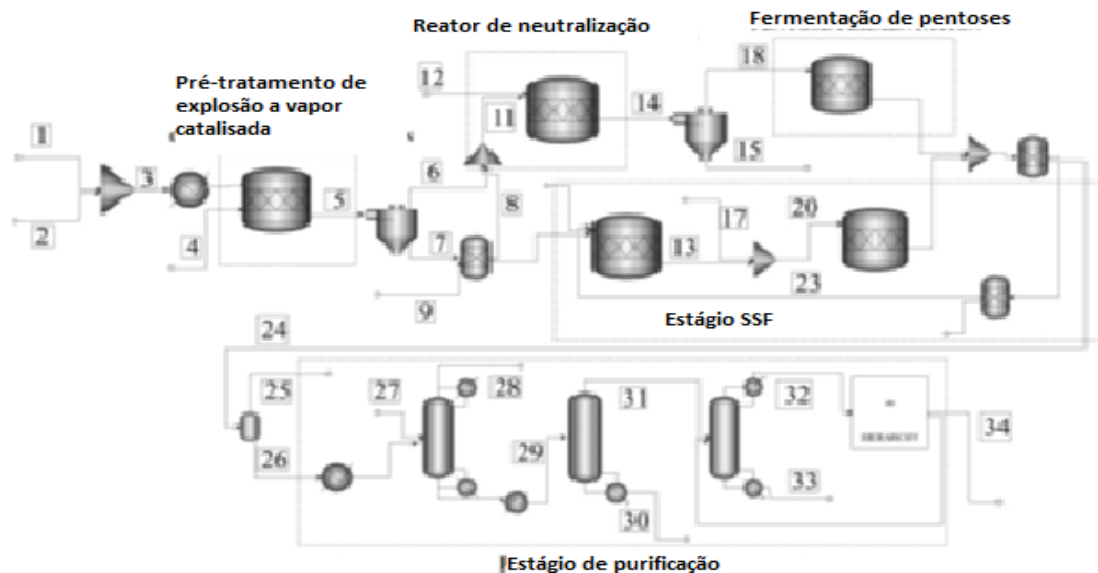


Figura 3.6 - Processo de pré-tratamento do material lignocelulósico (bagaço) por explosão a vapor catalisada com ácido, sacarificação e fermentação simultâneas (SSF). Fonte: Ojeda et. al. (2011).

3.2.1.5. ESTUDO DE CASO IB

Descrição: Destilaria autônoma de etanol de 1ª e 2ª geração

O caso Ib (figura 3.7) apresenta a destilaria autônoma do caso Ia, incorporando-se uma planta de Etanol de 2ª geração. São utilizadas uma caldeira de 100 t/h e uma de 150 t/h de vapor no sistema de cogeração. A lignina recuperada no pré-tratamento é utilizada no sistema de cogeração em uma caldeira auxiliar de 30 t/h de produção de vapor para os processos. As vinhaças são utilizadas para fertirrigação.

A tabela 3.6 apresenta os principais parâmetros adotados para a simulação do caso Ib.

Para o caso Ib, a planta de etanol de 2ª geração, tem uma capacidade de produção de 8000 litros por hora (tabela 3.7), que corresponde a 1280 litros adicionais por hectare em relação a uma destilaria convencional.

Essa análise focou-se na maximização da produção de etanol de 2ª geração e não para a geração de eletricidade excedente durante a entressafra de forma que os excedentes de bagaço fossem aproveitados na totalidade para produção de álcool.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

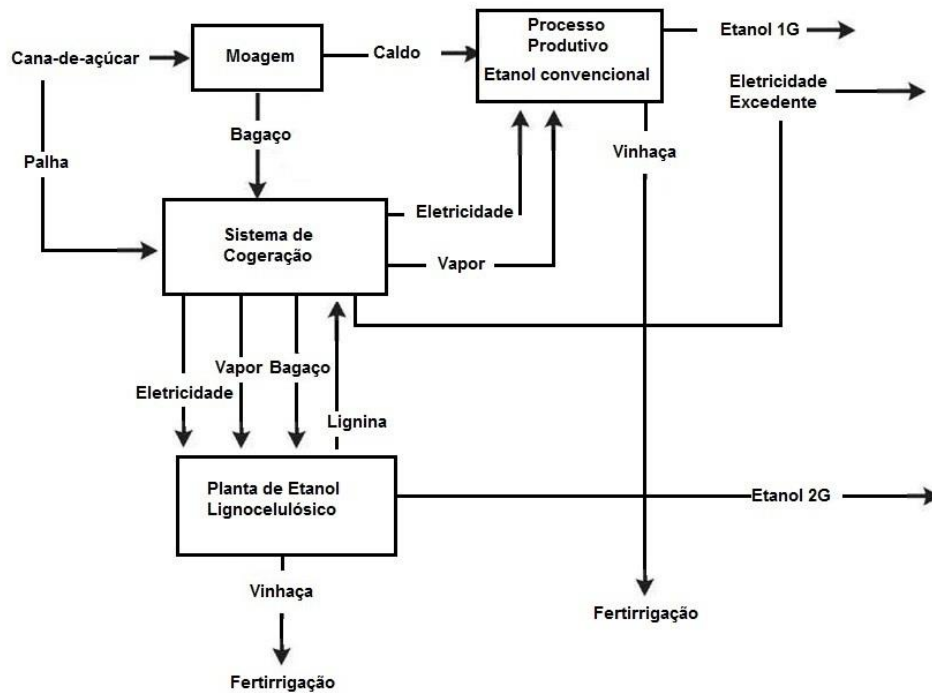


Figura 3.7 - Esquema geral do Caso Ib.

Na etapa de pré-tratamento do material lignocelulósico, forma-se uma massa de lignina que, contendo material lignocelulósico residual, pode ser utilizada como combustível adicional às caldeiras do sistema de cogeração, aumentando a quantidade de bagaço excedente a ser utilizado para a produção de etanol de 2ª geração.

Acrescentou-se 102.816 toneladas de palha (34% do total) à biomassa disponível como combustível nos sistemas de cogeração, obtendo maior quantidade biomassa excedente, para que se possa realizar a produção de Etanol de 2ª geração.

Adotou-se a recuperação de 200 kg/t_b da lignina (CGEE, 2009) através do pré-tratamento de explosão de vapor catalisada (Ojeda et al., 2011) para utilização na caldeira do sistema de cogeração gerando vapor e potência adicionais.



Tabela 3.6 - Parâmetros específicos das simulações do caso Ib.

	Caso Ib
Planta de cogeração	
PCI da lignina ^a	16219 kJ/kg
Umidade da Lignina ^b	50%
Capacidade de geração de vapor das caldeiras	100+150+30 t/h
Demanda de vapor e eletricidade do processo	
Consumo específico de eletricidade – Etanol 2G ^c	15 kWh/t _{bagaço}
Consumo específico de vapor – Etanol 2G ^d	0,352 kg/kg _{bagaço}
Informações adicionais	
Enzima utilizada na fermentação de hexoses e pentoses ^d	<i>S. Cerevisae</i>
Produtividade do Etanol de 2 ^a geração ^d	0,117 l/kg _b

^a Referência: CGEE (2009);

^b Referência: Walter e Ensinas (2010);

^c Referência: Wooley et al. (1999);

^d Referência: Ojeda et al. (2011).

Tabela 3.7 - Produção de Etanol Lignocelulósico no caso Ib.

	Etanol Lignocelulósico Produzido [l/ha]	Bagaço Utilizado [%]	Lignina recuperada [t/h]
Caso Ib	1.280	42,9	10,8

3.2.1.6. ESTUDO DO CASO IC

Descrição: Destilaria autônoma diversificada produzindo etanol de 2^a geração através da rota bioquímica e leveduras para alimento animal a partir da vinhaça

O caso Ic apresenta uma alternativa da diversificação da produção na destilaria autônoma do caso Ib por meio da utilização da vinhaça, resíduo que já foi considerada altamente problemático do processo produtivo do álcool, e pode ser utilizado como fertilizante, ou para



obtenção de um produto valioso: uma proteína unicelular (*Candida Utilis*) com aplicações em alimentação animal.

Em todos os estudos de caso utiliza-se a palha disponível (102.816 t) como combustível para o sistema de cogeração, queimando-a juntamente com o bagaço.

A Lignina do material lignocelulósico nos casos Ib, IIb, Ic e IIc extraída do bagaço no pré-tratamento para produção de etanol de segunda geração, é queimada em caldeiras auxiliares de pequeno porte (10 a 40 t/h de produção de vapor), de parâmetros 21 bar/250 °C, gerando vapor para o processo produtivo.

O caso Ic (figura 3.8) é constituído pela destilaria autônoma do caso Ib com a introdução de uma planta de produção de 100 t/dia leveduras a partir da vinhaça residual. O processo consome 2,8 t de vapor e 1300 kWh de eletricidade por tonelada produzida (Almazán et al., 1982).

No presente trabalho foi considerada a utilização apenas de vinhaças provenientes da destilação de etanol convencional para produção de leveduras.

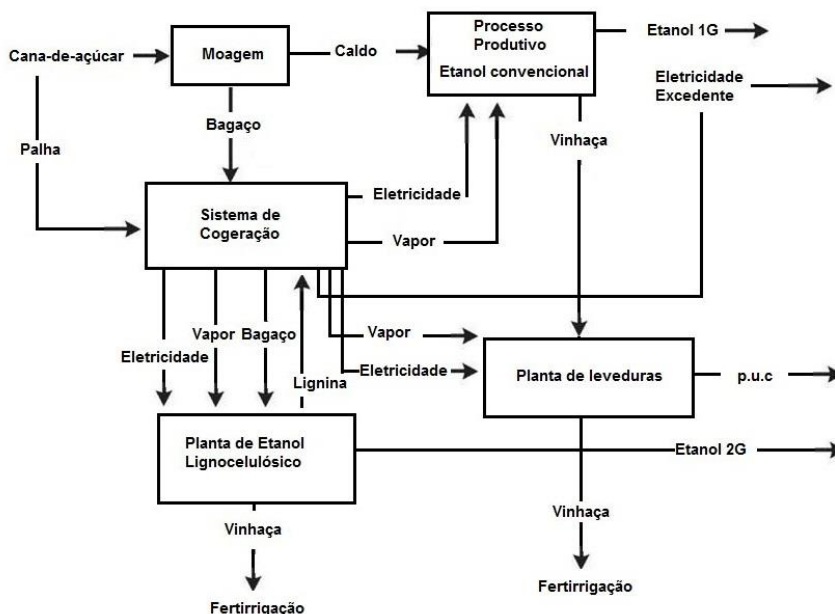


Figura 3.8 - Esquema geral do estudo de caso Ic.

A tabela 3.8 mostra os parâmetros utilizados para a simulação do caso Ic.



Tabela 3.8 - Parâmetros específicos das simulações do caso Ic.

	Caso Ic
Planta de Cogeração	
PCI da lignina ^a	16219 kJ/kg
Umidade da Lignina ^b	50%
Capacidade de geração de vapor das caldeiras	150+150+40 t/h
Demanda de vapor e eletricidade do processo	
Consumo de eletricidade – Planta de Levedura ^c	1300 kWh/t _{levedura}
Consumo específico de vapor – Planta de Levedura ^c	2,8 kg/kg _{levedura}
Informações adicionais	
Pressão do vapor de processo	0,25 bar
Temperatura do vapor de processo	30-60 °C
Produtividade de Leveduras ^d	0,015 t/m ³ _{vinhaça}

^a Referência: CGEE (2009)

^b Referência: Walter e Ensinas (2010)

^c Referência: ICIDCA (2012), comunicação pessoal via e-mail.

^d Referência: Cortez (2010).

Em adição à biomassa tradicional (bagaço) e à palha no sistema de cogeração, utiliza-se também a lignina residual da produção de etanol de 2^a geração, como combustível, gerando vapor e eletricidade adicionais. É realizada combustão dessa lignina em uma caldeira auxiliar de 40 t/h.

Análise dos Resultados

Para o caso Ic, com produção de etanol de 2^a geração, obteve-se nas simulações uma capacidade de produção de 8186 litros por hora (tabela 3.9), que corresponde a 1310 litros adicionais por hectare em relação a uma destilaria convencional.

Tabela 3.9 - Produção de Etanol Lignocelulósico no caso Ic.

	Etanol Lignocelulósico Produzido [l/ha]	Bagaço Utilizado [%]	Lignina recuperada [t/h]
Caso Ic	1.310	43,9	11,06



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

A tabela 3.10 mostra os indicadores obtidos na simulação dos casos do GRUPO I, onde I_{exc} é o índice de eletricidade excedente produzido, η a eficiência global da produção, P a produtividade energética líquida por hectare e L a área de terras cultiváveis liberadas pela substituição do capim pela levedura na alimentação animal.

Tabela 3.10 - Indicadores de desempenho do GRUPO I.

Indicador	I_{exc} [kWh/t_c]	η [%]	P [GJ/ha]	Etanol 2G [l/ha]	L [ha]
Caso Ia	68,5	29,7	178,1	-	-
Caso Ib	57,4	33,7	209,9	1.280	-
Caso Ic	45,2	33,4	208,8	1.310	7.500

Com a diversificação da produção adicionando-se a levedura aos produtos obtidos, tem-se redução de 23,3 kWh/t_c e redução de 0,3 kWh/t_c na geração de eletricidade excedente em relação aos casos Ia e Ib, respectivamente. Essa redução deve-se ao aumento do consumo específico de vapor nos diversos processos, consequentemente sendo destinado menos vapor à geração de eletricidade, mesmo com a adição de uma caldeira auxiliar queimando a lignina residual.

A eficiência global tem um acréscimo quando se diversifica a produção, aumentando de 29,7% do caso Ia para 33,7% no caso Ib e 33,4% no caso Ic. A produção de etanol lignocelulósico e produção de leveduras contribuem para esse acréscimo na eficiência global.

O mesmo ocorre com a produtividade por hectare que tem um acréscimo de 30,7 GJ/ha do caso Ia para Ic, e redução de 1,1 GJ/ha do caso Ib para Ic, significando que se pode produzir o mesmo conteúdo energético com menor quantidade de cana, economizando-se um conteúdo energético equivalente a 110.589 toneladas de cana do caso Ia para Ic e 25.151 toneladas de cana de Ib para Ic.

Com a produção de 100 t/dia de leveduras, pode-se substituir 30.000 toneladas anuais de capim na dieta do gado. Considerando a produtividade do capim: 4 t/há, teremos a possibilidade de liberação de até 7500 ha das terras de cultivo de capim, para que seja cultivada cana na área liberada, aumentando a capacidade de produção da planta.



3.2.2. GRUPO II – USINAS DE AÇÚCAR COM DESTILARIA ANEXA

3.2.2.1. ESTUDO DE CASO IIA

Descrição: Usina com destilaria anexa – Açúcar e Etanol de 1ª Geração (ou 1G)

O caso II (figura 3.9) apresenta uma planta de açúcar com destilaria anexa. A usina apresenta capacidade de moagem de 500 t_c/h que opera durante 180 dias de safra com parâmetros de vapor nas caldeiras de 42 bar/420 °C, processando 2.160.000 t de cana. Utiliza-se 50% do caldo extraído para produção de Açúcar e 50% para produção de álcool. São utilizadas duas caldeiras de 150 t/h de vapor no sistema de cogeração.

Obtêm-se Açúcar, eletricidade e Etanol como produtos, e a vinhaça é totalmente utilizada na fertirrigação.

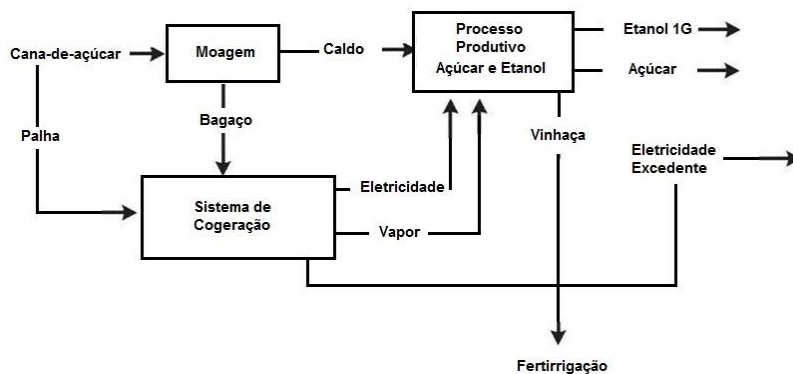


Figura 3.9 - Esquema geral do estudo de caso IIA.

A tabela 3.11 mostra os parâmetros para a simulação dos estudos de caso do GRUPO II.



Tabela 3.11 - Parâmetros utilizados nas simulações dos estudos de caso do GRUPO II

Planta de cogeração	
Temperatura ambiente	25 °C
Pressão atmosférica	1 bar
Pressão do vapor	42 bar
Temperatura do vapor	420 °C
Pressão de condensação	0,20 bar
Umidade do bagaço	50%
Conteúdo de fibras da cana-de-açúcar	14%
PCI do bagaço (combustível) ^a	7524 kJ/kg
PCI do bagaço+ palha (combustível)	8388 kJ/kg
Capacidade de geração de vapor da caldeira	10,20 ou 150 t/h
Eficiência térmica da caldeira ^a	82%
Eficiência isentrópica das turbinas	80%
Eficiência isentrópica da bomba	85%
Eficiência do gerador elétrico	95%
Biomassa para inicialização do sistema ^a	10%
Moenda	
Capacidade da moenda	500 t _c /h
Pressão do vapor de entrada	20 bar
Pressão do vapor de processo	0,25 bar
Demanda de Potência dos acionadores mecânicos das moendas ^a	16 kWh/t _c
Eficiência isentrópica da turbina	70%
Demanda de vapor e eletricidade do processo	
Consumo de eletricidade – Açúcar e Etanol 1G ^b	18 kWh/t _c
Consumo específico de vapor ^{a,c,d}	500 kg/t _c



Tabela 3.11a - Parâmetros utilizados nas simulações dos estudos de caso do GRUPO II
(Continuação).

Informações adicionais	
Pressão do vapor de processo	0,25 bar
Temperatura do vapor de processo	125 °C
Produtividade do Açúcar ^a	71 kg/t _c
Produtividade do Etanol convencional ou 1G ^a	42 l/t _c

^a Referência: CGEE (2009);

^b Referência: Hassuani (2012);

^c Referência: PNUD-CTC (2005);

^d Referência: BNDES & CGEE (2008).

Cenários de melhoria nas plantas de produção

Analogamente à análise do caso Ia, para o caso IIa foi verificado o efeito da redução do consumo específico de vapor no processo e a modificação dos parâmetros do sistema de cogeração com os mesmos critérios seguidos anteriormente, para mesmos cenários de C1 a C4.

Resultados

A Figura 3.10 mostra o comportamento da geração de eletricidade excedente para o caso IIa.

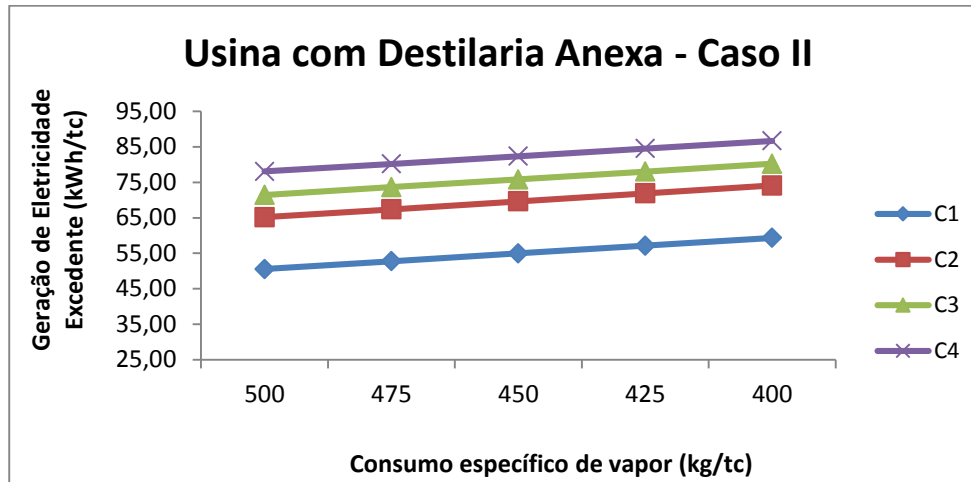


Figura 3.10 - Comportamento da geração de eletricidade excedente pela variação do consumo específico de vapor para o caso IIa, com variação dos parâmetros $P = 42-120$ bar, $T = 420-530^{\circ}\text{C}$.

No cenário base C1 (42 bar/420 °C), observa-se que a redução do consumo específico de vapor do processo em 5-20% aumenta o índice de geração de eletricidade excedente em até 13,7%.

Assim como no Caso Ia, a geração de excedentes nos outros cenários é maior que a do cenário base do caso IIa, causado pela maior potência gerada nos turbogeradores pelo incremento nos parâmetros do vapor, e com a redução do consumo específico de vapor.

Com relação ao caso base o cenário C2 (65 bar/490 °C) apresenta aumentos no índices de geração de eletricidade excedente de até 12,4%.

O cenário C3 (85 bar/510 °C) apresenta ganho na geração de eletricidade excedente de até 17,4%, com a redução de consumo específico de vapor.

O aumento do parâmetro pressão para 120 bar e temperatura 530 °C (C4) causa um aumento no índice de geração excedente, com a redução de consumo específico de vapor, de até 11%.



Bagaço e eletricidade excedentes gerados:

Observou-se que à medida que se aumenta os parâmetros de pressão e temperatura do sistema de cogeração, têm-se um acréscimo na geração de eletricidade excedente como visto anteriormente e um déficit de bagaço, como mostra a Figura 3.11.

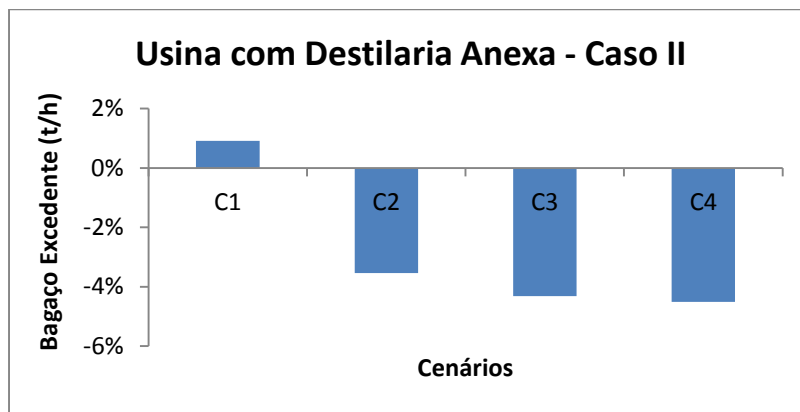


Figura 3.11 - Bagaço excedente para o caso IIa, para os diferentes cenários.

Para a usina de açúcar e álcool observa-se um déficit em bagaço o que causa redução do número de dias de operação da planta, este déficit é causado pela alta demanda de vapor dos processos subsequentes. Para C2 o déficit é de 3,54% de bagaço, valor que aumenta para 4,31% em C3, e para 4,51% em C4.

Esse fator indica que o limite de produção de etanol e eletricidade para a usina de açúcar e álcool provavelmente já foi atingido. Uma ampliação desses limites seria possível com compra de bagaço ou a produção de menor quantidade de vapor, tirando a caldeira de sua operação padrão, o que pode afetar a cadeia produtiva.

A planta operando em déficit de bagaço terá autonomia menor como mostra a Figura 3.12.

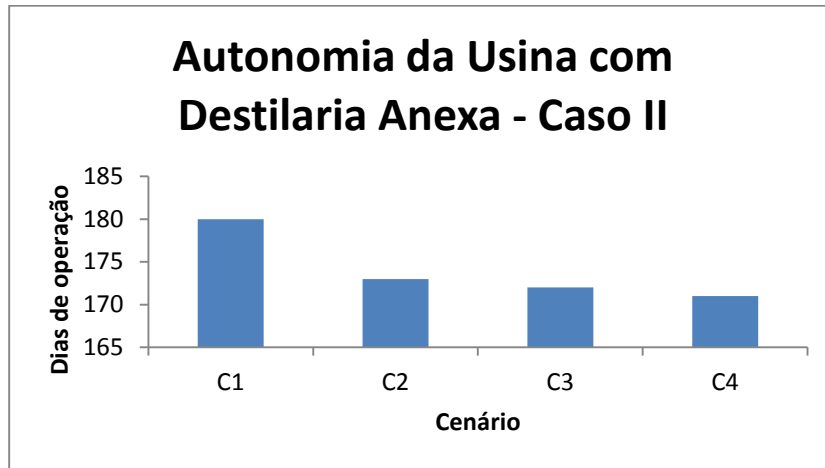


Figura 3.12 - Autonomia de dias de operação da planta de açúcar e álcool para o caso IIa.

Esse déficit de bagaço causa uma redução na autonomia da planta que pode operar 173 dias em C2, 172 dias em C3 e 171 dias em C4.

Adicionando-se a palha disponível para o sistema de cogeração, excedentes de bagaço podem ser alcançados como mostra a Figura 3.13.

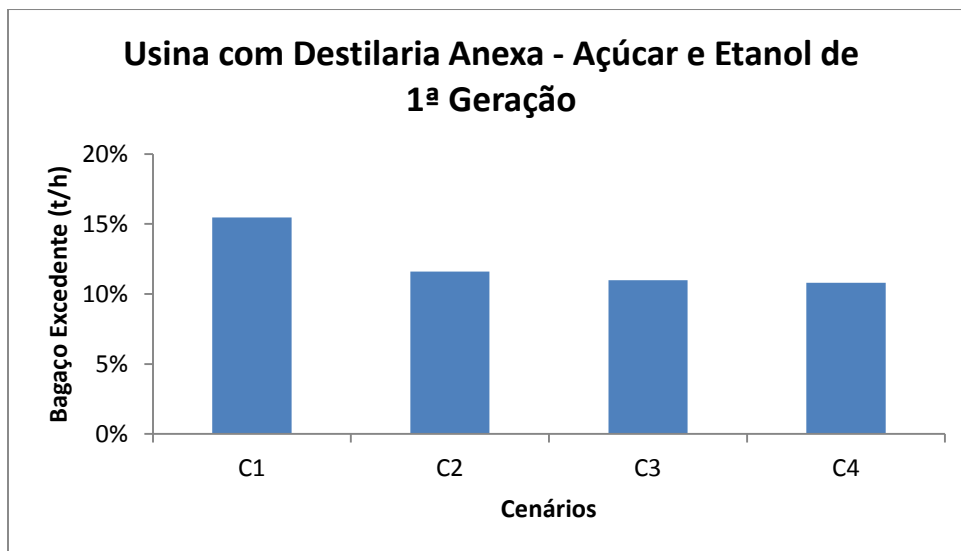


Figura 3.13- Bagaço excedente para o caso IIa, adicionando-se palha à biomassa disponível para alimentação da caldeira.

Considerando-se a recuperação de 34% da palha no campo (102.816 t) e utilizando-a como combustível para a caldeira juntamente com o bagaço, é possível obter bagaço excedente



que pode ser utilizado para produção de etanol de 2ª geração, num acréscimo de bagaço excedente para os 4 cenários. No cenário C1 tem-se como excedente 15,46% do bagaço total disponível na planta, 11,61% para C2, 10,99% para C3 e 10,79% para C4.

A tabela 3.12 mostra os indicadores de desempenho obtidos das simulações para o caso IIa.

Tabela 3.12 - Indicadores de desempenho para o caso IIa.

	Planta Convencional	Planta com redução no consumo específico de vapor
Eficiência global da planta (%)		
<i>Caso IIa</i>		
C1	32,04%	32,47%
C2	32,86%	33,30%
C3	33,21%	33,64%
C4	33,57%	34,00%
Produtividade energética da cana por hectare (GJ/ha)		
<i>Caso IIa</i>		
C1	192,2	194,8
C2	197,2	199,8
C3	199,2	201,8
C4	201,4	204,0

Para o cenário base do caso IIa tem-se um acréscimo de 0,43% na eficiência global e 2,6 GJ/ha na produtividade ao se otimizar o consumo de vapor no processo produtivo. Para C2 (65 bar/490 °C) e para C3 (85 bar/510 °C) tem-se um acréscimo de 0,43% na eficiência global e 2,6 GJ/ha na produtividade. Para C4 (120 bar/510 °C) tem-se 0,43% de incremento na eficiência e 3,6 GJ/ha de incremento na produtividade.

3.2.2.2. ALTERNATIVAS DE DIVERSIFICAÇÃO DA PRODUÇÃO PARA O GRUPO II: ESTUDO DE CASO IIB

Descrição: Planta de açúcar e etanol de 1ª e 2ª gerações com destilaria anexa



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

O caso IIb (figura 3.14) apresenta a mesma usina de açúcar com destilaria anexa do caso IIa, incorporando-se uma planta de Etanol de 2ª geração. São utilizadas duas caldeiras de 150 t/h de vapor no sistema de cogeração. Semelhante ao caso Ib, a lignina recuperada no pré-tratamento do bagaço é queimada em uma caldeira auxiliar de 10 t/h de produção de vapor, decorrente da menor quantidade de bagaço excedente para a produção de etanol de 2ª geração.

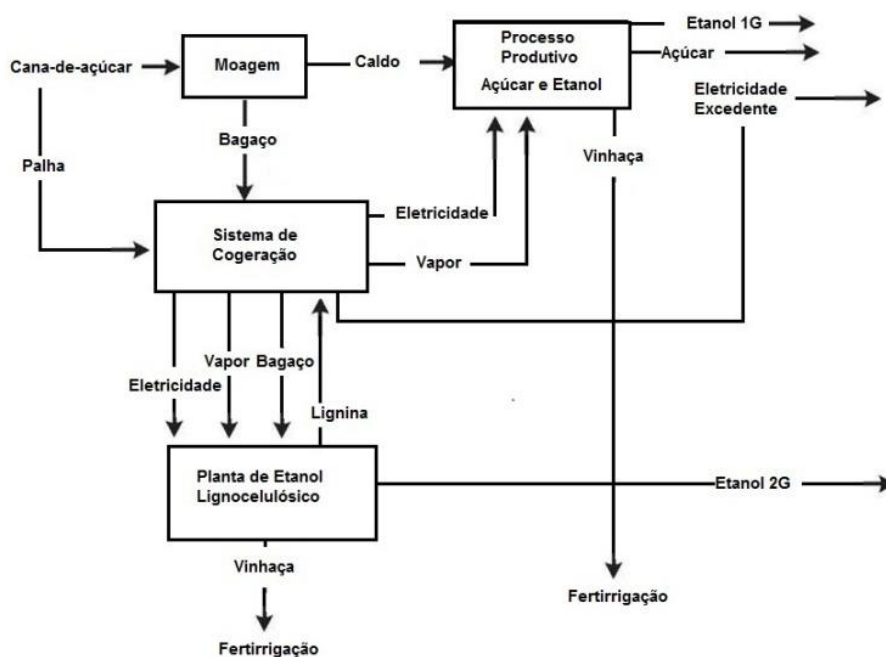


Figura 3.14 - Esquema geral do Caso IIb.

A tabela 3.13 apresenta os parâmetros adotados para a simulação do caso IIb.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

Tabela 3.13 - Parâmetros específicos da simulação do caso IIb.

	Caso IIb
Planta de cogeração	
PCI da Lignina ^a	16219 kJ/kg
Umidade da Lignina ^b	50%
Capacidade de geração de vapor da caldeira	150+150+10 t/h
Demanda de vapor e eletricidade do processo	
Consumo específico de eletricidade – Etanol 2G ^c	15 kWh/t _{bagaço}
Consumo específico de vapor – Etanol 2G ^d	0,352 kg/kg _{bagaço}
Informações adicionais	
Enzima utilizada na fermentação de hexoses e pentoses ^d	<i>S. Cerevisae</i>
Produtividade do Etanol de 2 ^a geração ^d	0,117 l/kg _b

^a Referência: CGEE (2009);

^b Referência: Walter e Ensinas (2010);

^c Referência: Wooley et al. (1999);

^d Referência: Ojeda et al. (2011).

Para o caso IIb, com produção de etanol de 2^a geração, obteve-se uma capacidade de produção de 3711 litros por hora (tabela 3.14), que corresponde a 594 litros adicionais por hectare em relação a uma destilaria convencional.

Tabela 3.14 - Produção de etanol lignocelulósico na usina do caso IIb.

	Etanol Lignocelulósico Produzido [l/ha]	Bagaço Utilizado [%]	Lignina recuperada [t/h]
Caso IIb	594	19,9	5,75



O alto consumo de vapor nas usinas de açúcar e álcool que leva ao maior consumo de bagaço nos sistemas de cogeração é a principal causa da menor capacidade de produção de etanol lignocelulósico em relação às destilarias autônomas.

O acréscimo de palha previne também o déficit em bagaço que forçaria a usina do caso IIa a operar com autonomia reduzida de 171 - 173 dias ou a comprar bagaço para operar toda a safra (180 dias).

3.2.2.3. ESTUDO DE CASO IIC

Descrição: Usina de açúcar e álcool diversificada produzindo etanol de 2ª geração e leveduras de vinhaça

O caso IIC (figura 3.15) é constituído pela usina de açúcar e álcool do caso IIb com a introdução de uma planta de produção de 100 t/dia de leveduras a partir da vinhaça residual. O processo consome 28 t de vapor e 1300 kWh de eletricidade por tonelada produzida.

Como no caso Ic, foi considerada a utilização apenas de vinhaças provenientes da destilação de etanol convencional para produção de leveduras.

A tabela 3.15 mostra os parâmetros utilizados para a simulação do caso IIC.

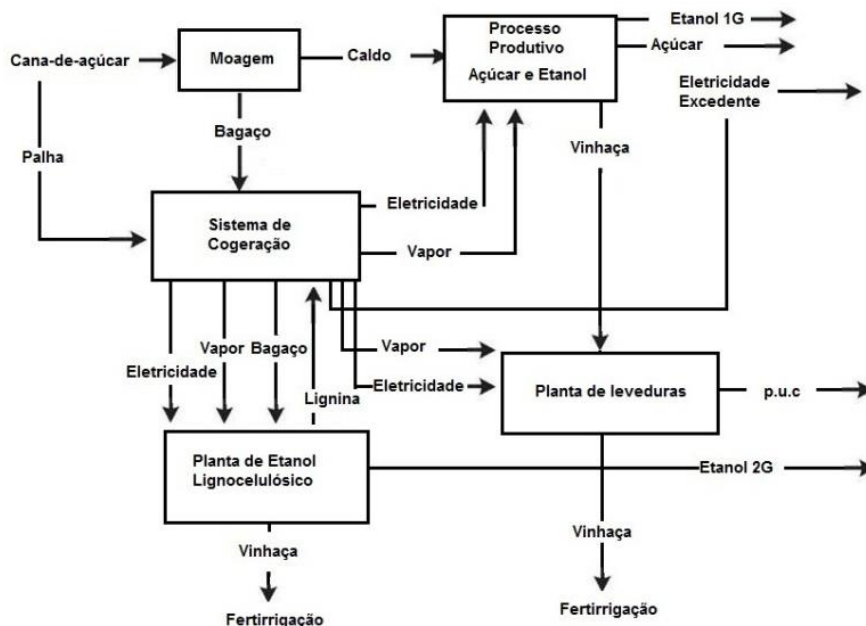


Figura 3.15 - Esquema geral do estudo de caso IIc.

Tabela 3.15 - Parâmetros específicos utilizados na simulação do caso IIc.

Caso IIc	
Planta de cogeração	
PCI da Lignina (combustível) ^a	16219 kJ/kg
Umidade da Lignina ^b	50%
Capacidade de geração de vapor das caldeiras	150+150+20 t/h
Demanda de vapor e eletricidade do processo	
Consumo de eletricidade – Planta de Levedura ^c	1300 kWh/t _{levedura}
Consumo específico de vapor – Planta de Levedura ^c	2,8 kg/kg _{levedura}
Informações adicionais	
Pressão do vapor de processo	0,25 bar
Temperatura do vapor de processo	30-60 °C
Produtividade de Leveduras ^d	0,015 t/m ³ _{vinhaça}
Produtividade do Etanol de 2 ^a geração ^c	0,117 l/kg _{bagaço}

^a Referência: CGEE (2009)



^b Referência: Walter e Ensinas (2010)

^c Referência: Almazán (2012)

^d Referência: Cortez (2010)

^e Referência: Ojeda et al. (2011)

Para o caso IIc, é realizada combustão da lignina em uma caldeira auxiliar de 20 t/h, operando sob parâmetros 21 bar/250 °C.

Análise de resultados

Para o caso IIc, com produção de etanol de 2^a geração, obteve-se uma capacidade de produção de 4979 litros por hora (tabela 3.16), que corresponde a 797 litros adicionais por hectare em relação a uma usina convencional.

Tabela 3.16 - Produção de etanol lignocelulósico na usina do caso IIc.

	Etanol Lignocelulósico Produzido [l/ha]	Bagaço Utilizado [%]	Lignina recuperada [t/h]
Caso IIc	797	26,7	6,73

A tabela 3.17 mostra os indicadores obtidos na simulação dos estudos de caso do Grupo II, onde I_{exc} é o índice de eletricidade excedente produzido, η a eficiência global da produção, P a produtividade por hectare e T a área de terras cultiváveis liberadas.

Tabela 3.17 - Indicadores de desempenho dos estudos de caso do Grupo II.

Indicador	I_{exc} [kWh/tc]	η [%]	P [GJ/ha]	Etanol 2G [l/ha]	T [ha]
Caso IIa	82,1	33,3	199,8	-	-
Caso IIb	56,0	34,1	204,6	594	-
Caso IIc	46,0	34,0	203,9	797	7.500



Com a diversificação da produção adicionando-se a levedura aos produtos obtidos, tem-se uma redução de 26,1 kWh/t_c na geração de eletricidade excedente em relação ao caso IIa, e 36,1 kWh/t_c em relação ao caso IIb.

A redução geração de eletricidade excedente indica que o alto consumo de biomassa nas caldeiras reduz a quantidade de vapor destinado à geração de eletricidade no sistema de cogeração.

A eficiência global tem um acréscimo de 0,7% do caso IIa para IIc, e em relação ao caso IIb, uma redução de 0,1%.

A produtividade energética da cana por hectare tem um acréscimo de 4,1 GJ/ha do caso IIa para IIc, e uma redução de 0,7 GJ/ha do caso IIc em relação ao caso IIb.

Analogamente ao caso Ic, a produção de 100 t/dia de leveduras e substituição da área de capim plantada por cana possibilita obter-se 7.500 ha adicionais para o cultivo de cana.

Potencial de liberação de terras a partir do aproveitamento da vinhaça

À medida que a vinhaça é reaproveitada em plantas de maior capacidade de produção de leveduras, mais se libera terras cultiváveis para a expansão do canavial, como mostra a figura 3.16. Essa sensibilidade indica o potencial de incremento na lavoura de cana através da substituição de terras de pasto por plantação de cana.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

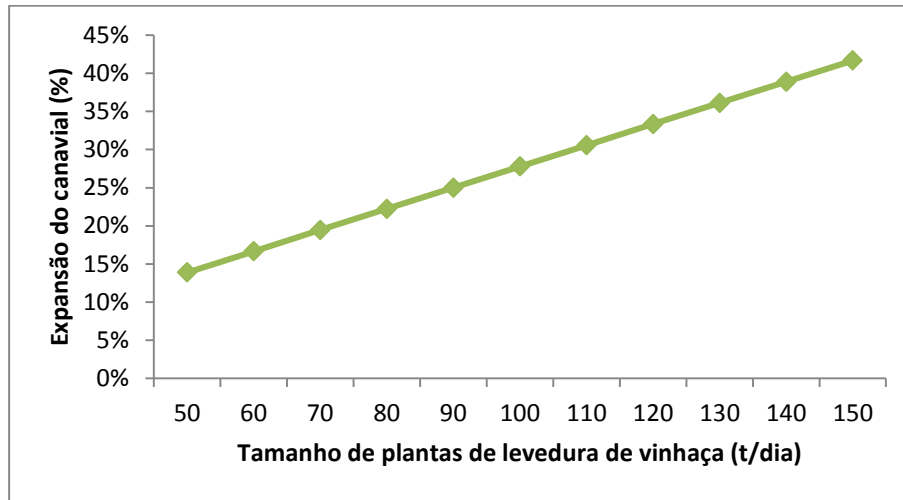


Figura 3.16 - Sensibilidade da utilização de vinhaça para produção de leveduras visando a substituição de terras.

Para uma capacidade de produção de 50 t/dia de leveduras, obteve-se 3.750 ha de terras liberadas o que representa um potencial de 14% de expansão na área de cana plantada em substituição à área de capim.

Nos casos Ic e Iic, 30.000 toneladas de levedura produzidas ao ano substituem 30.000 toneladas de capim, que possui uma produtividade de 4 t/ha, logo, o capim ocupava uma área de 7.500 ha.

$$L = 7.500/27.000 = 28\%$$

Sendo L: potencial da expansão do canavial caso a terra cultivada com capim seja substituída por plantio de cana mediante utilização da levedura para alimento do gado.

Nota-se que à medida que se aumenta a capacidade de produção da planta de leveduras para 100 t/dia, pode-se incrementar a área de plantio original em até 28 % (7.500 ha), o que significa o plantio de 600.000 t de cana adicionais.

Extrapolando-se a taxa conservadora de substituição do capim por leveduras de 1 até 1,75, para uma planta de 100 t/dia de produção de leveduras, teremos a figura 3.17, que mostra a sensibilidade do potencial de expansão do canavial à medida que se confirma uma taxa mais elevada de substituição para o suplemento.

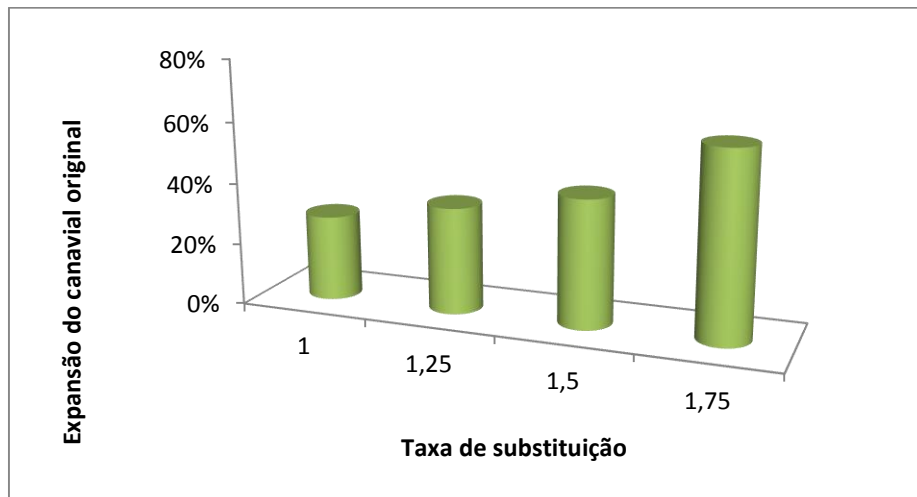


Figura 3.17 - Comportamento da expansão do canavial pelo aumento na taxa de substituição de grama por leveduras na dieta do gado.

Confirmando-se taxas mais altas de substituição de grama por leveduras pode-se incrementar em até 61% a área de plantio original, para uma planta de 100 t/dia de leveduras, considerando uma taxa de substituição da grama por leveduras de 1,75 para 1.

3.2.2.4. APLICAÇÃO DAS LEVEDURAS NA ALIMENTAÇÃO DO GADO

A proteína metabolizável pelo gado não excede o índice %PM que pode ser calculado a partir da proteína bruta que o suplemento contém, de acordo com a expressão [10] a seguir (Stanton e Le Valley, 2010):

$$\%PM = 0,9 * (\%PB) - 3 \quad [10]$$

Onde %PM é a porcentagem de proteína metabolizável pelo animal e %PB é a proteína bruta do alimento. No caso da levedura *C. Utilis*, o conteúdo de proteína bruta é de 45%, o que dá um máximo de proteína das leveduras metabolizável pelo gado de 37,5%.

O gráfico 4.10 mostra o número de cabeças de gado que se pode alimentar dependente do tamanho a planta de leveduras da usina.

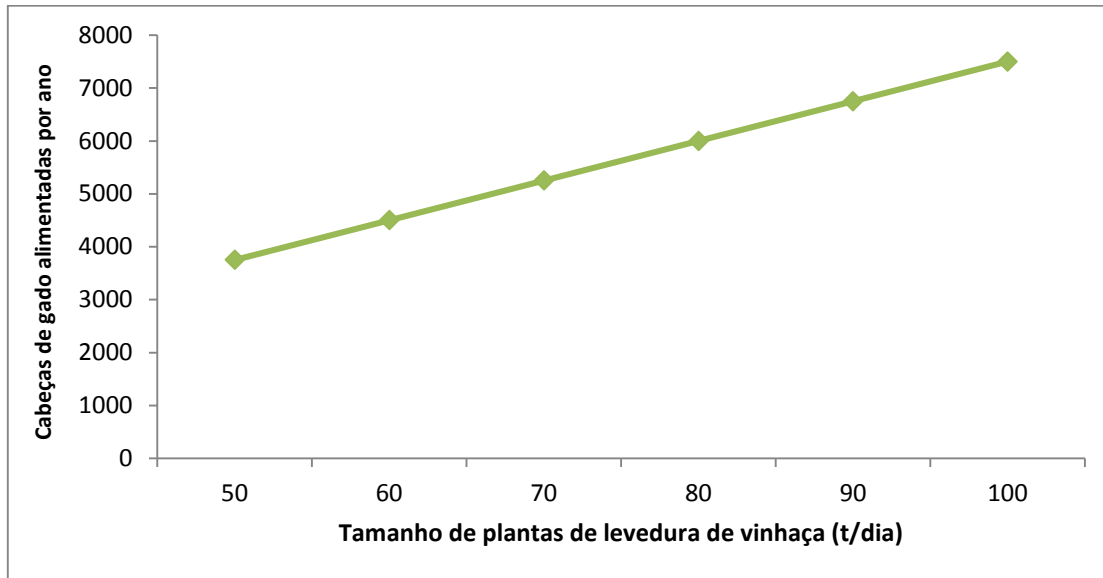


Gráfico 3.1 - Cabeças de gado alimentadas em relação à capacidade de produção da planta de leveduras de vinhaça.

Considerando que uma cabeça de gado de 300 kg se alimenta de aproximadamente 4t de capim por ano (Mathews et al. 2011), uma planta de 50 t/dia de leveduras pode produzir leveduras para alimentar cerca de 3.750 cabeças de gado por ano, considerando-se a taxa de substituição de capim por levedura de 1. O número de cabeças de gado alimentadas chega a 7.500 por ano caso a planta tenha capacidade de produzir 100 t/dia de leveduras.

Conclusões parciais

A diversificação da produção apresentada, ao longo dos seis casos estudados, traz em geral melhorias no desempenho da planta, gerando maiores excedentes de eletricidade significando aumento na produtividade e oferecendo maior eficiência de produção.

A utilização de leveduras como suplemento alimentar apresenta vantagens como a liberação de terras para cultivos de outras culturas, visando aumentar a lucratividade e eficiência da usina.

Há um potencial latente de aumento na capacidade de cultivo de cana de açúcar das usinas a partir da produção de leveduras da vinhaça, podendo-se chegar a até cerca de 28% de expansão



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

do canalial no caso mais conservador para uma planta de 100 t/dia de produção de leveduras, utilizando cerca de 95% das vinhaças da produção de etanol.

A liberação de terras e subsequente cultivo de cana podem incrementar a produtividade de toda a planta, tendo impacto em seu consumo elétrico e de vapor, e a produção de excedentes em eletricidade.



4. ANÁLISE EXERGÉTICA

A análise exergética tem como finalidade identificar e quantificar as irreversibilidades do sistema com aplicação das exergias de entrada (insumos) e de saída (produto e rejeitos) no sistema e no cálculo da eficiência exergética do sistema possibilitando assim exprimir as limitações energéticas de diferentes processos, tais como tecnológicos, econômicos, ambientais e sociais (Moran e Shapiro, 2002).

A Análise exergética é uma ferramenta para identificar perdas energéticas e exergéticas num sistemas, perdas essas que reduzem o desempenho da planta, determinando o processo mais eficiente para converter matéria orgânica para energia, de acordo com Bösch et al. (2012).

4.1. EXERGIA

A exergia é definida como o máximo trabalho que pode ser obtido da interação de um sistema com o ambiente (Moran e Shapiro, 2002). Este conceito se baseia tanto na 1ª como na 2ª Lei da termodinâmica levando em conta o aumento de entropia que se dá no ciclo termodinâmico de um sistema que possui interação com um ambiente, causando a degradação da energia devido às irreversibilidades.

O estado morto assume um valor teórico para pressão e temperatura ambientes para que seja possível a modelagem matemática dos fenômenos físicos. No presente trabalho utiliza-se $T_0 = 25,0 \text{ °C}$ e $p_0 = 1,03 \text{ atm}$ como condições do estado morto a ser utilizado nas simulações dos estudos de caso.

A exergia específica **b** (exergia por unidade de massa) para um fluxo é dada pela equação [11] abaixo (Moran e Shapiro, 2002):

$$\mathbf{b} = (h-h_0) - T_0(s-s_0) \quad [11]$$

Onde: h_0 representa a entalpia do estado morto; T_0 é a temperatura no estado morto; e s_0 representa a entropia do estado morto.



Logo, para a determinação dos valores de exergia específica de fluxo nos estados do sistema, é necessário que se conheça temperatura, pressão, entalpia e entropia em cada um desses fluxos.

4.1.1. EXERGIA DESTRUÍDA

A exergia não se conserva e é destruída pelas irreversibilidades do sistema. Calcula-se essa exergia destruída de acordo com a equação [12] (Moran e Shapiro, 2002), tomando-se nula a transferência de exergia associada ao calor:

$$\mathbf{B}_d = -W + \sum \mathbf{B}_{\text{entrada}} - \sum \mathbf{B}_{\text{saída}} \quad [12]$$

No caso de trocadores de calor, não se pode considerar nula a transferência de exergia associada ao calor, somando-se à parcela \mathbf{B}_d .

O cálculo da exergia destruída em cada equipamento do sistema de cogeração dos estudos de caso do presente trabalho é realizado através da metodologia a seguir.

Caldeiras:

A figura 4.1 mostra a representação de uma caldeira no software Gate Cycle TM.

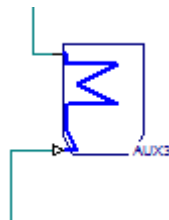


Figura 4.1 - Representação de uma caldeira no software Gate Cycle TM.

Além da parcela de exergia de entrada e saída das caldeiras (equação [13]), há adição de uma parcela correspondente à exergia química dos combustíveis (bagaço, palha e lignina em alguns casos), totalmente destruída no processo de queima.

$$\mathbf{B}_d = \mathbf{B}_q + \mathbf{B}_{\text{entrada}} - \mathbf{B}_{\text{saída}} \quad [13]$$



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

A exergia química do bagaço foi calculada a partir da equação de Szargut (1998) (equação [14]), utilizando-se o PCI do bagaço encontrado em CGEE (2009).

$$b_{bagaço} = \beta \cdot (PCI + L \cdot Z_w) + b_w \cdot Z_w \quad [14]$$

Onde:

$b_{bagaço}$ = exergia química específica do bagaço [kJ/kg]

L = entalpia de vaporização da água (2442 kJ/kg)

b_w = exergia química da água (50 kJ/kg)

Z_w = fração mássica da água presente no bagaço (50%)

$PCI = 7524$ [kJ/kg]

β = coeficiente relativo às frações mássicas de hidrogênio, carbono, oxigênio e nitrogênio presentes no bagaço, calculado conforme a equação [15].

$$\beta = \frac{\left(1,0412 + 0,2160 \cdot \frac{Z_{H_2}}{Z_C} - 0,2499 \cdot \frac{Z_{O_2}}{Z_C} \left[1 + 0,7884 \cdot \frac{Z_{H_2}}{Z_C} \right] + 0,045 \cdot \frac{Z_{N_2}}{Z_C} \right)}{\left(1 - 0,3035 \cdot \frac{Z_{O_2}}{Z_C} \right)} \quad [15]$$

O valor encontrado para a exergia química do bagaço e dos outros combustíveis e produtos relacionados aos casos estudados seguem na tabela 4.1 a seguir:



Tabela 4.1 - Exergia química dos elementos componentes da análise exérgica dos casos estudados.

	Exergia química [kJ/kg]	Referência
<i>Combustível</i>		
Bagaço	9.842	Szargut (1998); Renó (2011)
Palha	15.121	Passolongo et al. (2010)
Lignina	25.648	Bösch et al. (2012)
<i>Insumo</i>		
Caldo	2.670	Renó (2011)
Vinhaça	3.552	Bösch et al. (2012)
<i>Produto</i>		
Açúcar	17.480	Renó (2011)
Etanol	29.600	Renó (2011)
Levedura de vinhaça	9.211	Almazán et al. (1982)

Turbina:

A figura 4.2 mostra a representação de uma turbina de extração condensação no software Gate Cycle™

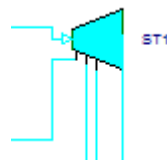


Figura 4.2 - Turbina de extração condensação.

A exergia destruída nas turbinas se dá pela equação [16]:

$$\mathbf{B}_d = -W + \mathbf{B}_{\text{entrada}} - \sum \mathbf{B}_{\text{extrações}} - \mathbf{B}_{\text{saída}} \quad [16]$$

Onde W é a potência produzida pela turbina.



Bomba:

A figura 4.3 mostra a representação de uma bomba no software Gate Cycle™.

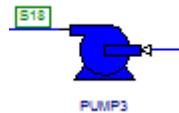


Figura 4.3 – Bomba.

A exergia destruída nas bombas se dá pela equação [17]:

$$\mathbf{B}_d = W + \mathbf{B}_{\text{entrada}} - \mathbf{B}_{\text{saída}} \quad [17]$$

Onde W é a potência que deve ser fornecida à bomba.

Condensador:

A figura 4.4 mostra a representação de um condensador no software Gate Cycle™.

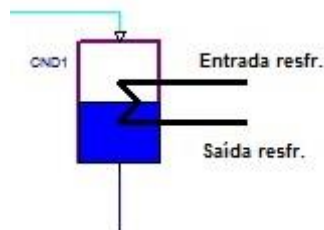


Figura 4.4 – Condensador.

A exergia dissipada no condensador leva em conta o fluxo de água de resfriamento e se dá pela equação [18]:

$$\mathbf{B}_{\text{dissipada}} = \mathbf{B}_{\text{entrada}} + \mathbf{B}_{\text{entrada resfr.}} - \mathbf{B}_{\text{saída}} - \mathbf{B}_{\text{saída resfr.}} \quad [18]$$

4.2. ANÁLISE EXERGÉTICA

A partir das simulações realizadas através do software Gate Cycle™, obtiveram-se os parâmetros de pressão, temperatura, entalpia para cada corrente do sistema de cogeração e dos processos, tornando possível calcular a exergia destruída no sistema de cogeração e nos processos produtivos, bem como o aproveitamento da exergia disponível em forma de produtos



valiosos como: Etanol, Açúcar, Etanol de 2ª geração, Eletricidade e Leveduras para alimentação animal.

A entropia de cada corrente foi calculada com o suplemento de Microsoft® Excel™, SteamTab.

Os resultados serão agrupados em destilaria autônoma e usinas com destilaria anexa, a fim de facilitar a visualização e comparação dos resultados.

4.2.1. GRUPO I – DESTILARIAS AUTÔNOMAS

Compreendem: Caso Ia, destilaria autônoma convencional onde se produz Etanol e Eletricidade; Caso Ib, destilaria autônoma com a produção de Etanol convencional, Etanol de 2ª geração e Eletricidade; Caso Ic, destilaria autônoma com produção de Etanol convencional, Etanol de 2ª geração, Leveduras para alimentação animal e Eletricidade.

A figura 4.5 mostra os fluxos do sistema de cogeração numerados e serão apresentadas tabelas para cada caso com os devidos parâmetros no Anexo II.

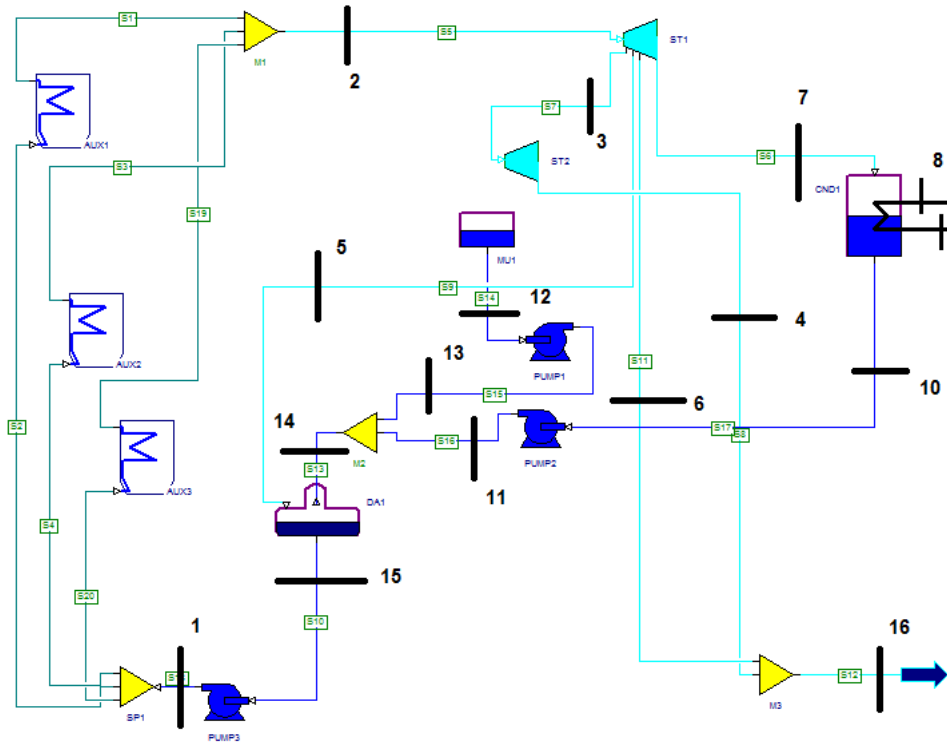


Figura 4.5 - Esquema dos fluxos de energia do sistema de cogeração dos estudos de caso Ib, Ic, Iib e Iic.

4.2.1.1. CASO IA – DESTILARIA AUTÔNOMA CONVENCIONAL

Foram construídos diagramas de Sankey para mostrar os fluxos de exergia nos ciclos caso a caso, utilizando-se o software e!sankey® (versão para testes, disponível no website e-sankey.com). A figura 4.6 apresenta o diagrama de Sankey mostrando os fluxos exergeticos do caso Ia. O valor do fluxo exergetico fornecido pela cana-de-açúcar é de 714,82 MW.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

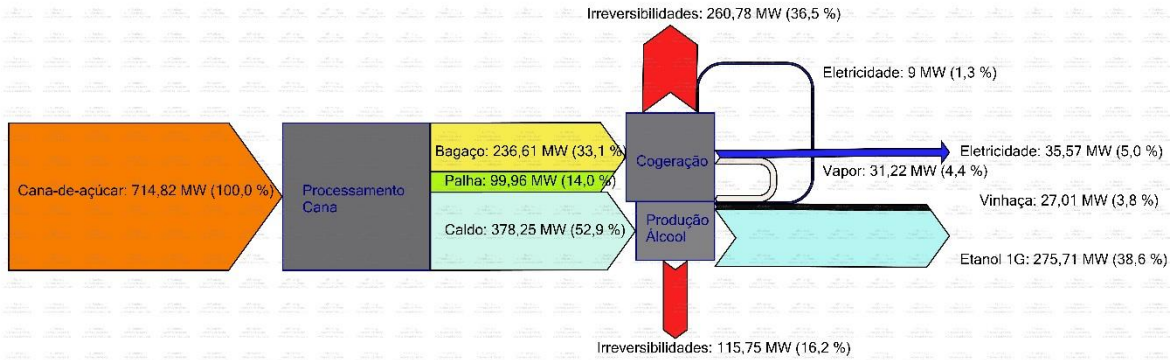


Figura 4.6 - Diagrama de Sankey para o caso Ia.

A figura 4.7 permite também a visualização da distribuição da exergia do caso Ia.

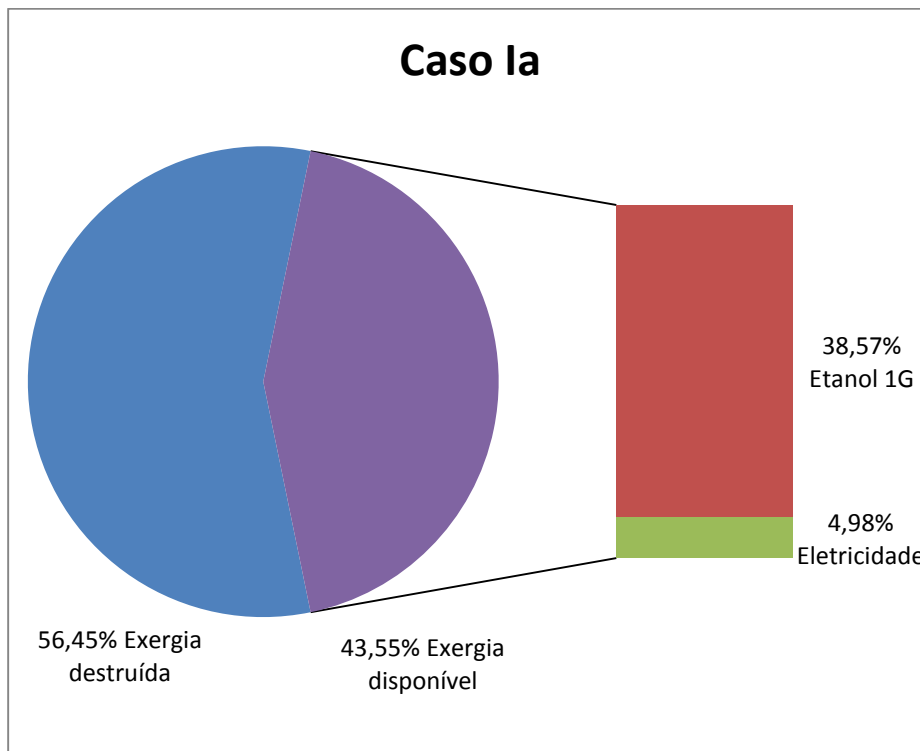


Figura 4.7 - Destilaria autônoma do Caso Ia

Observa-se na figura 4.7 que 56,45% da exergia é destruída devido às irreversibilidades do sistema de cogeração e do processo de produção de etanol. O etanol produzido compreende



38,57% da exergia disponível aproveitada na destilaria, e a eletricidade excedente gerada compreende 4,98% da exergia disponível.

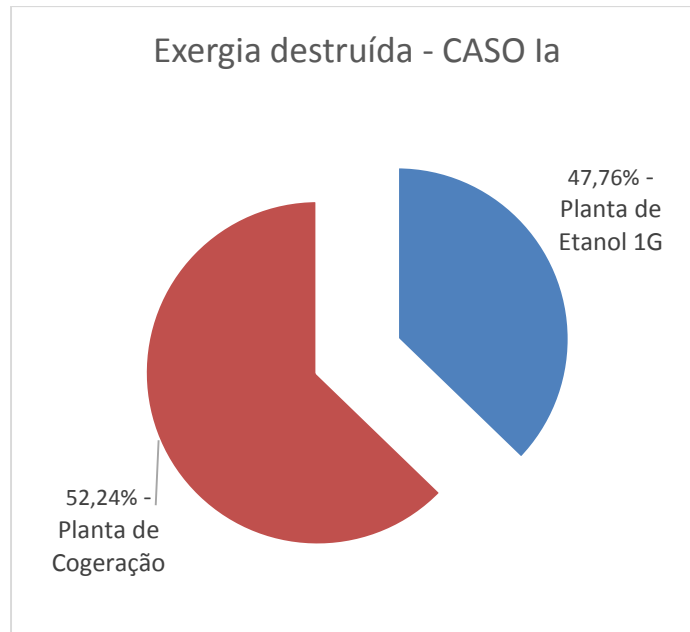


Figura 4.8 - Exergia destruída no Caso Ia.

Observa-se da figura 4.8 que a exergia destruída na planta e cogeração representa 62,8% de toda a exergia destruída na destilaria (33% da exergia total da cana, Figura 4.6), mostrando que grande parte das irreversibilidades do sistema se concentra no sistema de cogeração.

4.2.1.2. CASO IB – DESTILARIA AUTÔNOMA COM ETANOL DE 2ª GERAÇÃO

A figura 4.9 apresenta o diagrama de Sankey mostrando os fluxos exergéticos do caso Ia. É agregado ao conteúdo energético da cana a exergia do bagaço aproveitado na planta de etanol de 2ª geração, obtendo-se 862,74 MW de exergia de entrada.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

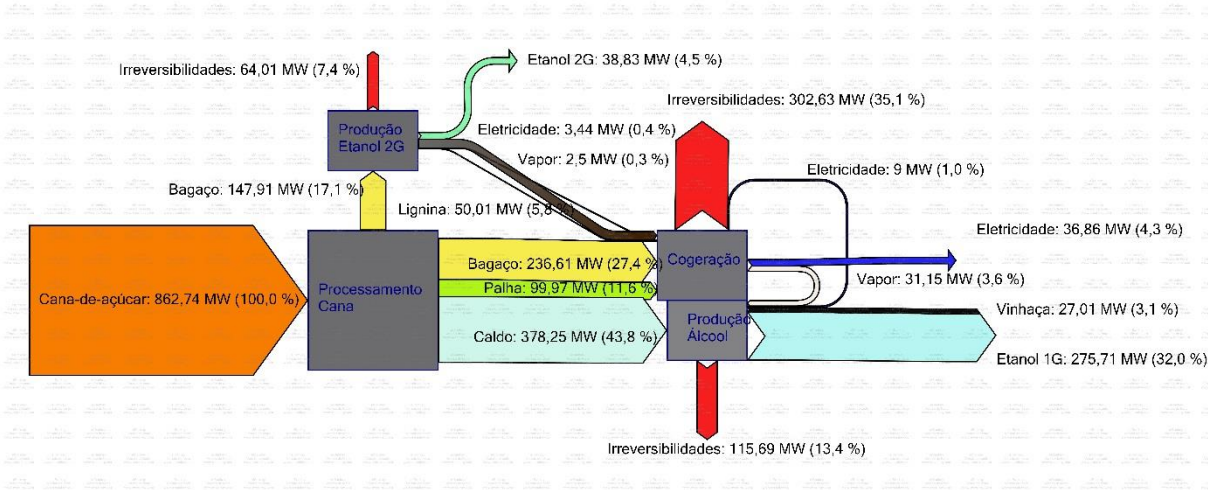


Figura 4.9 - Diagrama de Sankey para o caso Ib.

A figura 4.10 permite também a visualização do aproveitamento exergético do caso Ib.

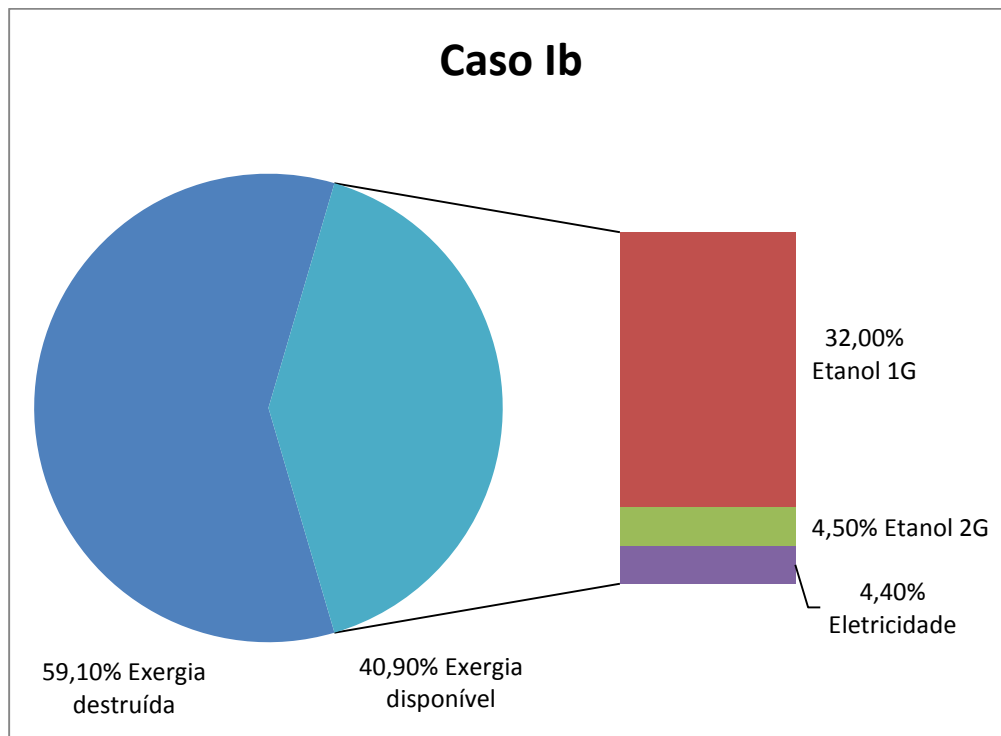


Figura 4.10 - Destilaria autônoma do Caso Ib.

Verifica-se na figura 4.10 que, com a adição da planta de etanol lignocelulósico, maior quantidade de biomassa é consumida no sistema de cogeração, representando um o decréscimo



da exergia disponível de 2,65% em relação ao Caso Ia. O etanol produzido representa 32,0 % de aproveitamento da exergia disponível, enquanto a produção de etanol lignocelulósico representa 4,5% dessa exergia, e a geração de eletricidade excedente, 4,4%.

Nesse caso utilizou-se uma caldeira gerando 40 t/h de vapor, queimando a lignina resultante do pré-tratamento do bagaço na planta de etanol lignocelulósico, vapor enviado à turbina com o intuito de gerar eletricidade.

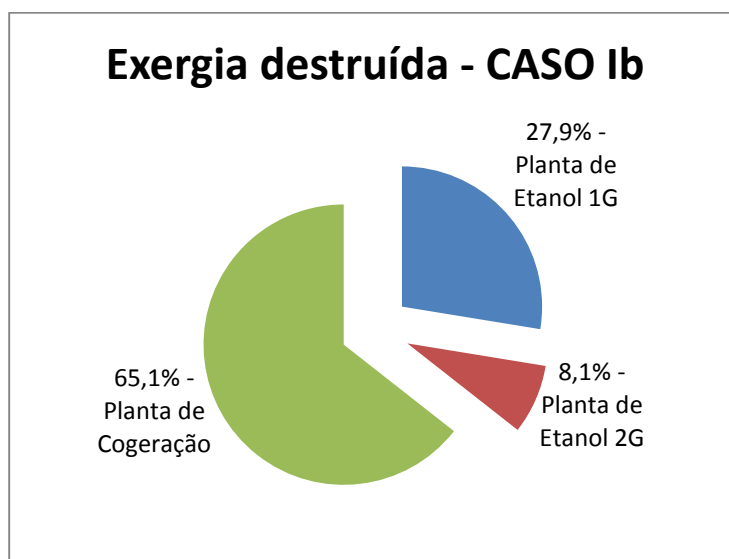


Figura 4.11 - Exergia destruída no Caso Ib.

A diversificação na produção causa destruição de uma parcela de exergia no processo produtivo do etanol lignocelulósico, 8,1%, enquanto que a cogeração representa 65,1% da exergia destruída no caso Ib, como mostra a figura 4.11.

4.2.1.3. CASO IC – DESTILARIA AUTÔNOMA COM ETANOL DE 2ª GERAÇÃO E ALIMENTO ANIMAL

A figura 4.12 apresenta o diagrama de Sankey mostrando os fluxos exergéticos do caso Ic. É agregado ao conteúdo energético de entrada, a exergia do bagaço aproveitado da planta de etanol de 2ª geração, obtendo-se 865,11 MW de exergia de entrada.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

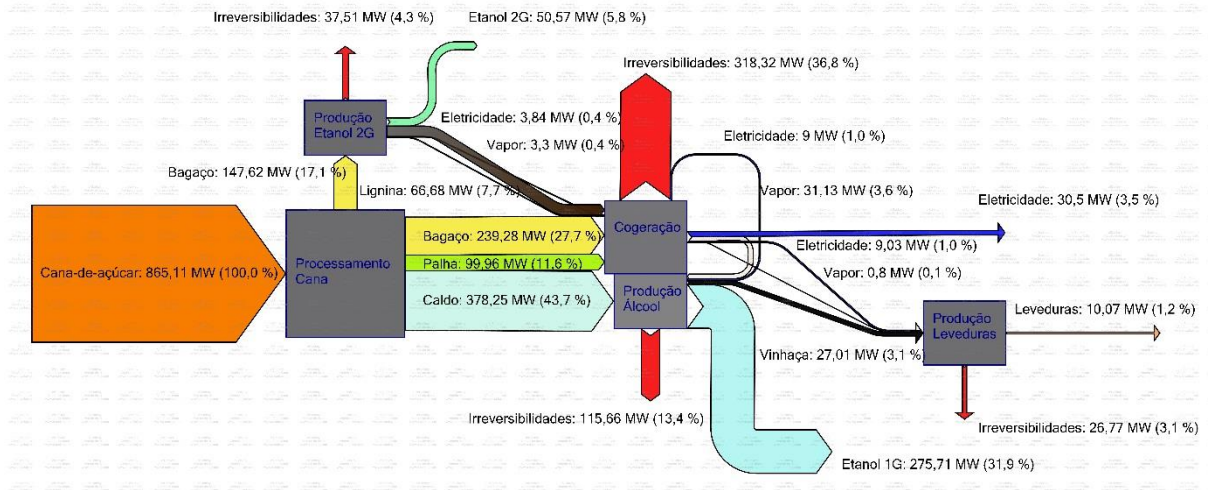


Figura 4.12 - Diagrama de Sankey para o caso Ic.

A figura 4.13 permite também a visualização do aproveitamento exergético do caso Ic.

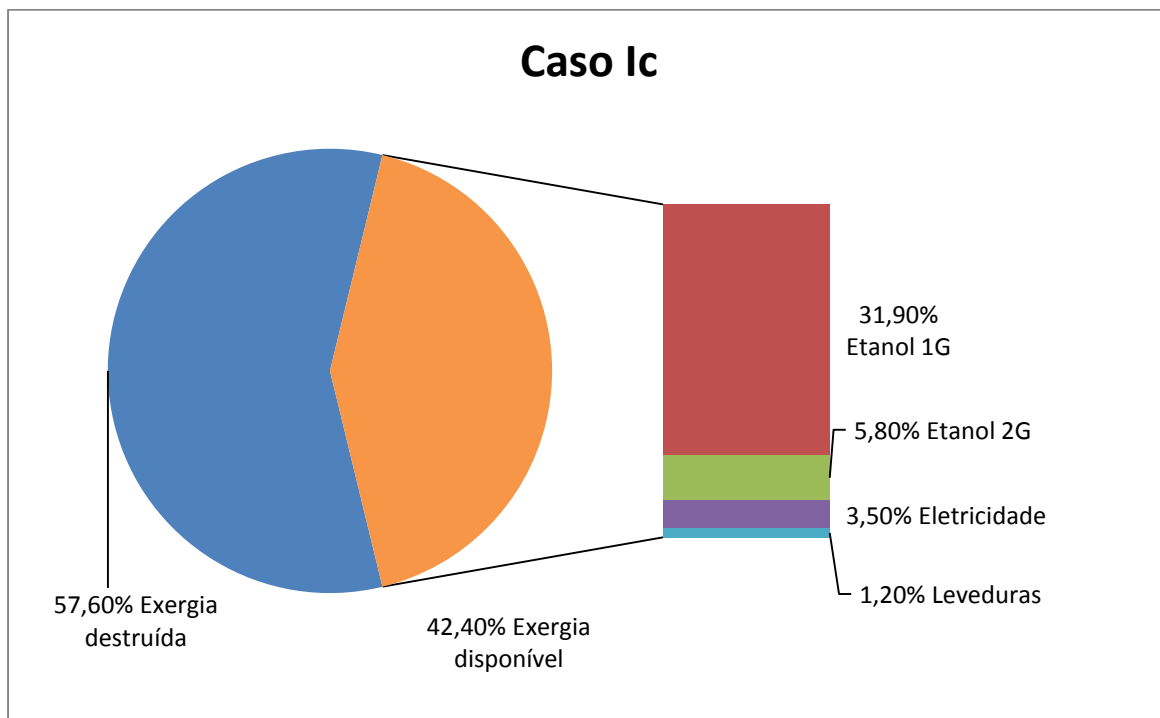


Figura 4.13 - Destilaria autônoma do Caso Ic.

Com a adição da planta de leveduras a partir da vinhaça da produção de etanol convencional, obtém-se um melhor aproveitamento da exergia da cana, um acréscimo de 1,5% em relação ao caso Ib. Essa exergia disponível aproveitada divide-se em 31,9% Etanol



convencional, 5,8% Etanol lignocelulósico, 3,5% eletricidade e 1,2% são aproveitados na produção de leveduras, para uma planta produzindo 100 t/dia de leveduras. É utilizada uma caldeira de 40 t/h de vapor queimando lignina no sistema de cogeração.

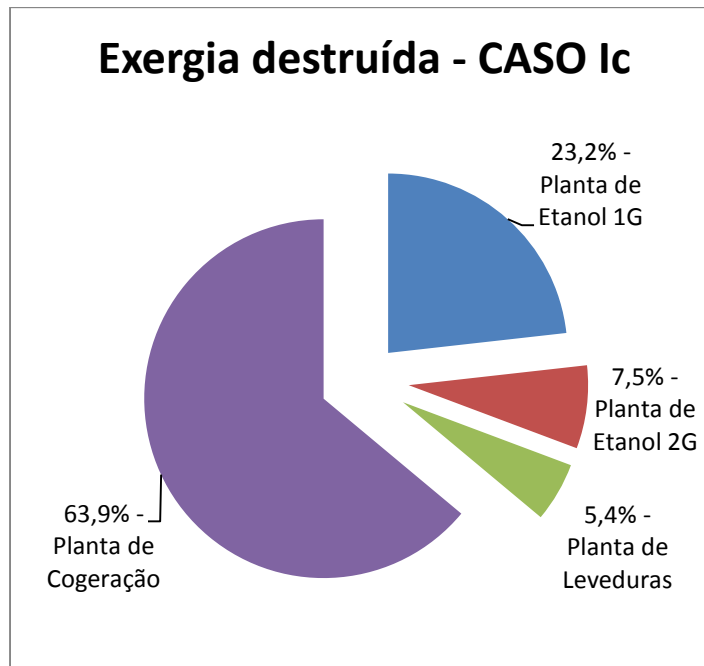


Figura 4.14 - Exergia destruída no Caso Ic.

A exergia destruída no processo produtivo nas plantas de etanol de 2ª geração é de 7,5% e na planta de leveduras de vinhaça 5,4%, no caso Ic, como mostra a figura 4.14.

4.2.2. GRUPO II – USINAS DE AÇÚCAR COM DESTILARIA ANEXA

Compreendem: Caso IIa, usina de açúcar com destilaria anexa de etanol convencional; Caso IIb, usina de açúcar com destilaria anexa de etanol convencional e planta de etanol lignocelulósico; Caso IIc, usina de açúcar com destilaria anexa de etanol convencional com planta de etanol lignocelulósico e planta de leveduras para alimentação animal.

4.2.2.1. CASO IIA – USINA DE AÇÚCAR E ÁLCOOL CONVENCIONAL

A figura 4.15 apresenta o diagrama de Sankey mostrando os fluxos exergéticos do caso IIa. O valor do fluxo exergético fornecido pela cana é de 775,16 MW.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

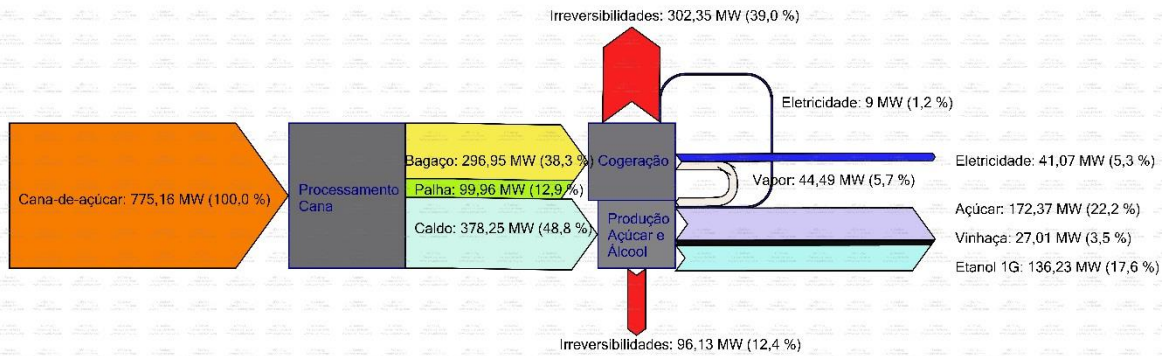


Figura 4.15 - Diagrama de Sankey para o caso IIa.

A figura 4.16 permite também a visualização do aproveitamento exergético do caso IIa.

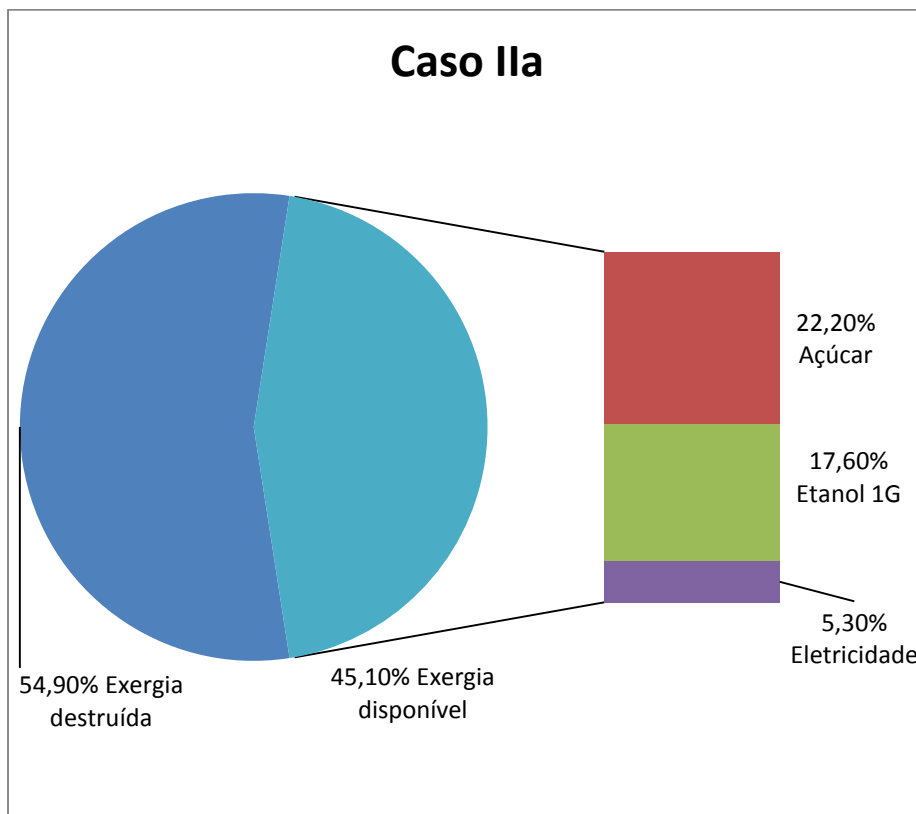


Figura 4.16 - Usina do Caso IIa.

Na figura 4.16, tem-se que 54,90% da exergia é destruída devido às irreversibilidades do sistema de cogeração e do processo de produção de açúcar e etanol no caso IIa. O açúcar



produzido compreende 22,20% da exergia disponível, o etanol produzido compreende 17,60% da exergia disponível, e a eletricidade excedente gerada compreende 5,30%.

A figura 4.17 mostra que a planta de cogeração destrói 69,3% da exergia da usina, enquanto que a produção de açúcar destrói 12,6% e a produção de etanol convencional, 18,1%.

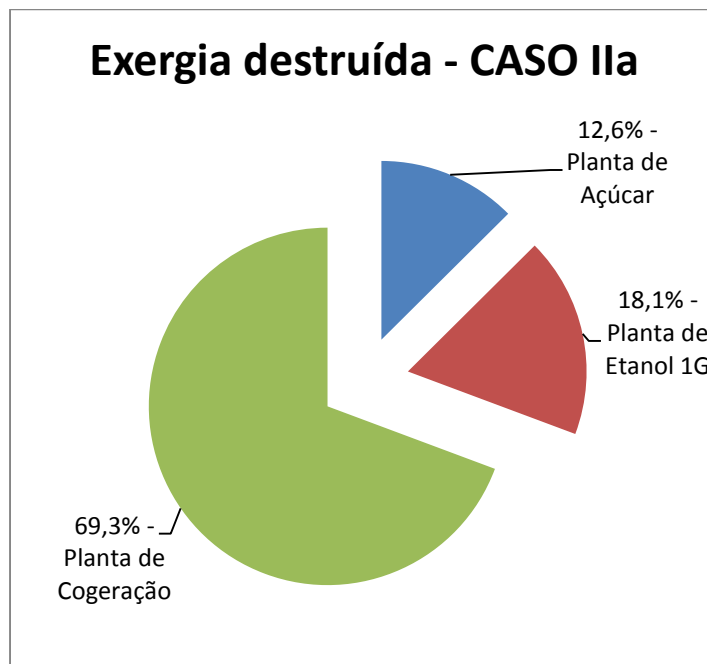


Figura 4.17 - Exergia destruída no Caso IIa.

4.2.2.2. CASO IIB – USINA DE AÇÚCAR E ÁLCOOL COM ETANOL DE 2ª GERAÇÃO

A figura 4.18 apresenta o diagrama de Sankey mostrando os fluxos exergéticos do caso IIB. O valor do fluxo exergético da cana é superior ao caso IIa pela adição da exergia do bagaço aproveitado na planta de etanol de 2ª geração totalizando 843,77 MW.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

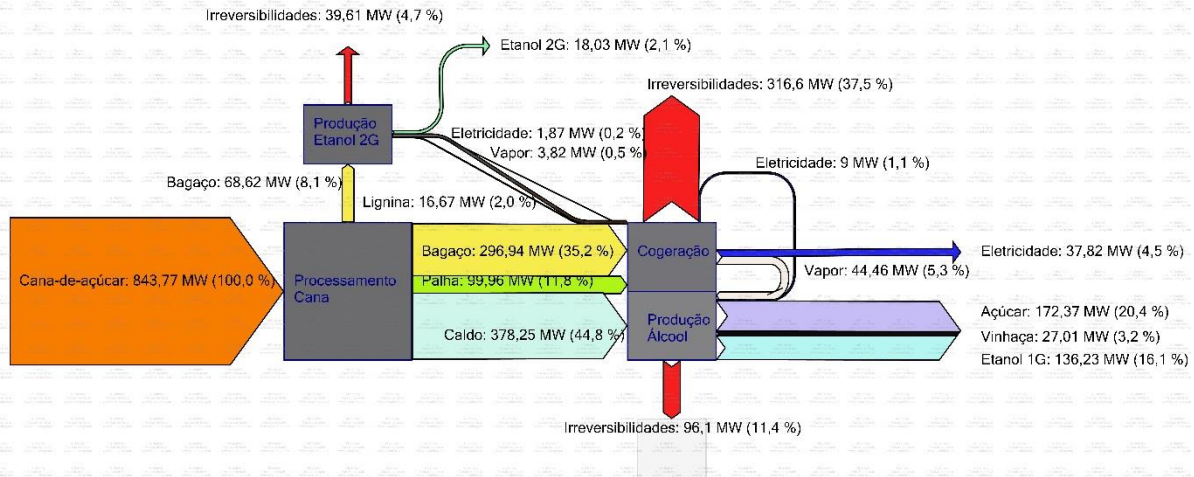


Figura 4.18 - Diagrama de Sankey para o caso IIb.

A figura 4.19 permite também a visualização do aproveitamento exergetico do caso IIb.

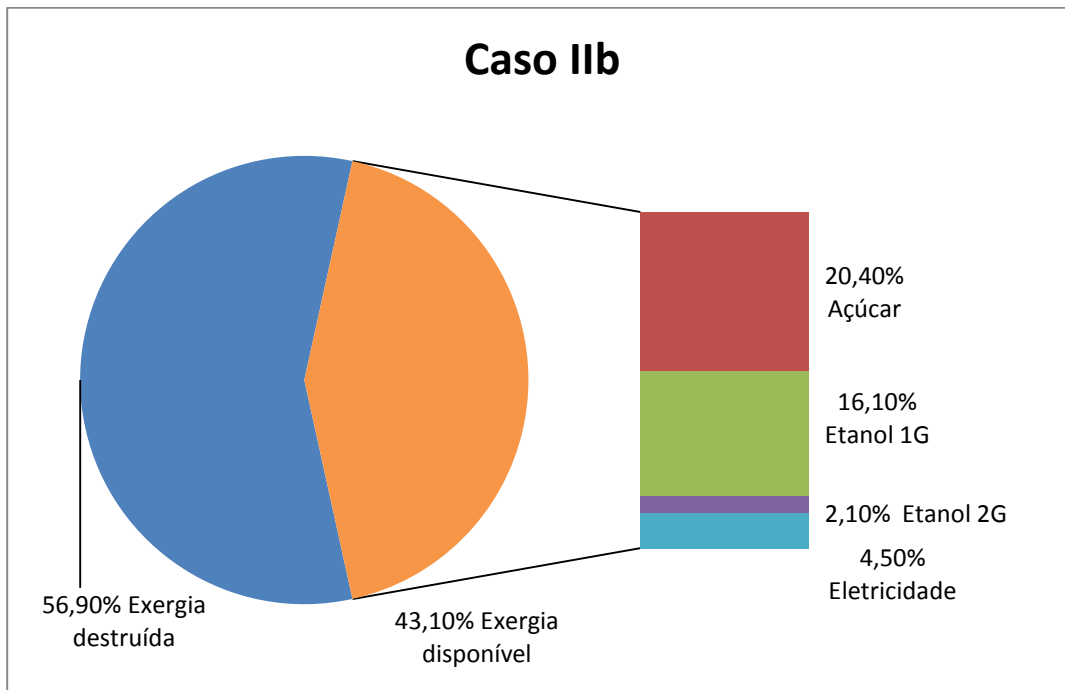


Figura 4.19 - Destilaria autônoma do Caso IIb.

Com a adição da planta de etanol lignocelulósico, maior quantidade de biomassa é consumida no sistema de cogeração, como indica o decréscimo da exergia disponível de 0,95% em relação ao Caso IIa. O açúcar produzido representa 20,40% da exergia disponível enquanto



que o etanol produzido representa 16,10% de aproveitamento, a produção de etanol lignocelulósico representa 2,10% dessa exergia, e a geração de eletricidade excedente, 4,50%.

A diminuição da na parcela da eletricidade excedente se deve o maior consumo de vapor nos processos, mesmo com a adição de uma caldeira gerando 10 t/h de vapor, queimando a lignina resultante do pré-tratamento do bagaço na planta de etanol lignocelulósico, vapor enviado à turbina com o intuito de gerar eletricidade.

Como mostra a figura 4.20, a produção de etanol lignocelulósico no caso IIb representa 8,3% da exergia destruída. À medida que se aproveita a biomassa como insumo a exergia destruída no sistema de cogeração diminui.

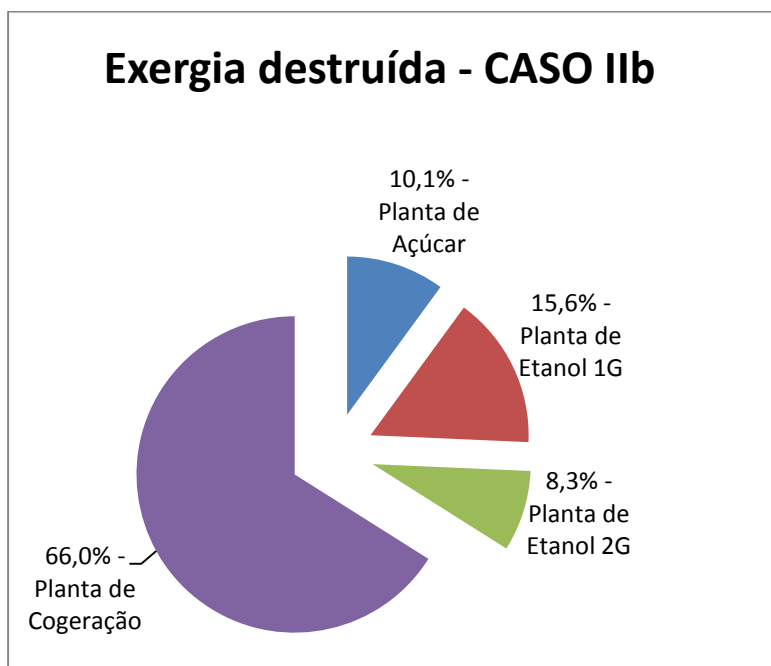


Figura 4.20 - Exergia destruída no Caso IIb.

4.2.2.3. CASO IIC – USINA DE AÇÚCAR E ÁLCOOL COM ETANOL DE 2ª GERAÇÃO E ALIMENTO ANIMAL

A figura 4.21 apresenta o diagrama de Sankey mostrando os fluxos exergéticos do caso Ia. Adiciona-se à exergia da cana a exergia do bagaço aproveitado na planta de etanol de 2ª geração totalizando 865,95 MW.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

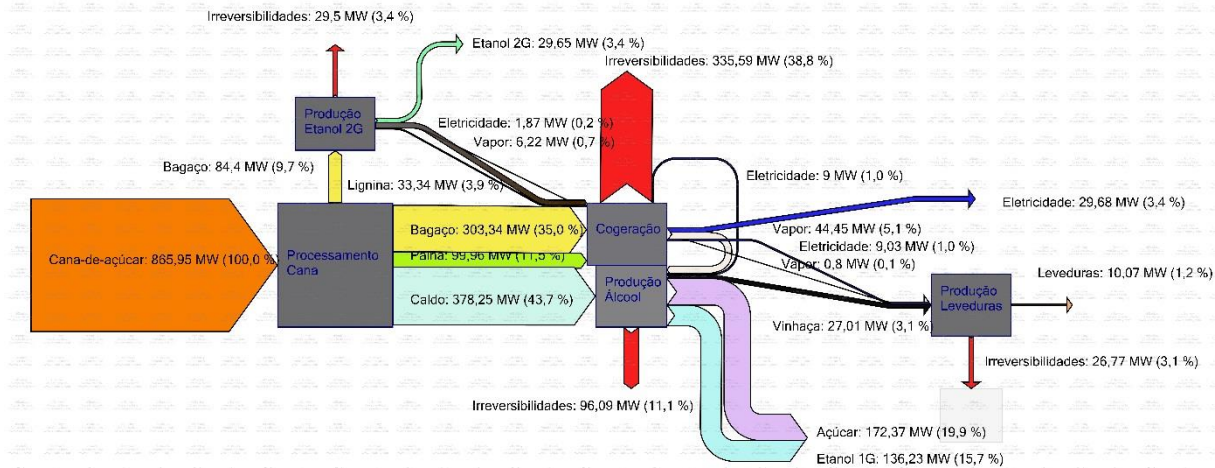


Figura 4.21 - Diagrama de Sankey para o caso IIc.

A figura 4.22 permite também a visualização do aproveitamento exérgico do caso IIc.

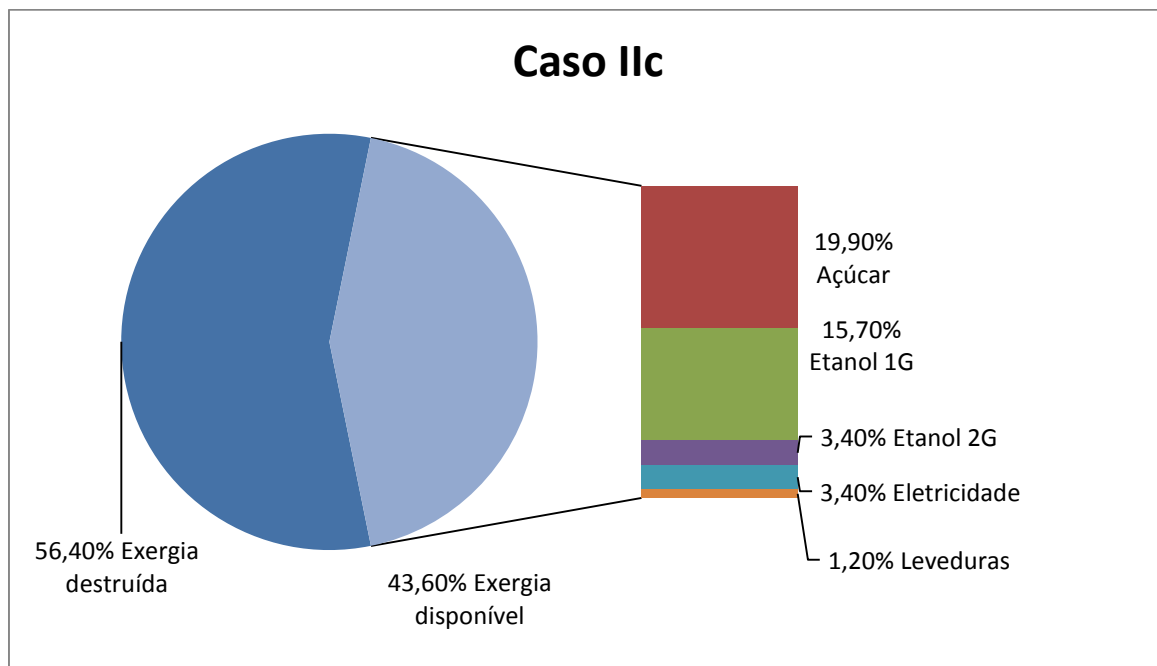


Figura 4.22 - Destilaria autônoma do Caso IIc.

Com a adição da planta de leveduras a partir da vinhaça da produção de etanol convencional (gráfico 5.11), obtém-se um melhor aproveitamento da exergia da cana, um acréscimo de 0,5% em relação ao caso IIb. Essa exergia disponível aproveitada divide-se em 19,90% açúcar, 15,70% Etanol convencional, 3,4% Etanol lignocelulósico, 3,4% eletricidade e



1,20% é aproveitado na produção de leveduras, para uma planta produzindo 100 t/dia de leveduras.

Como mostra a figura 4.23, com a diversificação da produção no caso IIc, a exergia destruída distribui-se em: planta de cogeração, que conta com uma caldeira de 20 t/h de vapor queimando a lignina, 68,8%; planta de açúcar, 8,9%; planta de etanol convencional, 10,9%; planta de etanol lignocelulósico, 6,0% e planta de leveduras de vinhaça, 5,5%.

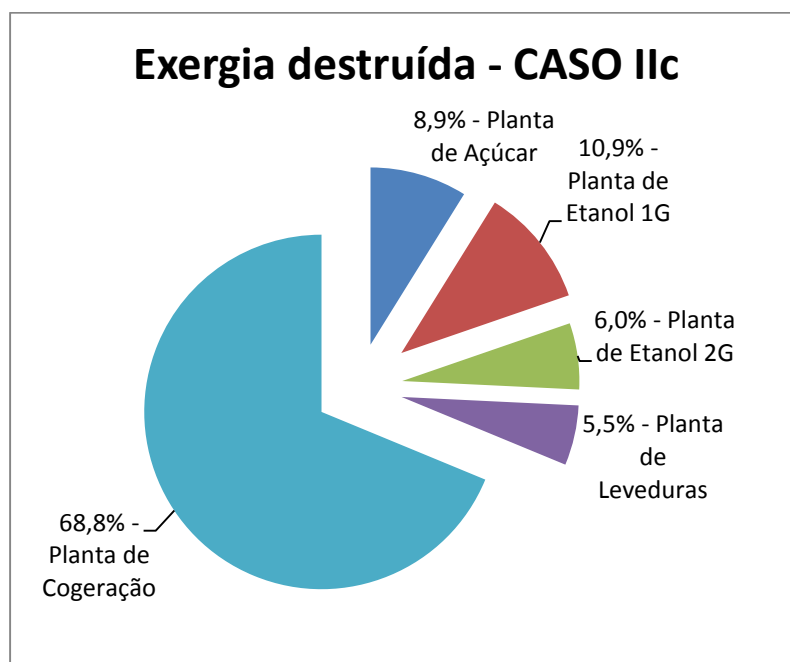


Figura 4.23 - Exergia destruída no Caso IIc.

Conclusões parciais

Conclui-se que tanto para as destilarias autônomas quanto para as usinas de açúcar e álcool, a adição de novos produtos buscando a utilização integral da cana, representa um incremento no consumo de biomassa ocasionando maior exergia destruída nas caldeiras das plantas de cogeração para suprir a demanda de vapor do processo produtivo. Há também um acréscimo na exergia dissipada nos trocadores de calor com adição de mais processos produtivos e demanda de vapor.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

A diversificação da produção traz uma melhoria na eficiência exergética (exergia disponível) da usina causada pelo melhor aproveitamento da exergia da cana nos casos onde se produz etanol de 2^a geração e leveduras através da vinhaça.



5. AVALIAÇÃO ECONÔMICA

Realizadas as análises energéticas e exergética, se faz necessário avaliar os aspectos financeiros que permitirão afirmar a viabilidade ou inviabilidade dos empreendimentos do ponto de vista econômico.

Para se decidir a viabilidade econômica da instalação das usinas diversificadas descritas nos capítulos anteriores se faz necessário definir os conceitos a serem utilizados nas análises propostas para o presente capítulo. Conceitos de fluxo de caixa e TMA (taxa mínima de atratividade), que são base dos indicadores TIR (taxa interna de retorno) e VPL (valor presente líquido).

Numa primeira análise será avaliado o empreendimento total de instalação das usinas e destilarias, do zero. Numa segunda análise será avaliado o cenário onde as plantas de etanol lignocelulósico e de leveduras serão incorporadas a usinas e destilarias já existentes.

5.1. FERRAMENTAS DA AVALIAÇÃO

5.1.1. FLUXO DE CAIXA

O fluxo de caixa (figura 5.1) demonstra o fluxo financeiro de um empreendimento agrupando-se as entradas e saídas de um determinado período de tempo (receitas e despesas do empreendimento) (Pamplona e Montevechi, 2006).

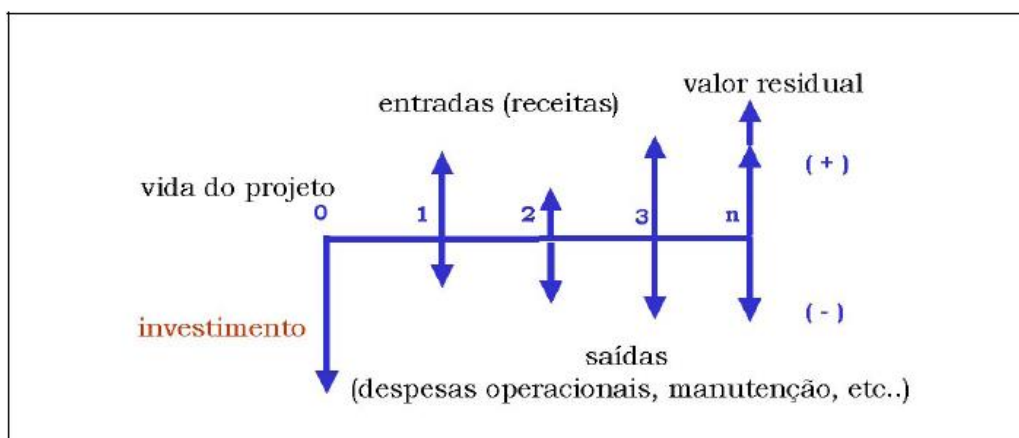


Figura 5.1 - Fluxo de caixa de um empreendimento. Fonte: Pamplona e Montevechi (2006).



5.1.2. PLANILHA E VALORES DE ANÁLISE UTILIZADOS

A tabela 5.1 mostra a estrutura do fluxo de caixa adotado para as análises do presente estudo. A tabela 5.2 apresenta as taxas de juros e outros parâmetros adotados.

Tabela 5.1 – Estrutura do fluxo de caixa. Fonte: Escobar (2010).

Ano	0	1	2	...	20
Receita Bruta de Vendas					
(-) Impostos Proporcionais					
Receita Líquida de Vendas					
(-) Custos Fixos					
(-) Custos Variáveis					
Lucro Bruto					
(-) Despesas Fixas					
(-) Despesas Variáveis					
(-) Depreciação					
(-) Despesas Financeiras (Juros)					
Lucro Operacional					
(-) Despesas não operacionais					
(+) Receitas não operacionais					
Lucro antes do IR					
(-) IRPJ / CSLL					
Lucro Líquido					
(+) Depreciação					
(-) Resultado não operacional					
(-) Amortização dívidas					
(-) Investimento					
(+) Liberação Financiamento					
(+) Valor Residual					
Fluxo de Caixa					



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

Tabela 5.2 - Parâmetros da análise econômica.

Indicadores	Valor Médio	Referência
<i>Custos</i>		
Preço da cana de açúcar (campo)	53,76 R\$/t	UDOP (2012)
Custo da produção de etanol Lignocelulósico	Variável*	Gnansounou e Dauriat (2010)
Custo de operação das plantas de açúcar e álcool convencionais	27,21 R\$/t _{cana}	Costa e Furtado (2012)
Custo de operação da planta de leveduras	329,6 R\$/t	Saura, et al. (2002)
<i>Preços</i>		
Preço de venda da eletricidade	80 R\$/ MWh	ANEEL (2012)
Preço de venda do Etanol	1,26 R\$/l	UDOP (2012)
Preço de venda do açúcar	53,78 R\$/50kg	UDOP (2012)
Preço da cana de açúcar (campo)	53,76 R\$/t	UDOP (2012)
Preço de venda de levedura (<i>C. Utilis</i>)	615,09 R\$/t	Saura, et al. (2002), Méndez (2004)
<i>Financiamento</i>		
Parcela financiada do investimento	50%	
Horizonte de planejamento	20 anos	
TMA	9,5%	Brasil econômico (2012)
<i>Impostos</i>		
Taxa de Juros	7,5%	Brasil econômico (2012)
ICMS, IPI, PIS, COFINS	18%	Brasil econômico (2012)
IRPJ / CSLL	35%	Brasil econômico (2012)

*Varia para cada estudo de caso a partir da análise das curvas de custos a seguir



Onde:

ICMS – Imposto sobre operações relativas à circulação de mercadorias e prestação de serviços de transporte interestadual e intermunicipal e de comunicação;

IPI – Imposto sobre produtos industrializados;

PIS – Programa de Integração Social;

COFINS – Contribuição para o financiamento da seguridade social;

IRPJ – Imposto de renda - pessoa jurídica;

CSLL – *Contribuição social sobre o lucro líquido.*

5.1.3. TAXA MÍNIMA DE ATRATIVIDADE (TMA)

É a expectativa mínima de retorno financeiro que se espera de um investimento, em relação à taxa de juros.

A TMA a se adotar depende de vários fatores, como a taxa de juros praticada no ano do investimento, a definição do risco que o empreendimento representa entre outros fatores, não sendo possível definir-se um valor padrão a ser seguido. A TMA deve ser definida caso a caso.

Para a presente análise utilizou-se a taxa mínima de atratividade de 9,5% - CELIC (Brasil econômico, 2012).

5.1.4. VALOR PRESENTE LÍQUIDO

Determinar o Valor presente líquido (figura 5.2) significa transferir para o instante presente todas as variações de caixa esperadas, entre receitas e despesas, ao longo do período do investimento (Pamplona e Montevechi, 2006).

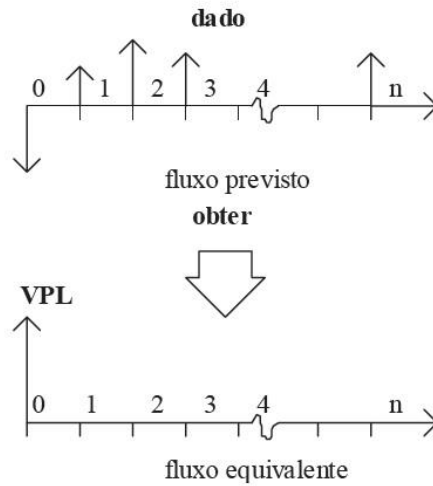


Figura 5.2 - Representação do VPL. Fonte: Pamplona e Montevechi (2006).

5.1.5. TAXA INTERNA DE RETORNO (TIR)

A taxa interna de retorno (figura 5.3) representa a taxa de juros que iguala os fluxos de rendimento de cada período aos gastos realizados no mesmo período, fazendo com que o VPL seja nulo. Em geral compara-se a TIR com a TMA para analisar-se a viabilidade econômica do empreendimento.

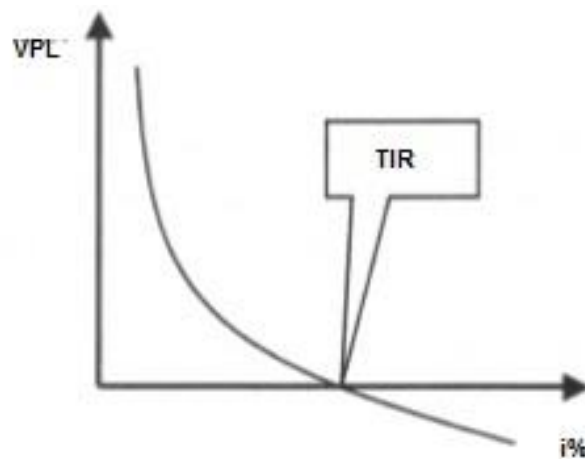


Figura 5.3 - Representação gráfica da TIR. Fonte: Pamplona e Montevechi (2006).



5.1.6. DEPRECIAÇÃO DE ATIVOS DO SISTEMA DE COGERAÇÃO

Os ativos depreciáveis do sistema de cogeração e suas respectivas taxas de depreciação estão apresentados na tabela 5.3. Adotou-se como 10% a depreciação das plantas de etanol lignocelulósico e da planta de propagação das leveduras.

Tabela 5.3 - Depreciação de ativos do sistema de cogeração. Fonte: adaptado de Escobar (2010).

Ativos Depreciáveis	Taxa
Obra Civil	4%
Caldeira	5%
Turbina	5%
Subestação	5%
Tubulação	10%
Equipamentos e Materiais Elétricos	10%
Instrumentação e Controle	10%
Planta Etanol	10%
Planta Etanol Lignocelulósico	10%
Planta Leveduras	10%

O custo da produção de etanol lignocelulósico foi calculado a partir dos dados presentes em Gnansounou e Dauriat (2010), mediante a seguinte metodologia: foram encontradas as curvas referentes a cada tipo de custo por litro de etanol lignocelulósico produzido da figura 5.4, e então calculadas as projeções de custos para os cenários do presente estudo a partir dos dados da tabela 5.4.

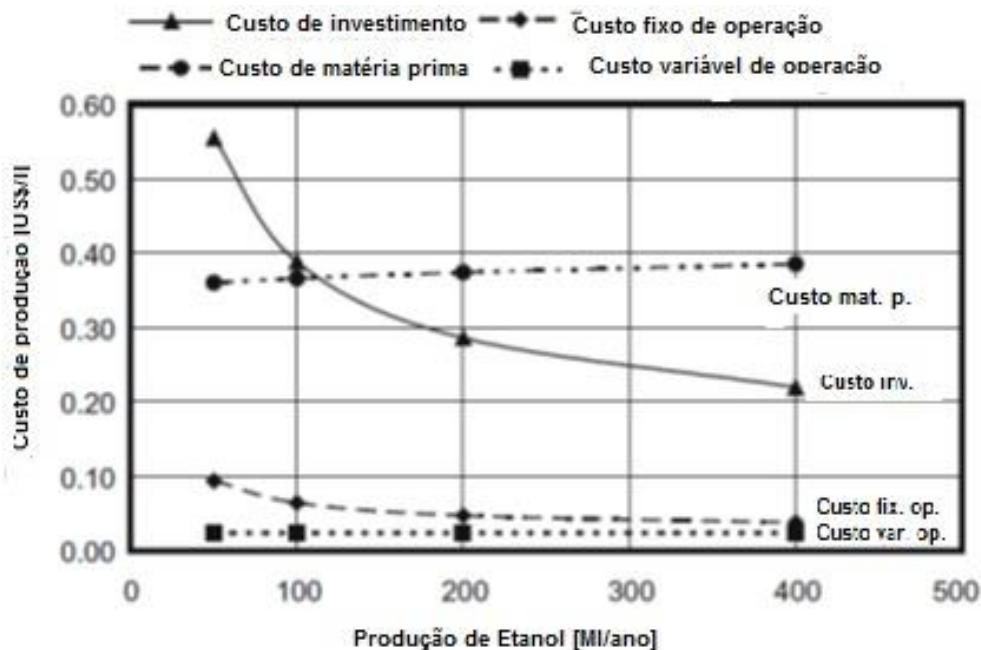


Figura 5.4 - Custos da produção de etanol de 2ª geração. Fonte: Gnansounou e Dauriat (2010).

Tabela 5.4 – Custos da produção de etanol lignocelulósico. Fonte: Gnansounou e Dauriat (2010).

Capacidade de Produção	Ml/ano	50	100	200	400
Custo variável de operação	US\$/l	0,02	0,02	0,02	0,02
Custo fixo de operação	US\$/l	0,09	0,06	0,05	0,04
Custo de investimento	US\$/l	0,55	0,39	0,29	0,22
Custo de matéria prima	US\$/l	0,36	0,37	0,37	0,39
Custo total	US\$/l	1,02	0,84	0,73	0,67

Foram obtidas a partir da ferramenta Microsoft® Excel™, as seguintes curvas para os custos variáveis de operação, custos fixos de operação, custos de investimento e custos de matéria prima (figuras 5.5 a 5.8):

A partir dessas curvas, foi possível determinar os custos da produção de etanol lignocelulósico (2G) para cada um dos estudos de caso (1b, 1c, 2b e 2c) utilizados nos resultados a seguir.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

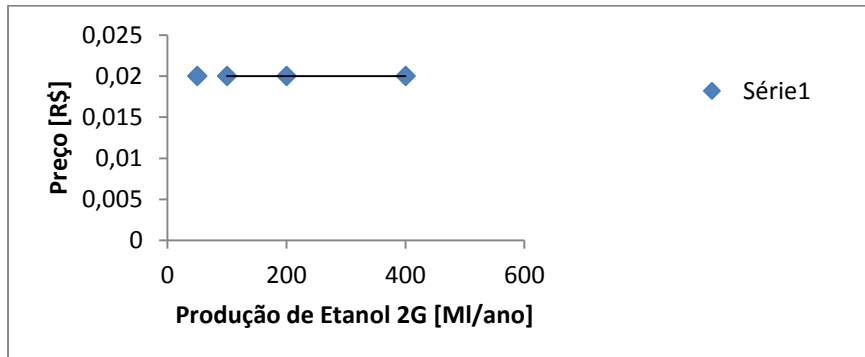


Figura 5.5 - Custos variáveis de operação

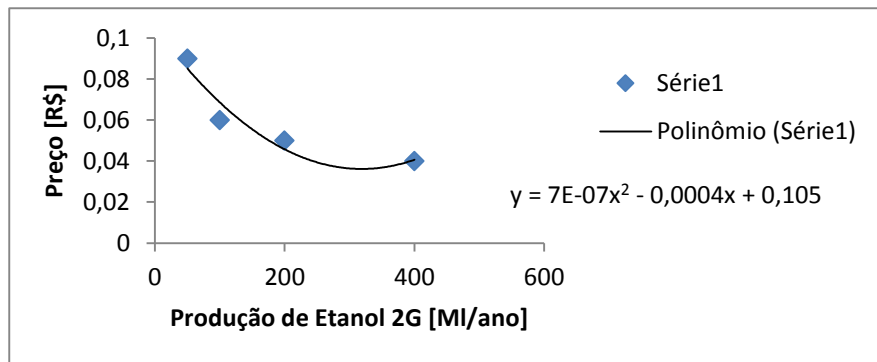


Figura 5.6 - Custos fixos de operação

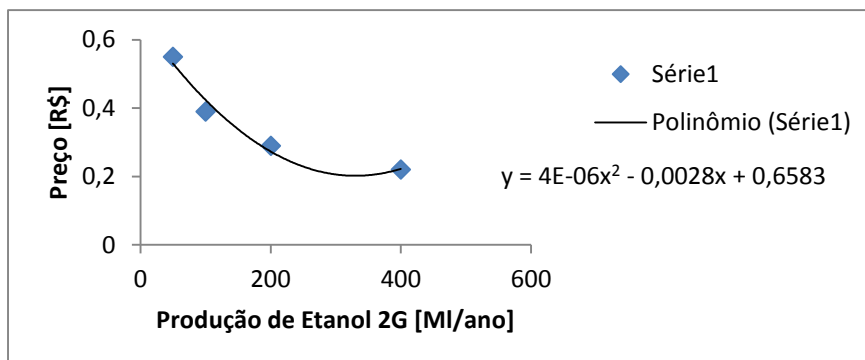


Figura 5.7 - Custos de investimento

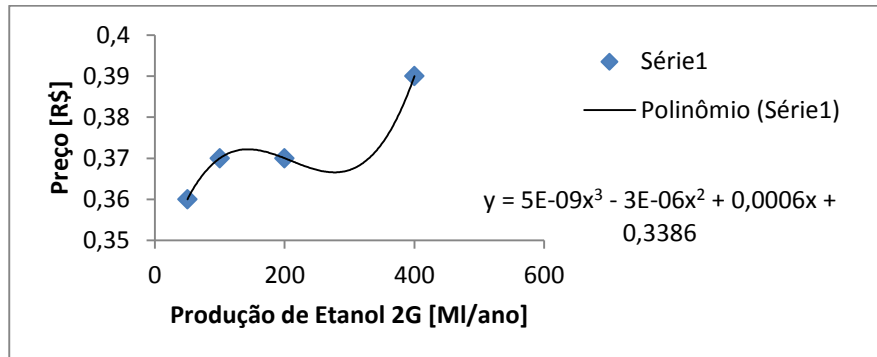


Figura 5.8 - Custos de matéria prima

5.1.7. A SIMULAÇÃO DE MONTE CARLO

A simulação de Monte Carlo é um método numérico utilizado inicialmente por John Von Neumann e Stanislaw Ulam em 1949, que permite a solução de problemas com variáveis aleatórias através da elaboração e repetição do evento ou processo a ser analisado. O resultado é obtido da média dos resultados dos eventos. Utilizou-se o software Crystall Ball® (versão de teste, disponibilizada no website do desenvolvedor) para realização da simulação. A simulação de monte Carlo permite reduzir a incerteza estatística do evento ao se aumentar o número de repetições da simulação.

Escobar (2010) destaca as principais vantagens da simulação de Monte Carlo:

- As distribuições de probabilidades das variáveis não precisam ter exatidão, podendo ser aproximadas;
- Correlações e outras interdependências podem ser modeladas;
- O nível matemático envolvido na simulação não é muito alto;
- Existem softwares comercialmente disponíveis;
- Níveis mais elevados de precisão podem ser obtidos pelo aumento do número de iterações;
- Cálculos matemáticos complexos podem ser incluídos sem muita dificuldade;
- O método é amplamente reconhecido como uma técnica válida, de modo que os resultados de sua utilização podem ser facilmente aceitos;



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

- Mudanças no modelo podem ser feitas rapidamente.

A Simulação de Monte Carlo pode ser executada através dos seguintes passos (Costa e Furtado, 2012):

1º Passo - Estabelecimento da distribuição de probabilidade;

2º Passo - Construção da função de distribuição acumulada (FDA) para cada variável;

3º Passo - Estabelecimento dos números de etiqueta ou dos intervalos de classe;

4º Passo - Geração de números aleatórios;




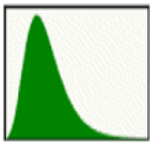
5º Passo - Simulação do experimento.

As distribuições de probabilidade utilizadas nos estudos de Monte Carlo do presente trabalho estão ilustradas e descritas na Tabela 5.5.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

Tabela 5.5 - Distribuições de probabilidade utilizadas nas simulações de Monte Carlo. Fonte: Escobar (2010).

Distribuição	Condição	Aplicação	Exemplo	Utilização no trabalho
Triangular 	-Os valores concentram-se mais na região que forma triângulo com os valores máximos e mínimos.	Para os casos que se conhecem o valor máximo e mínimo.	- Custos de marketing; - Vendas estimadas. -Custo de insumos	- -Custo de produção da Levedura -Preço da eletricidade
Lognormal 	- Os valores estão concentrados no limite inferior - Limite superior é ilimitado.	Quando os valores são muito baixos, porém não podem ser negativos	- Nível de estoque; - Vendas estimadas. -Custo de insumos	-Custo da cana de açúcar no campo -
Uniforme 	- Mínimo é fixo; - Máximo é fixo; -Todos os valores têm probabilidades iguais.	Quando se conhece a faixa e as probabilidades são constantes.		-Número de horas de operação de uma usina por safra
Mínimo extremo 	- Os valores são sempre os menores possíveis.	Quando há alguma imposição do menor valor possível.	Preços de mercado de produtos fabricados.	-Preço do etanol -Preço do açúcar -Preço da levedura



5.2. RESULTADOS

Seguindo a metodologia adotada por Costa e Furtado (2012), foram adotadas 2 modalidades de investimento: modalidade 1, onde é considerado o investimento de implantação da usina ou destilaria por completo; e modalidade 2 onde é considerada a implantação das plantas adicionais de etanol lignocelulósico e de leveduras.

Utilizou-se de VPL, TIR e fluxo de caixa para análise, contando também com o método de Monte Carlo de análise da distribuição de probabilidades.

5.2.1. GRUPO I

A tabela 5.6 apresenta o investimento, VPL e TIR a partir do fluxo de caixa dos casos do Grupo I, para o horizonte de 20 anos do financiamento de investimento, sendo M1 a modalidade 1, onde considera-se a implementação da destilaria completa; M2 a modalidade 2 onde as plantas de etanol 2G e leveduras são incorporadas à usina já existente.

Tabela 5.6 – Indicadores do Grupo I.

	Caso Ia	Caso Ib M1	Caso Ib M2	Caso Ic M1	Caso Ic M2
Investimento. [R\$]	166.860.000,00	186.732.000,00	39.744.000,00	223.922.780,00	57.062.780,00
VPL [R\$]	-76.971.495,97	-92.978.850,64	130.491.568,2	-110.994.837,43	95.645.564,08
TIR [%]	5,08	4,44	49,29	4,36	35,08

Observa-se que tendo em vista o alto investimento da instalação da destilaria com os preços atuais de venda do etanol obteve-se valores desfavoráveis para o VPL e a TIR dos empreendimentos sendo os casos Ib e Ic na modalidade 2 os casos que apresentaram viabilidade econômica com VPL positivo e TIR maior que a TMA adotada.

A simulação de Monte Carlo forneceu os gráficos de VPL e sensibilidade apresentados a seguir, sendo a porcentagem do VPL a chance do negócio ser lucrativo considerando o investimento, e a sensibilidade apresentando a contribuição de cada produto ou insumo para a variação.



5.2.1.1. ESTUDO DE CASO IA

A figura 5.9 apresenta o resultado da simulação de 10.000 iterações para o valor presente líquido do caso Ia (destilaria autônoma convencional), construída por completo.

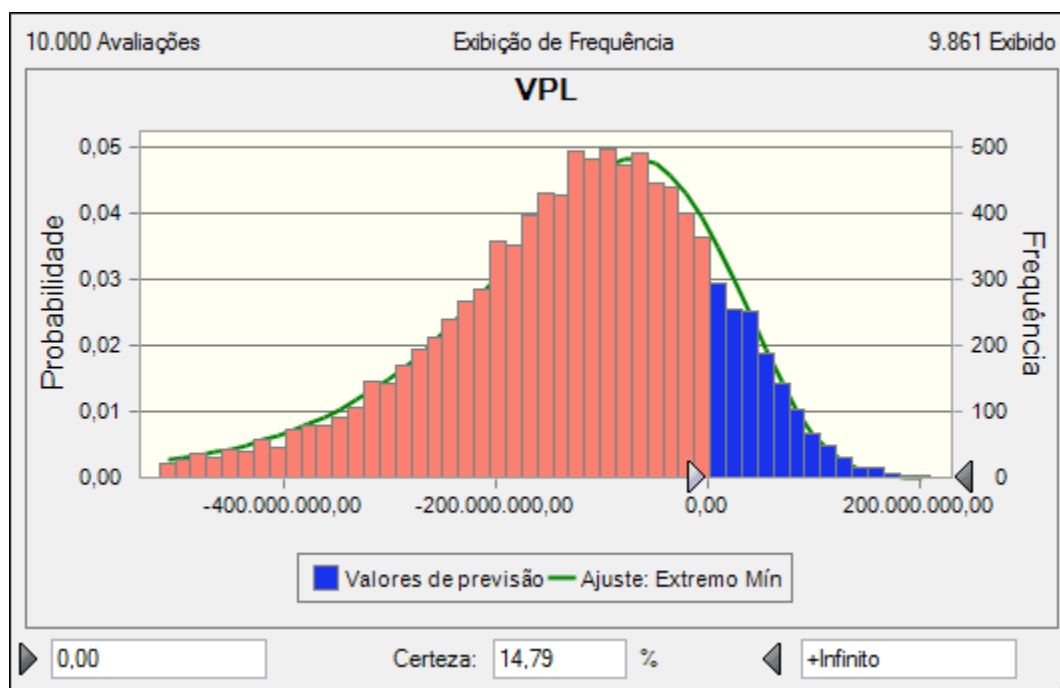


Figura 5.9 - Distribuição de frequência para o VPL do caso Ia.

A implantação da destilaria apresenta um investimento de aproximadamente 330 milhões de reais sendo que apenas 14,79 % das variantes analisadas tem viabilidade econômica.

A figura 5.10 apresenta a contribuição de cada produto ou insumo para a variação do VPL.

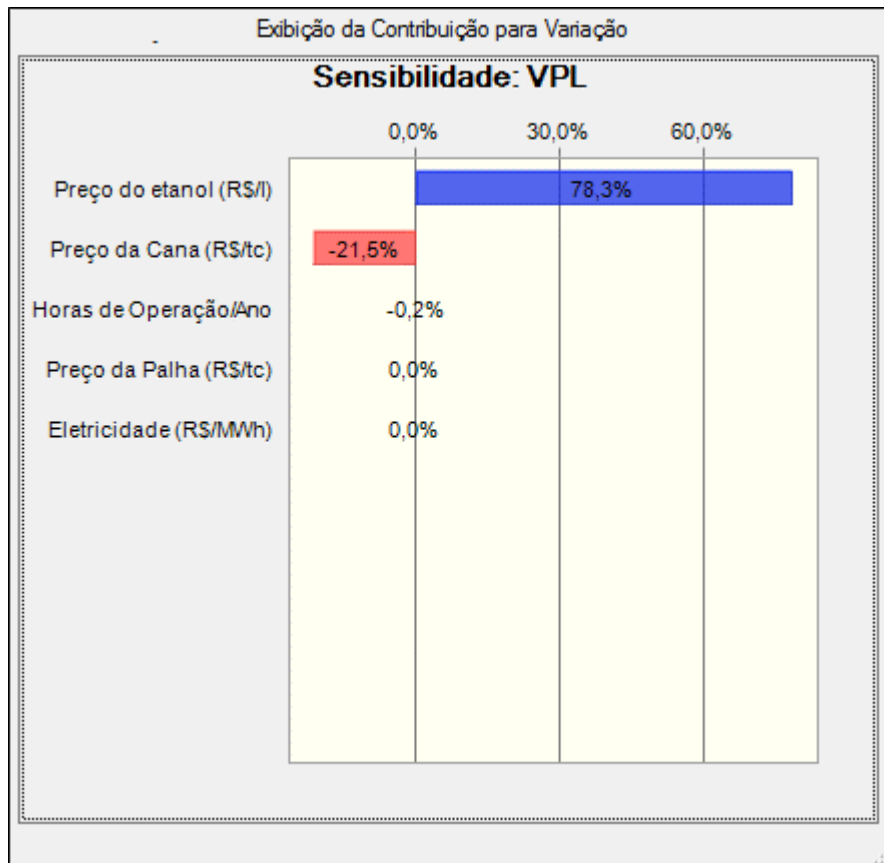


Figura 5.10 - Contribuição dos produtos e insumos para a variação do VPL.

Observa-se que as maiores contribuições para a variação do VPL estão relacionada ao preço de venda do etanol (78,3%) e ao custo da cana (-21,5%).

5.2.1.2. ESTUDO DE CASO IB

A figura 5.11 apresenta o resultado da simulação de 10.000 iterações para o valor presente líquido do caso Ib (destilaria autônoma convencional com produção de etanol 2G), construída por completo (modalidade 1).



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

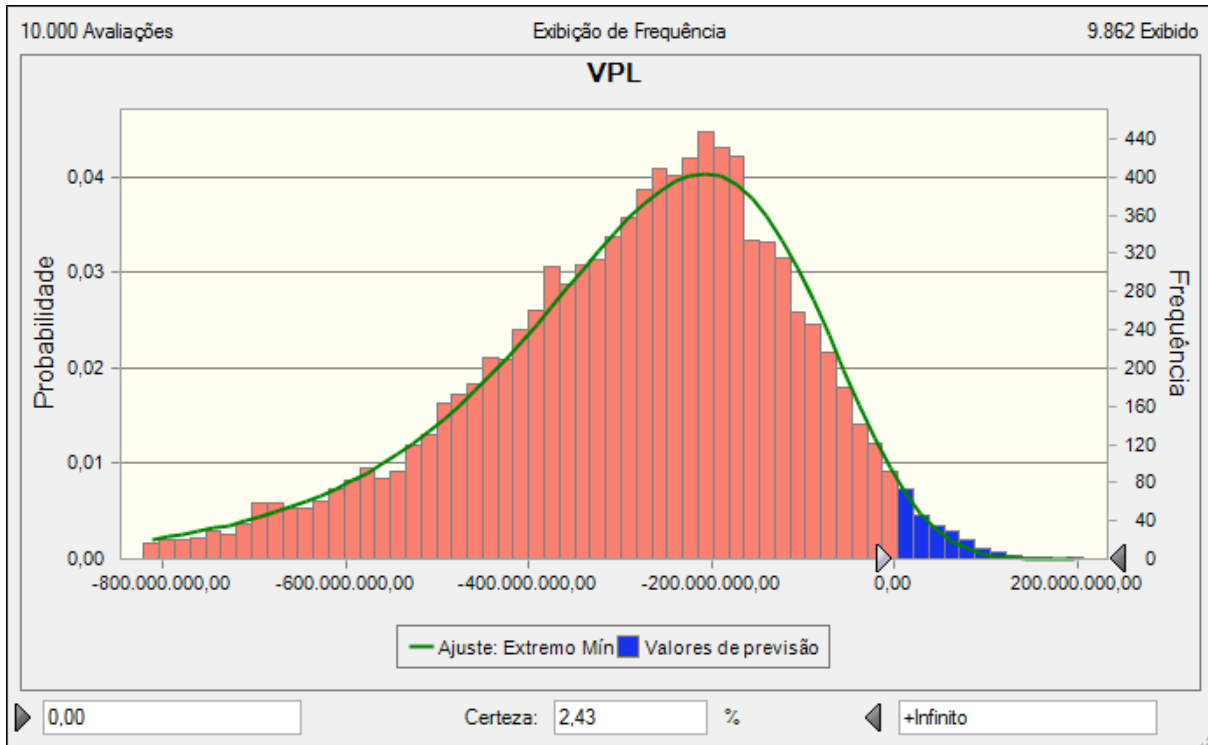


Figura 5.11 - Distribuição de frequência para o VPL do caso Ib modalidade 1.

Observa-se que tendo em vista o alto investimento na destilaria convencional e na planta de etanol lignocelulósico a probabilidade de se obter um VPL positivo dentre as alternativas avaliadas viabilizando o empreendimento é muito baixa, 2,43%.

A figura 5.12 mostra a contribuição dos produtos e insumos para a variação no VPL do caso Ib na modalidade 1.

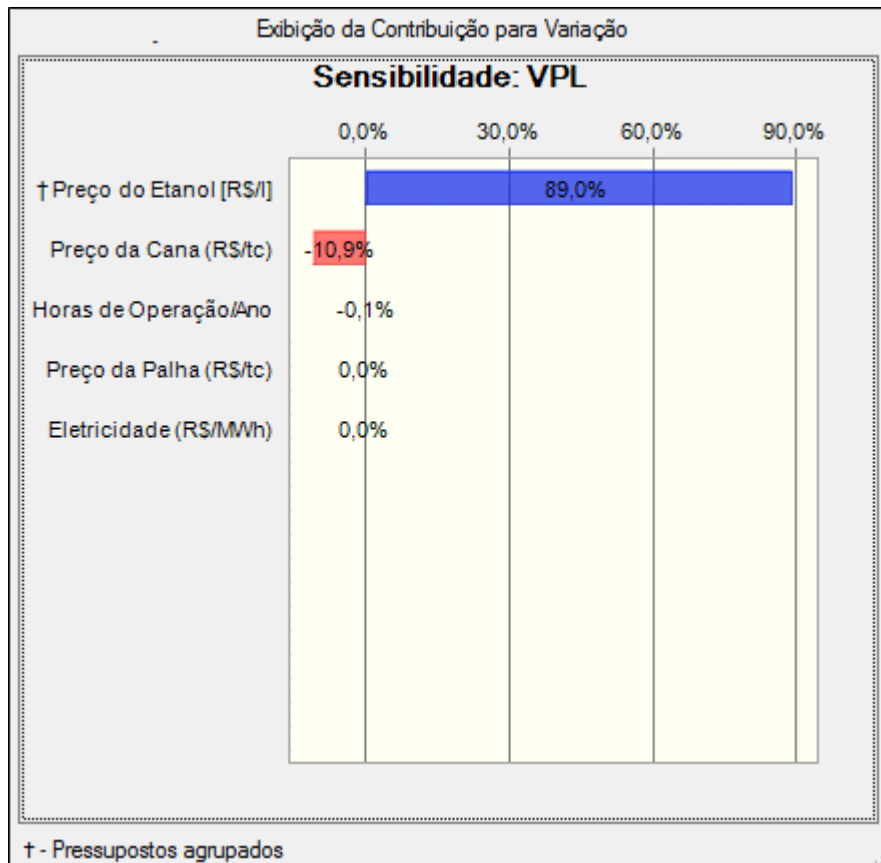


Figura 5.12 - Contribuição dos produtos e insumos para a variação do VPL do caso Ib, modalidade 1.

Observa-se que a maior contribuição para a variação é do preço do etanol (89%), ou seja, com o preço atual do etanol não se viabiliza a construção de uma destilaria com produção de etanol 2G completa.

O aumento da demanda de etanol e consequente aumento dos preços de venda poderia tornar o investimento mais atrativo ou viável economicamente.

A figura 5.13 mostra a distribuição de frequência para o VPL do caso Ib na modalidade 2, onde apenas o investimento e retorno da planta de etanol 2G são considerados.

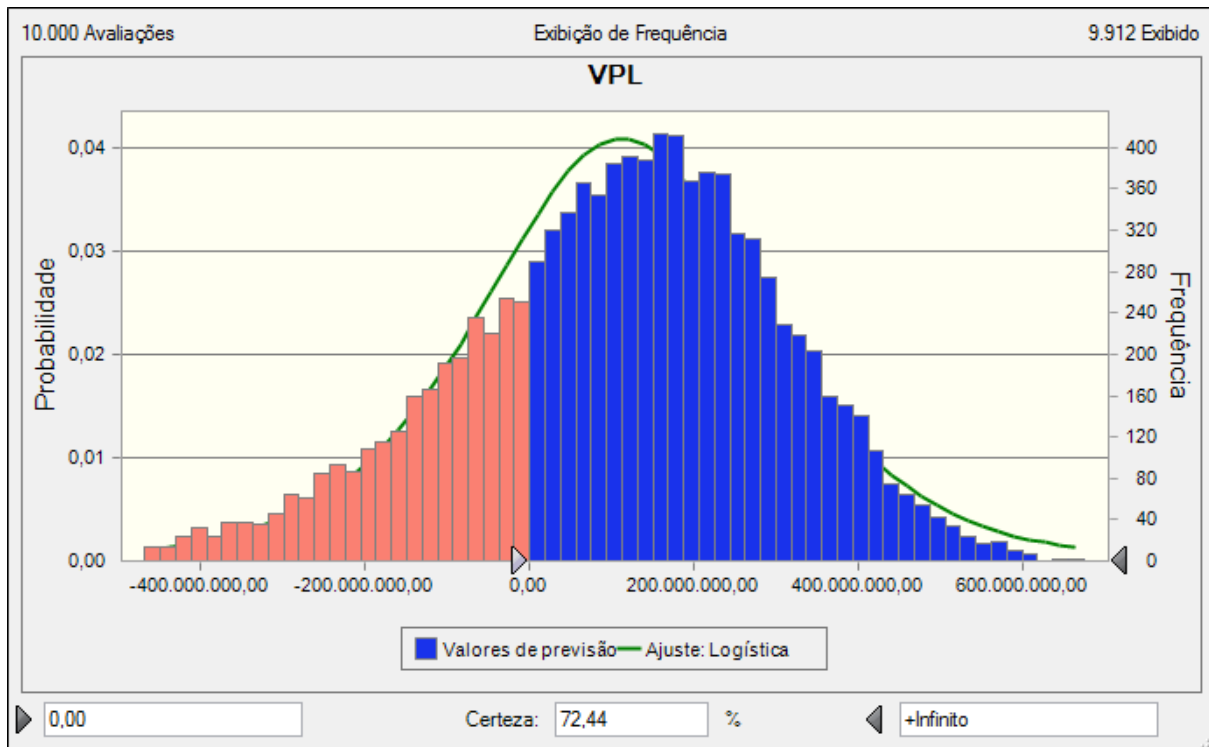


Figura 5.13 - Distribuição de frequência para o VPL do caso Ib modalidade 2.

Considerando-se apenas o investimento da instalação e operação de uma planta adicional de etanol 2G, tem-se um aumento significativo da chance de êxito do empreendimento com chance de 72,44% de se obter VPL positivo, visualizado na figura 5.13.

A figura 5.14 mostra a contribuição dos insumos e produtos para a variação do VPL no caso Ib, modalidade 2.

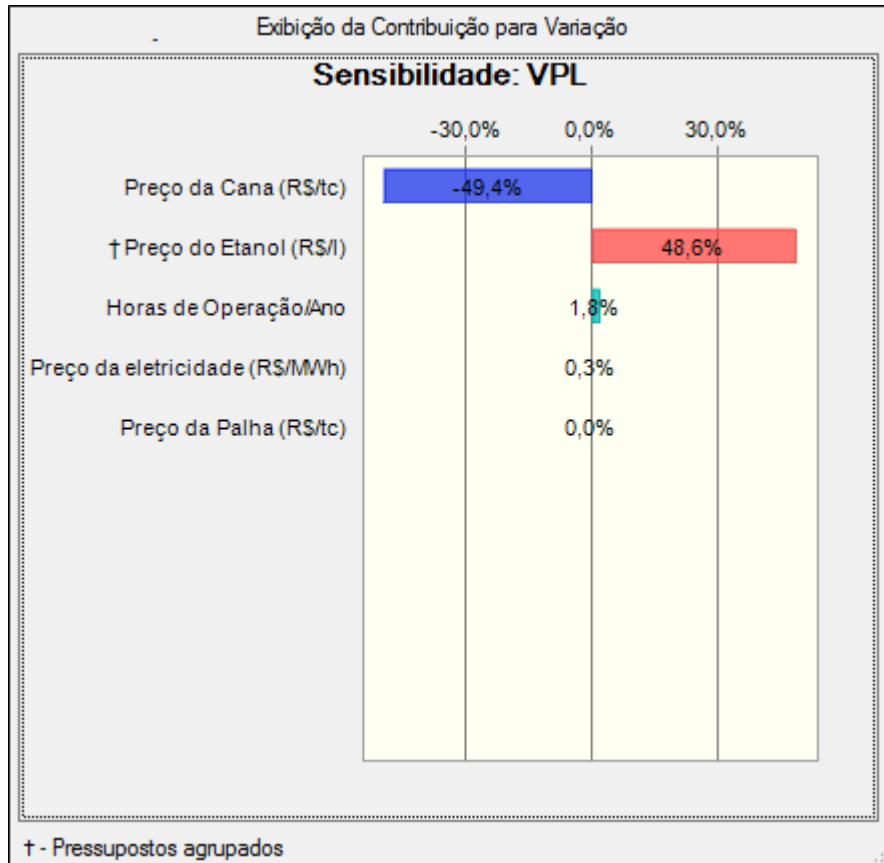


Figura 5.14 - Contribuição dos produtos e insumos para a variação do VPL do caso Ib modalidade 2.

Observa-se que o preço de venda do etanol, estando 1G e 2G agrupados por se tratar do mesmo produto final. A contribuição do preço do etanol (48,6%) se equipara à influência do custo da cana (-49,4%).

5.2.1.3. ESTUDO DE CASO IC

A figura 5.15 apresenta o resultado da simulação de 10.000 iterações para o valor presente líquido do caso Ic (destilaria autônoma convencional com produção de etanol 2G e leveduras a partir da vinhaça), construída por completo (modalidade 1).

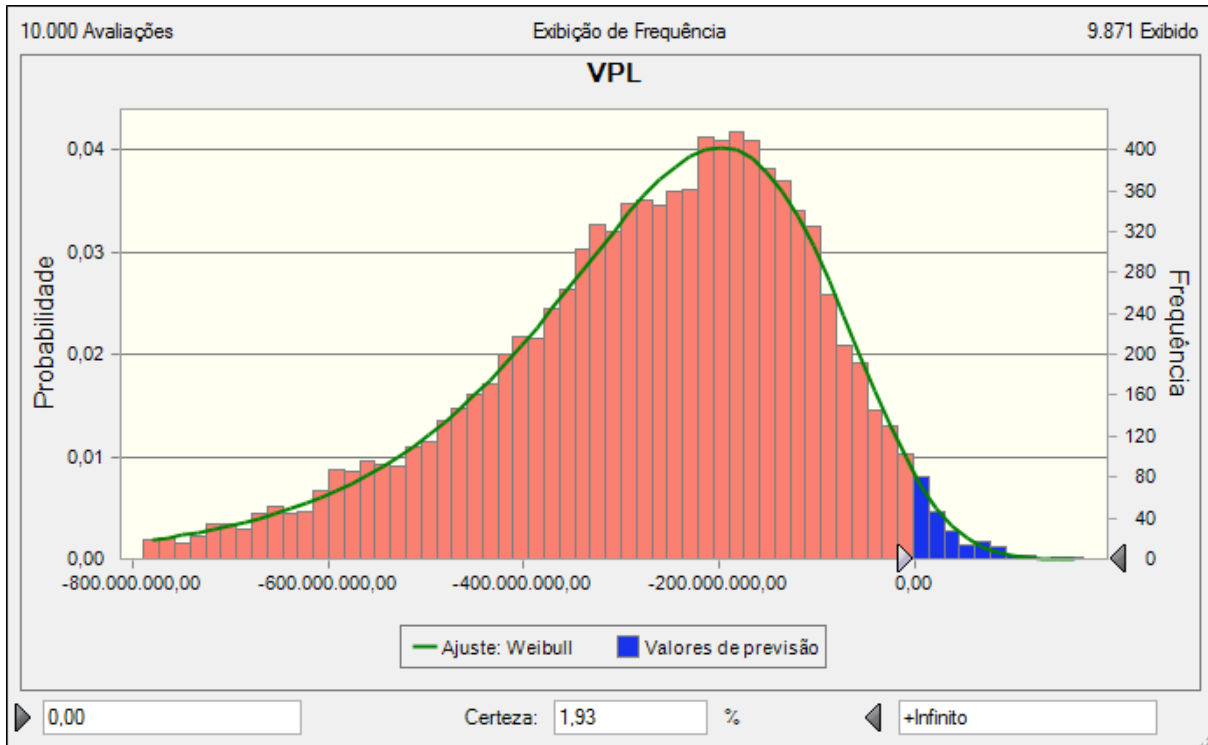


Figura 5.15 - Distribuição de frequência para o VPL do caso Ic modalidade 1.

O alto custo de investimento nesse cenário, ocasiona baixa probabilidade de obter VPL positivo (1,93%), tornando o empreendimento inviável.

A figura 5.16 mostra a contribuição dos produtos e insumos para a variação no VPL do caso Ic na modalidade 1.

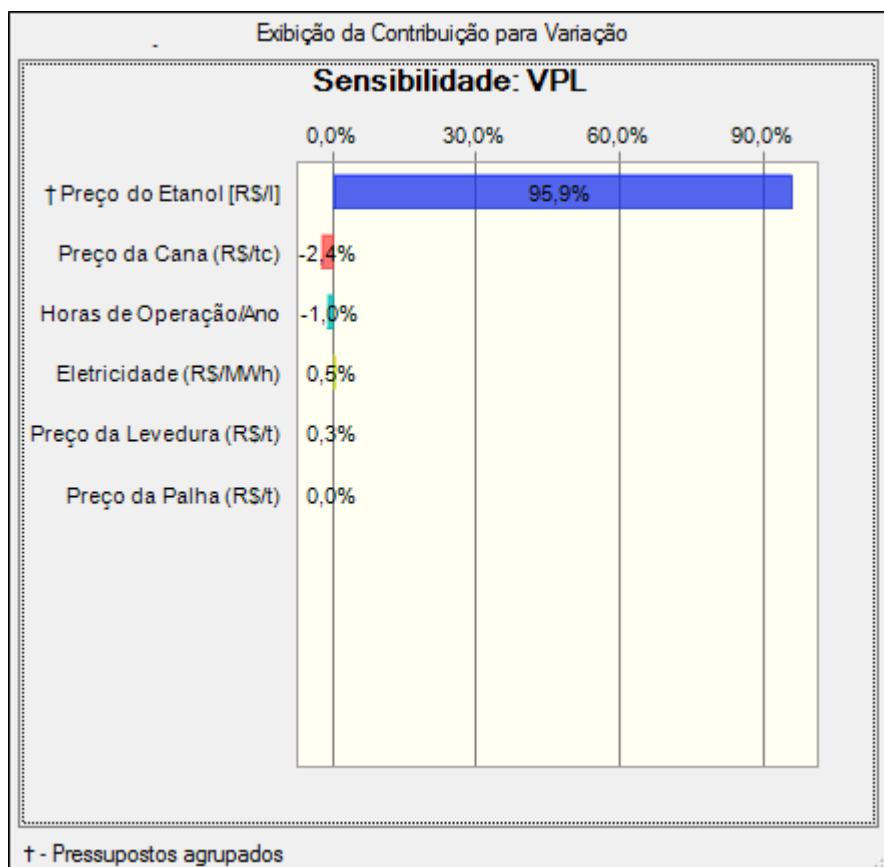


Figura 5.16 - Contribuição dos produtos e insumos para a variação do VPL do caso Ic modalidade 1.

O preço do etanol prevalece na contribuição para a variação do VPL, com 95,9% de contribuição para a variação. Os demais insumos e produtos não apresentam influência significativa para a variação do VPL.

A figura 5.17 mostra a distribuição de frequência para o VPL do caso Ic na modalidade 2, onde apenas o investimento e retorno da planta de etanol 2G e da planta de leveduras são considerados.

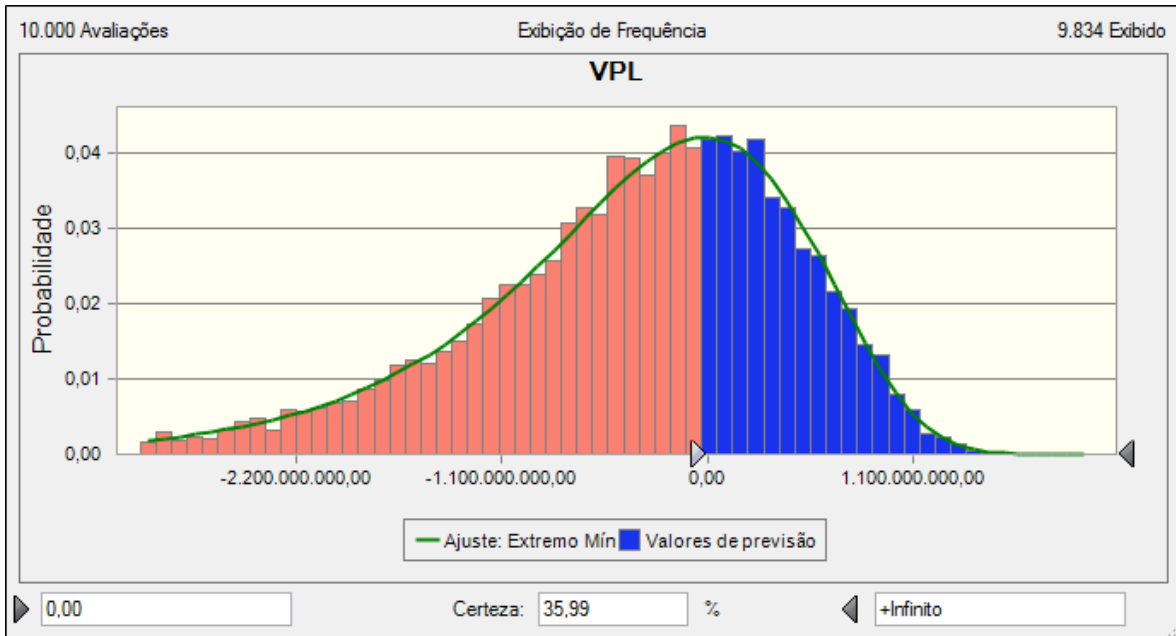


Figura 5.17 - Distribuição de frequência para o VPL do caso Ic, modalidade 2.

Considerando-se o investimento de instalação e custos de operação das plantas de etanol 2G e de leveduras, obtêm-se a chance de 35,99% de se obter VPL positivo, viabilizando o projeto.

A figura 5.18 mostra a contribuição dos insumos e produtos para a variação do VPL no caso Ic, modalidade 2.

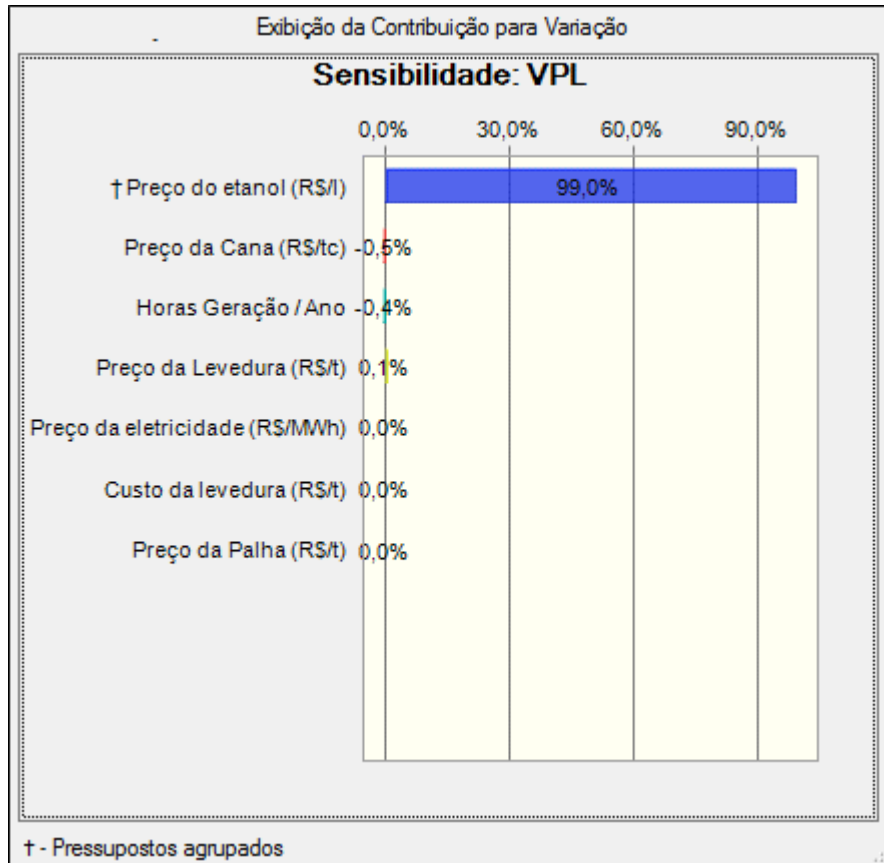


Figura 5.18 - Contribuição dos produtos e insumos para a variação do VPL do caso Ic na modalidade 2.

Observa-se que o preço de venda do etanol predomina a contribuição para a variação do VPL, em relação aos outros insumos e produtos, devido à quantidade produzida.

5.2.2. GRUPO II

A tabela 5.7 apresenta os indicadores dos casos do Grupo II, para o horizonte de 20 anos do financiamento de investimento sendo, da mesma forma que para o Grupo I, M1 a modalidade 1, onde considera-se a implementação da usina completa; M2 a modalidade 2 onde as plantas de etanol 2G e leveduras são incorporadas à usina já existente.



Tabela 5.7 – Indicadores do Grupo II.

	Caso IIa	Caso IIb M1	Caso IIb M2	Caso IIc M1	Caso IIc M2
Investimento [R\$]	189.108.000,00	199.127.700,00	43.200.000,00	216.698.919,20	50.928.207,20
VPL [R\$]	95.889.234,94	77.898.700,04	259.357.359,16	90.964.850,30	270.281.404,10
TIR [%]	19,02	17,46	94,95	18,09	86,00

Em relação às destilarias, o resultado das usinas conjugadas de açúcar e álcool apresenta maior viabilidade econômica. Isto se deve ao alto valor agregado do produto açúcar nas usinas que contribui para o retorno do investimento como mostram os resultados da simulação de Monte Carlo. Dentre os casos estudados, o caso IIb M2 e IIc M2 apresentam maior retorno do investimento.

A simulação de Monte Carlo forneceu os gráficos de VPL e sensibilidade apresentados a seguir, para os casos do Grupo II.

5.2.2.1. ESTUDO DE CASO IIA

A figura 5.19 apresenta o VPL para o caso IIa.

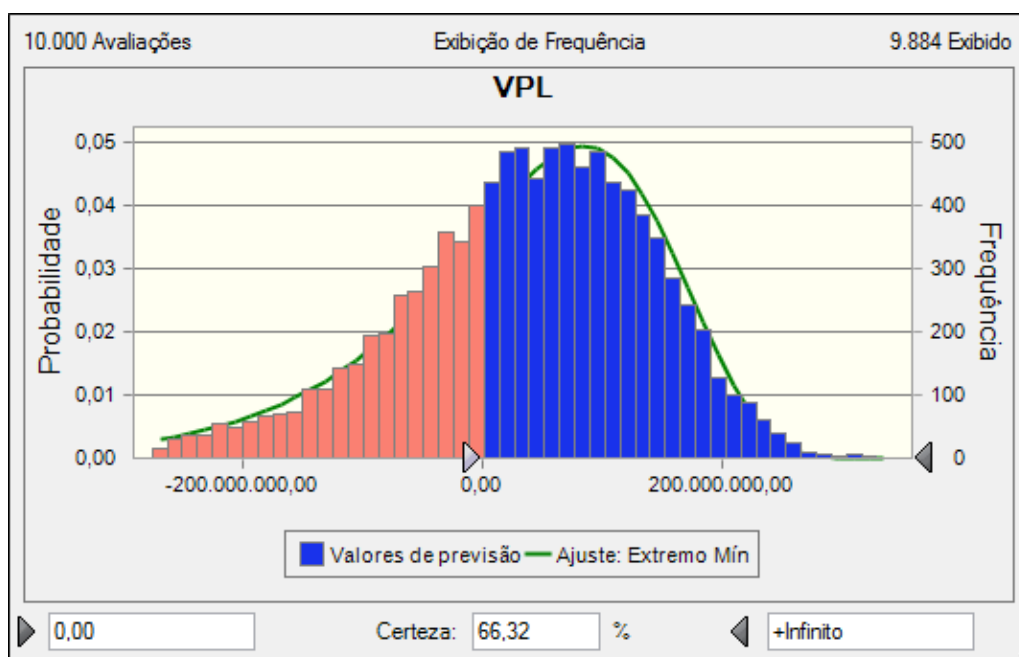


Figura 5.19 - Distribuição de frequência para o VPL do caso IIa, modalidade 1.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

Devido ao alto valor agregado nos produtos (Açúcar e Etanol) a construção de uma usina de açúcar com destilaria anexa apresenta boas chances de ser um empreendimento viável, com 66,32% de chance de se obter VPL positivo ao final do horizonte de financiamento das obras.

A figura 5.20 apresenta a contribuição dos insumos e produtos para a variação do VPL no caso IIa, modalidade 1.

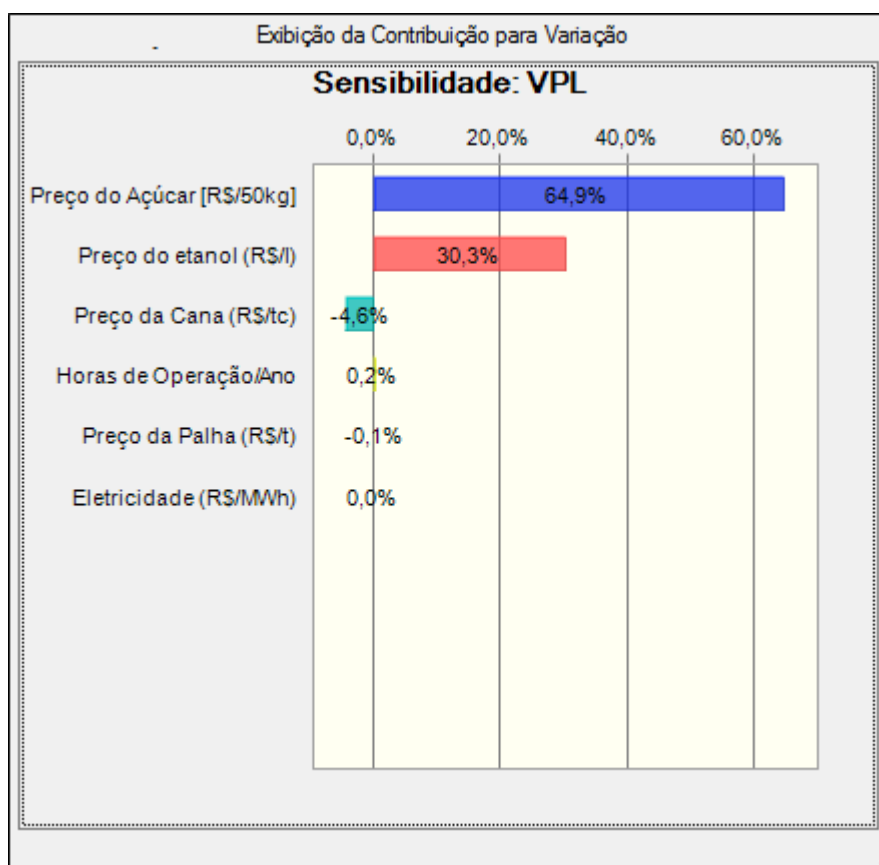


Figura 5.20 - Contribuição dos produtos e insumos para a variação do VPL do caso IIa, modalidade 1.

Observa-se que o açúcar apresenta maior contribuição na variação do VPL, com 64,9% e o etanol apresenta contribuição de 30,03%. O custo da cana representa 4,6% na variação do VPL.



5.2.2.2. ESTUDO DE CASO IIB

A figura 5.21 apresenta a distribuição de frequência do VPL para o caso Iib na modalidade 1, onde a usina de açúcar com destilaria anexa e a planta de etanol 2G são implementadas completamente.

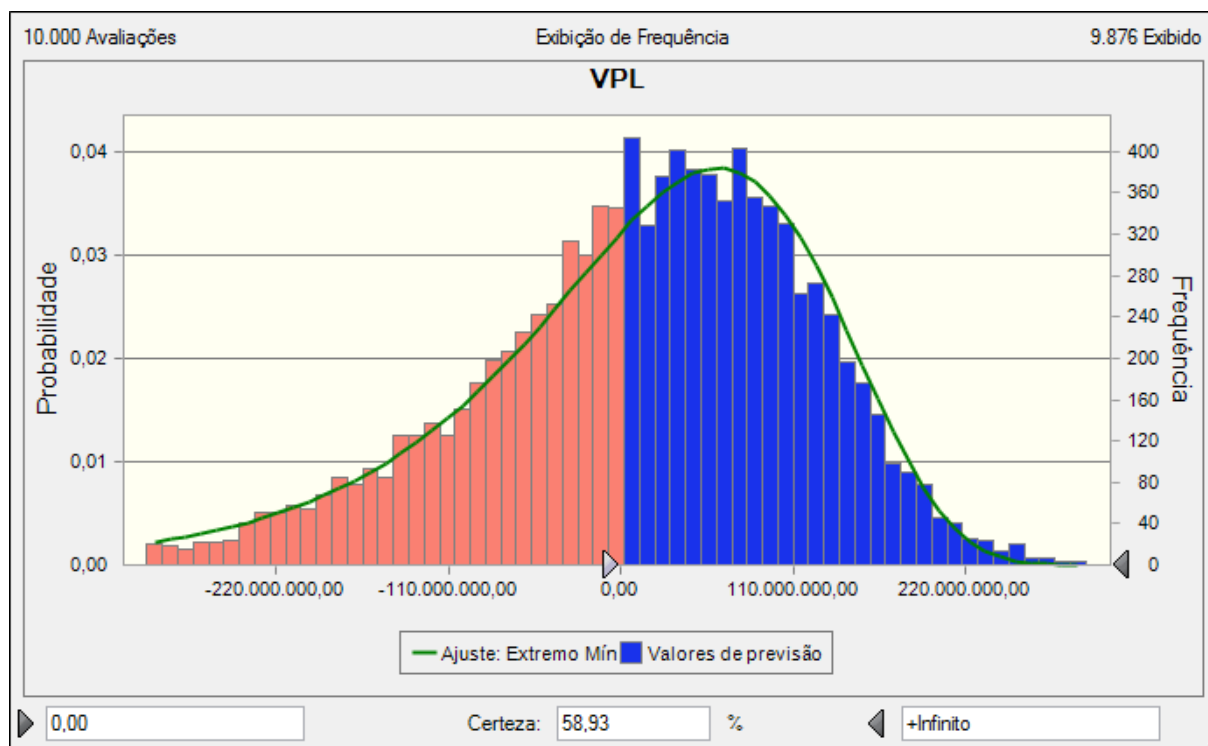


Figura 5.21 - Distribuição de frequência para o VPL do caso Iib, modalidade 1.

Observa-se que mesmo com o alto investimento na implementação e operação da planta de etanol 2G, obtém-se uma chance de 58,93% do VPL ser positivo, viabilizando o empreendimento.

A figura 5.22 apresenta a contribuição dos insumos e produtos para a variação do VPL no caso Iib, modalidade 1.

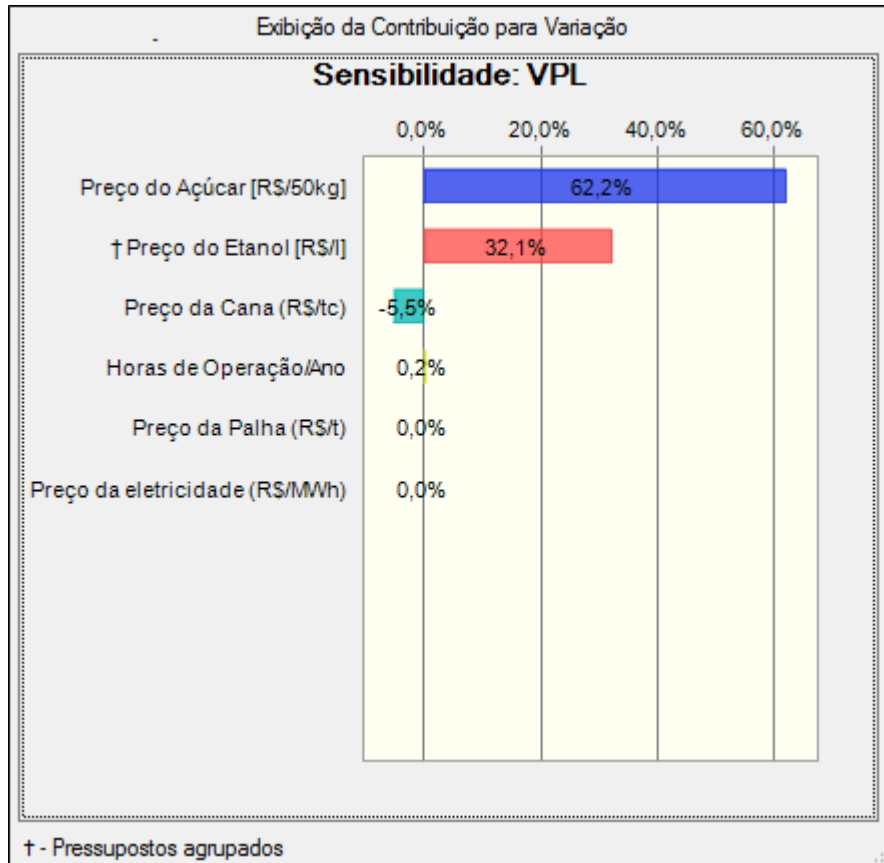


Figura 5.22 - Contribuição dos produtos e insumos para a variação do VPL do caso Iib, modalidade 1.

Observa-se que o preço de venda do açúcar é predominante para a variação do VPL (62,2%) mesmo com o aumento da produção de etanol através d processo de 2ª geração, que contribui com 32,1% para a variação.

A figura 5.23 apresenta a distribuição do VPL para o caso Iib na modalidade 2, onde é considerado apenas o investimento de instalação e operação da planta de etanol 2G.

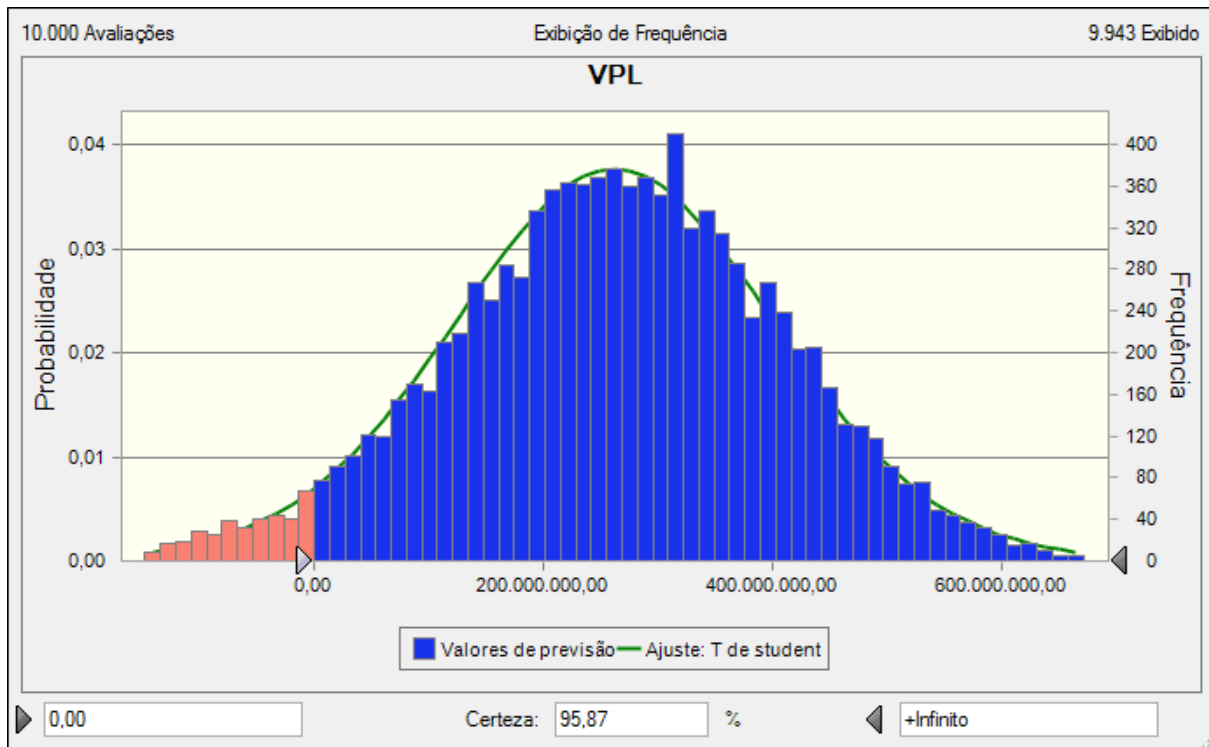


Figura 5.23 - Distribuição de frequência para o VPL do caso IIb, modalidade 2.

Considerando o investimento e operação apenas da planta de etanol 2G, o empreendimento apresenta 95,87% de chance de obter VPL positivo, se mostrando viável. Em comparação com o caso Ib (72,44%) observa-se maior chance de êxito, principalmente pelo retorno que a produção de açúcar traz à usina, amortizando o investimento da planta de etanol lignocelulosico.

A figura 5.24 mostra a contribuição dos insumos e produtos para a variação do VPL no caso IIb, modalidade 2.

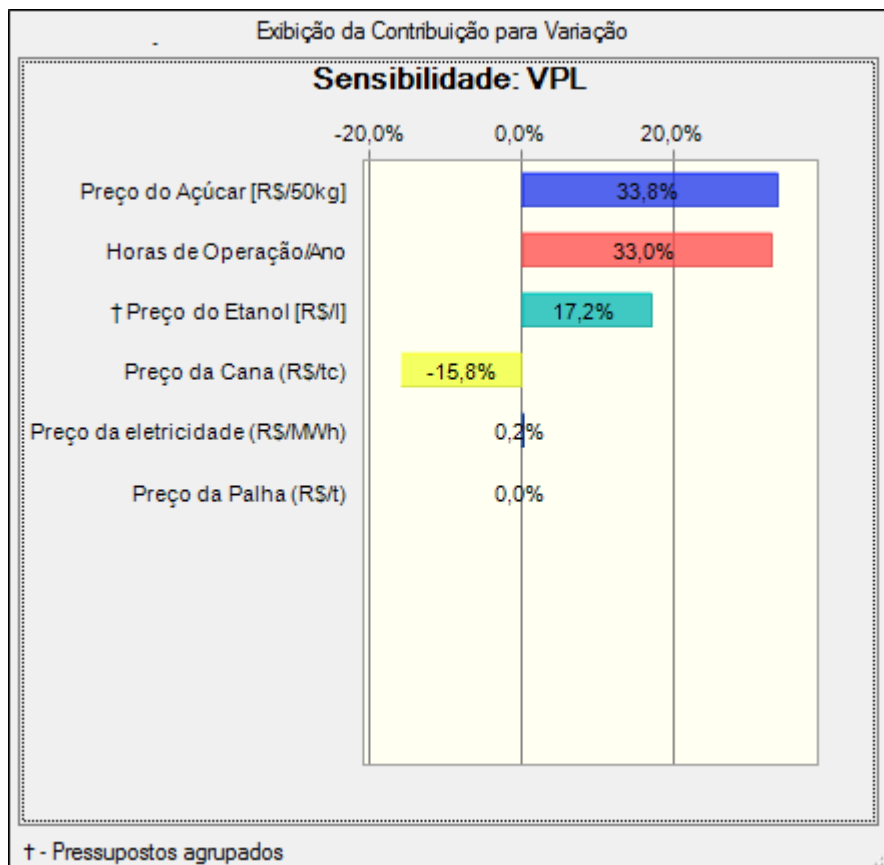


Figura 5.24 - Contribuição dos produtos e insumos para a variação do VPL do caso I Ib, modalidade 2.

A variação do VPL nesse caso, tem maior influência pelo preço de venda do açúcar (33,8%), enquanto o preço do etanol contribui com 17,2% para a variação do VPL.

5.2.2.3. ESTUDO DE CASO IIC

A figura 5.25 apresenta o resultado da simulação para o caso I Ic, modalidade 1, onde é realizada implantação por completo da usina de açúcar com destilaria anexa, da planta de etanol 2G e da planta de leveduras.

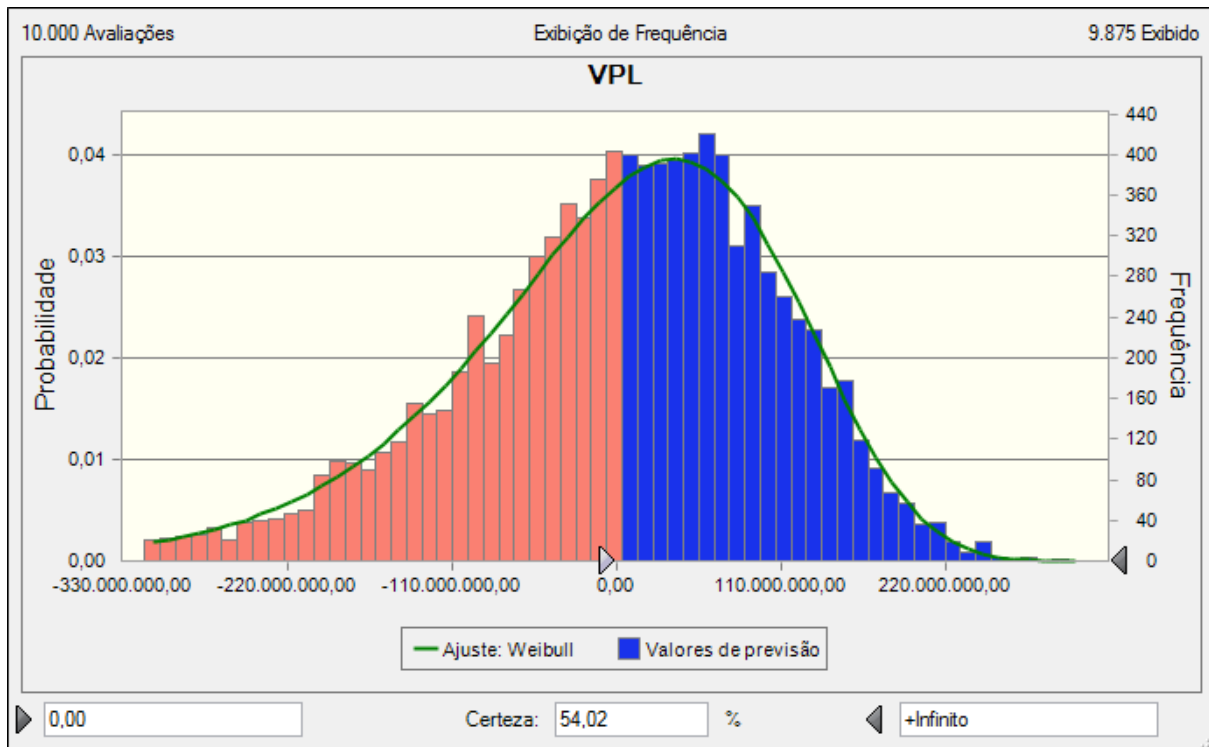


Figura 5.25 - Distribuição de frequência para o VPL do caso IIc, modalidade 1.

Com a instalação e operação das plantas de açúcar etanol convencional, etanol 2G e leveduras, observa-se que o empreendimento para a inserção de produtos adicionais na usina apresenta 54,02% de chance de se obter VPL positivo e assim, viabilidade econômica.

A figura 5.26 apresenta a contribuição dos insumos e produtos para a variação do VPL do caso IIc na modalidade 1.

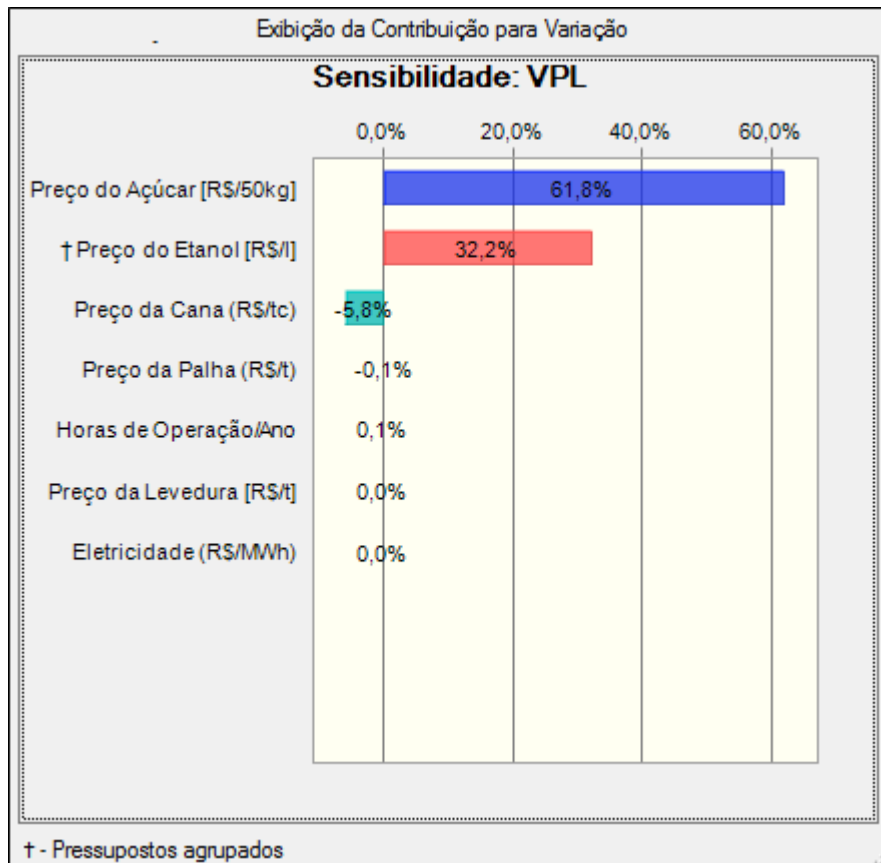


Figura 5.26 - Contribuição dos produtos e insumos para a variação do VPL do caso IIc, modalidade 1.

Observa-se que o preço do açúcar predomina a contribuição para variação, com 61,8%, enquanto que o etanol representa 32,2% da contribuição para a variação do VPL.

A figura 5.27 apresenta a distribuição de frequência do VPL para o caso IIc na modalidade 2 onde apenas a planta de etanol 2G e a planta de Leveduras são implementadas.

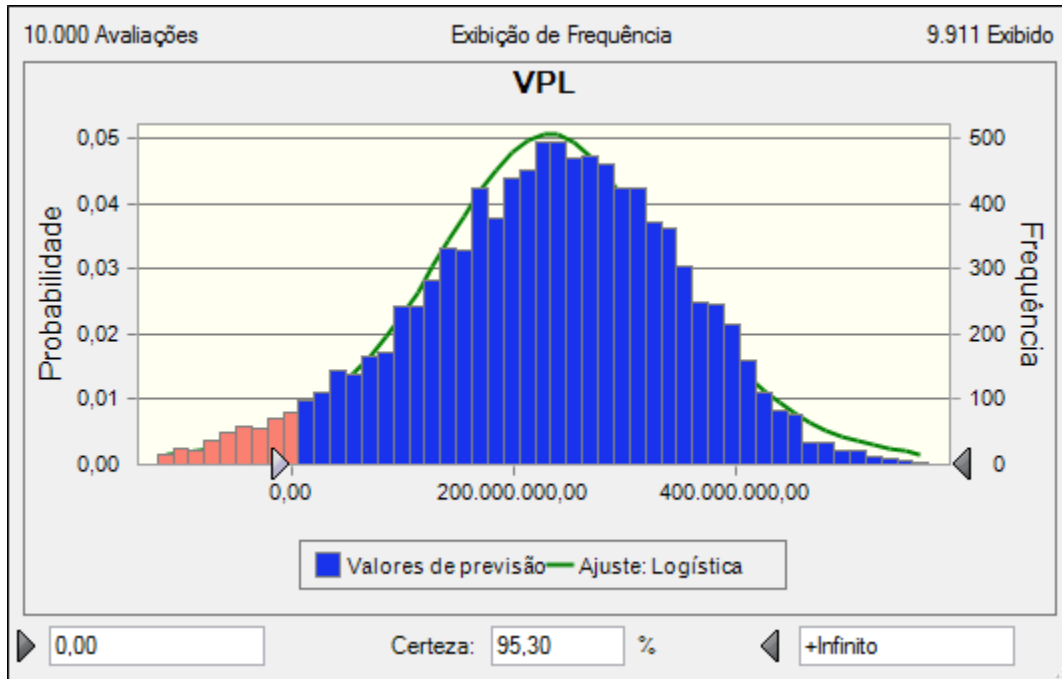


Figura 5.27 - Distribuição de frequência para o VPL do caso IIc, modalidade 2.

Considerando a instalação da planta de etanol 2G e da planta de leveduras, há 95,30% de chance de se obter VPL positivo e conseqüentemente viabilidade econômica do empreendimento.

A figura 5.28 apresenta a contribuição dos insumos e produtos para a variação do VPL do caso IIc na modalidade 2.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

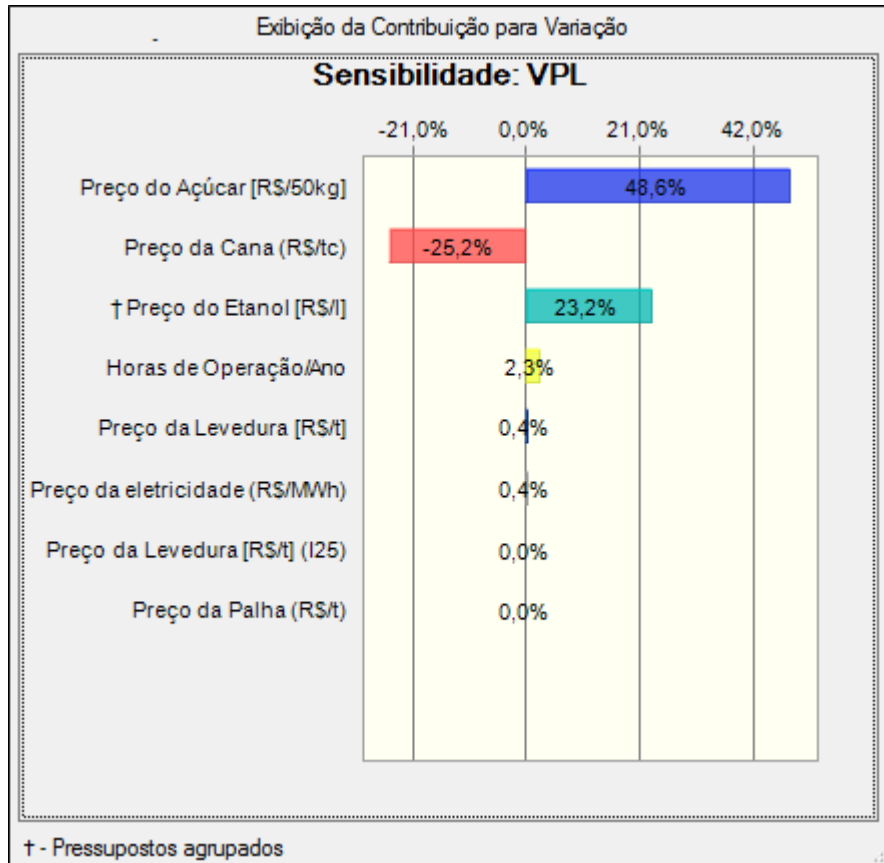


Figura 5.28 - Contribuição dos produtos e insumos para a variação do VPL do caso IIc, modalidade 2.

Observa-se que o preço de venda do açúcar predomina na contribuição para a variação do VPL com 48,6%, sendo a contribuição do preço do etanol de 23,2%. Os demais insumos e produtos pouco influenciam a variação do VPL.



6. CONCLUSÕES

Em um primeiro momento verificou-se que as melhorias tecnológicas necessárias para aperfeiçoar o ciclo a fim de se reduzir o consumo específico de vapor nos processos produtivos representam menor incremento no desempenho da planta que modificar ou substituir caldeiras de 42 bar convencionais para maiores parâmetros (60-120 bar).

Para as análises do presente estudo de casos selecionou-se um cenário onde se utilizavam caldeiras de 65 bar e 480 °C, pelo fato de se conseguir excedentes de bagaço e eletricidade moderados, justificando a produção de etanol lignocelulósico sem prejudicar a produção de eletricidade para suprimento da planta ou comercialização.

A adição de palha ao sistema de cogeração se mostrou indispensável quando se deseja atingir maiores excedentes de eletricidade e obter excedentes em bagaço que viabilizem a produção de etanol lignocelulósico.

Com a produção de etanol de segunda geração em destilarias autônomas ou destilarias anexas de usinas de açúcar, obtém-se uma melhoria no desempenho das plantas refletido no aumento da eficiência global em relação às usinas convencionais, e aumento da produtividade energética líquida da cana por hectare plantado, o que significa que a mesma quantidade de cana processada resulta numa maior quantidade de energia aproveitada na forma de produtos.

A produção de leveduras torna possível substituir parte do capim por levedura na dieta animal, numa proporção de 1 kg de levedura para 1 kg de capim o que, para a planta de 100 t/dia estudada, pode proporcionar uma liberação de até 7500 ha de terra plantada com capim, possibilitando a plantação de cana nessa área aumentando a produção em cerca de 600.000t de cana adicionais para a usina possibilitando uma expansão da produção.

Quando se diversifica a produção com produção de etanol de segunda geração e de leveduras através da vinhaça verifica-se um aumento no desempenho das plantas refletido em eficiência global, produtividade energética líquida por hectare e eficiência exergética.

Em relação ao aproveitamento exergético obtém-se um incremento na exergia aproveitável sempre que se adiciona um novo produto, nos casos estudados: etanol de segunda geração e leveduras através da vinhaça. Observa-se ainda que a maior parte da exergia destruída



no ciclo provém do sistema de cogeração, sendo decrescida proporcionalmente quando se utiliza o combustível (bagaço) para outro fim.

O alto valor agregado ao etanol produzido torna a produção de etanol de 2ª geração viável economicamente, sobretudo quando feita uma expansão de uma usina ou destilaria existente para possibilitar a produção.

Para usinas construídas do zero, com planta de etanol lignocelulósico, verificou-se que apenas as usinas de açúcar e álcool apresentam viabilidade, devido ao valor agregado ao açúcar, enquanto que as destilarias autônomas não apresentaram TIR favorável ao investimento.

Para construção de plantas de etanol lignocelulósico e plantas de levedura em usinas e destilarias já existentes, observou-se viabilidade econômica em todos os cenários, com alto retorno financeiro nas destilarias autônomas. Nas usinas de açúcar e álcool o retorno do investimento nas plantas de diversificação mostraram-se extremamente viáveis.

O trabalho contribuiu para concluir que é positiva a utilização dos subprodutos da produção de açúcar e álcool, o bagaço, a palha e a vinhaça, agregando valor a esses subprodutos e suprimindo necessidades da planta, a demanda do mercado e contribuindo para soluções mais sustentáveis a problemas de ocupação e produtividade de terras.

6.1. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

A fim de complementar-se o presente trabalho, sugere-se:

- Estudo do uso da palha como matéria prima lignocelulósica para incrementar a produção de etanol de 2ª geração.
- Utilização de software que permita simulação que englobe desde o recebimento da cana na usina até a saída do produto final para refinamento dos resultados encontrados;
- Avaliação ambiental da produção do Etanol Lignocelulósico em relação à mitigação de emissões de poluentes;



7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Almazán, O., Klibansky, M. e Otero, M.A. 1982. Producción de proteína unicelular a partir de subproductos de la industria azucarera. Instituto Cubano de investigaciones sobre los derivados de la caña de azúcar (ICIDCA). Ministerio de Cultura, Editorial Científico-Técnica. 1982.
- Almazán, O. 2012. (ICIDCA). Informações acerca dos parâmetros de consumo do processo de produção de leveduras. Comunicação pessoal via e-mail.
- ANEEL, 2012. Consulta de preço de venda da eletricidade. Disponível em: www.aneel.gov.br.
- Baratelli Jr, F. (2007). Biocombustíveis – Iniciativas e desenvolvimento tecnológico na Petrobras. In: Conferência Nacional de Bioenergia 27/09/2007.
- BNDES & CGEE, 2008. Bioetanol de cana-de-açúcar: energia para o desenvolvimento sustentável / organização BNDES e CGEE. – Rio de Janeiro: BNDES, 2008.
- Bösch, P.; Modarresi, A. e Friedl, A. 2012. Comparison of combined ethanol and biogas polygeneration facilities using exergy analysis. Applied Thermal Engineering, 37: 19-29. 2012.
- Brasil econômico. Taxas e impostos praticados em dezembro de 2012. Website disponível em: www.brasileconomico.com.br
- Camargo, C.A (1990) Conservação de energia na indústria do açúcar e do álcool: manual de recomendações, São Paulo, Instituto de Pesquisas Tecnológicas. 796p.
- Cardona, C.A. e Sánchez, O.J. 2007. Fuel ethanol production: process design trends and integration opportunities. Bioresource Technology 98: 2415–2457, 2010.
- Carvalho, P.N., 2011. Valoração das externalidades negativas do ciclo de vida do etanol - o caso da queima da palha da cana-de-açúcar. Dissertação (mestrado) – UFRJ/COPPE/Programa de Planejamento Energético, 2011.
- CETESB, 2006. VINHAÇA – CRITÉRIOS E PROCEDIMENTOS PARA APLICAÇÃO NO SOLO AGRÍCOLA. P4.231, Dez/2006.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

- CGEE, 2009. Bioetanol combustível: uma oportunidade para o Brasil. Parceria NIPE/Unicamp e CGEE.
- Cherubini, F. e Stromman, A.H. 2010. Life cycle assessment of bioenergy systems: State of the art and future challenges. *Bioresource Technology* 102: 437–451, 2011
- Conab (Companhia Nacional de Abastecimento), 2011. Perfil do setor de açúcar e álcool no Brasil, edição para a safra 2009/2010. Ângelo Bressan Filho e Roberto Alves de Andrade, organizadores. Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento. Brasil, 2011.
- Coral, D.S.O. 2009. Indicadores Técnicos - Econômicos das Rotas Termoquímica e Bioquímica para a Obtenção de Biocombustíveis Utilizando Bagaço de Cana para as Condições Brasileiras. Dissertação submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica como parte dos requisitos para obtenção do Título de Mestre em Engenharia Mecânica da Universidade Federal de Itajubá, Março de 2009. Itajubá-MG, Brasil.
- Cortez, L.A.B., 2010. Bioetanol de cana-de-açúcar: P&D para produtividade e sustentabilidade. Editora Blucher, São Paulo, 2010.
- Costa, J.E.L., Furtado, J.C.J., 2012. Análise Técnico-Econômica de Sistemas BIG/GTCC na Indústria Sucroalcooleira. Trabalho Final de graduação, requisito para graduação em Engenharia Mecânica pela Universidade Federal de Itajubá. 2012.
- CTC, 2013. Processo de produção do açúcar e do etanol. Figura disponível em: <http://sine.ni.com/cs/app/doc/p/id/cs-13582>.
- Demirbas, M.F. 2009. Biorefineries for biofuel upgrading: A critical review. *Applied Energy* 86: S151-S161, 2009.
- Dias, M.O.S., Cunha, M.P., Jesus, C.D.F., Rocha, G.J.M., Pradella, J.G.C., Rossell, C.E.V., Filho, R.M. e Bonomi, A. 2011. Second generation ethanol in Brazil: Can it compete with electricity production? *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. e Bonomi, A. 2011. Integrated versus stand-alone second generation ethanol



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

production from sugarcane bagasse and trash. *Bioresource Technology* 103 : 152–161, 2012.

Dias, M.O.S., Ensinas, A.V., Nebra, S.A., Filho, R.M., Rossell C.E.V. e Maciel, M.R.W. 2009. Production of bioethanol and other bio-based materials from sugarcane bagasse: Integration to conventional bioethanol production process. *chemical engineering research and design* 87: 1206–1216, 2009.

EMBRAPA, 2012. Plano de eliminação das queimadas no campo. Disponível em: http://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/cana-de-acucar/arvore/CONTAG01_92_22122006154841.html. Acesso: 15/08/2012.

Escobar, J.C.P, 2010. Análise Termoeconômica Integrada das Plantas de Cogeração e Etanol em uma Destilaria Autônoma. Tese submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica como parte dos requisitos para obtenção do Título de Doutor em Engenharia Mecânica na Universidade Federal de Itajubá, Março, 2010.

Friedrich, F. J (1999) La energía de la biomasa. S.A..P.T. Publicaciones técnicas, S.L., 2ª ed., 135 p.

Galbe, M. e Zacchi, G. 2002. A review of the production of ethanol from softwood. *Applied Microbiology Biotechnology* 59:618–628, 2002.

GEA (2009) Energia, Açúcar e Álcool. Disponível em: http://www.geadobrasil.com.br/fileadmin/user_upload/company/do_brasil/Downloads/Productsheets_brochures/USINAS_2009_GEA_Catalogo.pdf. Acesso: 10/10/2009.

Gorter, H. e Just, D.R. 2010. The Social Costs and Benefits of Biofuels: The Intersection of Environmental, Energy and Agricultural Policy. *Applied Economic Perspectives and Policy* volume 32, 1: 4–32, 2010.

Gnansounou, E. e Dauriat, A. 2010. Techno-economic analysis of lignocellulosic ethanol: A review. *Bioresource technology*. 13: 4980-91. 2010.

Hassuani, S. 2012. Informação verbal acerca de dados e parâmetros atuais de processos numa usina de açúcar e álcool. Comunicação pessoal via e-mail.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

- Hess, J.R., Wright, C.T. e Kenney, K.L. 2007. Cellulosic biomass feedstock and logistics for ethanol production. *Biofuels, Bioprod. Bioref.* 1:181–190, 2007.
- Huber, G.W., Iborra, S., e Corma, A. 2006. Synthesis of Transportation Fuels from Biomass: Chemistry, Catalysts, and Engineering. *Chemical Reviews*, junho de 2006.
- ICIDCA, 2012. Contato pessoal com Oscar Almazán del Omo.
- Jorgensen, H., Kristensen, J.B. e Felby, C. 2007. Enzymatic conversion of lignocellulose into fermentable sugars: challenges and opportunities. *Biofuels, Bioref.* 1:119-134, 2007.
- Lange, J.P. 2007. Lignocellulose conversion: an introduction to chemistry, process and economics. *Biofuels, Bioprod. Bioref.* 1:39-48, 2007.
- Laser, M., Jin, H., Jayawardhana, K., Dale, B.E. e Lynd, L.R. 2008. Projected mature technology scenarios for conversion of cellulosic biomass to ethanol with coproduction thermochemical fuels, power, and/or animal feed protein. *Biofuels, Bioprod. Bioref.* 3:231–246, 2009.
- Leite, J. 2013. Figura I.1: Processo simplificado da destilação do álcool. Disponível em: <http://restosdecoleccion.blogspot.com.br/2012/07/sociedade-lusitana-de-destilacao.html>. Último acesso: 30/09/2013.
- Lora, E.E.S. e Venturini, O.J. (coord.), 2012. *Biocombustíveis, Volumes 1 e 2*. Editora Interciência, Rio de Janeiro, 2012.
- Mariano, A.P., Dias, M.O.S., Junqueira, T.L., Cunha, M.P., Bonomi, A. e Filho, R.M. 2013. Butanol production in a first-generation Brazilian sugarcane biorefinery: Technical aspects and economics of greenfield projects. *Bioresource Technology* 135: 316–323, 2013.
- Marques, M. O. (2008) Extração do caldo. Disponível em: <http://www.fcav.unesp.br/omir/aulastaa/aulasacucar/aulaacucar4c.pdf>. Acesso: 10/11/2008.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

- Martín, C., Marcet, M., Almazán, O., Jönsson, L.J. 2007. Adaptation of a recombinant xylose-utilizing *Saccharomyces cerevisiae* strain to a sugarcane bagasse hydrolysate with high content of fermentation inhibitors. *Bioresource Technology* 98: 1767–1773, 2007.
- Mathews, J. A.; Tan, H.; Moore, M.J.B. e Bell, G. 2011. A conceptual lignocellulosic ‘feed+fuel’ biorefinery and its application to the linked biofuel and cattle raising industries in Brazil. *Energy Policy* 9: 4932-4938. 2011.
- Meirelles, J. A (2006) Expansão da Produção de Bioetanol e Melhoria Tecnológica da Destilação Alcoólica. Workshop “Produção de Etanol” -EEL/USP.
- Méndez, P.C.M., 2004. La alimentación del ganado com caña de azúcar y sus subproductos. Editorial del instituto de Ciência animal, La Habana, Cuba, 2004.
- Moore, D. 2013. Figura: Ciclo de Rankine. Disponível em <http://termeletricas.blogspot.com.br/2011/01/ciclo-de-rankine.html>, último acesso em 30/09/2013.
- Moran, M.J. e Shapiro, H.N., 2002. Princípios de Termodinâmica para Engenharia, 4ª edição. Editora LTC, Rio de Janeiro, 2002.
- Mosier, N., Wyman, C.E., Dale, B.E., Lee, Y.Y., Holtzaple, M. e Ladisch, M.R. 2005. Features of promising technologies for pretreatment of lignocellulosic biomass. *Bioresource Technology* 96: 673–686, 2005.
- Ojeda, K., Sánchez, E. e Kafarov, V. 2010. Sustainable ethanol production from lignocellulosic biomass - Application of exergy analysis. *Energy* 36: 2119-2128, 2011.
- Ojeda, K., Ávila, O., Suárez, J. e Kafarov, V. 2011. Evaluation of technological alternatives for process integration of sugarcane bagasse for sustainable biofuels production—Part 1. *Chemical engineering research and design* 89: 270–279, 2011.
- Otero, M.A., Saura, G., Martínez, J.A., Fundora, N., Reyes, E., Vasallo, M.C. and Almazán, O.A. 2003. Propagation of yeast biomass from distillery wastes. Process and product evaluation. *Int. Sugar J.*, 105 (1249): 36–39.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

- Otero, M.A.; Saura, G.; Martínez, J.A.; Almazán, O.A. 2007. Fodder yeast production: a new approach for distillery vinasse treatment. Proc. Int. Soc. Sugar Cane Technol., 26: 1127-1133, 2007.
- Pedreira, J. V. S. e Boin, C. Estudo do crescimento do capim Elefante, variedade Napier (*Pennisetum purpureum*, Schum) Bol. Ind. Animal, Nova Odessa, 26: 263-73, 1969.
- Pinto, Cláudio Plaza, 1999. Tecnologia da digestão anaeróbica da vinhaça e desenvolvimento sustentável. Dissertação de mestrado submetida à Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica. Campinas, SP. 1999.
- PNUD-CTC , 2005. Biomass power generation: sugar cane bagasse and trash / Suleiman José Hassuani, Manoel Regis Lima Verde Leal, Isaías de Carvalho Macedo - Piracicaba. (Série Caminhos para Sustentabilidade).
- Pompermayer R.S, Paula JR DR. Estimativa do potencial brasileiro de produção de biogás através da biodigestão da vinhaça e comparação com outros energéticos. Anais 3. Encontro de Energia no Meio Rural; 2000.
- Reith, J.H., Uil, H., Veen, H., Laat, W.T.A.M., Niessen, J.J., Jong, E., Elbersen, H.W., Weusthuis, R., Dijken, J.P. e Raamsdonk, L. 2002. CO-PRODUCTION OF BIO-ETHANOL, ELECTRICITY AND HEAT FROM BIOMASS RESIDUES. 12th European Conference and Technology Exhibition on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection, Junho de 2002, Amsterdam, Netherlands.
- Renó, M.L.G. 2011. Avaliação do Balanço Energético e dos Impactos Ambientais do Processo de Produção de Metanol a partir do Bagaço de Cana-de-açúcar, utilizando a ACV. Tese de doutorado submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica como parte dos requisitos para obtenção do Título de Doutor em Engenharia Mecânica na Universidade Federal de Itajubá- MG, Brasil, junho de 2011
- Revista alcoolbras (2006) A pleno vapor. Disponível em: http://www.editoravalete.com.br/site_alcoolbras/edicoes/ed_105/mc_2.html. Acesso: 10/12/2009.
- Safatle, F.N. 2012. A economia política do Etanol. Editora Alameda, São Paulo, 2012.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

- Santos, F., Borém A. e Caldas, C., 2012. Sugarcane, Bioenergy, Sugar and Ethanol – Technology and Prospects. Brasília, MAPA/ACS: UFV/DEA, 2012.
- Saura, G., Valdéz, I., Reyes, E., Pascual, A e Otero, M.A. 2002. Tecnología de producción de levadura utilizando las vinazas de destilería como fuente mayoritaria de carbono y energia. Revista ICIDCA No. 2-2002.
- Seabra, J.E.A., Tao, L., Chum, H.L., Macedo, I.C., 2010. A techno-economic evaluation of the effects of centralized cellulosic ethanol and co-products refinery options with sugarcane mill clustering. Biomass and bioenergy 34 (2010) 1065 – 1078.
- Sesso, A. J (2005) Evaporação. Revista opiniões. Disponível em: <http://www.revistaopinioes.com.br/aa/materia.php?id=293>. Acesso: 11/12/2012.
- Soccol, C.R., Vandenberghe, L.P.S., Medeiros, A.B.P., Karp S.G., Buckeridge, M., Ramos, L.P., Pitarelo, A.P., Ferreira-Leitão, V., Gottschalk, L.M.F., Ferrara, M.A., Bon, E.P.S., Moraes, L.M.P., Araújo, J.A. e Torres, F.A.G. 2009. Bioethanol from lignocelluloses: Status and perspectives in Brazil, Bioresource technology 101, 4820-4825, 2010.
- Souza, G.F.; Escobar, J.C.P.; Orozco, D.J.R.; Lora, E.E.S. e Almazán, O. 2012. POLYGENERATION SYSTEM IN THE SUGAR AND ALCOHOL INDUSTRY. 14th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering ENCIT. RJ, Brazil, 2012.
- Sun, Y. e Cheng, J. 2002. Hydrolysis of lignocellulosic materials for ethanol production: a review. Bioresource Technology 83: 1–11, 2002.
- Teymouri, F., Laureano-Perez, L., Alizadeh, H. e Dale, B.E. 2005. Optimization of The Ammonia Fiber Explosion (AFEX) Treatment Parameters for Enzymatic Hydrolysis of Corn Stover. Department of Chemical Engineering and Material Science, 2527 Engineering Building, Michigan State University, 2005.
- UDOP, 2012. União dos produtores de Bioenergia. Histórico dos preços de 2012. Disponível em: www.udop.com.br
- União da Indústria de Cana-de-Açúcar (Unica), 2008. Disponível em: <http://www.portalunica.com.br>. Acesso em: janeiro de 2012.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

- Walter, A. e Ensinas, A.V. 2009. Combined production of second-generation biofuels and electricity from sugarcane residues. *Energy* 35: 874–879, 2010.
- Wilkie, A.C.; Riedesel, K.J. e Owens, J.M. 2000. Stillage characterization and anaerobic treatment of ethanol stillage from conventional and cellulosic feedstocks. *Biomass and Bioenergy*, 2: 63-102. 2000.
- Wooley, R.; Ruth, M.; Sheehan, J.; Ibsen, K.; Majdeski, H. e Galvez, A. 1999. Lignocellulosic Biomass to Ethanol Process Design and Economics Utilizing Co-Current Dilute Acid Prehydrolysis and Enzymatic Hydrolysis Current and Futuristic Scenarios. NREL, 1999.
- Wyman, C.E., Dale, B.E., Elander, R.Y., Holtzapple, M., Ladisch, M.R. e Lee, Y.Y. 2005. Coordinated development of leading biomass pretreatment Technologies. *Bioresource Technology* 96: 1959–1966. 2005.

ANEXO I

Aspectos gerais da produção convencional de açúcar e álcool

1. PREPARO DA CANA

O preparo da cana tem como principal objetivo desintegrá-la facilitando a extração de caldo. O processo torna a cana compacta e homogênea, aumentando a densidade da massa de alimentação das moendas.

Os equipamentos mais utilizados para esse preparo da cana são as facas rotativas que atuam cortando a massa de cana e nivelando a carga que vai para a moenda. Após a ação das facas vêm os desfibradores, responsáveis pela destruição da estrutura da cana aumentando o ganho da extração (Camargo, 1990).

1.1. EXTRAÇÃO DO CALDO

Tradicionalmente realiza-se a extração do caldo da cana através do processo de moagem, mas alguns países realizam o processo de difusão para extração do caldo.

1.1.1. MOAGEM

A moenda é composta de 3 cilindros e um tandem de moendas contém de 4 a 7 ternos de moenda.

O primeiro terno do tandem é responsável pela extração de 50 a 70% do caldo, sendo em seguida, adicionada água à cana (embebição), e o bagaço direcionado às outras moendas para que o caldo seja completamente extraído (o máximo dessa extração tem limites de 92 a 96%).

O preparo da cana é um fator importante na eficiência da embebição, pois a superfície de absorção conseguida com a preparação possibilita a melhor absorção de água.

Relacionados à quantidade de água utilizada estão alguns fatores dos quais se destacam (Camargo, 1990):

- Cana com alto teor de fibra requer uma maior taxa de embebição;
- Cana rica em açúcar é mais bem aproveitada com maiores volumes de água;
- Quanto mais água é adicionada maior o volume de caldo misto, necessitando-se mais reagentes para o tratamento. A evaporação dessa água nos processos deve ser levada em conta;
- A embebição deve ser compatível com a capacidade de evaporação da planta, onde maior parte da água é eliminada;
- O tempo de fermentação diminui devido à menor concentração de açúcar;
- Aumento do volume de vinhaça produzida e maior consumo de vapor.

Alta temperatura (em torno de 80°C) da água empregada na embebição pode afetar positiva e negativamente o processo pelos seguintes efeitos:

- Floculação antecipada de substâncias proteicas;
- Maior permeabilidade do bagaço permitindo maior difusão;
- Maior dissolução de impurezas no caldo;
- Maior lubrificação das camisas dos cilindros na moenda, dificultando a fixação do bagaço;
- Redução das perdas por fermentação bacteriana;
- Pré-clarificação do caldo;
- Pequena redução de umidade no bagaço final durante o percurso nas esteiras melhorando a queima nas caldeiras.

O número de cilindros, velocidade de rotação, a configuração, textura do cilindro são fatores que afetam a capacidade de moagem da usina, juntamente com o teor de fibra do bagaço, a pressão no cilindro superior das moendas, sua regulagem e também a taxa de embebição (Camargo, 1990; CGEE, 2009).

1.1.2. DIFUSÃO

Definição: fenômeno pelo qual duas soluções de diferentes concentrações, separadas por uma membrana permeável ou porosa, depois de algum tempo se misturam e adquirem a mesma concentração.

No caso da cana, a membrana é constituída de células do parênquima da cana em contato com a água, e a sacarose é extraída pelo escoamento de um fluido (água e caldo

diluído) através de um leito poroso. Parte do caldo é extraída por meio de lixiviação, o restante sofre a difusão.

Fatores que influenciam o mecanismo de extração (Camargo, 1990):

- Dimensão das partículas, que devem possuir um índice de preparação superior a 90%;
- Desnaturação térmica, o tratamento térmico deve ser cuidadoso para que não haja sobreaquecimento e dissolução de materiais indesejáveis o que resulta em menor extração;
- Temperatura de extração, a temperatura recomendada esta em torno de 75°C;
- pH: comumente pratica-se a faixa de 6,0 a 6,5;
- Taxa de percolação, volume de liquido de extração que passa por uma área do colchão de cana desfibrada por unidade de tempo;
- Taxa de embebição, a relação entre o peso de água de embebição e peso da fibra, de 100% a 250% dependendo do teor de fibra;
- Gradiente de concentração, fator mais importante no desempenho dos difusores;
- Tempo de retenção, tempo em que a fibra permanece no difusor, não deve ser excessivo ou ocorrem mudanças na coloração do caldo, o que prejudica a produção de açúcar.

O tipo de difusor mais utilizado é o de percolação da cana, onde água e caldo quentes são recirculados no sentido contrário ao movimento da cana desfibrada. O dispositivo mais utilizado é o de colchão horizontal.

Para a difusão, a cana deve ser preparada para que se obtenha o máximo de células abertas, dispostas em uma camada uniforme, compacta e permeável de massa fibrosa. A cana desfibrada é misturada ao caldo quente (90°C) formando um colchão no interior do difusor, afogado em 2 momentos, no aquecimento inicial e no ponto de injeção de caldo fraco da moenda de secagem, através de roscas afofadoras.

Adiciona-se leite de cal ao caldo de recirculação para ajustar o pH e vapor nas tremonhas de coleta do caldo recirculado para manter a temperatura em torno de 75°C (Camargo, 1990).

2. TRATAMENTO DO CALDO MISTO

O caldo proveniente da seção de extração tem diferentes tratamentos dependendo da usina. Umas eliminam o caldo misto, enviando o caldo peneirado para a seção de fermentação, outras realizam a pasteurização do caldo aquecendo-o e resfriando-o rapidamente. Outras realizam aquecimento e decantação após peneiramento, podendo ou não ter calagem.

O caldo para produção de açúcar é bombeado para a coluna de sulfitação aonde chega ao pH 3,8 a 4,3 em contato com SO₂, em seguida é realizada alcalinização com leite de cal, elevando o pH para 6,8 a 7,2, aquecendo-se em seguida para que haja sedimentação ou decantação do precipitado. O caldo retorna para o processo de calagem e o lodo é retirado e aplicado como adubo no campo (Camargo, 1990).

- **Sulfitação:** O gás sulfuroso possui alguns efeitos sobre o caldo de cana: ação purificante (sedimentação de partículas), ação descorante, fluidificante (diminuição da viscosidade do caldo, melhorando a decantação), preservativa (contra microrganismos) e ação precipitativa (precipitação de coloides hidrófobos e hidrófilos).
- **Calagem:** Consiste em adicionar ao caldo o leite de cal em forma contínua ou intermitente de modo que se atinja valores de pH de 6,8 a 7,2, decrescido a 3,8 a 4,3 no processo de sulfitação, e tem como finalidade precipitar impurezas contidas no caldo.
- **Adição de ácido fosfórico e outros auxiliares da clarificação:** Adição de componentes fosfatados contribui para a precipitação de não-açúcares obtendo-se um caldo mais límpido e tem sido praticada pela necessidade de minimizar as dificuldades de clarificação em decorrência de matérias primas anormais (cana passada, geada ou pobre em P₂O₅), e a necessidade de obter caldo misto bem clarificado, melhorando a qualidade final do açúcar e seu valor de mercado.

- **Aquecimento:** Os aquecedores podem ser divididos em primários e secundários. Nos primários o caldo sulfodefecado é aquecido com o vapor dos 2º e 3º efeitos da evaporação até 82 a 93°C, nos secundários o vapor provém do pré evaporador ou do escape das turbinas e aquece até 105°C, temperatura que não deve ser ultrapassada para não gerar emulsificação das ceras presentes no caldo dificultando a precipitação das impurezas.
- **Decantação:** Tem como objetivos: precipitação e coagulação de coloides; alta velocidade de assentamento; mínimo volume de borra; borras densas e produção de caldo mais clarificado possível. O tempo de retenção deve ser o menor possível, entre 2,5 e 3 horas.
- **Filtração:** O lodo decantado é levado à filtração. O caldo é separado do precipitado, onde se adiciona bagacilho ao lodo como elemento filtrante auxiliando o filtro em reter o bolo.

3. PRODUÇÃO DE ETANOL

O caldo misto é enviado à etapa de fermentação, passando antes por um acerto em sua concentração através da adição de melaço ao caldo.

O processo de fermentação é conduzido de forma descontínua em tanques denominados dornas. As leveduras produzem um conjunto de enzimas que catalisam a reação de fermentação.

3.1. FERMENTAÇÃO

A fermentação alcoólica consiste na transformação dos açúcares do mosto em etanol, gás carbônico e energia, sob a ação enzimática das leveduras.

Pode ser dividida nas etapas (Camargo, 1990):

- **Sacarificação:** dobramento de substâncias não-fermentescíveis em fermentescíveis.



- Fermentação alcoólica: em termos energéticos não apresenta equipamentos consumidores de vapor, mas o rendimento da operação é de suma importância visto que é onde a matéria prima é convertida em álcool. Para garantir o rendimento satisfatório deve-se atentar para a temperatura, acidez, concentração de açúcares, qualidade da cana, higiene, preparação de pé-de-cuba e do mosto.



As dornas de fermentação são construídas com aço carbono e a alimentação é feita por canalizações em sua parte superior. Em seu interior são instaladas serpentinas para circulação de água de resfriamento (32 a 35°C no máximo) para que não se prejudiquem as leveduras).

O rendimento de uma destilaria ($I_{\text{álcool}}/t_{\text{cana}}$) depende da qualidade da cana, eficiência da lavagem, preparo da cana para moagem, assepsia da moenda e condução do processo fermentativo cujo acompanhamento se dá através da determinação horária do Brix, a concentração que representa o teor de açúcares no mosto.

Camargo (1990) indica o tratamento recomendado para destilarias Autônomas, que é o mesmo das destilarias anexas até o momento da decantação, e possui o acréscimo de um processo a concentração do caldo.

O tratamento mais completo para a eliminação do bagacilho e da argila consiste de peneiramento, desaeração, aquecimento e decantação, o que permite a separação eficiente do fermento para eliminar a necessidade de reposição deste, causando interrupção na fermentação.

A fermentação contínua é mais pura, rápida e de maior rendimento, com menores perdas de álcool por esterificação e oxidação, maior viabilidade celular e menor contaminação, resultando na obtenção de álcool de maior qualidade.

A tabela I.1 contém as ações relativas ao Brix necessárias para cada etapa da produção de álcool.

Tabela I.8 - Concentração necessária de açúcares nas etapas de produção de álcool numa destilaria típica. Fonte: Camargo (1990).

Etapa	Elemento	Ação
Peneiramento	Caldo	Obtenção de 15 a 16 °Brix

Pré-evaporação (1º efeito)	Caldo	Concentrado de 15 para 22 °Brix
Evaporação (2º 3º e 4º efeitos)	Caldo (xarope)	Concentrado de 22 até 60 °Brix e armazenado
Entrada da Fermentação	Caldo	22 °Brix

O acompanhamento dos valores de Brix na pré-evaporação e fermentação é de extrema importância para o rendimento de álcool da destilaria. O xarope armazenado deve ter concentração 60 °Brix para que não haja contaminação generalizada (Camargo, 1990).

O tempo de fermentação é em média 8h, acompanhado pela tomada do Brix do mosto. Quando os valores do Brix começam a se repetir, a dorna pode ser enviada à centrifugação.

O processo de fermentação pode ser conduzido de forma contínua ou descontínua.

3.1.1. PROCESSOS DESCONTÍNUOS

São os mais empregados, sendo o processo de Melle-Boinot aplicado quase à totalidade das destilarias (Camargo, 1990).

- **Processo de corte:** Consiste na transferência de metade do volume de mosto em fermentação de uma dorna para outra, quando o teor de açúcar se reduz à metade do inicial. O mosto fermentado (vinho) é enviado à destilaria.
- **Processo de decantação:** Após a fermentação, espera-se a decantação das células de levedura e o vinho é enviado para a destilaria. O fermento é tratado com ácido sulfúrico e mantido em repouso por 1 ou 2h.
- **Processos de fermentos individuais:** Nesse processo cada dorna recebe fermento preparado a partir de uma cultura pura, não há reutilização do fermento.
- **Processo Melle-Boinot:** Método mais comumente utilizado nas usinas brasileiras, que consiste na recuperação da levedura de uma dorna após a fermentação e subsequente reutilização, diminuindo a utilização de açúcar na multiplicação celular, preservando-o para a conversão em álcool.

Essa recuperação é feita mediante centrifugação do vinho da fermentação que resulta em 2 fluxos: vinho livre de leveduras (90%) e suspensão de leveduras (leite de levedura, 10%). O vinho é encaminhado à dorna volante e posteriormente à

destilaria. O leite de levedura é encaminhado às cubas de tratamento onde é diluído em uma proporção de 2/1 (2 partes de água).

Pratica-se uma variação desse processo, o processo descontínuo alimentado e a fermentação acontece durante o enchimento da dorna, que leva um tempo significativo para se encher completamente (Camargo, 1990).

3.1.2. PROCESSOS CONTÍNUOS

Implicam em redução do tempo de fermentação, mas há dificuldades técnicas para se manter o funcionamento normal em condições assépticas e sem interrupções por um longo período de tempo, além do comportamento cinético de fermentação continua não ser totalmente conhecido.

- **Sistema em cascata:** Consistem em dornas interligadas em série com 70% do volume em duas primeiras dornas e o restante em 3 ou 4 dornas adicionais. O mosto é refrigerado através de trocadores de calor e as leveduras separadas por centrifugação e tratadas com ácido sulfúrico atingindo pH 3,6 a 4,0, sendo recirculado para as dornas.
- **Sistema com um único fermentador:** A fermentação é realizada em uma única dorna sendo o álcool do vinho retirado e a vinhaça recirculada em parte, de acordo com a concentração desejada. A vinhaça pré-aquece o vinho que alimenta a primeira coluna de destilação através de um trocador de calor o que reduz o volume de vinhaça na base da primeira coluna em relação ao processo convencional.

A levedura é recirculada à dorna após a centrifugação.

4. DESTILAÇÃO

A destilação é uma operação de separação que se baseia na diferença da volatilidade dos componentes de uma mistura. Ao se aquecer uma mistura líquida homogênea, as bolhas de vapor serão mais ricas dos componentes mais voláteis, esse vapor pode ser removido e condensado podendo apresentar uma composição diferente da original.

Repetindo-se a operação várias vezes utilizando como mistura o vapor retirado e condensado, podem-se separar os componentes da mistura original.

4.1. DESTILAÇÃO DO VINHO PARA OBTENÇÃO DO ETANOL

Após a centrifugação do mosto fermentado o vinho é enviado à dorna volante, que alimenta a destilaria, purificando e concentrando o álcool obtido na fermentação.

Antes de entrar nas colunas de destilação, o vinho é pré-aquecido até 75 a 80°C no condensador E passando em seguida por um trocador de calor K onde resfria a vinhaça que é retirada a 105°C.

As colunas de destilação (Figura I.1) são aquecidas com vapor proveniente do escape das turbinas. Na primeira coluna, que se divide em 3 partes, o vinho entra a 90°C através da coluna A1 (coluna de epuração), e produz vinhaça que é extraída na base da coluna A. É gerada uma corrente de vapores alcoólicos (50% de álcool em volume) denominados flegma.

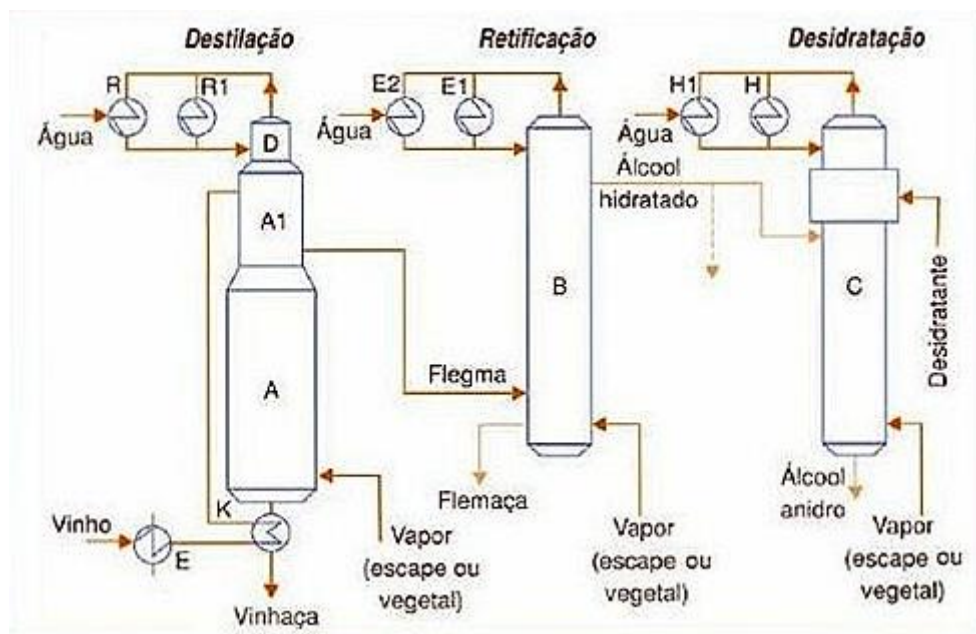


Figura I.29 - Processo simplificado da destilação do álcool. Fonte: Leite (2013)

A coluna D recebe vapor de A1 e seus vapores seguem para os condensadores R e R1 resfriados a água, onde os condensados são utilizados em refluxo ou formam o álcool de segunda (92°GL) que em alguns casos é redistilado em conjunto com o vinho, enviado à dorna volante.

O flegma segue para a coluna de retificação B.

Nessa coluna são obtidos três produtos: flegmaça no fundo, álcool hidratado (96°GL) no topo e óleo fusel. A coluna possui 2 condensadores resfriados a água (E1, E2).

O álcool hidratado é resfriado, analisado e estocado ou enviado para a coluna de desidratação C (que conta com 2 condensadores no topo H e H1) para produzir-se álcool anidro como produto de fundo, que segue para a coluna P onde é retirado o benzeno para ser reutilizado novamente na desidratação. Como produto de fundo da coluna P (que é alimentada por vapor direto) temos uma fração de água e álcool que retorna à coluna B e no topo é condensado o benzeno. O produto então passa por um painel onde é verificada a graduação alcoólica.

5. PRODUÇÃO DE AÇÚCAR

A produção de açúcar consiste em dois processos: evaporação e cozimento.

5.1. EVAPORAÇÃO

Tem como objetivo a remoção de grande parcela de água do caldo misto, que chega à evaporação com concentração de 14 a 17°Brix. Concentra-se o caldo até que se obtenha uma solução com 60 a 70°Brix sem apresentar sacarose cristalizada.

É possível se obter xaropes com até 75°Brix de concentração, mas soluções menos concentradas apresentam particularidades como: melhores condições para a operação de cozimento e a necessidade de dissolução de alguns cristais.

Na indústria sucroalcooleira brasileira é mais comum o sistema de evaporação de múltiplo efeito em correntes paralelas, onde o caldo e o vapor são alimentados no pré-evaporador, seguindo paralelos até o último dos 5 efeitos do sistema.

O primeiro efeito é o Pré-evaporador, que possui área maior que os outros evaporadores, o que proporciona maior evaporação da água. Esse vapor vegetal é utilizado nos cozedores, alguns aquecedores e outros dispositivos.

O pré-evaporador é alimentado por vapor de escape e seu condensado, assim como o do primeiro efeito, retornam às caldeiras. Os vapores condensados dos demais efeitos recebem vários destinos: preaquecimento da água de embebição, lavagem da torta na filtração, lavagem das centrifugas ou é drenado.

Em relação à temperatura, o processo possui máximos em torno de 120 a 130°C na caramelização do caldo, e mínimos em torno de 50 a 60°C na qualidade do vácuo obtido no 5º efeito (Camargo, 1990).

5.2. COZIMENTO

O xarope proveniente da evaporação (60% sacarose, 7% impurezas, 33% água) passa por um processo de cozimento produzindo a massa de primeira, que é centrifugada originando o licor-mãe denominado mel de primeira e uma parcela sólida denominada açúcar de primeira. O mel de primeira (pobre) possui alta concentração de açúcar que pode se cristalizar sendo necessário passar por outro cozimento, originando o mel de segunda e o açúcar de segunda, por serem formados a partir de uma massa de segunda.

Tendo em vista a produção de álcool o mel de segunda geralmente é enviado como substrato para a fermentação alcoólica.

O cozimento tem início no cozedor de 2ª onde o mel proveniente da centrífuga de primeira é concentrado e são injetados núcleos de sacarose que se misturam com a sacarose presente no mel pobre até que atinjam tamanho necessário de cristais para a formação do volume de granagem.

Em seguida eleva-se o nível do cozedor com adição de mel pobre até o máximo, ocorrendo deposição de sacarose nos volumes de granagem.

A massa de segunda é descarregada em um cristalizador onde a deposição de sacarose é completada por resfriamento e agitação da massa.

Segue-se então para a centrífuga onde é extraído o açúcar e o mel de segunda vai para a destilaria.

O açúcar de segunda é conduzido ao misturador onde é adicionado xarope formando o magma, que deve conter os cristais necessários para serem utilizados como núcleos no cozedor de primeira.

Após o cozimento da massa de primeira forma-se o mel pobre que vai para o cozedor de segunda, e o açúcar de primeira que é secado e ensacado para comercialização.

A operação de cozimento possui 4 etapas (Camargo, 1990):

- Concentração: é adicionado vapor, que evapora a água e deixa o xarope na concentração necessária.
- Nucleação ou granagem: onde são formados os volumes de granagem.
- Levantamento do cozimento: o pé de cozimento é feito levantamento do nível do cozedor através de vácuo, temperatura e alimentação de condições habituais (100mmHg abs.). A qualidade do levantamento se reflete na qualidade do produto.
- Concentração final ou “aperto do cozimento”: é adicionado xarope durante o levantamento do cozimento para que seja atingida máxima concentração à saída. Encerrado esse aperto da massa, é retirado o vácuo de forma que a pressão interna se iguale à externa.

ANEXO II

O Presente anexo traz tabelas com parâmetros utilizados ou obtidos nas análises de 1ª e 2ª leis da termodinâmica.

1. CONSUMO ESPECÍFICO DE VAPOR E BIOMASSA

Tabela II.1 – Consumo específico de vapor e biomassa do cenário otimizado.

	m_{vapor} [kg/tc]	$m_{\text{bagaço}}$ [kg/s]	m_{palha} [kg/s]	m_{lignina} [kg/s]
Caso Ia	304	24,0	6,6	
Caso Ib	342	17,7	6,6	8,3
Caso Ic	361	15,5	6,6	11,1
Caso IIa	400	30,2	6,6	
Caso IIb	457	29,4	6,6	5,6
Caso IIc	488	25,9	6,6	5,6

Tabela II.2 – Consumo de vapor por tonelada de cana para cada processo adicional.

	Consumo de vapor por processo [kg/tc]	
	Etanol 2G	Leveduras
Caso Ib	38	
Caso Ic	39	18
Caso IIb	57	
Caso IIc	70	18

2. FLUXOS EXERGÉTICOS

As tabelas a seguir trazem os fluxos exergéticos calculados através do Software SteamTab®. Os fluxos são identificados na figura II.1 a seguir.

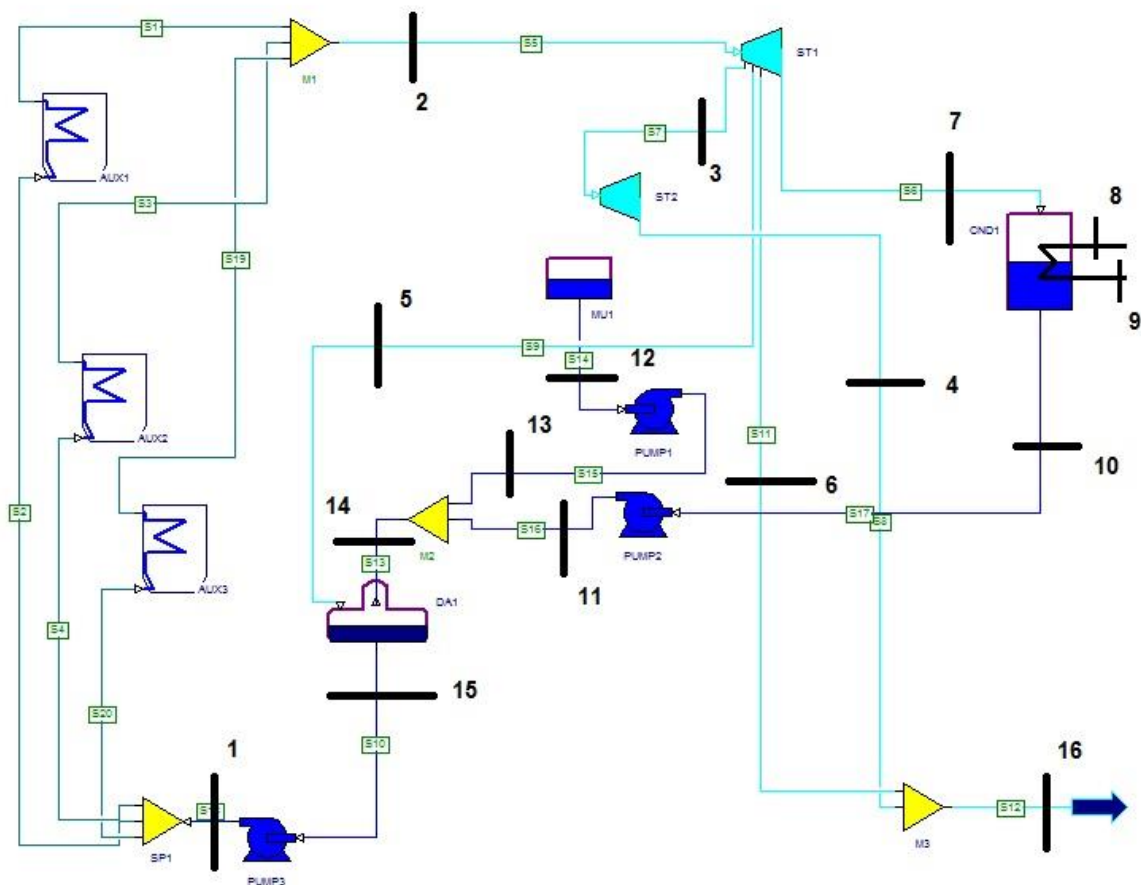


Figura II.30 – Fluxos exergeticos no ciclo de cogeração de um dos casos estudados.

Tabela II.3 – Fluxos Exergeticos do Caso Ia.

Parâmetros							
Fluxo	m [kg/s]	T [°C]	P [bar]	h [kJ/kg]	s [kJ/kg]	B [kJ/kg]	Ec [kW] *
1	69,44	84,17	65	352,43	1,12	21,93	522,51
2	69,44	490	65	3392,34	6,81	1368,64	
3	24,68	359,21	20	3157,13	6,99	1079,21	
4	24,68	183,87	2,5	2834,709	7,33	655,50	
5	2,65	183,49	3	2831,09	7,24	678,89	
6	23,93	168,65	2,5	2803,49	7,26	644,98	
7	18,18	60,09	0,2	2417,05	7,33	237,12	
8	870,36	15,56	1,03	65,26	0,23	0,63	
9	870,36	26,67	1,03	111,74	0,39	0,04	
10	18,18	60,09	0,2	251,53	0,83	8,11	
11	18,18	60,11	3	251,61	0,83	8,12	6,09
12	48,61	60	1,03	251,15	0,83	8,07	
13	48,61	60,02	3	251,24	0,83	8,08	11,44
14	66,79	60,04	3	251,32	0,83	8,09	
15	69,44	83,54	3	349,78	1,12	21,49	

* Ec [kW]: Exergia consumida na operação da bomba.

Tabela II.4 – Fluxos Exergéticos do Caso Ib.

Parâmetros							
Fluxo	m [kg/s]	T [°C]	P [bar]	h [kJ/kg]	s [kJ/kg]	B [kJ/kg]	Ec [kW]
1	77,8	84,2	65,0	352,4	1,1	2090,0	606,1
2	77,8	490,0	65,0	3392,3	6,8	3702,4	
3	24,7	359,2	20,0	3157,1	7,0	3421,5	
4	24,7	183,9	2,5	2834,7	7,3	3013,6	
5	3,0	183,5	3,0	2831,1	7,2	3032,8	
6	28,1	168,7	2,5	2803,5	7,3	2999,9	
7	22,2	60,1	0,2	2608,9	7,9	2642,5	
8	1064,6	15,6	1,0	65,3	0,2	2026,9	
9	1064,6	26,7	1,0	111,7	0,4	2033,7	
10	22,2	60,1	0,2	251,5	0,8	2062,5	
11	22,2	60,1	3,0	251,6	0,8	2062,5	7,5
12	52,6	60,0	1,0	251,2	0,8	2062,4	
13	52,6	60,0	3,0	251,2	0,8	2062,4	12,4
14	74,8	60,0	3,0	251,3	0,8	2062,4	
15	77,8	83,5	3,0	349,8	1,1	2089,2	

* Ec [kW]: Exergia consumida na operação da bomba.

Tabela II.5 – Fluxos Exergéticos do Caso Ic.

Parâmetros							
Fluxo	m [kg/s]	T [°C]	P [bar]	h [kJ/kg]	s [kJ/kg]	B [kJ/kg]	Ec [kW]
1	80,6	84,2	65,0	352,4	1,1	21,9	606,1
2	80,6	490,0	65,0	3392,3	6,8	1368,6	
3	24,7	359,2	20,0	3157,1	7,0	1079,2	
4	24,7	183,9	2,5	2834,7	7,3	655,5	
5	3,1	183,5	3,0	2831,1	7,2	678,9	
6	30,4	168,7	2,5	2803,5	7,3	645,0	
7	22,4	60,1	0,2	2608,9	7,9	257,3	
8	1072,9	15,6	1,0	65,3	0,2	0,6	
9	1072,9	26,7	1,0	111,7	0,4	0,0	
10	22,4	60,1	0,2	251,5	0,8	8,1	
11	22,4	60,1	3,0	251,6	0,8	8,1	7,5
12	55,1	60,0	1,0	251,2	0,8	8,1	
13	55,1	60,0	3,0	251,2	0,8	8,1	13,0
14	77,5	60,0	3,0	251,3	0,8	8,1	
15	80,6	83,5	3,0	349,8	1,1	21,5	

* Ec [kW]: Exergia consumida na operação da bomba.

Tabela II.6 – Fluxos Exergéticos do Caso IIa.

Parâmetros							
Fluxo	m [kg/s]	T [°C]	P [bar]	h [kJ/kg]	s [kJ/kg]	B [kJ/kg]	Ec [kW]
1	83,3	84,2	65,0	352,4	1,1	21,9	627,0
2	83,3	490,0	65,0	3392,3	6,8	1368,6	
3	24,7	359,2	20,0	3157,1	7,0	1079,2	
4	24,7	183,9	2,5	2834,7	7,3	655,5	
5	3,2	183,5	3,0	2831,1	7,2	678,9	
6	44,8	168,7	2,5	2803,5	7,3	645,0	
7	10,7	60,1	0,2	2608,9	7,9	257,3	
8	512,5	15,6	1,0	65,3	0,2	0,6	
9	512,5	26,7	1,0	111,7	0,4	0,0	
10	10,7	60,1	0,2	251,5	0,8	8,1	
11	10,7	60,1	3,0	251,6	0,8	8,1	3,6
12	69,4	60,0	1,0	251,2	0,8	8,1	
13	69,4	60,0	3,0	251,2	0,8	8,1	16,3
14	80,1	60,0	3,0	251,3	0,8	8,1	
15	83,3	83,5	3,0	349,8	1,1	21,5	

* Ec [kW]: Exergia consumida na operação da bomba.

Tabela II.7 – Fluxos Exergéticos do Caso IIb.

Parâmetros							
Fluxo	m [kg/s]	T [°C]	P [bar]	h [kJ/kg]	s [kJ/kg]	B [kJ/kg]	Ec [kW]
1	86,1	84,2	65,0	352,4	1,1	21,9	647,9
2	86,1	490,0	65,0	3392,3	6,8	1368,6	
3	24,7	359,2	20,0	3157,1	7,0	1079,2	
4	24,7	183,9	2,5	2834,7	7,3	655,5	
5	3,3	183,5	3,0	2831,1	7,2	678,9	
6	50,7	168,7	2,5	2803,5	7,3	645,0	
7	7,4	60,1	0,2	2608,9	7,9	257,3	
8	354,2	15,6	1,0	65,3	0,2	0,6	
9	354,2	26,7	1,0	111,7	0,4	0,0	
10	7,4	60,1	0,2	251,5	0,8	8,1	
11	7,4	60,1	3,0	251,6	0,8	8,1	2,5
12	75,4	60,0	1,0	251,2	0,8	8,1	
13	75,4	60,0	3,0	251,2	0,8	8,1	17,7
14	82,8	60,0	3,0	251,3	0,8	8,1	
15	86,1	83,5	3,0	349,8	1,1	21,5	

* Ec [kW]: Exergia consumida na operação da bomba.

Tabela II.8 – Fluxos Exergéticos do Caso IIc.

Parâmetros							
Fluxo	m [kg/s]	T [°C]	P [bar]	h [kJ/kg]	s [kJ/kg]	B [kJ/kg]	Ec [kW]
1	88,9	84,2	65,0	352,4	1,1	21,9	668,8
2	88,9	490,0	65,0	3392,3	6,8	1368,6	
3	24,7	359,2	20,0	3157,1	7,0	1079,2	
4	24,7	183,9	2,5	2834,7	7,3	655,5	
5	3,4	183,5	3,0	2831,1	7,2	678,9	
6	55,7	168,7	2,5	2803,5	7,3	645,0	
7	5,1	60,1	0,2	2608,9	7,9	257,3	
8	245,4	15,6	1,0	65,3	0,2	0,6	
9	245,4	26,7	1,0	111,7	0,4	0,0	
10	5,1	60,1	0,2	251,5	0,8	8,1	
11	5,1	60,1	3,0	251,6	0,8	8,1	1,7
12	80,4	60,0	1,0	251,2	0,8	8,1	
13	80,4	60,0	3,0	251,2	0,8	8,1	18,9
14	85,5	60,0	3,0	251,2	0,8	8,1	
15	88,9	83,5	3,0	349,8	1,1	21,5	

* Ec [kW]: Exergia consumida na operação da bomba.

ANEXO III

1. FLUXO DE CAIXA

Seguem as tabelas III.1 e III.2 com fluxo de caixa dos casos estudados dos GRUPOS 1 e 2 respectivamente:

Tabela IXII.1 –Fluxo de caixa dos estudos de caso do GRUPO I

	Caso Ia	Caso Ib M1	Caso Ib M2
Investimento [R\$]	-166.860.000,00	-186.732.000,00	-39.744.000,00
Ano 1 [R\$]	10.375.136,27	10.842.301,35	19.622.233,61
Ano 2 [R\$]	10.273.041,00	10.728.047,16	19.622.233,61
Ano 3 [R\$]	10.162.778,11	10.604.652,64	19.622.233,61
Ano 4 [R\$]	10.043.694,19	10.471.386,56	19.622.233,61
Ano 5 [R\$]	9.915.083,56	10.327.459,19	19.622.233,61
Ano 6 [R\$]	9.776.184,07	10.172.017,63	19.622.233,61
Ano 7 [R\$]	9.626.172,63	10.004.140,75	19.622.233,61
Ano 8 [R\$]	9.464.160,27	9.822.833,71	19.622.233,61
Ano 9 [R\$]	9.289.186,92	9.627.022,11	19.622.233,61
Ano 10 [R\$]	9.100.215,71	9.415.545,59	19.622.233,61
Ano 11 [R\$]	16.390.807,83	16.934.524,01	18.231.193,61
Ano 12 [R\$]	16.390.807,83	16.934.524,01	18.231.193,61
Ano 13 [R\$]	16.390.807,83	16.934.524,01	18.231.193,61
Ano 14 [R\$]	16.390.807,83	16.934.524,01	18.231.193,61
Ano 15 [R\$]	16.390.807,83	16.934.524,01	18.231.193,61
Ano 16 [R\$]	16.390.807,83	16.934.524,01	18.231.193,61
Ano 17 [R\$]	16.390.807,83	16.934.524,01	18.231.193,61
Ano 18 [R\$]	16.390.807,83	16.934.524,01	18.231.193,61
Ano 19 [R\$]	16.390.807,83	16.934.524,01	18.231.193,61
Ano 20 [R\$]	54.635.119,83	60.345.556,01	23.397.913,61

Tabela III.1a Fluxo de caixa (continuação).

	Caso Ic M1	Caso Ic M2
Investimento [R\$]	-223.922.780,00	-58.034.024,00
Ano 1 [R\$]	13.415.181,10	20.453.609,19
Ano 2 [R\$]	13.279.445,82	20.418.430,70
Ano 3 [R\$]	13.133.530,40	20.380.613,83
Ano 4 [R\$]	12.976.671,32	20.339.960,69
Ano 5 [R\$]	12.808.047,80	20.296.258,57
Ano 6 [R\$]	12.626.777,53	20.249.278,79
Ano 7 [R\$]	12.431.911,98	20.198.775,52
Ano 8 [R\$]	12.222.431,52	20.144.484,51
Ano 9 [R\$]	11.997.240,02	20.086.121,67
Ano 10 [R\$]	11.755.159,16	20.023.381,62
Ano 11 [R\$]	19.200.581,77	20.560.518,98
Ano 12 [R\$]	19.200.581,77	20.560.518,98
Ano 13 [R\$]	19.200.581,77	20.560.518,98
Ano 14 [R\$]	19.200.581,77	20.560.518,98
Ano 15 [R\$]	19.200.581,77	20.560.518,98
Ano 16 [R\$]	19.200.581,77	20.560.518,98
Ano 17 [R\$]	19.200.581,77	20.560.518,98
Ano 18 [R\$]	19.200.581,77	20.560.518,98
Ano 19 [R\$]	19.200.581,77	20.560.518,98
Ano 20 [R\$]	72.281.216,57	35.649.365,22

Tabela III.2 – Fluxo de caixa dos estudos de caso do GRUPO II.

	Caso IIa	Caso IIb M1	Caso IIb M2
Invest. [R\$]	-189.108.000,00	-199.127.700,00	-43.200.000,00
Ano 1 [R\$]	36.124.351,74	35.030.561,28	41.021.782,04
Ano 2 [R\$]	36.008.643,77	34.908.722,64	41.021.782,04
Ano 3 [R\$]	35.883.679,16	34.777.136,90	41.021.782,04
Ano 4 [R\$]	35.748.717,39	34.635.024,31	41.021.782,04
Ano 5 [R\$]	35.602.958,67	34.481.542,71	41.021.782,04
Ano 6 [R\$]	35.445.539,25	34.315.782,58	41.021.782,04
Ano 7 [R\$]	35.275.526,28	34.136.761,64	41.021.782,04
Ano 8 [R\$]	35.091.912,28	33.943.419,03	41.021.782,04
Ano 9 [R\$]	34.893.609,15	33.734.609,01	41.021.782,04
Ano 10 [R\$]	34.679.441,77	33.509.094,19	41.021.782,04
Ano 11 [R\$]	43.339.239,65	42.284.047,16	38.920.102,04
Ano 12 [R\$]	43.339.239,65	42.284.047,16	38.920.102,04
Ano 13 [R\$]	43.339.239,65	42.284.047,16	38.920.102,04
Ano 14 [R\$]	43.339.239,65	42.284.047,16	38.920.102,04
Ano 15 [R\$]	43.339.239,65	42.284.047,16	38.920.102,04
Ano 16 [R\$]	43.339.239,65	42.284.047,16	38.920.102,04
Ano 17 [R\$]	43.339.239,65	42.284.047,16	38.920.102,04
Ano 18 [R\$]	43.339.239,65	42.284.047,16	38.920.102,04
Ano 19 [R\$]	43.339.239,65	42.284.047,16	38.920.102,04
Ano 20 [R\$]	90.654.061,25	92.203.990,76	38.639.302,04

Tabela III.2a - Fluxo de caixa dos estudos de caso do GRUPO II (continuação).

	Caso IIc M1	Caso IIc M2
Investimento [R\$]	-216.698.919,20	-50.928.207,20
Ano 1 [R\$]	40.194.990,14	43.841.636,83
Ano 2 [R\$]	40.062.400,34	43.810.765,68
Ano 3 [R\$]	39.919.203,36	43.777.579,19
Ano 4 [R\$]	39.764.550,61	43.741.903,71
Ano 5 [R\$]	39.597.525,65	43.703.552,58
Ano 6 [R\$]	39.417.138,69	43.662.325,11
Ano 7 [R\$]	39.222.320,77	43.618.005,57
Ano 8 [R\$]	39.011.917,42	43.570.362,08
Ano 9 [R\$]	38.784.681,80	43.519.145,32
Ano 10 [R\$]	38.539.267,34	43.464.087,30
Ano 11 [R\$]	44.973.808,22	42.117.319,35
Ano 12 [R\$]	44.973.808,22	42.117.319,35
Ano 13 [R\$]	44.973.808,22	42.117.319,35
Ano 14 [R\$]	44.973.808,22	42.117.319,35
Ano 15 [R\$]	44.973.808,22	42.117.319,35
Ano 16 [R\$]	44.973.808,22	42.117.319,35
Ano 17 [R\$]	44.973.808,22	42.117.319,35
Ano 18 [R\$]	44.973.808,22	42.117.319,35
Ano 19 [R\$]	44.973.808,22	42.117.319,35
Ano 20 [R\$]	64.304.634,36	19.209.811,75