

ESTE EXEMPLAR CORRESPONDE A REDAÇÃO FINAL DA
TESE DEFENDIDA POR JOAQUIM EUGÊNIO ABEL
SEABRA
PELA COMISSÃO JULGADORA EM 29 / 07 / 2008
Isaias de Carvalho Macedo
ORIENTADOR

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
COMISSÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

Avaliação técnico-econômica de opções para o aproveitamento integral da biomassa de cana no Brasil

Autor: **Joaquim Eugênio Abel Seabra**
Orientador: **Dr. Isaias de Carvalho Macedo**

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
COMISSÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

Avaliação técnico-econômica de opções para o aproveitamento integral da biomassa de cana no Brasil

Autor: **Joaquim Eugênio Abel Seabra**
Orientador: **Dr. Isaias de Carvalho Macedo**

Curso: Planejamento de Sistemas Energéticos
Área de Concentração:

Tese de doutorado apresentada à comissão de Pós Graduação da Faculdade de Engenharia Mecânica, como requisito para a obtenção do título de Doutor em Planejamento de Sistemas Energéticos.

Campinas, julho de 2008
S.P. – Brasil

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA E ARQUITETURA - BAE - UNICAMP

Se11a Seabra, Joaquim Eugênio Abel
Avaliação técnico-econômica de opções para o
aproveitamento integral da biomassa de cana no Brasil /
Joaquim Eugênio Abel Seabra.--Campinas, SP: [s.n.], 2008.

Orientador: Isaias de Carvalho Macedo
Tese (Doutorado) - Universidade Estadual de Campinas,
Faculdade de Engenharia Mecânica.

1. Energia da biomassa. 2. Usinas. 3. Sacarose. 4.
Hidrólise. 5. Gaseificação. 6. Combustíveis sintéticos. 7.
Efeito estufa (Atmosfera). I. Macedo, Isaias de Carvalho. II.
Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia
Mecânica. III. Título.

Titulo em Inglês: Technical-economic evaluation of options for whole use of sugar
cane biomass in Brazil

Palavras-chave em Inglês: Bio-refinery, Sucrose products, Hydrolysis, BIG/GT-CC,
Fuel synthesis, GHG emissions

Área de concentração:

Titulação: Doutor em Planejamento de Sistemas Energéticos

Banca examinadora: Arnaldo Cesar da Silva Walter, Helena Li Chum, José
Goldemberg, Luiz Augusto Horta Nogueira

Data da defesa: 29/07/2008

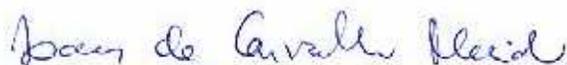
Programa de Pós-Graduação: Engenharia Mecânica

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
COMISSÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

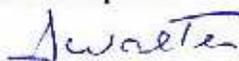
TESE DE DOUTORADO

**Avaliação técnico-econômica de opções para o
aproveitamento integral da biomassa de cana
no Brasil**

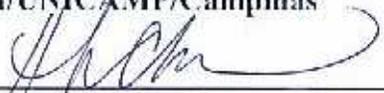
Autor: **Joaquim Eugênio Abel Seabra**
Orientador: **Dr. Isaias de Carvalho Macedo**



Prof. Dr. Isaias de Carvalho Macedo, Presidente
NIPE/UNICAMP/Campinas



Prof. Dr. Arnaldo Cesar da Silva Walter
FEM/UNICAMP/Campinas



Dra. Helena Li Chum
NREL/Golden, CO, EUA



Prof. Dr. José Goldemberg
IEE/USP/São Paulo



Prof. Dr. Luiz Augusto Horta Nogueira
UNIFEI/Itajubá

Campinas, 29 de julho de 2008

Dedicatória:

Dedico este trabalho aos meus queridos pais e esposa.

Agradecimentos

Ao prof. Isaias, meu grande agradecimento por toda a orientação e apoio para a realização deste trabalho, além do auxílio para o meu desenvolvimento acadêmico e profissional.

Ao CNPq e CPFL, pelo apoio financeiro nas diferentes fases do meu doutorado.

A meus pais e esposa, pelo apoio incondicional ao longo de todo o meu percurso.

A todas as usinas, instituições de pesquisa (em especial, CTC e NREL), fabricantes e especialistas consultados, pela atenção dispensada e fornecimento de preciosas informações para a realização deste estudo.

Aos professores do Curso de Planejamento de Sistemas Energéticos, agradeço pela orientação e dedicação ao ensino.

Também agradeço aos funcionários da Unicamp e demais pessoas que, de alguma forma, auxiliaram no desenvolvimento deste trabalho.

“A melhor maneira de prever o futuro é criá-lo”
Peter Drucker

Resumo

SEABRA, Joaquim Eugênio Abel, *Avaliação técnico-econômica de opções para o aproveitamento integral da biomassa de cana no Brasil*, Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2008. 274p. Tese (doutorado).

O objetivo deste trabalho foi investigar, no cenário prospectivo, as opções tecnológicas que deverão permitir o melhor aproveitamento da biomassa da cana e suas possíveis implicações no contexto das usinas. Além das possibilidades envolvendo o uso mais diversificado da sacarose, este estudo investigou o aproveitamento do bagaço e palha da cana considerando quatro tecnologias: geração de energia elétrica através da cogeração com ciclos a vapor (opção atualmente comercial); produção de etanol através da hidrólise (opções para curto, médio e longo prazo); geração de energia elétrica a partir da gasificação da biomassa integrada a ciclos combinados (BIG/GT-CC) (opções para médio-longo prazo); e a produção de combustíveis de síntese a partir da gasificação da biomassa (opções para médio-longo prazo). Para cada uma destas opções, foram discutidos os aspectos tecnológicos mais importantes e estimados os rendimentos e custos de sistemas integrados a uma usina de cana, além de terem sido avaliados seus efeitos nos balanços de energia e emissões de GEE.

Neste trabalho ficou evidenciado o grande benefício econômico que pode representar o uso diversificado dos açúcares da cana para a produção de produtos de maior valor agregado, como aminoácidos, por exemplo. No caso da fibra da cana, foi avaliado que opções atualmente comerciais já propiciariam a geração de excedentes de energia elétrica superiores a 140 kWh/tc, com custos em torno de 100 R\$/MWh, para os casos de cogeração com alta pressão e uso de alguma palha em conjunto com o bagaço. Para o futuro, sistemas de cogeração com ciclos combinados deverão permitir que os níveis de excedentes ultrapassem os 200 kWh/tc, mas com custos também superiores (>140 R\$/MWh). Pensando na produção de combustíveis, as opções de curto prazo para a conversão bioquímica do bagaço possibilitariam um aumento na produção de etanol de cerca de 20 L/tc (a um custo de ~680 R\$/m³), enquanto no longo prazo os rendimentos poderão passar para 40 L/tc, com custos de 270 R\$/m³. Já no caso da conversão termoquímica, no

médio-longo prazo líquidos Fischer-Tropsch, por exemplo, poderiam ser produzidos com rendimentos de 490 MJ/tc, a um custo de cerca de 30 R\$/GJ. Em termos dos balanços de energia e emissões de GEE, nas condições de hoje a relação de energia da produção do etanol foi avaliada em 9,4 e com uma emissão líquida evitada no seu ciclo de vida de pouco mais de 1,8 t CO₂eq/m³ anidro. Mas para 2020, considerando as expectativas de evolução da produção de cana e a disponibilidade de tecnologias avançadas para o aproveitamento da biomassa residual, a relação de energia poderá subir para 14,2, ao passo que a emissão líquida evitada alcançaria 2,9 t CO₂eq/m³ anidro, com base na utilização de sistemas BIG/GT-CC para o aproveitamento da biomassa.

Tendo em vista todos estes aspectos, ao final do estudo é feita uma comparação mais ampla do efeito da utilização destas opções no desempenho global das usinas, indicando suas implicações para o estabelecimento das futuras bio-refinarias a partir da cana-de-açúcar.

Palavras Chave

Bio-refinaria, Produtos da sacarose, Hidrólise, BIG/GT-CC, Síntese de combustíveis, Emissões de GEE.

Abstract

SEABRA, Joaquim Eugênio Abel, *Technical-economic evaluation of options for whole use of sugar cane biomass in Brazil*, Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2008. 274p. PhD thesis.

The objective of the present work was to investigate, in the prospective scenario, the technology options that might lead to a better use of sugar cane biomass and their possible implications in the mills' context. Besides the possibilities involving the diversified use of cane's sugars, this study evaluated the use of bagasse and cane trash considering four technologies: power generation with conventional steam cycles (current options); ethanol production through biomass hydrolysis (options for short, middle and long term); power generation through biomass gasification integrated to combined cycles (BIG/GT-CC) (options for middle-long term); and the production of synthetic fuels through biomass gasification (options for middle-long term). For each one of these options, were discussed the main technological aspects and estimated the yields and costs for systems integrated to cane mills; their effects over energy and GHG emission balances were assessed as well.

In this work was evidenced the great economical benefit which would represent the diversified use of cane's sugars for the production of higher value products, such as amino acids, for example. For the fiber fraction, it was concluded that current commercial options could already lead to electricity surpluses as high as 140 kWh/tc, with costs around 100 R\$/MWh, for those configurations with high pressure boilers and using some amount of trash in addition to bagasse. For the future, combined cycles systems might lead to electricity surpluses higher than 200 kWh/tc, but also with higher costs (>140 R\$/MWh). Regarding fuels production, the short term options for biochemical conversion would allow 20 L/tc ethanol production increasing (produced at ~680 R\$/m³), while the long term yields could reach 40 L/tc, with costs at 270 R\$/m³. For thermochemical conversion, in the middle-long term, Fischer-Tropsch liquids, for instance, could be produced with yields closed to 490 MJ/tc, at costs around 30 R\$/GJ. As for energy and GHG emission balances, for the current situation the energy ratio of ethanol production was evaluated

as 9.4, with a life cycle net avoided emission of 1.8 t CO₂eq/m³ anhydrous. But for 2020, considering the expectations about the evolution on cane production and the availability of advanced technologies for biomass use, the energy ratio might rise to 14.2, while net avoided emissions would reach 2.9 t CO₂eq/m³ anhydrous, based on the adoption of BIG/GT-CC systems for biomass use. Bearing all these aspects in mind, a broader comparison of the effects of these technology options utilization on the overall mill performance is presented in the end of the study, pointing out their implications for the establishment of the future sugar cane bio-refineries.

Key Words

Bio-refinery, Sucrose products, Hydrolysis, BIG/GT-CC, Fuel synthesis, GHG emissions.

Índice

RESUMO	VII
ABSTRACT	IX
ÍNDICE	XI
LISTA DE FIGURAS	XVI
LISTA DE TABELAS	XIX
NOMENCLATURA	XXII
CAPÍTULO 1. INTRODUÇÃO	1
1.1. Contexto geral	1
1.2. Objetivos	4
1.3. Metodologia básica	5
1.4. Estrutura da tese	5
CAPÍTULO 2. PRODUÇÃO E PROCESSAMENTO DA CANA-DE-AÇÚCAR	8
2.1. História	8
2.2. Perfil da produção no Brasil	9
2.3. Evolução da produção	17
2.4. Cana como matéria-prima	21
2.4.1. Características gerais	21
2.4.2. Disponibilidade de biomassa	23
2.4.3. Caracterização da biomassa	26
2.5. Custo da cana	29
2.5.1. Cana própria	29
2.5.2. Cana de terceiros	29

2.6. As usinas	31
2.7. Fabricação do açúcar	34
2.8. Fabricação do álcool	36
2.9. Preços e custos	40
CAPÍTULO 3. OPÇÕES ATUAIS PARA A GERAÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA NAS USINAS	43
3.1. Introdução	43
3.2. Sistema energético das usinas	44
3.2.1. Demanda de energia	44
3.2.2. Geração de energia	46
3.3. Configurações selecionadas	52
3.3.1. Modelagem	53
3.3.2. Aspectos econômicos	57
3.4. Resultados	61
3.4.1. Açúcar e álcool	61
3.4.2. Energia elétrica	63
3.5. Conclusões	68
CAPÍTULO 4. USO DIVERSIFICADO DOS AÇÚCARES DA CANA: POSSIBILIDADES ATUAIS	70
4.1. Introdução	70
4.2. Produtos da cana: opções atuais	71
4.3. Avaliação do desempenho das usinas	74
4.3.1. Configurações selecionadas	74
4.3.2. Análise econômica	76
4.3.3. Resultados	78
4.4. Conclusões	81
CAPÍTULO 5. PRODUÇÃO AVANÇADA DE ETANOL A PARTIR DA CANA-DE-AÇÚCAR	83
5.1. Introdução	83
5.2. Etanol a partir de materiais ligno-celulósicos	85
5.2.1. Efeito da estrutura e composição da biomassa	85

5.2.2. Tecnologias de conversão	88
5.2.2.1. Pré-tratamento	88
5.2.2.2. Hidrólise da celulose	95
5.2.2.3. Fermentação	98
5.2.2.4. Resíduos do processo	99
5.2.2.5. Integração de processo	100
5.2.3. Expectativas	102
5.2.4. Projetos de demonstração e comerciais	104
5.3. Avaliação da integração com as usinas	107
5.3.1. Configurações selecionadas	107
5.3.2. Modelagem	110
5.3.3. Análise econômica	112
5.3.4. Resultados	114
5.4. Comentários finais	120
CAPÍTULO 6. OPÇÕES FUTURAS PARA A GERAÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA NAS USINAS	122
6.1. Introdução	122
6.2. Visão geral sobre a gasificação de biomassa	124
6.2.1. Conceito	124
6.2.2. Experiência	125
6.2.3. Gasificadores de biomassa	126
5.2.2.6. Gasificadores de leito fixo	127
5.2.2.7. Gasificadores de leito fluidizado	129
5.2.2.8. Gasificadores de leito arrastado	130
6.3. Tecnologia BIG/GT-CC	131
6.3.1. Conceito	131
6.3.2. Projetos de demonstração e comerciais	134
6.3.3. Perspectivas	136
6.4. Avaliação da integração com as usinas	138
6.4.1. Configurações selecionadas	138
6.4.2. Análise econômica	142
6.4.3. Resultados	143
6.5. Conclusões	149
CAPÍTULO 7. SÍNTESE DE COMBUSTÍVEIS A PARTIR DA BIOMASSA RESIDUAL DA CANA	151
7.1. Introdução	151

7.2. Combustíveis selecionados	153
7.3. Síntese de combustíveis a partir da biomassa	155
7.3.1. Tecnologia	155
7.3.2. Projetos de demonstração e comerciais	157
7.4. Avaliação do desempenho das usinas	160
7.4.1. Configurações selecionadas	160
7.4.2. Análise econômica	164
7.4.3. Resultados	164
7.5. Conclusões	170
CAPÍTULO 8. BALANÇO DE ENERGIA E EMISSÕES DE GEE NA PRODUÇÃO E USO DO ETANOL DE CANA: MÉDIAS DE 2005/2006 E EXPECTATIVAS PARA 2020	171
8.1. Introdução	171
8.2. Base de dados	173
8.3. Cadeia produtiva do etanol: evolução esperada	175
8.3.1. Produção da cana-de-açúcar (fase agrícola)	175
8.3.2. Processamento da cana (indústria)	178
8.3.3. Distribuição e uso do etanol	180
8.4. Metodologia	181
8.4.1. Input de energia e emissões de GEE	181
8.4.2. Produção de energia e emissões evitadas	188
8.5. Resultados	189
8.5.1. Balanço de energia	189
8.5.2. Emissão de GEE	191
8.5.3. Análise de sensibilidade	196
8.6. Conclusões	200
CAPÍTULO 9. OPÇÕES TECNOLÓGICAS PARA AS FUTURAS BIO-REFINARIAS DE CANA	201
9.1. Introdução	201
9.2. Opções tecnológicas	204
9.2.1. Uso da sacarose	204
9.2.2. Geração de energia	206
9.2.3. Produção de combustíveis	207
9.3. Aspectos econômicos	211

9.4. Influência da qualidade da matéria-prima	219
9.5. Aspectos ambientais (emissões de GEE)	222
9.6. Conclusões	223
SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	225
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	226
ANEXO I	245
ANEXO II	247
ANEXO III	254
ANEXO IV	263
ANEXO V	265
ANEXO VI	267
ANEXO VII	270

Lista de figuras

Figura 1.1. Principais opções de conversão da biomassa. (Baseado em TURKENBURG et al., 2000)	2
Figura 2.1. Produção de cana, açúcar e álcool no Brasil. (Baseado em UNICA, 2007 e MAPA, 2007)	9
Figura 2.2. Distribuição da área colhida por estágio de corte, safra 04/05. (PAES, 2005)	13
Figura 2.3. Evolução da produtividade agrícola em São Paulo. (MACEDO e NOGUEIRA, 2005)	14
Figura 2.4. Evolução do teor de sacarose, usinas da Copersucar (São Paulo). (MACEDO e NOGUEIRA, 2005)	14
Figura 2.5. Evolução da área colhida (%) das principais variedades de cana cultivadas no Brasil. (PAES, 2005)	15
Figura 2.6. Distribuição das principais variedades cultivadas no Brasil, safra 04/05 (censo: 4,3 milhões de hectares). (PAES, 2005)	16
Figura 2.7. Cronograma de redução da queima: Decreto Federal 2.661 e Lei Estadual (SP) 11.241.	17
Figura 2.8. Áreas potenciais para o cultivo de cana (CARVALHO, 2007; CGEE, 2005).	20
Figura 2.9. Partes da cana-de-açúcar.	21
Figura 2.10. (a) Evolução de pol e fibra ao longo da safra (primeiro corte) das variedades RB72454 e SP81-3250; (b) evolução de pol e fibra da variedade RB72454 para primeiro e segundo cortes. (CTC, 2005b)	23
Figura 2.11. (a) Histórico de pol e fibra nas usinas monitoradas pelo CTC e (b) as médias ponderadas por moagem das safras 2000 a 2004. (CTC, 2005b)	24
Figura 2.12. Composição do custo da cana (35,69 R\$/tc; 84 t/ha; 6 cortes). (CHAVES, 2006)	29
Figura 2.13. Evolução do ATR e preços da cana (valores correntes) de produtores do Estado de São Paulo (baseado em ORPLANA, 2007).	30
Figura 2.14. Localização das usinas de açúcar e álcool no Brasil. (CGEE, 2005)	32
Figura 2.15. Diagrama de fluxo do processo de fabricação de açúcar (exemplo de processo com três massas).	36
Figura 2.16. Diagrama de fluxo da fabricação do álcool.	39
Figura 2.17. Fluxograma geral da produção de açúcar e álcool. (CTC, 2005)	40
Figura 2.18. Valores pagos ao produtor pelos principais produtos das usinas.	41
Figura 3.1. Fluxograma simplificado do sistema energético de uma usina típica.	46
Figura 3.2. Fluxograma simplificado do sistema energético de uma usina que opera com vapor de alta pressão.	49
Figura 3.3. Fluxograma simplificado do sistema energético de uma usina para operação durante o ano todo (sistema com extração/condensação).	51
Figura 3.4. Fluxograma simplificado do sistema energético de uma usina com acionamento elétrico para operação durante o ano todo.	52
Figura 3.5. Representação esquemática do modelo de simulação.	55
Figura 3.6. Custos de produção do açúcar, álcool e mel (configuração 22-CP).	62
Figura 3.7. Geração de energia elétrica.	64

Figura 3.8. Necessidade de investimento adicional.	65
Figura 3.9. Custo da energia elétrica excedente.	66
Figura 3.10. Variação da taxa interna de retorno em função da tarifa da energia elétrica.	67
Figura 3.11. Custo da energia elétrica excedente em função da taxa de interesse do investimento.	67
Figura 3.12. Estimativa do faturamento da usina (preços considerados: açúcar = 560 R\$/t; álcool = 760 R\$/m ³ ; energia elétrica = 140 R\$/MWh).	68
Figura 4.1. Rendimento dos diferentes produtos da sacarose.	78
Figura 4.2. Geração de energia elétrica na usina.	79
Figura 4.3. Variação da demanda de energia da usina durante a safra de acordo com os produtos.	79
Figura 5.1. Típico arranjo da parede celular vegetal (MURPHY e MCCARTHY, 2005).	86
Figura 5.2. Representação da celulose. (MURPHY e MCCARTHY, 2005)	86
Figura 5.3. Representação esquemática básica da hemicelulose. A: arabinose; FeA: ácido ferúlico; G: galactose; Glc: ácido glicorônico; X: xilose. (GRAY et al., 2006)	87
Figura 5.4. Estrutura da lignina. (US DOE, 2006)	87
Figura 5.5. Esquema do processo de produção de etanol a partir de biomassa. (Baseado em HAMELINCK, 2004)	88
Figura 5.6. Diagrama de fluxo do processo considerado nas avaliações.	109
Figura 5.7. Rendimento de etanol por tonelada de bagaço seco.	115
Figura 5.8. Rendimento total de etanol da usina.	116
Figura 5.9. Geração de energia elétrica excedente da usina.	116
Figura 5.10. Eficiência global das configurações avaliadas (input = colmos + palha).	117
Figura 5.11. Investimento total para a construção da usina.	118
Figura 5.12. Custo de produção do etanol da usina (caldo + hidrólise).	119
Figura 5.13. Custo de produção do etanol de hidrólise.	119
Figura 6.1. Gasificadores de leito fixo: (a) contra-corrente (Primenergy; Lurgi) e (b) co-corrente (Community Power BioMAX). (Baseado em GRABOWSKI, 2004)	128
Figura 6.2. Gasificadores de leito fluidizado: (a) circulante (FERCO), (b) borbulhante (EPI, GTI-Renugas, Carbona, Foster-Wheeler, MTCI) e (c) circulante com craqueador de alcatrão (TPS). (Baseado em CONSONNI e LARSON, 1996a)	129
Figura 6.3. Gasificador de leito arrastado (Brightstar). (Baseado em GRABOWSKI, 2004)	130
Figura 6.4. Representação esquemática de um sistema BIG-CC. (Baseado em LARSON et al, 2001)	131
Figura 6.5. Geração total de energia na usina.	144
Figura 6.6. Eficiência energética global da usina.	145
Figura 6.7. Investimento na planta de energia da usina.	147
Figura 6.8. Custo da energia elétrica excedente.	147
Figura 6.9. Sensibilidade da tarifa mínima da energia com relação à necessidade de investimento.	148
Figura 6.10. Sensibilidade da tarifa mínima da energia com relação ao tamanho da usina.	148
Figura 7.1. Esquema básico para a produção de combustíveis a partir do gás de síntese.	155
Figura 7.2. Produção e rendimento dos combustíveis de síntese.	165
Figura 7.3. Geração de energia elétrica da usina.	166
Figura 7.4. Eficiência energética global da usina.	167
Figura 7.5. Investimento para a planta de produção de combustíveis de síntese e geração de energia.	169

Figura 7.6. Custo de produção dos combustíveis de síntese.	169
Figura 8.1. Redução da emissão de GEE com relação à gasolina.	194
Figura 8.2. Fluxos de energia e emissões de GEE no ciclo de vida do etanol – valores de 2005/2006.	195
Figura 8.3. Fluxos de energia e emissões de GEE no ciclo de vida do etanol – cenário 2020 Moderado.	195
Figura 8.4. Distribuição do uso de energia fóssil e das emissões de GEE no ciclo de vida do etanol (desconsiderando os créditos dos co-produtos) – valores 2005/2006.	196
Figura 8.5. Análise de sensibilidade para o balanço de energia (valores de 2005/2006).	198
Figura 8.6. Análise de sensibilidade para o balanço de emissões de GEE (valores de 2005/2006).	198
Figura 8.7. Economia de energia fóssil em função da relação de energia.	199
Figura 9.1. Ciclo integrado completo agri-biocombustível-biomaterial-bioenergia para tecnologias sustentáveis. (Baseado em RAGAUSKAS et al., 2006)	201
Figura 9.2. Evolução esperada para a oferta de tecnologias comerciais maduras para o aproveitamento da biomassa residual da cana.	204
Figura 9.3. Geração de energia para as diferentes configurações avaliadas (escala de referência: usina de 2 Mtc/ano).	210
Figura 9.4. Balanço global de energia da usina considerando as diferentes tecnologias para o aproveitamento da biomassa residual da cana.	211
Figura 9.5. Lucro bruto específico da usina considerando diferentes tecnologias para o aproveitamento da biomassa residual da cana.	213
Figura 9.6. Valor do bagaço para a geração de energia elétrica.	214
Figura 9.7. (a) Valor do bagaço para a produção de etanol via hidrólise e (b) influência da tarifa da energia elétrica no valor do bagaço para a configuração de curto prazo Organosolv + hidrólise ácida.	215
Figura 9.8. (a) Valor do bagaço para a produção de combustíveis de síntese e (b) influência da tarifa da energia elétrica no valor do bagaço para a produção de líquidos FT.	216
Figura 9.9. Sensibilidade do custo dos produtos derivados da fibra com relação ao custo da palha: (a) geração de energia elétrica; (b) produção de etanol por hidrólise e (c) produção de combustíveis de síntese.	219
Figura 9.10. Avaliação do impacto da variação do teor de pol e fibra da cana no desempenho global da usina considerando diferentes tecnologias para o aproveitamento da biomassa residual: (a) cogeração com ciclos a vapor (65-CEST(AT)); (b) produção de etanol via hidrólise (LHW + CBP) e (c) síntese de combustíveis (líquidos FT).	221
Figura V.1. Custo de produção do açúcar, álcool e mel (configuração 22-CP).	266
Figura VI.1. Fluxograma geral das configurações avaliadas (ver fluxos nas Tabela VI.1).	267
Figura VII.1. Representação esquemática da planta de energia.	273

Lista de tabelas

Tabela 2.1. Distribuição regional da produção de cana no Brasil, safra 06/07. (CARVALHO, 2007)	10
Tabela 2.2. Estratificação da produção de cana-de-açúcar de fornecedores do Estado de São Paulo, safra 05/06. (ORPLANA, 2007)	11
Tabela 2.3. Produtividade da cana-de-açúcar – médias das safras 98/99 a 02/03 (Copersucar). (MACEDO et al., 2004)	12
Tabela 2.4. Tipos de transporte da cana – dados de 2005. (CTC, 2006)	17
Tabela 2.5. Distribuição regional da produção de cana no Brasil esperada para a safra 2012/2013 (CARVALHO, 2007).	18
Tabela 2.6. Composição média da cana-de-açúcar (colmos). (COPERSUCAR, 2007)	22
Tabela 2.7. Principais constituintes da cana-de-açúcar (colmos). (COPERSUCAR, 2007)	22
Tabela 2.8. Composição imediata e poder calorífico do bagaço.	26
Tabela 2.9. Composição imediata e poder calorífico da palha (triturada).	27
Tabela 2.10. Composição elementar do bagaço.	27
Tabela 2.11. Composição elementar da palha (triturada).	28
Tabela 2.12. Composição (material celulósico e lignina) do bagaço.	28
Tabela 2.13. Composição (material celulósico e lignina) da palha (triturada).	28
Tabela 2.14. Evolução tecnológica do setor sucroalcooleiro (OLIVÉRIO, 2005).	33
Tabela 2.15. Perdas de açúcar no processo de fabricação de açúcar ^a (CTC, 2006).	36
Tabela 2.16. Perdas de açúcar e eficiências médias para a fabricação do álcool (CTC, 2006).	39
Tabela 2.17. Revisão Consecana-SP da estrutura de custos do açúcar e do álcool (RODRIGUES, 2007).	42
Tabela 3.1. Demanda de energia no processamento da cana-de-açúcar ^a .	45
Tabela 3.2. Resumo das configurações avaliadas.	53
Tabela 3.3. Principais parâmetros de operação para a modelagem da usina.	56
Tabela 3.4. Principais parâmetros para a modelagem da planta de geração da usina, de acordo com as configurações selecionadas.	56
Tabela 3.5. Principais parâmetros para a análise econômico-financeira.	58
Tabela 3.6. Custos dos componentes de uma usina de 2 Mtc/ano (MR\$).	59
Tabela 3.7. Custo de equipamentos e instalações para sistemas avançados de cogeração (MR\$).	60
Tabela 3.8. Gastos da usina com insumos e mão-de-obra ^a .	60
Tabela 4.1. Novos produtos da agroindústria da cana ^a .	72
Tabela 4.2. Características da usina padrão adotada nas avaliações.	75
Tabela 4.3. Principais características das unidades anexas para processamento da sacarose.	76
Tabela 4.4. Principais custos envolvidos nas plantas anexas à usina.	77
Tabela 4.5. Parâmetros considerados para a avaliação econômico-financeira.	77
Tabela 4.6. Resultado da avaliação financeira ^a .	81
Tabela 5.1. Rendimentos das diferentes opções para a hidrólise do bagaço.	97
Tabela 5.2. Plantas piloto e de demonstração (SOLOMON et al., 2007).	105
Tabela 5.3. Futuras plantas comerciais (SOLOMON et al., 2007).	106

Tabela 5.4. Características gerais das configurações selecionadas.	110
Tabela 5.5. Principais parâmetros utilizados para a modelagem das configurações selecionadas.	111
Tabela 5.6. Parâmetros para a estimativa de investimento da planta de hidrólise.	113
Tabela 5.7. Parâmetros para a avaliação econômica da planta de hidrólise.	114
Tabela 6.1. Sistemas de alimentação de biomassa para gasificadores pressurizados.	132
Tabela 6.2. Principais contantes e formas de controle envolvidos na tecnologia BIG/GT-CC ^a .	133
Tabela 6.3. Projetos de demonstração da tecnologia BIG/GT-CC ^a .	135
Tabela 6.4. Principais características dos sistemas BIGGT-CC considerados nesta avaliação ^a .	141
Tabela 6.5. Características da usina padrão adotada nas avaliações.	142
Tabela 6.6. Parâmetros para a análise econômico-financeira.	143
Tabela 7.1. Projetos de produção de gás de síntese ^a .	158
Tabela 7.2. Principais características dos sistemas de síntese considerados nesta avaliação ^a .	162
Tabela 7.3. Características da usina padrão adotada nas avaliações.	163
Tabela 8.1. Dados básicos para a produção de cana.	177
Tabela 8.2. Parâmetros utilizados para a estimativa do consumo de diesel.	178
Tabela 8.3. Dados do processamento da cana a etanol.	179
Tabela 8.4. Parâmetros da distribuição de etanol.	181
Tabela 8.5. Demanda de energia e emissões de GEE na produção de combustíveis fósseis.	182
Tabela 8.6. Energia embutida nas edificações.	184
Tabela 8.7. Demande de energia e emissões de GEE na produção de fertilizantes e defensivos.	185
Tabela 8.8. Consumo de energia fóssil na produção dos insumos químicos industriais.	185
Tabela 8.9. Emissões de GEE não associadas ao uso de combustíveis fósseis.	187
Tabela 8.10. Uso de energia fóssil no ciclo de vida do etanol (MJ/tc).	190
Tabela 8.11. Balanço de energia na produção de etanol (MJ/tc).	191
Tabela 8.12. Emissão total no ciclo de vida do etanol (kg CO ₂ eq/m ³ etanol anidro ou hidratado).	192
Tabela 8.13. Emissões evitadas pelo uso do etanol (kg CO ₂ eq/m ³ etanol anidro ou hidratado).	194
Tabela 8.14. Parâmetros considerados na análise de sensibilidade (valores de 2005/2006).	197
Tabela 9.1. Geração e custo da energia elétrica excedente.	207
Tabela 9.2. Rendimento e custo dos combustíveis derivados do material ligno-celulósico.	209
Tabela 9.3. Preços atuais dos produtos considerados na análise.	212
Tabela 9.4. Emissões de GEE evitadas pelo uso dos produtos da cana.	223
Tabela I.1. Custo operacional médio da lavoura de cana-de-açúcar (R\$) (ASSOCANA, 2008).	245
Tabela II.1. Exemplo para determinação do Valor do ATR.	250
Tabela III.1. Principais características das usinas analisadas.	254
Tabela III.2. Parâmetros básicos da Usina 1.	255
Tabela III.3. Comparação entre dados reais e modelados para a Usina 1.	256
Tabela III.4. Parâmetros básicos da Usina 2.	257
Tabela III.5. Comparação entre dados reais e modelados para a Usina 2.	258
Tabela III.6. Parâmetros básicos da Usina 3.	259
Tabela III.7. Comparação entre dados reais e modelados para a Usina 3.	260
Tabela III.8. Parâmetros básicos da Usina 4.	261
Tabela III.9. Comparação entre dados reais e modelados para a Usina 4.	262
Tabela V.1. Parâmetros adotados para a análise de sensibilidade.	265
Tabela VI.1. Resultado das simulações – fluxos referentes à Figura VI.1.	268

Tabela VI.2. Resumo da avaliação técnica.	269
Tabela VII.1. Fluxo de caixa para a usina de referência.	270
Tabela VII.2. Fluxo de caixa para usina mais planta anexa de ácido cítrico.	270
Tabela VII.3. Fluxo de caixa para usina mais planta anexa de creme de levedura.	271
Tabela VII.4. Fluxo de caixa para usina mais planta anexa de lisina.	271
Tabela VII.5. Fluxo de caixa para usina mais planta anexa de MSG.	272
Tabela VII.6. Custos associados à planta de energia ^a (MR\$/ano).	273
Tabela VII.7. Balanço da planta de energia.	274
Tabela VII.8. Custo de produção do ácido cítrico.	274

Nomenclatura

Abreviações

AM	Acionamento mecânico
ART	Açúcares redutores totais
ATR	Açúcares totais recuperáveis
BFB	Bubbling fluidized bed
BIG/GT-CC	Biomass integrated-gasifier/gas turbine combined cycle technology
bu	Base úmida
CaC	Célula a combustível
CBP	Consolidated bio-processing
CEST	Condensing extraction steam turbines
CFB	Circulating fluidized bed
CHP	Combined heat and power
CO ₂ eq	Gás carbônico equivalente
CP	Contra-pressão
DME	Di-metil éter
FT	Processo Fischer-Tropsch
GEE	Gases de efeito estufa
GLP	Gás liquefeito de petróleo
HTU	Hydrothermal upgrading
LHW	Liquid hot water
M ha	Milhões de hectares
M t	Milhões de toneladas
MDL	Mecanismo de Desenvolvimento Limpo
MR\$	Milhões de Reais
ms	Matéria seca
MSG	Glutamato monossódico
PCI	Poder calorífico inferior

PCS	Poder calorífico superior
SSCF	Simultaneous saccharification and co-fermentation
SSF	Simultaneous saccharification and fermentation
tc	Tonelada de cana
TCD	Tonelada de cana por dia
tep	tonelada equivalente de petróleo
TIR	Taxa interna de retorno
VPL	Valor presente líquido

Siglas

ANEEL	Agência Nacional de Energia Elétrica
ANL	Argonne National Laboratory
ANP	Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis
ASSOCANA	Associação dos Plantadores de Cana da Média Sorocabana
CTC	Centro de Tecnologia Canavieira
IEA	Agência Internacional de Energia
MAPA	Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento
NREL	National Renewable Energy Laboratory
ORPLANA	Organização de Plantadores de Cana da Região Centro-Sul do Brasil
UNICA	União da Indústria de Cana-de-açúcar

Capítulo 1

Introdução

1.1. Contexto geral

O contexto internacional de suprimento e uso de energia indica (entre outros) dois problemas de curto prazo: a proximidade do “pico” de produção de petróleo (prazo reduzido de ~ 2016 para antes, se a produção no Oriente Médio não for aumentada), levando a baixa disponibilidade e falta de segurança no suprimento; e a necessidade de pelo menos “congelar” as emissões de gases de efeito estufa (GEE) nos níveis atuais (~39 Gt CO₂eq/ano; IEA, 2006a).

O uso da biomassa para energia cresce em importância como uma das vias de mitigação dos problemas. Conforme é indicado na Figura 1.1, existem diferentes rotas para converter a energia da biomassa em fluxos de energia final desejados, quer seja na forma de calor, combustível, ou energia elétrica. As possibilidades de conversão incluem as tecnologias de combustão (com opções comerciais bem difundidas), de gasificação (hoje em estágio avançado de demonstração), de bio-processamento e, recentemente, de pirólise rápida, em estágio inicial de desenvolvimento. O bio-processamento do açúcar (e amido) e o processamento de oleaginosas também são tecnologias amplamente difundidas para a produção de combustíveis, além de outros químicos e materiais, como o caso da cana-de-açúcar no Brasil, do milho nos EUA e de oleaginosas na Europa, por exemplo.

Dentre as opções futuras, duas rotas têm recebido maior destaque: a hidrólise de lignocelulósicos, visando ao etanol, ou sua gasificação, para geração de energia elétrica em ciclos

combinados, ou para a síntese de combustíveis líquidos (líquidos FT, DME ou etanol, por exemplo). Conforme vêm indicando diversos estudos no mundo, o maior obstáculo previsível para a implantação destas tecnologias novas nos próximos dez anos deixará de ser, aos poucos, a disponibilidade da tecnologia em si, e passará a ser a disponibilidade e custo da biomassa adequada. Neste caso, a situação no Brasil é de liderança, uma vez que a palha da cana, o bagaço excedente e florestas plantadas já têm custos entre 0,8 e 1,2 US\$/GJ, ao passo que a maioria das biomassas consideradas no hemisfério norte apresenta custo em torno de 3 US\$/GJ. Para o caso das biomassas brasileiras (especialmente cana), a atenção se volta novamente para as tecnologias, agora com a preocupação de se identificar (prospectivamente) aquelas que poderiam levar aos melhores resultados.

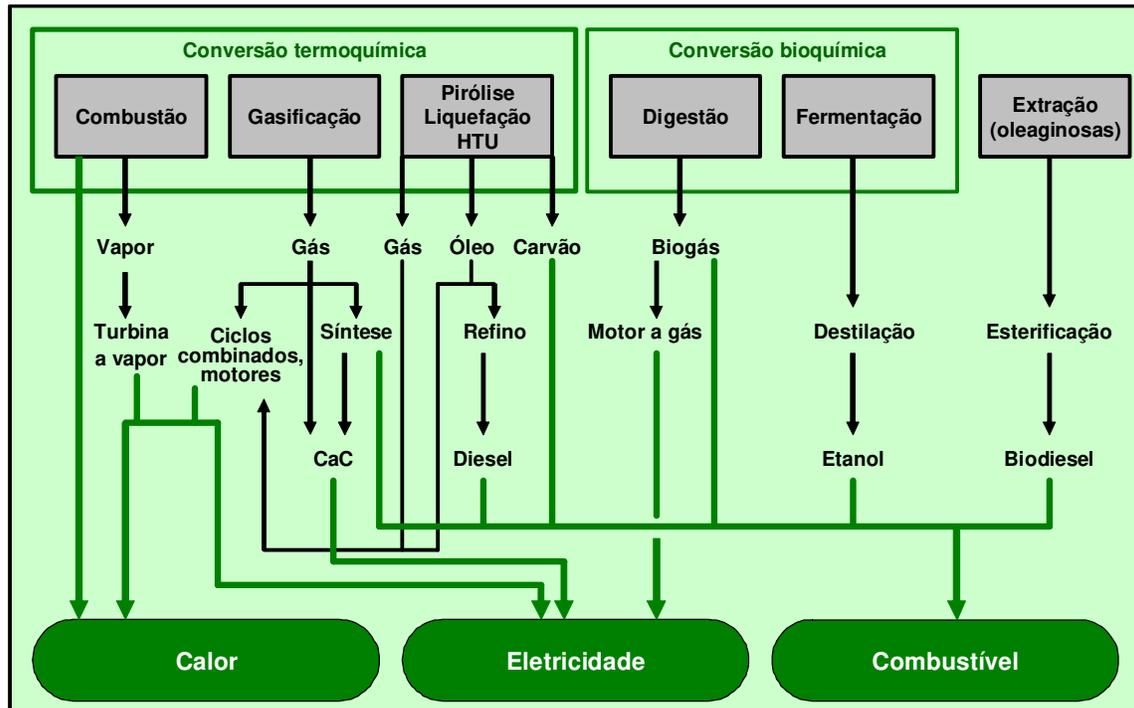


Figura 1.1. Principais opções de conversão da biomassa. (Baseado em TURKENBURG et al., 2000)

De fato, o uso mais eficiente deverá sempre considerar as características da biomassa (específicas) com relação às tecnologias disponíveis. Busca-se o “casamento” entre os processos possíveis e uma biomassa “ideal”: alta produtividade, baixo uso de insumos agrícolas, não

necessidade de irrigação, custo e constituição adequados (relações lignina / celulose, recalcitrância quanto à hidrólise, por exemplo). Para ambos os fatores (biomassa e processos), extensos programas de desenvolvimento estão em curso, inclusive contando com participação expressiva de modificações genéticas, tanto em plantas, quanto em microorganismos.

A cana-de-açúcar apresenta uma das maiores taxas de conversão fotossintética entre as culturas comerciais de grande escala, e sua produção atual é superior a 1,4 bilhão de toneladas (colmos), em mais de 100 países no mundo. O Brasil, hoje, é o país mais competitivo entre todos, tanto na produção de cana quanto na de seus derivados (açúcar e etanol). Isto é conseguido sem irrigação, e em condições muito favoráveis (e com grande evolução em curso) de sustentabilidade nos aspectos ambientais. Vários fatores contribuem para esta competitividade, dentre os quais se destacam o esforço de desenvolvimento tecnológico desde 1975, a sinergia na produção conjunta de etanol e açúcar, e um grande avanço gerencial nas unidades produtoras.

O setor produtivo brasileiro conta hoje com excelentes possibilidades de ampliar muito a escala de produção nos próximos dez anos, considerando a demanda crescente nos seus quatro mercados (açúcar e etanol, mercados interno e externo). Esta demanda de curto prazo de certa forma “atropela” a busca por um aproveitamento muito melhor da produção de biomassa já realizada na cana. Este aproveitamento ainda fica (mesmo no Brasil, que lidera o setor) muito aquém das possibilidades previsíveis, em quantidade e qualidade de produtos, com as tecnologias atualmente comerciais, ou emergentes. Exemplificando, uma tonelada de colmos de cana-de-açúcar contém cerca de 140 kg (ms) de sacarose, 130 kg (ms) de fibra (bagaço), além de mais 140 kg de material ligno-celulósico relacionado à palha da cana. A sacarose é totalmente utilizada, para a fabricação de açúcar e etanol, mas entre os vários outros produtos comercialmente interessantes, com maior valor agregado, apenas cinco são produzidos no Brasil. O bagaço tem utilização (cerca de 90%) em ciclos de potência em co-geração, mas com uso final e conversão muito ineficientes, enquanto a palha ainda é totalmente desperdiçada.

Mas com a disponibilização das novas tecnologias em nível comercial nos próximos anos, será preciso se ter uma idéia mais clara de quais seriam as opções mais interessantes para a cana no contexto das usinas brasileiras. Para isso, análises prospectivas amplas são indispensáveis para

direcionar os esforços de desenvolvimento para o melhor aproveitamento da biomassa, considerando aspectos técnicos, econômicos e ambientais. Esta avaliação pode indicar as rotas de evolução no setor, de forma que a cana-de-açúcar possa vir a se tornar a primeira matéria-prima importante para “bio-refinarias” autônomas em energia e com uma diversidade muito maior de produtos (energéticos ou não) nos próximos anos.

1.2. Objetivos

Tendo em vista os aspectos mencionados acima, este estudo teve como objetivos principais os seguintes:

- Avaliação abrangente das opções para o aproveitamento mais eficiente da biomassa da cana (sacarose e material ligno-celulósico), nas condições de produção do Brasil, com ênfase em produtos energéticos, no cenário prospectivo. Além das possibilidades envolvendo o uso mais diversificado da sacarose, este estudo considerou as seguintes tecnologias para o aproveitamento do bagaço e palha da cana:
 - Geração de energia elétrica através da cogeração com ciclos a vapor;
 - Produção de etanol através da hidrólise do material ligno-celulósico;
 - Geração de energia elétrica a partir da gasificação da biomassa integrada a ciclos combinados (BIG/GT-CC);
 - Produção de combustíveis de síntese a partir da gasificação da biomassa;
- Avaliação das implicações do uso dessas tecnologias (e do uso mais diversificado da sacarose para novos produtos) para a oferta de materiais e energia;
- Avaliação dos custos específicos associados a cada rota;
- Estimativa dos parâmetros relativos às emissões de GEE, para o cenário atual e prospectivo;
- Comparação das possibilidades e suas implicações para o estabelecimento das futuras “bio-refinarias” a partir da cana-de-açúcar.

1.3. Metodologia básica

Para realizar as análises envolvidas neste estudo, foi construído um modelo de simulação de usinas, utilizando planilhas eletrônicas e o software Lingo. A principal função do modelo era calcular os balanços de massa e energia envolvidos numa usina de açúcar e álcool, considerando os rendimentos e demandas de diferentes processos anexados. Dessa forma, o modelo era capaz de determinar a performance global do sistema industrial, levando em conta diferentes configurações da planta de energia e com flexibilidade para incluir as variações dos principais parâmetros de interesse (como pol%cana, fibra%cana, recuperação de palha, etc). Também era de escopo do modelo, uma vez determinados os parâmetros técnicos, o procedimento da análise econômica, através da qual eram determinados os custos envolvidos em cada opção avaliada.

Para alimentar este modelo, uma ampla base de dados foi estabelecida a partir de extensas pesquisas bibliográficas, além de informações provenientes de fabricantes, usinas, instituições do setor (CTC, UNICA, etc) e outras instituições de pesquisa nacionais e internacionais. O trabalho de prospecção tecnológica foi baseado em pesquisas bibliográficas e na consulta a especialistas das diferentes áreas envolvidas; durante o desenvolvimento do estudo foi realizada inclusive uma visita ao National Renewable Energy Laboratory (NREL, nos EUA) para verificação de dados técnicos e econômicos a respeito das tecnologias modernas.

Para as análises de emissão de gases de efeito estufa, foi desenvolvida uma planilha de cálculo dedicada exclusivamente ao caso da cana. Neste caso, foi realizada uma visita ao Argonne National Laboratory (ANL, nos EUA) para discutir aspectos sobre a metodologia de avaliação e atualizar fatores de emissão de alguns insumos/materiais envolvidos na cadeia produtiva do etanol.

1.4. Estrutura da tese

Este trabalho envolveu a análise de opções tecnológicas para o uso mais eficiente da biomassa da cana no cenário prospectivo. Além de açúcar e álcool, a produção de outros produtos derivados dos açúcares da cana foi investigada, e, no caso do material ligno-celulósico, foram

consideradas opções para a geração de energia elétrica, assim como produção de combustíveis. Os detalhes sobre estas opções foram investigados separadamente em sete capítulos, cujos resultados foram compilados e analisados em conjunto no último capítulo da tese. O Capítulo 2 traz uma introdução geral sobre o setor canavieiro no Brasil, abordando as principais características da produção e processamento da cana atualmente, e com algumas indicações do que é esperado para os próximos anos. As características da cana como matéria-prima também são apresentadas neste capítulo.

No Capítulo 3 são discutidas as atuais opções comerciais para a geração de energia elétrica nas usinas, baseadas em sistemas de cogeração com ciclos a vapor. Sete configurações foram avaliadas, envolvendo diferentes níveis de pressão, consumo de vapor nos processos e uso da palha como combustível suplementar ao bagaço. Já no Capítulo 4 a atenção é voltada ao aproveitamento dos açúcares da cana. As produções de quatro produtos (diferentes de açúcar e álcool) em unidades anexas à usina foram analisadas, com o intuito de se avaliar seus impactos no desempenho global da usina, tanto em nível técnico, quanto econômico.

O Capítulo 5 mostra a avaliação da produção avançada de etanol nas usinas, considerando a produção de álcool a partir da conversão bioquímica da biomassa residual da cana. Cinco configurações da tecnologia de hidrólise foram consideradas, com base na expectativa de evolução dos sistemas comerciais ao longo do tempo. No Capítulo 6 foi analisada a opção futura para a máxima geração de eletricidade nas usinas através da gasificação da biomassa integrada a ciclos combinados. Neste caso foram avaliados sistemas baseados na gasificação atmosférica com aquecimento indireto e na gasificação pressurizada com injeção de oxigênio.

No Capítulo 7 a tecnologia de gasificação é novamente considerada, mas, agora, para a produção de combustíveis de síntese (líquidos Fischer-Tropsch, DME e etanol). Além dos rendimentos de combustíveis, também foram analisados os potenciais de geração de energia elétrica excedente através do aproveitamento dos gases não convertidos e do calor residual do processo.

Já o Capítulo 8 é voltado para a análise das questões ambientais. Neste capítulo são avaliados os balanços de energia e emissões de GEE na produção e uso do etanol de cana no Brasil atualmente, juntamente com uma análise das expectativas para 2020. Para este horizonte a avaliação considerou as evoluções esperadas na produção de cana, além de diferentes cenários tecnológicos para o aproveitamento da biomassa residual da cana. O cenário moderado proposto (e mais provável) foi baseado no uso de sistemas de cogeração avançados com ciclos a vapor; já os cenários mais agressivos consideram tecnologias de produção de etanol por hidrólise e a gasificação para a geração de energia elétrica (BIG/GT-CC) e síntese de combustíveis.

Finalmente, no Capítulo 9 é feita uma discussão geral sobre as possibilidades para o estabelecimento das futuras bio-refinarias de cana, com base na compilação dos resultados obtidos nos capítulos anteriores. Além das comparações nos níveis técnico, econômico e ambiental, este capítulo ainda apresenta uma análise da influência da qualidade da matéria-prima no desempenho global das futuras bio-refinarias de cana, e estima o custo de oportunidade do bagaço com base nas diferentes opções tecnológicas do futuro.

Capítulo 2

Produção e processamento da cana-de-açúcar

2.1. História

Ainda não se sabe com precisão a época ou o local do início da cultura da cana-de-açúcar no mundo. Para a maior parte dos historiadores, isto ocorreu entre 10 e 12 mil anos atrás, e data em 3.000 a.C. o caminho percorrido da Península Malaia e Indochina até a Baía de Bengala. Foi introduzida na China por volta de 800 a.C., e o açúcar cru já era produzido em 400 a.C., mas só a partir de 700 d.C. o produto começou a ser comercializado. O primeiro processo de produção do açúcar de cana, que consistia em esmagar e ferver o bastão para dar origem ao melaço, foi registrado em 300 d.C. em um documento religioso hindu (UNICA, 2007).

Em 1532, a cana chega ao Brasil, por ordem do rei D. Manuel, e, é introduzida na Capitania de São Vicente pelo governador-geral Martim Afonso de Souza, dando início ao “Ciclo do Açúcar”. Em 1600, o Brasil era o maior produtor mundial de açúcar, mas nos séculos seguintes houve um grande aumento da produção no Caribe, além do desenvolvimento da tecnologia de obtenção de açúcar a partir da beterraba no século XIX, na Europa. A concorrência acirrada no mercado mundial de açúcar e a insegurança em relação ao abastecimento mundial do petróleo, com duas crises graves nos anos 1970, levaram o Brasil a ampliar a produção do álcool combustível, dando grande impulso a produção de cana. Entre 1975 e 1985, a produção no Brasil aumentou de cerca de 120 para 240 milhões de toneladas, principalmente em função do PNA (Programa Nacional do Álcool), estabilizando neste patamar entre 1985 e 1995 (ver Figura 2.1). A partir desse ano iniciou-se outro ciclo de expansão agrícola,

basicamente motivado pela exportação de açúcar. Em 1990 a exportação de açúcar foi de 1,2 M t, ascendendo a 19 M t em 2006, mostrando o extraordinário aumento da competitividade do produto brasileiro. A produção de etanol voltou a crescer em 2003, e na safra 2006/07, cerca de metade da cana produzida (total de 425 M t) foi destinada à produção do etanol. Atualmente, o país é líder na produção e exportação tanto de açúcar como de álcool, além da liderança na produção de cana, com mais de 30% da produção mundial (FAO, 2007).

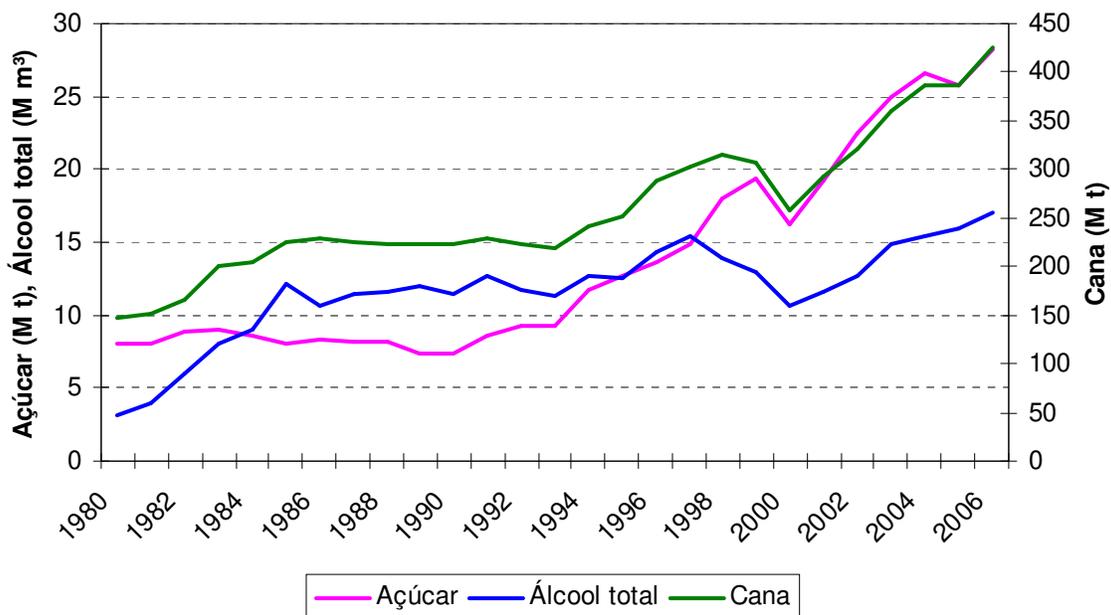


Figura 2.1. Produção de cana, açúcar e álcool no Brasil. (Baseado em UNICA, 2007 e MAPA, 2007)

2.2. Perfil da produção no Brasil

A cana-de-açúcar (*Saccharum hybridas*), uma herbácea da família das gramíneas, é cultivada em praticamente todos os Estados Brasileiros, ocupando cerca de 9% da superfície agrícola do País. Em 2006 a área colhida foi da ordem de 5,4 milhões de hectares, para uma área plantada de mais de 6,3 milhões de hectares (CARVALHO, 2007), e produção total de 425 milhões de toneladas (UNICA, 2007). A região produtora de maior destaque é a Centro-Sul-

Sudeste (C-S-SE), com mais de 85% da produção (ver Tabela 2.1); e São Paulo é o maior produtor nacional, com cerca de 60% da produção.

Tabela 2.1. Distribuição regional da produção de cana no Brasil, safra 06/07. (CARVALHO, 2007)

Região/Estado	Unidades produtoras	Produção (M t)	%
N-NE	74	53	12,5
SP	148	264	62,1
MG	25	29	6,8
MS	10	12	2,8
MT	11	13	3,1
PR	27	32	7,5
GO	15	16	3,8
RJ	8	3	0,7
ES	6	3	0,7
RS	1	0	0,0
Brasil	325	425	100

O sistema de produção envolve mais de 300 usinas, com capacidades muito diferentes (de 0,6 a 7,0 M t cana processada por ano), as quais trabalham, em média, com 79% da cana proveniente de terras próprias e arrendadas ou de acionistas e companhias agrícolas (RODRIGUES, 2007). Os 21% restantes são fornecidos por cerca de 60 mil produtores independentes, com a grande maioria utilizando menos de dois módulos agrícolas (MACEDO e NOGUEIRA, 2005). Os principais produtores são do Estado de São Paulo, que contribuem com mais de 75% da produção total dos produtores independentes e mais de 15% do total produzido no País (ORPLANA, 2007). A Tabela 2.2 apresenta um perfil dos produtores de cana do Estado de São Paulo baseado nos dados da safra 05/06.

Por conta dos diferentes regimes de chuvas, a colheita da cana ocorre em períodos distintos para as regiões Centro-Sul e Nordeste. No Centro-Sul, as precipitações ocorrem de setembro a fevereiro, fazendo com que o período de colheita se concentre nos meses de abril/maio a novembro/dezembro. Já no caso da região Nordeste, como o período de chuvas é de

junho a julho, a colheita é feita no período de agosto/setembro a março/abril. Esta é a razão de se indicar a safra no Brasil por dois anos, sendo o primeiro referente à colheita na região C-S-SE e o segundo, na N-NE.

Tabela 2.2. Estratificação da produção de cana-de-açúcar de fornecedores do Estado de São Paulo, safra 05/06. (ORPLANA, 2007)

Estrato (t)	Fornecedores		Área (ha)	Produção (t)	% produção	ATR
	Nº	%				
< 200	1.442	11,1	1	170.332	0,3	144,35
201 – 800	3.625	27,9	6	1.692.602	2,7	145,95
801 – 4.000	5.038	38,8	23	9.332.645	15,1	146,97
4.000 – 10.000	1.671	12,9	79	10.603.126	17,1	146,96
> 10.000	1.213	9,3	416	40.332.546	64,9	145,05
TOTAL	12.989	100,0	60	62.131.251	100,0	-

O clima ideal para o cultivo da cana é aquele que apresenta duas estações distintas, uma quente e úmida, para proporcionar a germinação, perfilhamento e desenvolvimento vegetativo, seguido de outra fria e seca, para promover a maturação e conseqüente acúmulo de sacarose nos colmos. Solos profundos, pesados, bem estruturados, férteis e com boa capacidade de retenção são os ideais para a cana-de-açúcar que, devido à sua rusticidade, se desenvolve satisfatoriamente em solos arenosos e menos férteis, como os de cerrado. Solos rasos, isto é, com camada impermeável superficial ou mal drenados, não são indicados para a cana-de-açúcar (AGROBYTE, 2006).

O ciclo completo da cana-de-açúcar é variável dependendo do clima local, variedades, e práticas culturais; no Brasil, é geralmente de seis anos, dentro do qual ocorrem cinco cortes, quatro tratos de soqueiras e uma reforma. De forma geral, o primeiro corte é feito 12 ou 18 meses após o plantio (dependendo da cana utilizada), quando se colhe a chamada cana-planta. Os demais cortes, quando se colhe a chamada cana soca, são feitos uma vez por ano, ao longo dos quatro anos consecutivos, com redução gradual da produtividade. A Tabela 2.3 apresenta as

médias das produtividades da cana para os diferentes estágios de corte, e a Figura 2.2 mostra a distribuição da área colhida por estágio de corte na safra 04/05.

Tabela 2.3. Produtividade da cana-de-açúcar – médias das safras 98/99 a 02/03 (Copersucar).
(MACEDO et al., 2004)

Corte	Produtividade (tc/ha)
1º Cana-planta (18 meses)	113 (80%)
1º Cana-planta (12 meses)	77 (20%) (média 106)
2º - 1ª soca	90
3º - 2ª soca	78
4º - 3ª soca	71
5º - 4ª soca	67
Média de 5 cortes	82,4 t/ha (68,7 t/ha.ano^a)

^{a.} Considerando o ciclo completo da cana e as áreas com cana de 12 e 18 meses.

Basicamente, existem duas alternativas de cana para o plantio: a cana de 12 meses e a de 18 meses. A primeira é plantada pouco tempo após a última colheita e já é colhida no ano seguinte. Neste caso, como a terra sempre permanece cultivada com cana, a produtividade acaba sendo mais baixa. Já a cana de 18 meses é plantada alguns meses após a última colheita, período em que a terra passa por um período de descanso, ou recebendo uma cultura de rotação para a recuperação do solo. Com esta alternativa, o espaço entre o último corte do ciclo anterior e o primeiro do novo ciclo passa a ser de dois anos, mas a produtividade é consideravelmente superior.

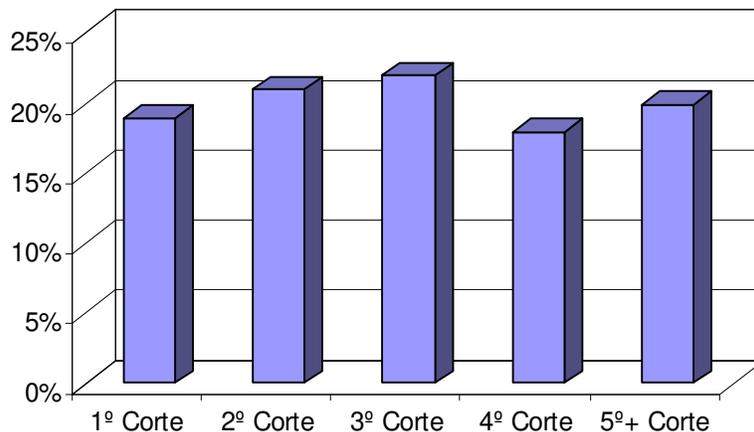


Figura 2.2. Distribuição da área colhida por estágio de corte, safra 04/05. (PAES, 2005)

Em média, a produtividade anual, bastante influenciada pela variabilidade climática e pela região produtora, está entre 50 e 100 t/ha colhido (peso do colmo), ficando a média nacional em torno de 60 t/ha. Na região Centro-Sul, os índices estão entre 78 e 80 t/ha, enquanto que no Estado de São Paulo, o valor está na faixa de 80 a 85 t/ha, ambos considerando ciclo de cinco cortes (UNICA, 2007). Os valores da safra 2005/2006 foram de 82,7 e 85,0 tc/ha, para a região Centro-Sul e Estado de São Paulo, respectivamente (ORPLANA, 2007).

Uma análise mais detalhada da atual situação da tecnologia agrônômica indica uma evolução contínua da produtividade (t cana / ha), em particular para a situação do Centro-Sul, conforme mostra a Figura 2.3. Não apenas a produção de cana por hectare evoluiu, como também sua qualidade. A evolução do teor de sacarose da cana (pol), para um conjunto de usinas em São Paulo (Copersucar) é mostrada na Figura 2.4.

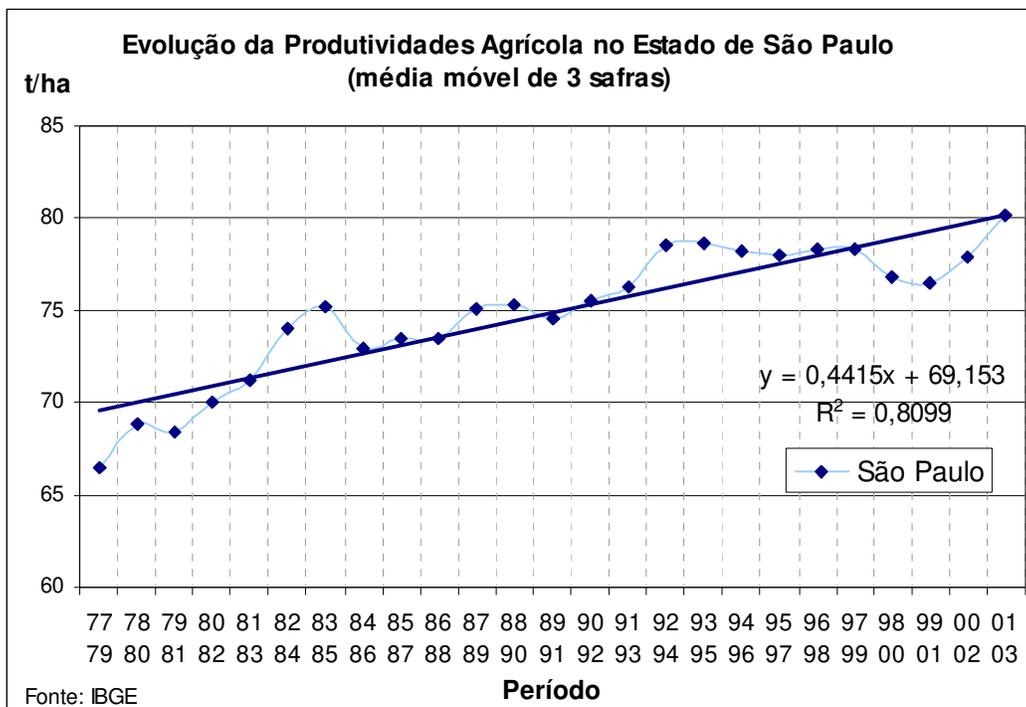


Figura 2.3. Evolução da produtividade agrícola em São Paulo. (MACEDO e NOGUEIRA, 2005)

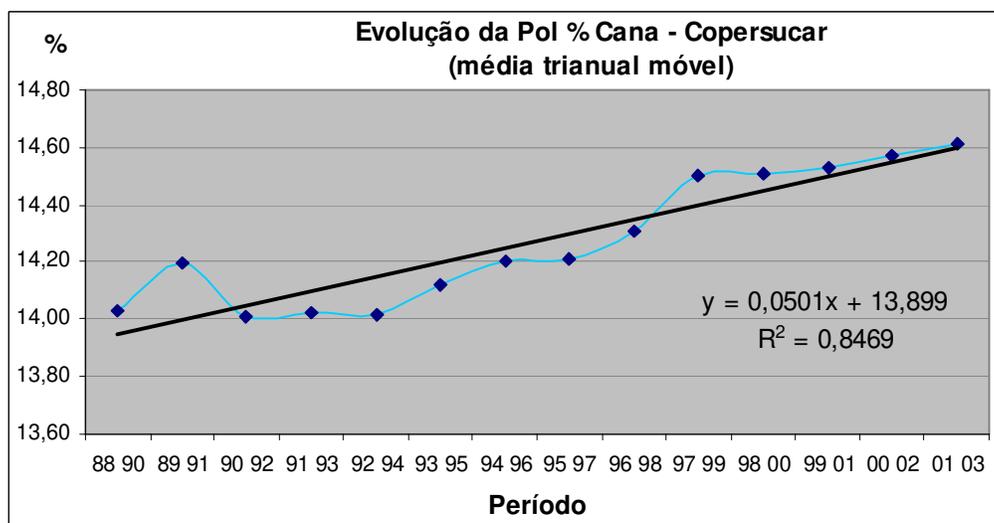


Figura 2.4. Evolução do teor de sacarose, usinas da Copersucar (São Paulo). (MACEDO e NOGUEIRA, 2005)

A disponibilidade de variedades geneticamente melhoradas (seleção a partir de cruzamentos) foi um fator muito importante para esse incremento de produtividade, que ocorreu mesmo com a expansão para áreas menos favoráveis. Enquanto que, há cerca de 20 anos, mais de 40% da área cultivada com cana no Brasil era ocupada com uma única variedade, atualmente são cultivadas mais de 550 variedades diferentes, sendo que as 20 principais variedades ocupam 70% da área plantada, e a variedade mais cultivada não ultrapassa 13% da área (PAES, 2005) (ver Figura 2.5 e Figura 2.6).

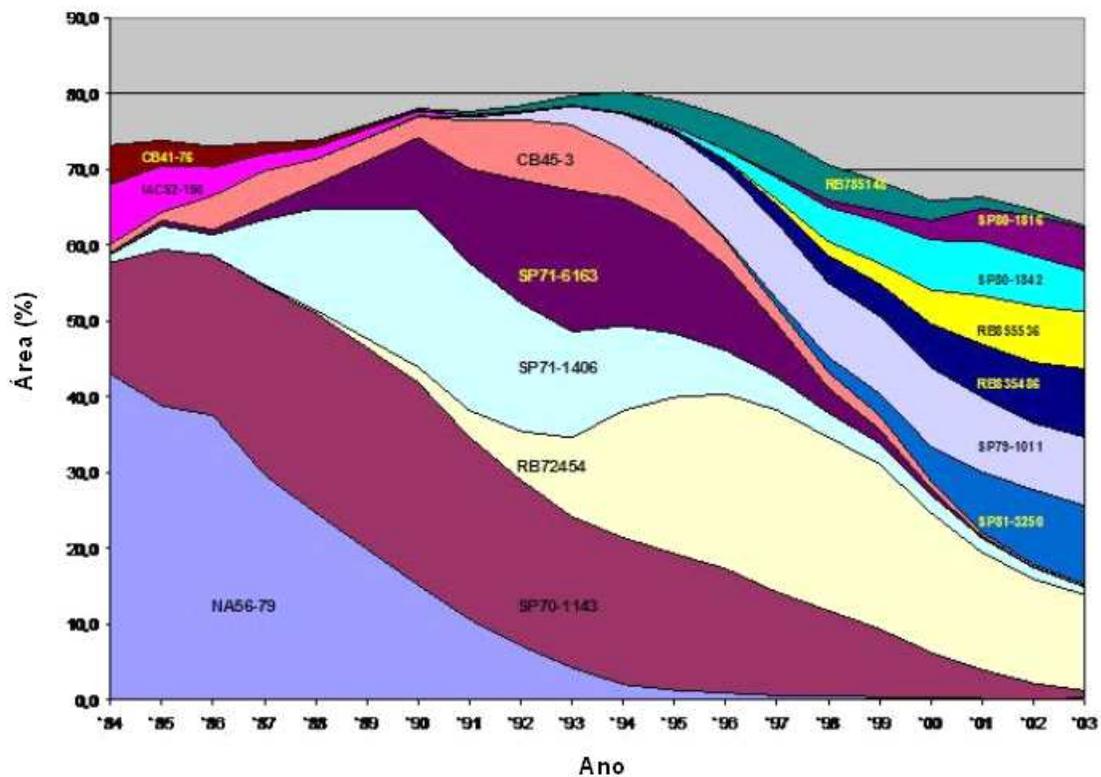


Figura 2.5. Evolução da área colhida (%) das principais variedades de cana cultivadas no Brasil. (PAES, 2005)

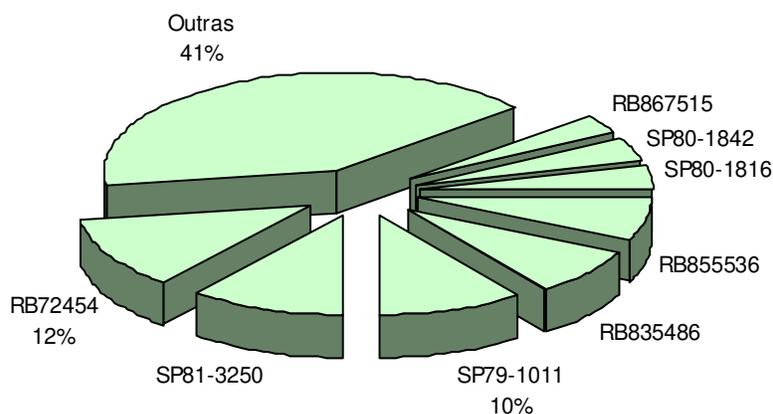


Figura 2.6. Distribuição das principais variedades cultivadas no Brasil, safra 04/05 (censo: 4,3 milhões de hectares). (PAES, 2005)

Na colheita da cana, tem sido verificada uma franca evolução do sistema tradicional de colheita manual de cana inteira com queima prévia do canavial para o sistema de colheita mecanizada de cana picada sem queima; isso por conta da implementação de um cronograma ajustado com o governo (Federal e Estado de São Paulo) especificamente para a redução gradual da pré-queima do canavial (ver Figura 2.7). Em 2007, a UNICA assinou um protocolo de intenções (com adesão voluntária de seus associados) no qual aceita eliminar a queima nas áreas mecanizáveis até 2014, e nas áreas não-mecanizáveis, até 2017. Normalmente, a palha é queimada para possibilitar a colheita manual, muito embora também seja uma prática utilizada na colheita mecanizada para aumentar o rendimento. Segundo avaliações do Centro de Tecnologia Canavieira (CTC) nas mais de 100 usinas associadas, em 2005 o nível de cana queimada foi de 77%, e o índice de mecanização foi de 34% (CTC, 2006).

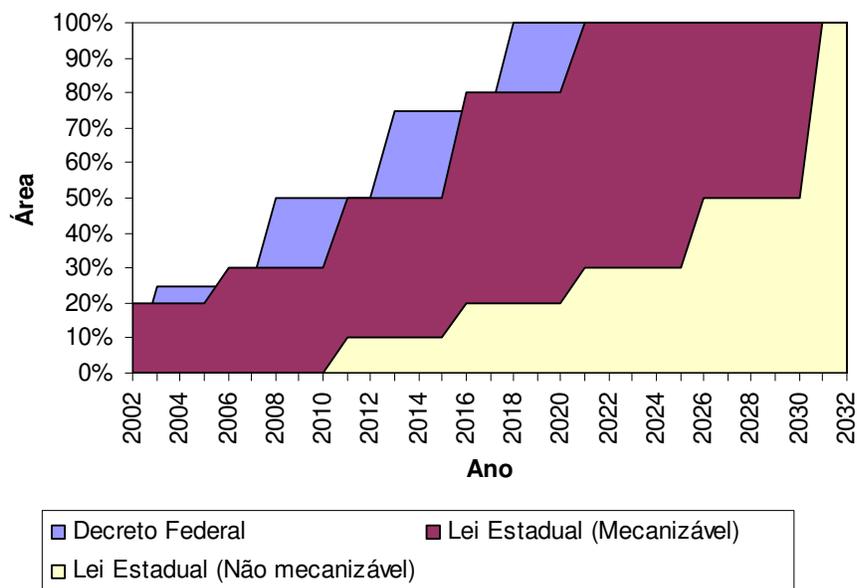


Figura 2.7. Cronograma de redução da queima: Decreto Federal 2.661, de 8 de julho de 1998, e Lei Estadual (SP) 11.241, de 19 de setembro de 2002.

O transporte da cana é outra área em que se tem verificado uma grande evolução nos últimos anos, principalmente com a atuação do CTC em parceria com fabricantes, com redução de custos e adaptação às mudanças no sistema de colheita. Os principais tipos de transporte de cana e suas utilizações médias são apresentadas na Tabela 2.4.

Tabela 2.4. Tipos de transporte da cana – dados de 2005. (CTC, 2006)

Tipo	Capacidade (t)	Contribuição (%)
Caminhão	15	2
Romeu e Julieta	28	22
Treminhão/Rodotrem	45/58	76

2.3. Evolução da produção

Nos próximos anos, para atender as demandas crescentes de açúcar e álcool, tanto no mercado interno, quanto externo, o crescimento da produção de cana deverá ser intenso. Existem

atualmente 86 projetos confirmados de instalação e ampliação de unidades produtoras, e ainda 61 projetos anunciados, dos quais vários têm potencial de implantação. No total, são US\$ 17 bilhões de investimentos em execução entre 2007 e 2012, envolvendo tanto unidades novas quanto já existentes (CARVALHO, 2007). Para a safra 2012/2013, são estimadas 412 unidades produtoras em operação no Brasil, processando quase 730 milhões de toneladas de cana (ver Tabela 2.5).

Tabela 2.5. Distribuição regional da produção de cana no Brasil esperada para a safra 2012/2013 (CARVALHO, 2007).

Região/Estado	Unidades produtoras	Produção (M t)	%
N-NE	75	60	8,24
SP	179	387	53,11
MG	45	79	10,90
MS	23	59	8,04
MT	11	18	2,45
PR	31	56	7,65
GO	32	57	7,85
RJ	9	7	0,98
ES	6	6	0,77
RS	1	0	0,03
Brasil	412	728	100,00

Aumentos de produção como estes devem ser planejados levando-se em conta diversos fatores. No Brasil a experiência acumulada desde 1975 facilita a identificação de alguns pontos essenciais a avaliar, como por exemplo, a sustentabilidade da base agrônômica (variedades e tecnologia agrícola) e a disponibilidade de áreas livres adequadas.

Atualmente são cultivadas no país mais de 550 variedades de cana-de-açúcar; nos últimos dez anos foram liberadas 51 variedades novas, sendo que as 20 principais ocupam 70% da área. Estas variedades foram produzidas principalmente por dois programas de melhoramento genético: o da Copersucar (variedades SP) e o da Rede Interuniversitária de Desenvolvimento do Setor Sucroalcoleiro - RIDESA (ex Planalsucar, com variedades RB). Um terceiro programa ativo, o do Instituto Agrônômico de Campinas historicamente de grande importância para o setor, foi re-estruturado e tem liberado algumas variedades promissoras. Além destes, recentemente

também foi constituída uma empresa privada, a Canavialis, para o desenvolvimento de variedades de cana-de-açúcar. Portanto, o Brasil conta com duas empresas privadas e duas públicas para o melhoramento genético de variedades de cana.

O Brasil possui duas estações experimentais de hibridação, onde são realizados os cruzamentos: Camamu na Bahia, e Serra D'Ouro em Alagoas. Estima-se que, a cada ano, os programas de melhoramento brasileiros produzam 1.420.000 “seedlings”. Comparando com outros importantes centros de pesquisa de cana no mundo (Austrália, África do Sul, Colômbia, e Maurício) pode-se afirmar que os programas de melhoramento genético brasileiros são mais prolíficos e o produtor brasileiro mais rápido para adotar novas variedades de cana-de-açúcar (MACEDO e NOGUEIRA, 2005).

MACEDO e NOGUEIRA (2005) ainda afirmam que o sucesso dos programas de melhoramento genético de cana-de-açúcar no passado e a ampla base física instalada dão garantias de que o setor poderá contar com variedades adequadas para suportar com segurança a manutenção e futura expansão da cultura em qualquer condição edafoclimática do país. No entanto, os autores alertam para alguns cuidados que devem ser tomados, como por exemplo, a necessidade de novos investimentos contemplando a expansão para áreas ainda não visadas especificamente pelos principais programas de melhoramento.

Na biotecnologia da cana os autores destacam a importância do desenvolvimento do projeto Genoma Cana, financiado pela Copersucar e FAPESP (2000 a 2003), no qual cerca de 300 mil seqüências genéticas expressas na cana foram analisadas e agrupadas em aproximadamente 40 mil genes. Alguns grupos de pesquisa já utilizam estes genes em programas de melhoramento genético, e os resultados preliminares são promissores para o desenvolvimento de variedades mais resistentes a pragas e doenças e alguns estresses importantes, como seca e frio, que poderiam inclusive estimular a expansão da cultura em regiões hoje consideradas inaptas para a cana-de-açúcar. Entretanto, apesar da capacitação técnica colocar o Brasil na vanguarda mundial da biotecnologia de cana, um grande esforço precisa ser feito na área legislativa para que o país se beneficie desta tecnologia nos próximos 10 anos.

Por fim, as áreas de expansão também não deverão representar um limitante, haja vista a grande disponibilidade de áreas (aproximadamente 100 milhões de hectares) aptas à expansão da agricultura de espécies de ciclo anual. Adicionalmente, estima-se uma liberação potencial de área equivalente a 20 milhões de hectares proveniente da elevação do nível tecnológico na pecuária, com maior lotação por hectare, o que tornaria disponíveis áreas atualmente ocupadas por pastagens para outros cultivos (MACEDO e NOGUEIRA, 2005). Para o caso da cana, a estimativa é que a área potencial de cultivo sem irrigação seja 15 vezes superior à atual, enquanto que, com irrigação, esse valor chegaria a ser 20 vezes à atual (ver Figura 2.8). Diante disso, para esse nível de incremento na produção, a localização das áreas deverá ser considerada em função da logística para a fração correspondente ao etanol e açúcar exportados. Hoje, as áreas de expansão envolvem principalmente o oeste de São Paulo, Paraná, Mato Grosso do Sul, Minas Gerais e Goiás.

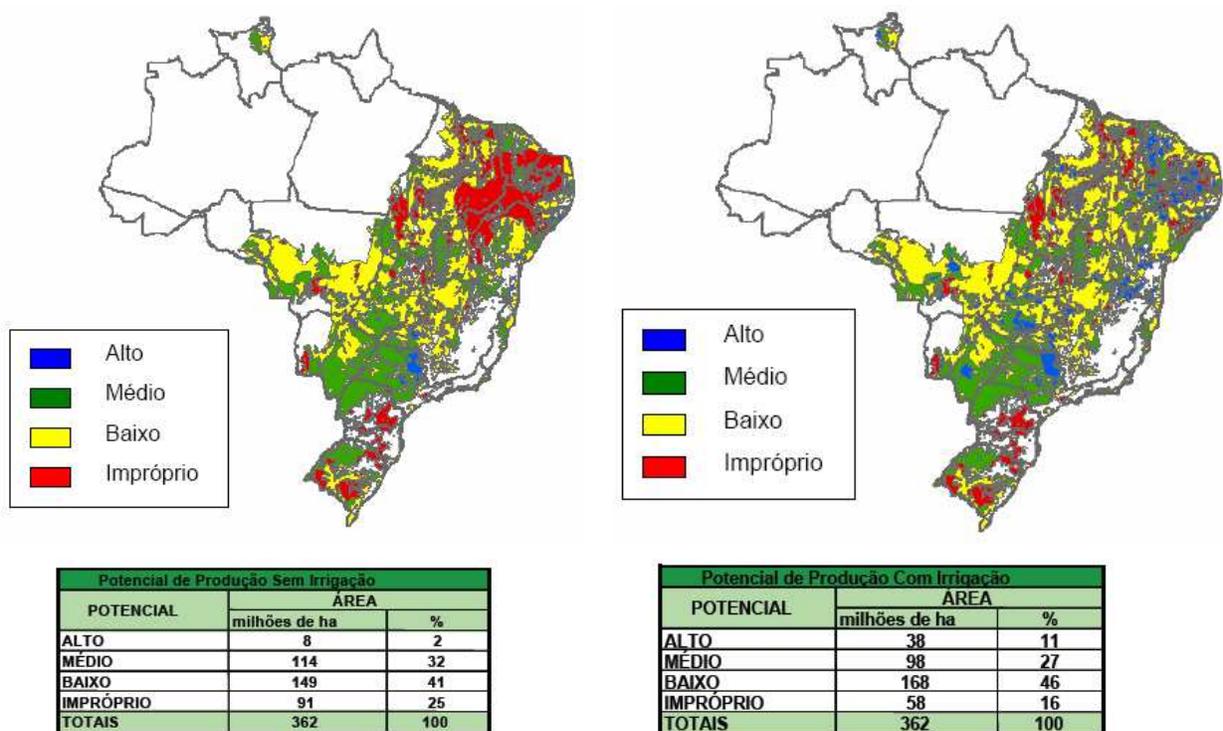


Figura 2.8. Áreas potenciais para o cultivo de cana (CARVALHO, 2007; CGEE, 2005).

2.4. Cana como matéria-prima

2.4.1. Características gerais

A planta de cana-de-açúcar é composta essencialmente pelos *colmos* (nos quais se concentra a sacarose), pelas *pontas* e *folhas* (que constituem a palha da cana) e pelas raízes, no subsolo. (ver Figura 2.9). A composição média dos colmos é apresentada na Tabela 2.6, e o detalhe dos seus constituintes é dado na Tabela 2.7.

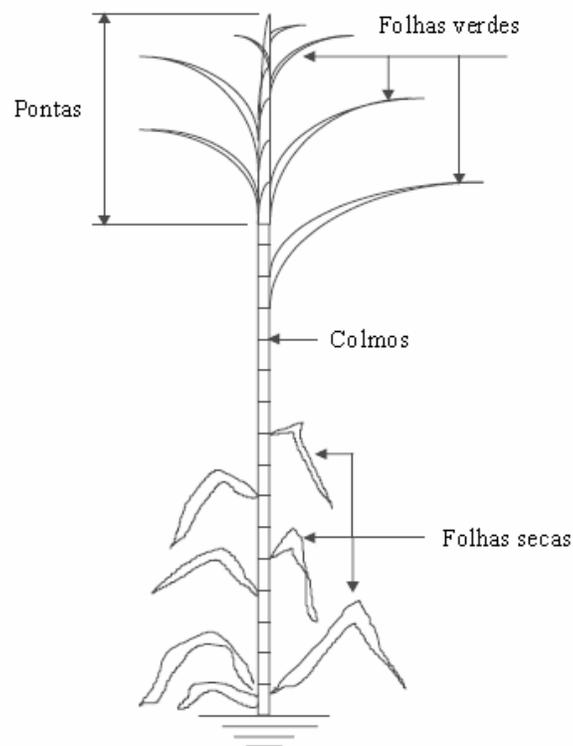


Figura 2.9. Partes da cana-de-açúcar.

Como a sacarose é a matéria-prima tanto do açúcar, quanto do álcool, seu teor é o principal critério para a determinação da qualidade da variedade de cana. Por outro lado, a fibra (bagaço) é considerada como uma das grandes razões para a enorme competitividade dos produtos da cana, uma vez que o seu uso como energético garantiu às usinas a auto-suficiência em energia e, até mesmo, a possibilidade da venda de excedentes. No entanto, variedades de cana

com maiores teores de fibra não parecem apresentar vantagem econômica ainda (ver discussão em HASSUANI et al. 2005), muito embora os custos crescentes de energia possam modificar este conceito, com o material celulósico vindo a se tornar mais valioso. Notamos que esta constituição “média” da cana no Brasil não é essencialmente diferente do que se encontra no mundo; todas as variedades comerciais no mundo foram desenvolvidas visando o máximo de sacarose por hectare, não tendo a fibra maior interesse.

Tabela 2.6. Composição média da cana-de-açúcar (colmos). (COPERSUCAR, 2007)

Componente	Teor (%)
Água	65 – 75
Açúcares	11 – 18
Fibras	8 – 14
Sólidos solúveis ^a	12 – 23

^a. Sólidos solúveis incluem os açúcares

Tabela 2.7. Principais constituintes da cana-de-açúcar (colmos). (COPERSUCAR, 2007)

Constituinte	Sólidos solúveis (%)
Açúcares	75 – 93
Sacarose	70 – 91
Glicose	2 – 4
Frutose	2 – 4
Sais	3 – 5
De ácidos inorgânicos	1,5 – 4,5
De ácidos orgânicos	1,0 – 3,0
Proteínas	0,5 – 0,6
Amido	0,001 – 0,05
Gomas	0,3 – 0,6
Ceras e graxas	0,05 – 0,15
Corantes	3 – 5

Ambos os componentes apresentam uma considerável variação ao longo do período de safra, de acordo com a evolução da maturação da planta. As variedades de cana podem ser precoces, meio precoces ou tardias, dependendo de como ocorre a evolução desses componentes, definindo, portanto, o seu melhor período de corte. Assim como para a produtividade, as

evoluções de pol e fibra de uma mesma variedade de cana também apresentam grandes variações ao longo dos estágios de corte. Para ilustrar estas variações, a Figura 2.10-a mostra os perfis de evolução (para o primeiro corte) das duas variedades mais cultivadas no País (RB72454 e SP81-3250), e a Figura 2.10-b apresenta a variação do primeiro para o segundo corte para a variedade RB72454. O conhecimento desses perfis de evolução é o que dá base para um bom planejamento de safra, mas sua importância deverá ser ainda maior no planejamento das futuras “bio-refinarias”.

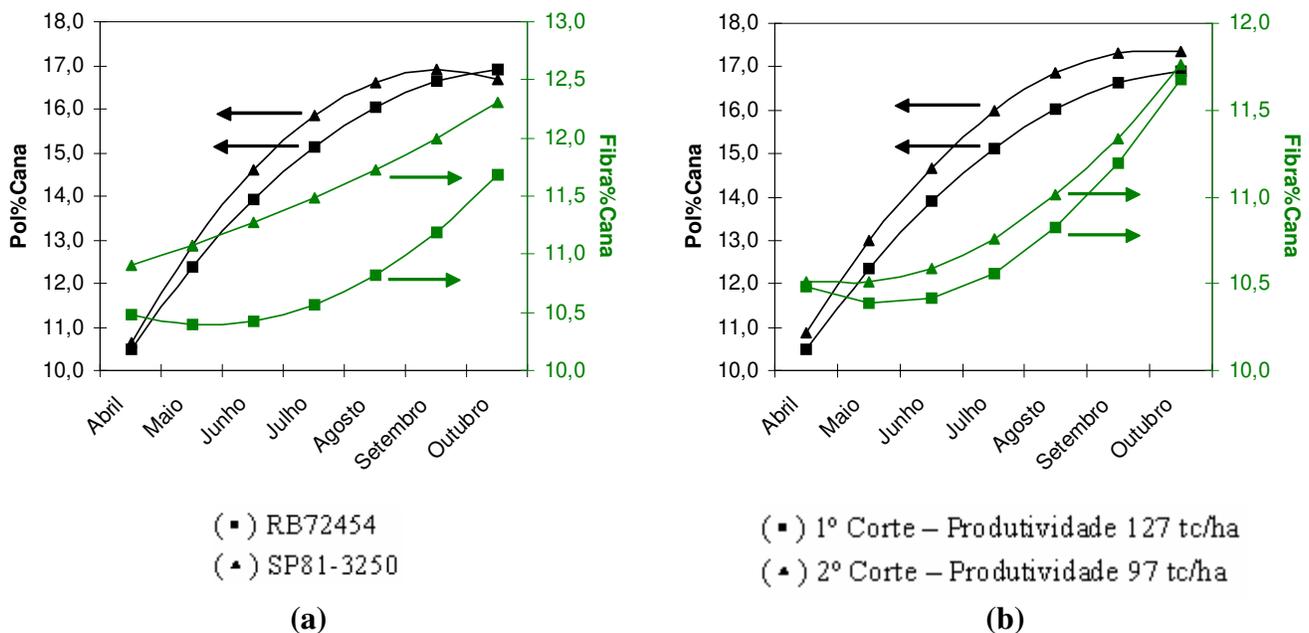


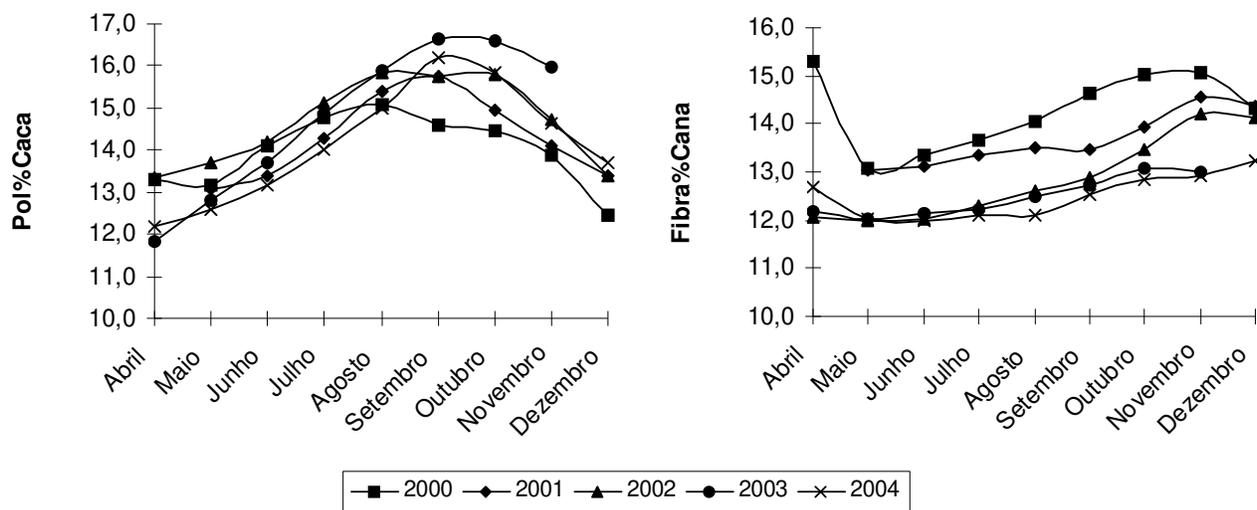
Figura 2.10. (a) Evolução de pol e fibra ao longo da safra (primeiro corte) das variedades RB72454 e SP81-3250; (b) evolução de pol e fibra da variedade RB72454 para primeiro e segundo cortes. (CTC, 2005b)

2.4.2. Disponibilidade de biomassa

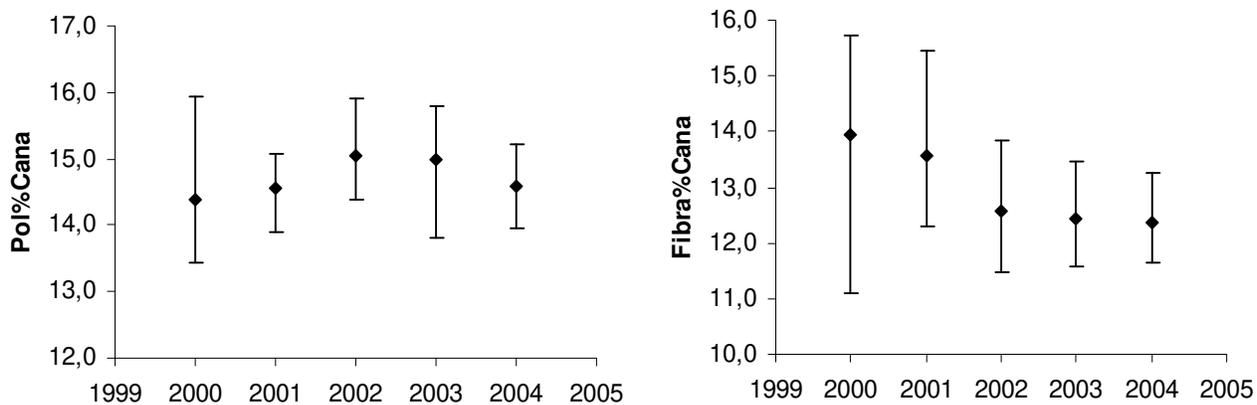
Sacarose e bagaço

Como ao longo da safra não só são utilizadas diferentes variedades de cana, mas também em diferentes estágios de corte, a real disponibilidade de biomassa por tonelada de cana na usina

é resultado dos teores de pol e fibra do *mix* utilizado. A Figura 2.11-a mostra as médias ponderadas desses valores de cinco safras no Estado de São Paulo (considerando as mais de 100 usinas monitoradas pelo CTC), e a Figura 2.11-b apresenta as médias ponderadas por moagem obtidas em cada safra, juntamente com os valores de máximo e mínimo verificados.



(a)



(b)

Figura 2.11. (a) Histórico de pol e fibra nas usinas monitoradas pelo CTC e (b) as médias ponderadas por moagem das safras 2000 a 2004. (CTC, 2005b)

Como se pode ver pela Figura 2.11-a, a evolução da disponibilidade de biomassa na usina tem um comportamento bem semelhante à evolução de pol e fibra de variedades individuais, fazendo com que o rendimento industrial (medido em açúcar recuperado / t cana) também seja

variável ao longo da safra, assim como a capacidade de geração de energia. Com relação às médias – Figura 2.11-b – nota-se que o teor de sacarose da cana flutua entre 14 e 15%, mas com uma tendência de aumento, se olharmos um histórico maior de dados (ver Figura 2.4, por exemplo); já para a fibra, os valores estão entre 12 e 14%, só que com uma clara tendência de queda.

Palha

As perspectivas nesta área são para uma grande evolução. O abandono progressivo do uso da queima na pré-colheita da cana começa a disponibilizar gradualmente uma enorme quantidade de biomassa que, até então, era completamente desperdiçada. Se simplesmente for deixada no campo, a palha já atua como uma importante proteção verde ao solo (DONZELLI, 2005), mas, se transportada para a usina, representa um enorme potencial energético, já que se trata de aproximadamente 1/3 da energia disponível na cana (KITAYAMA, 2003).

Recentemente o CTC conduziu um estudo experimental sobre o aproveitamento energético da biomassa de cana (HASSUANI et al, 2005), com análises a respeito da disponibilidade de palha e suas possibilidades de usos energético e agrônômico. Para a determinação do teor de palha, foram realizados ensaios considerando diferentes variedades de cana, estágios de corte e regiões de colheita, obtendo-se uma média de 140 kg/tc (MS). Diante da freqüente introdução de novas variedades com rendimentos (de palha) desconhecidos, e da grande dificuldade de correlacionar os rendimentos de cana e palha, este valor passou a ser considerado o valor padrão da disponibilidade do resíduo no campo.

Para quantificar a disponibilidade e custo do resíduo posto na usina, foram estudadas algumas rotas de colheita, considerando, também, a possibilidade de deixar parte da palha no campo. A rota que apresentou o menor custo considerou a colheita mecânica com a limpeza parcial da cana na própria colhedeira, ou seja, parte da palha seria deixada no campo (29%), e o restante (71%) seria levado para usina juntamente com a cana para ser separado em uma estação de limpeza a seco. Tomando esta rota como base, a disponibilidade de palha na usina seria de aproximadamente 69 kg/tc (MS). Todavia vale lembrar que a quantidade mais adequada de palha

a ser deixada no campo varia conforme a exigência das condições locais do solo, fazendo com que, para casos específicos, estes valores sejam bem diferentes.

2.4.3. Caracterização da biomassa

O conhecimento das propriedades físico-químicas de um material é essencial para se ter a noção exata do seu potencial como energético. No caso de processos de conversão termoquímica, como a gasificação e a combustão, a composição química (elementar e imediata) e o poder calorífico são os itens de maior interesse; enquanto que em processos bioquímicos, como a hidrólise, as relações de celulose, hemicelulose e lignina são as mais importantes.

Neste trabalho buscou-se reunir diversos dados a respeito da biomassa da cana (bagaço e palha) (tabelas 2.8 a 2.13), permitindo a comparação e seleção daqueles considerados como mais adequados. Para a composição química e poder calorífico, foram adotados como referência os valores apresentados por LINERO e LAMÔNICA (2005), que são resultados de um extenso estudo experimental (conduzido pelo CTC) sobre o potencial da biomassa da cana como combustível. Já para a composição com relação a material celulósico e lignina, foram considerados os dados do US DOE (2006) para o bagaço, e os de PALÁEZ SAMENIEGO (2007) para a palha.

Tabela 2.8. Composição imediata e poder calorífico do bagaço.

% (MS)	GÓMEZ et al. (1999) ^a	US DOE (2006) ^b	HASSUANI et al. (2005) ^c	LINERO e LAMÔNICA (2005) ^d
Umidade	9,85	n.a. ^e	46,9	50,2
Cinzas	2,35	4,0	6,53	2,2
Voláteis	81,67	78,7	81,42	79,9
Carbono fixo	15,98	17,1	12,05	18,0
PCS (MJ/kg)	18,85	18,96	18,46	18,1
PCI (MJ/kg)	n.a.	n.a.	n.a.	14,4

a. Considerando bagaço seco.

b. Variedade 65-7052 (Havaí).

c. Análise realizada pela empresa TPS (Suécia) de amostras de cana brasileiras.

d. Análise feita pelo CTC.

c. Não avaliado.

Tabela 2.9. Composição imediata e poder calorífico da palha (triturada).

% (MS)	GÓMEZ et al. (1999)	HASSUANI et al. (2005) ^a	LINERO e LAMÔNICA (2005) ^b	PELÁEZ SAMANIEGO (2007)
Umidade	9,72	10,05	29,4	9,92
Cinzas	7,66	8,15	3,9	11,70
Voláteis	71,34	76,23	83,3	81,55
Carbono fixo	20,99	15,62	12,8	6,90
PCS (MJ/kg)	n.a. ^c	16,98	17,4	17,74
PCI (MJ/kg)	n.a.	n.a.	15,6	16,51

a. Análise realizada pela empresa TPS (Suécia) de amostras de cana brasileiras.

b. Análise feita pelo CTC.

c. Não avaliado.

Tabela 2.10. Composição elementar do bagaço.

Componente, % (MS) ^a	GABRA et al. (2001)	US DOE (2006) ^b	LINERO e LAMÔNICA (2005) ^c
C	45,2	48,4	44,6
H	5,4	6,01	5,8
N	0,2	0,17	0,6
O	41,8	41,61	44,5
S	0,02	0,02	0,1
Cl	0,03	n.a. ^d	0,02

a. A soma não é necessariamente igual a 100% por conta da omissão de outros componentes.

b. Variedade 65-7052 (Havaí).

c. Análise feita pelo CTC.

d. Não avaliado.

Tabela 2.11. Composição elementar da palha (triturada).

Componente, % (MS)^a	GABRA et al. (2001)	LINERO e LAMÔNICA (2005)^b	PALÁEZ SAMANIEGO (2007)
C	44,2	46,2	41,58
H	5,4	6,2	5,8
N	0,6	0,5	0,45
O	38,7	43,0	n.a.
S	0,1	0,1	0,08
Cl	0,3	0,1	n.a.

^{a.} A soma não é necessariamente igual a 100% por conta da omissão de outros componentes.

^{b.} Análise feita pelo CTC.

Tabela 2.12. Composição (material celulósico e lignina) do bagaço.

Componente, % (MS)^a	LASER et al. (2002)	US DOE (2006)^b	PASQUINI et al. (2005)	GÁMEZ et al. (2006)
Lignina	23	23,09	24,5	23,9
Celulose	44	39,01	43,5	38,9
Glucana	44	39,01	43,5	38,9
Hemicelulose	28	24,91	29,0	26,2
Arabana	2	2,06	n.a. ^c	5,6
Xilana	26	22,05	n.a.	20,6

^{a.} A soma não é necessariamente igual a 100% por conta da omissão de outros componentes.

^{b.} Variedade 65-7052 (Havaí).

^{c.} Não avaliado.

Tabela 2.13. Composição (material celulósico e lignina) da palha (triturada).

Componente, % (MS)^a	PELÁEZ SAMANIEGO (2007)	SAAD e GONÇALVES (2005)
Lignina	22,82	26
Celulose	41,42	37
Hemicelulose	32,65	28

^{a.} A soma não é necessariamente igual a 100% por conta da omissão de outros componentes.

2.5. Custo da cana

2.5.1. Cana própria

Cerca de 60% da cana processada é cultivada pela própria usina, quer seja em terras próprias ou arrendadas. No cultivo da cana própria todas as despesas relacionadas à produção, como plantio e tratos culturais, bem como os custos de colheita e transporte são arcados pela usina, além da considerável parcela associada ao custo da terra (ver Figura 2.12). De forma geral, pode-se assumir que o custo médio da cana cultivada pela usina está em torno de 35 R\$/tc, considerando 6 cortes e uma produtividade média de 84 tc/ha (CHAVES, 2006).

Um exemplo mais detalhado sobre a estrutura do custo operacional da produção de cana é apresentado pela Associação Rural dos Fornecedores e Plantadores de Cana da Média Sorocabana (ASSOCANA) (ver Anexo I). De acordo com as avaliações da ASSOCANA, o custo do cultivo e transporte da cana está em torno de R\$ 2.400 o hectare colhido.

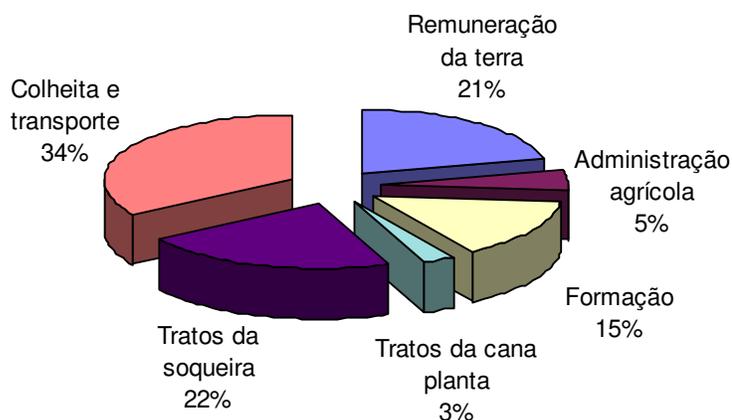


Figura 2.12. Composição do custo da cana (35,69 R\$/tc; 84 t/ha; 6 cortes). (CHAVES, 2006)

2.5.2. Cana de terceiros

Aproximadamente 21% da cana processada pela usina é proveniente de produtores independentes. Neste caso, a usina compra a cana do fornecedor, remunerando-o a um

determinado preço por tonelada. Em muitos estados, os produtores são remunerados de acordo com a qualidade da cana que fornecem, baseado no sistema de pagamento pelo teor de sacarose (PCTS). Em São Paulo, utiliza-se o Método Consecana-SP de pagamento de cana com base no ATR, ou seja, o teor de açúcares recuperáveis da cana. Basicamente, o Método Consecana de pagamento de cana verifica o faturamento obtido pela unidade industrial com os produtos (açúcar e etanol) por tonelada de cana e, através da participação estimada do custo de produção da cana no custo total (industrial + cana), determina uma parcela do faturamento total destinado ao pagamento do fornecedor (ver detalhes no Anexo II). Trata-se de uma metodologia sugerida, e a sua adoção fica a critério das partes envolvidas, que ainda podem adaptá-la conforme julgarem necessário.

Na safra 05/06, os fornecedores do Estado de São Paulo atingiram média de 145,77 kg ATR/t cana, remunerada a 0,3083 R\$/kg ATR, resultando num preço de R\$ 44,94 por tonelada de cana. O histórico desses valores para as oito últimas safras é apresentado na Figura 2.13.

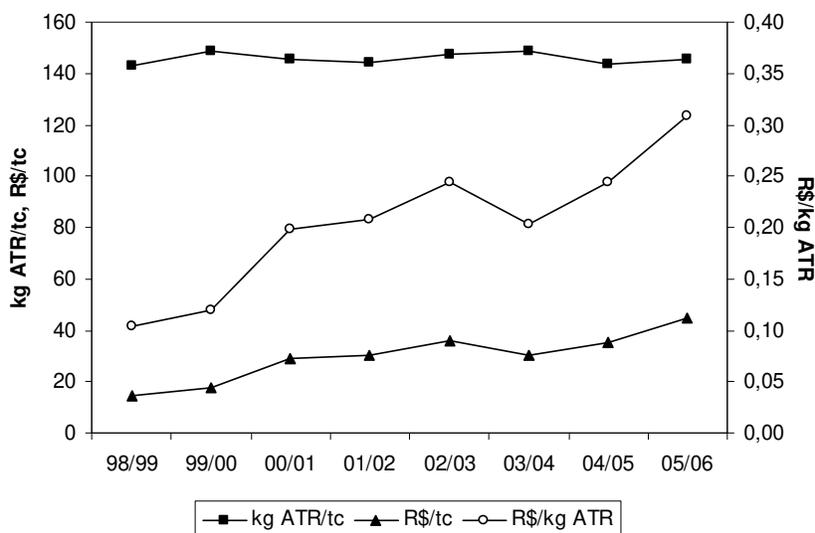


Figura 2.13. Evolução do ATR e preços da cana (valores correntes) de produtores do Estado de São Paulo (baseado em ORPLANA, 2007).

2.6. As usinas

Os principais produtos da agroindústria canavieira no Brasil são o açúcar, que atende o mercado de alimentos, o álcool anidro, usado como combustível adicionado à gasolina, e o álcool hidratado, que atende à parcela de carros movidos exclusivamente a álcool ou multi-combustíveis, além de um pequeno mercado de usos não energéticos (limpeza, por exemplo). Atualmente, cerca de 50% da cana produzida no Brasil é destinada à produção de açúcar e 50% a de álcool. Na região C-S esse *mix* já é de 60% álcool e 40% açúcar, divisão que também deverá ser verificada nacionalmente nas próximas safras (CARVALHO, 2007).

No país há ao todo 325 unidades processadoras de cana-de-açúcar (UNICA, 2007), divididas em três tipos de instalações: as usinas de açúcar, que produzem exclusivamente açúcar, as usinas de açúcar com destilarias anexas, que produzem açúcar e álcool, e as instalações que produzem exclusivamente álcool, ou destilarias autônomas. A grande maioria das instalações são usinas de açúcar com destilarias anexas (~60% do total), seguida por um considerável montante de destilarias autônomas (~35%) e algumas unidades de processamento exclusivo de açúcar (~5%). Geograficamente, a distribuição das usinas acompanha a concentração da produção, estando a maior parte delas localizadas no Estado de São Paulo (ver Figura 2.14).



Figura 2.14. Localização das usinas de açúcar e álcool no Brasil. (CGEE, 2005)

Em média, as usinas operam de 180 a 210 dias por ano (safra da cana), num regime de 24 horas por dia e sete dias por semana; as horas efetivas de moagem ficam normalmente entre 80% e 90%, por conta de eventuais falhas no fornecimento de cana ou paradas para manutenção. O principal gargalo da indústria é a moenda, muito embora a fábrica possa limitar a moagem em períodos com elevado teor de sacarose na cana. O impacto desses fatores no período de safra deve ser bem conhecido, já que a extensão do período de safra significa a redução do teor médio de sacarose da cana processada e o aumento dos custos operacionais da usina (HASSUANI et al., 2005).

Como a capacidade de produção das usinas é bastante variada, de 0,6 a 7 M t de cana processada por ano, há uma certa dificuldade no levantamento de um perfil médio. No Estado de São Paulo, a capacidade média de processamento é de quase 2 M t de cana por ano, das quais de

40% a 60% podem ser destinadas à produção de álcool. De acordo com FINGUERUT (2005), o rendimento médio da produção de açúcar, considerando a exclusividade no uso da cana, é de 120 kg/tc (além da possibilidade de se produzir de 7 a 10 L de álcool a partir do melaço), enquanto que para o álcool esse índice é de 85 L/tc. Para o caso de uma produção dividida entre açúcar e álcool (50/50), os valores são 67 kg/tc e 42 L/tc. Neste caso, uma usina de 2 M tc/ano teria a capacidade de produzir anualmente 134 mil toneladas de açúcar e 84 milhões de litros de álcool. Maiores detalhes sobre os processos de produção são apresentados nos itens 2.7 e 2.8.

Nas últimas duas décadas as usinas passaram por uma grande evolução, tanto do ponto de vista tecnológico, quanto gerencial. Atualmente pode-se dizer que os processos de produção de açúcar e álcool atingiram alto grau de maturidade, e pouca evolução deverá ocorrer nos próximos anos no que diz respeito ao aproveitamento dos açúcares da cana (a Tabela 2.14 ilustra a evolução ocorrida do início do Proálcool até os dias de hoje). No entanto, a indústria da cana no Brasil é apenas uma precursora (importante) de futuras “bio-refinarias”. O uso “integral” e eficiente da biomassa da cana para diversas combinações de produtos (combustíveis, produtos químicos, eletricidade e calor para processos) poderá ser muito mais eficiente dos pontos de vista termodinâmico e econômico e nos aspectos ambientais. Isto, e o uso de variedades superiores, deverão aumentar significativamente o valor da produção.

Tabela 2.14. Evolução tecnológica do setor sucroalcooleiro (OLIVÉRIO, 2005).

		Início do Proálcool	Hoje
Capacidade de moagem-6x78”	TCD	5.500	13.000
Tempo de fermentação	Horas	24	4-6
Teor alcoólico do vinho	°GL	7,5	10,0
Rendimento da extração	%	93	97
Rendimento fermentativo	%	80	91
Rendimento da destilação	%	98	99,5
Rendimento total	L álc. hid./tc	66	86
Consumo total de vapor	kg/tc	600	380
Consumo de vapor (destilação)			
Hidratado	kg/L	3,4	2,0
Anidro	kg/L	4,5	2,8

2.7. Fabricação do açúcar

Uma vez transportada até a usina, a cana é estocada ou diretamente enviada para moagem. Prevendo-se eventuais paradas no sistema de transporte, costuma-se manter uma certa quantidade de cana em estoque (estoque sobre rodas), que deve ser renovado em curtos espaços de tempo para evitar a perda de sacarose. A cana que segue para a moagem passa pela lavagem (usada somente para cana inteira) e pelo preparo, que, através de picadores e desfibradores provoca o aumento da densidade da cana e o rompimento de suas células. Após o sistema de preparo, a altura do colchão de cana é uniformizada pelo espalhador e segue para o sistema de alimentação da moenda, passando pelo eletroímã.

Na moenda o caldo é separado da fibra da cana (bagaço), que, por sua vez, segue para a planta de geração de energia. Normalmente, para aumentar o rendimento da extração, utiliza-se a embebição, que consiste na adição de água ao bagaço para diluir seu caldo remanescente. O processo mais utilizado é a embebição composta, na qual a água é adicionada entre os dois últimos ternos da moenda, com o retorno do caldo extraído do último terno para o anterior e, assim, sucessivamente até o segundo terno.

O caldo, ao sair da moenda, passa pelo tratamento primário, para a eliminação das impurezas insolúveis (areia, argila, bagacilho, etc), e pelo tratamento químico (sulfitação e calagem). Com a sulfitação (adição de sulfito para baixar o pH do caldo), busca-se inibir as reações que causam formação de cor, coagular os colóides solúveis, precipitar o sulfito de cálcio e diminuir a viscosidade do caldo. Já a calagem (neutralização do caldo pela adição de cal) tem como objetivos a eliminação de corantes, a neutralização de ácidos orgânicos e a formação de sulfito e fosfato de cálcio, produtos que, ao sedimentar, arrastam consigo impurezas presentes no líquido.

Após o tratamento químico, o caldo é aquecido e segue para o decantador, onde serão separadas as impurezas floculadas (lodo). O lodo retirado é adicionado de bagacilho e filtrado para a recuperação de açúcar, e a torta residual é encaminhada à lavoura. O caldo clarificado

(com 14-16°Brix) segue para a concentração em evaporadores de múltiplos-efeitos, dando origem ao xarope, com ~60°Brix.

Ao sair dos evaporadores, o xarope é enviado para os cozedores, onde será formada a massa cozida: uma mistura com 91-93°Brix de 50% de cristais envolvidos em mel (solução açucarada). Dependendo da conveniência, pode-se trabalhar com sistemas de uma, duas ou três massas cozidas. Dos cozedores a massa cozida segue para os cristalizadores, para recuperar parte da sacarose que ainda se acha dissolvida no mel, e, então, é descarregada nas centrífugas. Na centrífuga, os cristais de sacarose ficam retidos no cesto, onde são lavados com água e vapor. O mel removido é coletado e enviado aos cozedores para a recuperação do açúcar dissolvido ainda presente, até que se atinja um maior esgotamento. A partir desse ponto, o mel passa a ser denominado mel final, ou melaço, e é enviado para a fabricação de álcool. O açúcar descarregado das centrífugas é encaminhado para a secagem para, finalmente, ser ensacado. O diagrama de fluxo de todo o processo de fabricação é mostrado na Figura 2.15, e as eficiências médias envolvidas são apresentadas na Tabela 2.15.

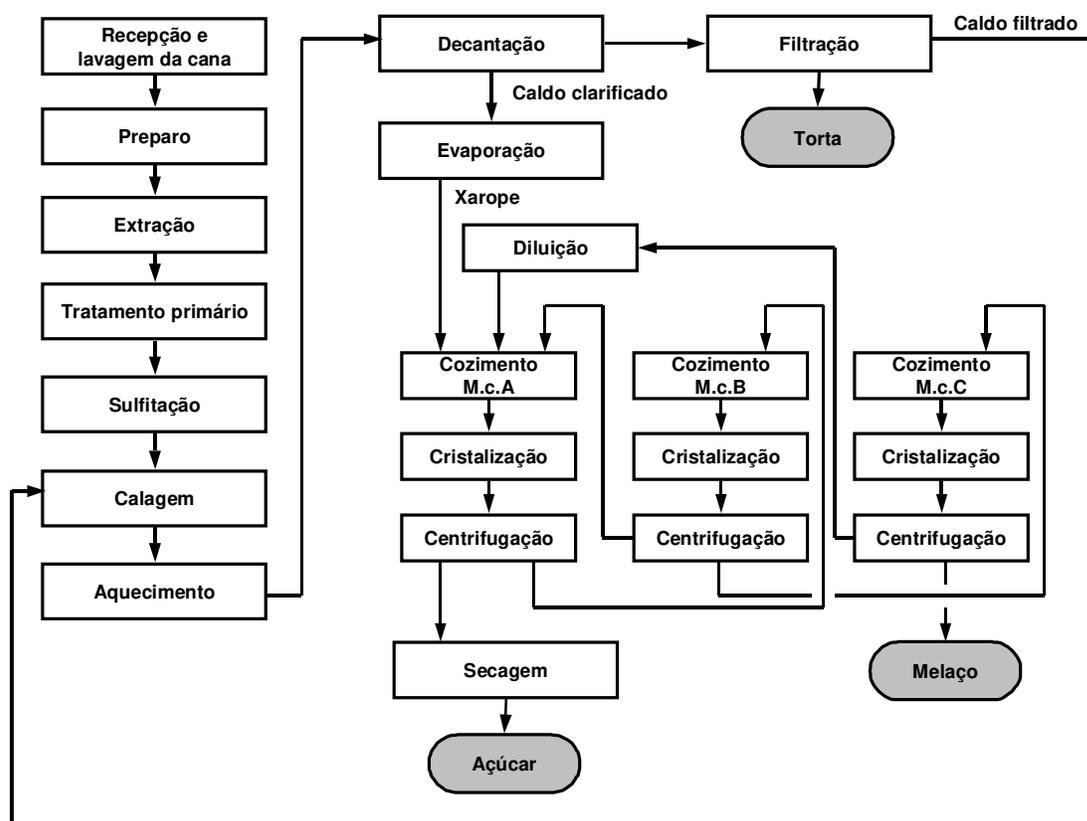


Figura 2.15. Diagrama de fluxo do processo de fabricação de açúcar (exemplo de processo com três massas).

Tabela 2.15. Perdas de açúcar no processo de fabricação de açúcar^a (CTC, 2006).

Etapa	Perda de açúcar (%)
Lavagem da cana	0,7
Extração do caldo	3,9
Tratamento do caldo	0,5
Perdas indeterminadas	3,5

^a. Valores médios de uma amostra de mais de 60 usinas da Região Centro-Sul.

2.8. Fabricação do álcool

No Brasil, a produção de álcool é baseada na fermentação tanto do caldo da cana, como de misturas de caldo e meloço, o que permite uma grande sinergia na produção de açúcar e álcool

nas usinas brasileiras. As primeiras etapas do processo de fabricação, da recepção da cana ao tratamento inicial do caldo, são semelhantes ao processo de fabricação do açúcar. Em um tratamento mais completo, o caldo passa pela calagem, aquecimento e decantação, assim como no processo do açúcar. Uma vez tratado, o caldo é evaporado e misturado com o mel, dando origem ao mosto.

O mosto segue para as dornas de fermentação, onde é adicionado de leveduras (*Saccharomyces cerevisiae*) e fermentado por um período de 6 a 12 horas. O processo de fermentação mais utilizado nas destilarias do Brasil é o Melle-Boinot, cuja característica principal é a recuperação das leveduras através da centrifugação do vinho (mosto fermentado). Após a fermentação, o vinho (com uma concentração de 7 a 10% de álcool) é centrifugado, para a recuperação das leveduras, e enviado para as colunas de destilação.

Na destilação, o álcool é recuperado com auxílio de sete colunas distribuídas em quatro troncos: destilação propriamente dita, retificação, desidratação e debenzolagem. Na primeira etapa, o etanol é separado do vinho e sai com a flegma (vapores com 40 a 50°GL), que é enviada à retificação. Os voláteis dão origem ao álcool de 2ª, e o produto de fundo (vinhaça), constituído principalmente de água, sais, sólidos em suspensão e solúveis, é enviado à lavoura, para a fertirrigação da cana. A proporção média de vinhaça é de 13 litros por litro de álcool produzido.

Na retificação, a flegma é concentrada a uma graduação de aproximadamente 96°GL e purificada, dando origem ao álcool hidratado. O álcool produzido pode ser diretamente armazenado, ou enviado para a desidratação, para a produção do álcool anidro. Os voláteis retirados no topo da coluna são condensados e uma fração é reciclada, enquanto outra é retirada como álcool de 2ª. Do fundo, retira-se uma solução aquosa chamada flegmaça, que pode ser reciclada ou eliminada. Os álcoois homólogos superiores (óleo fúsel e alto) são retirados de bandejas próximas à entrada da flegma; o óleo alto retorna à dorna volante, e o óleo fúsel é resfriado, lavado, decantado e armazenado para posterior comercialização.

Como o álcool hidratado é uma mistura azeotrópica, seus componentes não podem ser separados por uma simples destilação. A tecnologia mais utilizada no Brasil é a desidratação

através da adição do ciclohexano, formando uma mistura azeotrópica ternária, com ponto de ebulição inferior ao do álcool anidro. Na coluna de desidratação, o ciclohexano é adicionado no topo, e o álcool anidro é retirado no fundo, com aproximadamente 99,7°GL. A mistura ternária retirada do topo é condensada e decantada, e a parte rica em água é enviada à coluna de recuperação de ciclohexano.

A desidratação do álcool ainda pode feita por adsorção com peneiras moleculares ou pela destilação extrativa com monoetilenoglicol (MEG)¹. Apesar de apresentar baixo consumo de energia, as necessidades de investimento desses métodos são muito maiores que o processo com ciclohexano (1,5 vez maior para MEG e até 2,5 vezes para peneira) (MEIRELLES, 2006). No caso da peneira molecular, uma grande vantagem que deve ser mencionada é a produção de um álcool anidro livre de contaminantes (SBRT, 2006); por conta disso, espera-se uma grande disseminação do seu uso nos próximos anos, na busca por atender os padrões de exigência do mercado internacional.

O diagrama de fluxo do processo de produção do etanol é mostrado na Figura 2.16, e a Tabela 2.16 apresenta as eficiências médias verificadas para as usinas do Estado de São Paulo. Um fluxograma geral contemplando tanto a produção de açúcar, quanto a de álcool é mostrado na Figura 2.17.

¹ Um quarto método é a pervaporação por membranas, mas que não é utilizado nas usinas brasileiras.

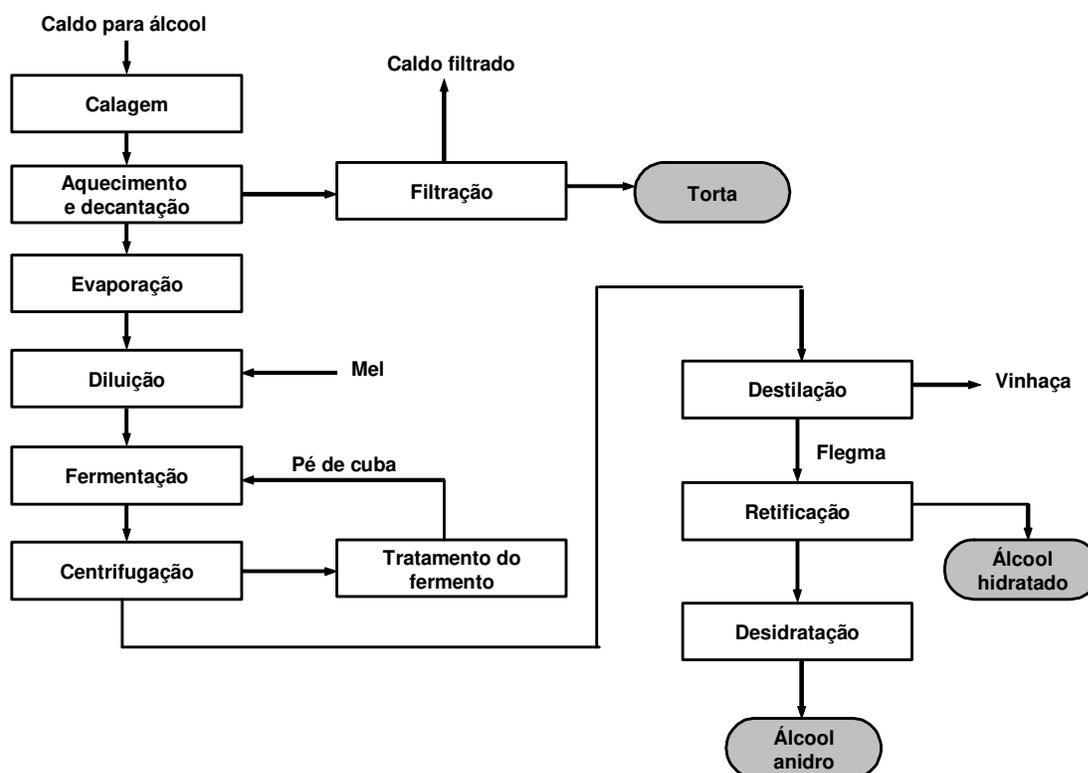


Figura 2.16. Diagrama de fluxo da fabricação do álcool.

Tabela 2.16. Perdas de açúcar e eficiências médias para a fabricação do álcool (CTC, 2006).

Etapa	Perda de açúcar^a (%)
Lavagem	0,7
Extração do caldo	3,9
Tratamento do caldo	0,5
Perdas indeterminadas	3,2
Destilação ^b	0,2
Eficiência da fermentação	90,0

^{a.} Valores médios de uma amostra de mais de 60 usinas da Região Centro-Sul.

^{b.} Perdas de álcool.

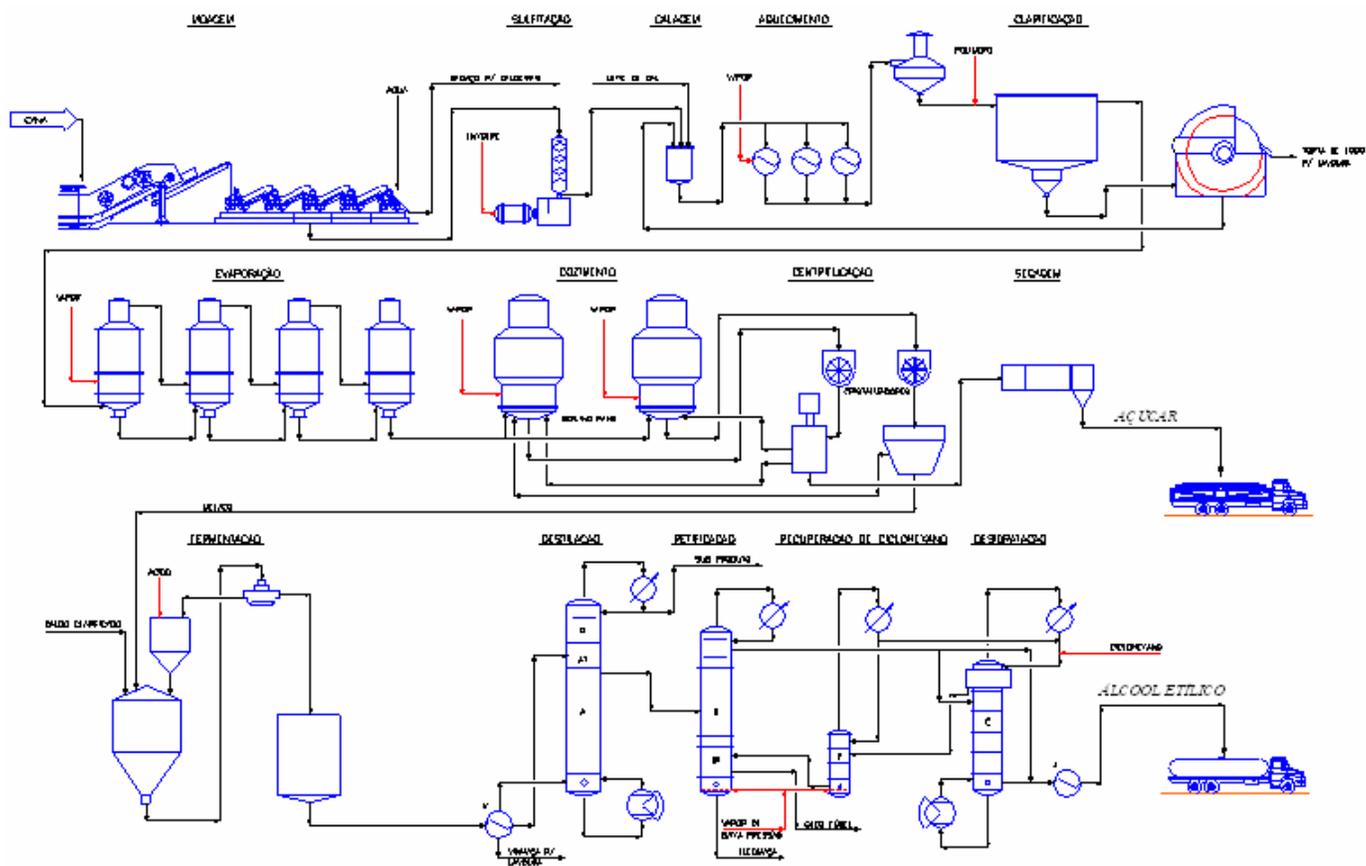


Figura 2.17. Fluxograma geral da produção de açúcar e álcool. (CTC, 2005)

2.9. Preços e custos

Graças ao monitoramento constante realizado pelo Cepea (Esalq-USP) é possível se ter uma idéia clara sobre os valores do açúcar e do álcool comercializados pelas usinas. Periodicamente o Cepea realiza uma coleta dos valores praticados pelos diferentes produtos comercializados pelas usinas e, através de análises estatísticas, divulga as médias verificadas nos diferentes períodos, os quais servem de base para o cálculo da valorização do preço da cana (Método Consecana-SP). A Figura 2.18 mostra o histórico de valores verificados em 2007.

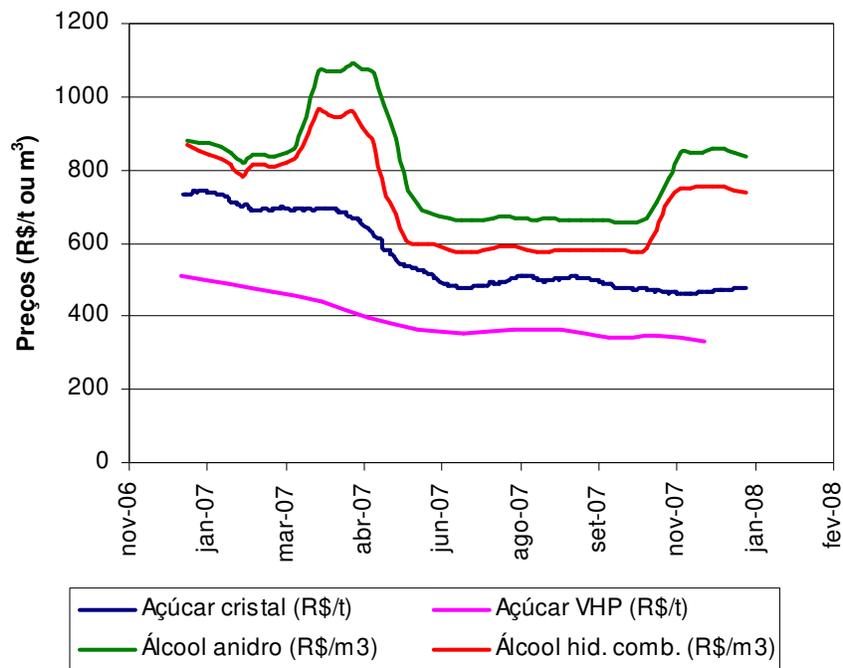


Figura 2.18. Valores pagos ao produtor pelos principais produtos das usinas.

Quanto aos custos, já não se pode dizer o mesmo sobre a disponibilidade das informações. Hoje em dia o setor é completamente independente do Estado, e a divulgação de qualquer tipo de informação fica a critério das próprias unidades. O que geralmente se faz é uma tentativa de avaliação média, baseada em estimativas dos principais itens da estrutura de custos. Uma análise bastante confiável é a revisão realizada pelo Consecana-SP, baseada no levantamento dos custos operacionais de sete usinas do Estado de São Paulo durante a safra 2003/2004 e atualizados para 2005. O custo de capital foi calculado pelo CTC, para a parte agrícola, e pela Dedini, para a parte industrial, considerando uma usina de 2 Mtc/ano, produtora de açúcar e álcool. Os resultados finais são apresentados na Tabela 2.17.

Tabela 2.17. Revisão Consecana-SP da estrutura de custos do açúcar e do álcool (RODRIGUES, 2007).

Item	Açúcar	Álcool
Agrícola ^a		
Formação	5,06	5,06
Tratos culturais	8,48	8,48
Colheita	11,81	11,81
Administração agrícola	4,59	4,59
Arrendamento	7,04	7,04
Sub-total	36,99	36,99
Depreciação	1,91	1,91
Juros	3,25	3,25
Total	42,15	42,15
Indústria ^a		
Processamento	7,78	7,00
Manutenção	3,64	3,64
Administração	3,35	3,35
Comercialização	0,28	0,28
Sub-total	15,05	14,11
Depreciação	4,15	3,45
Juros	9,50	8,17
Total	28,70	25,75
Agrícola + Indústria ^a	70,85	67,87
kg de ATR / ton cana	145,00	145,00
kg açúcar e L álcool / t cana	138,4	83,9
Custo final ^b	25,59	0,81

^{a.} Em R\$/t cana.

^{b.} Em R\$/saca e R\$/L.

Capítulo 3

Opções atuais para a geração de energia elétrica nas usinas

3.1. Introdução

O setor sucroalcooleiro movimentava anualmente cerca de R\$ 50 bilhões, representando aproximadamente 1,5% do PIB nacional. Em 2006, o país produziu 425 milhões de toneladas de cana, 29,8 milhões de toneladas de açúcar e 17,7 bilhões de litros de álcool, dos quais 19 milhões de toneladas e 3,5 bilhões de litros foram exportados (RODRIGUES, 2007). Esses números fazem do Brasil, além de maior produtor mundial de cana, o maior exportador tanto de açúcar quanto de álcool. Este cenário se deve à grande competitividade da produção não só da cana como também de seus derivados, em parte explicada pela auto-suficiência energética das usinas brasileiras, as quais ainda têm adicionado mais um produto à sua lista: a energia elétrica.

A preocupação com um melhor aproveitamento energético da biomassa da cana tem sido predominante nos últimos anos, estimulada principalmente pela possibilidade de uma nova crise no fornecimento de energia elétrica no Brasil. Com isso, espera-se que a busca pelo aumento da eficiência energética seja responsável pelas maiores alterações no padrão de operação das usinas nos próximos anos. Na verdade, investimentos em sistemas de geração de energia em alta pressão e a opção por equipamentos e configurações de processo que permitam a redução do consumo de vapor já são correntes, e a energia elétrica vem se consolidando aos poucos como mais um produto das usinas.

Hoje as opções comerciais para a geração de energia nas usinas estão restritas somente a sistemas de cogeração baseados em ciclos a vapor. Ainda assim um enorme ganho de eficiência

pode ser alcançado através da adoção de sistemas de cogeração mais avançados que o padrão atualmente utilizado nas usinas. Naturalmente, essa substituição poderia resultar em custos de energia que eventualmente não justifiquem a opção pelo determinado sistema.

O objetivo deste capítulo é avaliar a performance técnico-econômica de diferentes configurações de usinas para maior geração de energia, considerando a substituição do sistema convencional utilizado. Além das diferentes alternativas de geração, também foram considerados os efeitos da redução do consumo de vapor de processo e do uso da palha como combustível suplementar ao bagaço. Sete configurações foram analisadas, incluindo a configuração padrão de hoje, a qual serviu como base para a determinação dos custos dos produtos convencionais da usina (açúcar e álcool). Para os demais casos, foram simulados os desempenhos e determinados os respectivos custos da energia elétrica excedente. Previamente à apresentação detalhada dessas configurações, uma breve discussão é feita sobre as principais características do sistema energético das usinas.

3.2. Sistema energético das usinas

3.2.1. Demanda de energia

O processamento da cana nas usinas de açúcar e álcool é muito intensivo no uso de energia, principalmente com relação à parcela térmica. Em média, o consumo das usinas é de aproximadamente 330 kWh/tc de energia térmica (equivalente a 500 kg de vapor por tonelada de cana), além dos 16 kWh/tc de energia mecânica (sistema de preparo, moenda e motobombas) e dos 12 kWh/tc de energia elétrica (ver Tabela 3.1). Apesar das melhorias conseguidas nas últimas décadas este consumo de energia térmica ainda é muito alto, quando comparado com os valores correspondentes das fábricas de açúcar de beterraba e destilarias de álcool de milho. Isto porque o excesso de bagaço de cana disponível não estimulou as usinas a buscarem alternativas energeticamente mais eficientes, ao contrário dos casos da beterraba e do milho, que são processos dependentes de combustíveis fósseis. No entanto, conforme vem crescendo o interesse

pelo aumento da disponibilidade de biomassa excedente nas usinas, maior tem sido a procura por opções tecnológicas que garantam menores demandas de energia nos processos.

Tabela 3.1. Demanda de energia no processamento da cana-de-açúcar^a.

Energia	Unidade	Açúcar	Álcool Hidratado^b	Álcool Anidro^c	Média
Térmica (vapor) ^d	kg/tc	470-500	370-410	500-580	~500
Mecânica ^e	kWh/tc	16	16	16	16
Elétrica ^f	kWh/tc	12	12	12	12

a. Elaborado a partir de CTC (2006) e PIZAIA (1998).

b. Baseado em tecnologia convencional com consumo de 3,0 a 3,5 kg vapor/L álcool hidratado.

c. Baseado na destilação azeotrópica com ciclohexano (1,5 a 2,0 kg vapor/L álcool anidro).

d. Saturado a 1,5 bar (man.).

e. Acionamento dos sistemas de preparo e moagem da cana e motobombas.

f. Há uma pequena variação entre os processos mas todos eles estão próximos de 12 kWh/tc.

A produção do açúcar consiste essencialmente na concentração do caldo da cana, que demanda uma enorme quantidade de vapor para a eliminação de toda a água. A maior parte da concentração é realizada em evaporadores de múltiplos efeitos, o que garante uma certa eficiência no uso da energia, mas muito ainda poderia ser feito para reduzir os atuais níveis de 470-500 kg/tc. O mesmo pode ser dito para o caso do álcool, que atualmente consome 3,0-3,5 kg de vapor por litro de etanol hidratado produzido, além de 1,5-2,0 kg de vapor por litro de etanol anidro (baseado na destilação azeotrópica com ciclohexano).

De acordo com PIZAIA (1998), com tecnologias comerciais já seria possível reduzir o consumo de vapor nas usinas para 340-350 kg/tc e, até mesmo 280-300 kg/tc. Para a redução ao primeiro patamar o autor indica tecnologias já conhecidas e dominadas no Brasil, como sangria no 1º, 2º e 3º efeitos, aplicação de trocadores regenerativos vinhaça x caldo e caldo x caldo, agitadores mecânicos nos vácuos e utilização de sangria de 2º corpo da evaporação para cozimento. Na destilaria seria necessária a utilização de aparelhos modernos (tecnologia Flegstil) e uso de peneira molecular para desidratação do álcool anidro. Para o segundo patamar (280-300 kg/tc), são indicadas tecnologias ainda não implantadas no Brasil (porém utilizadas em usinas da Europa), como sangrias em todos os efeitos e sangria para cozimento no último efeito. Além

disso, também é prevista a utilização de trocadores regenerativos vinhaça x caldo, água condensada x caldo e caldo x caldo. Na destilaria a tecnologia aplicada seria a mesma indicada para o primeiro caso. Em ambos os casos, uma parte significativa do investimento estaria relacionada à automação da fabricação do açúcar e do álcool e à utilização da peneira molecular para a desidratação do álcool.

3.2.2. Geração de energia

O sistema energético das usinas de açúcar e álcool é constituído de caldeiras a bagaço e turbinas de contrapressão, que acionam geradores e os equipamentos mais pesados (facas, desfibradores, moendas, exaustores, bombas de água de alimentação de caldeiras); o vapor exausto das turbinas é direcionado para o processo, em um esquema de cogeração pura, onde é utilizado principalmente na concentração do caldo e destilação do álcool (ver Figura 3.1).

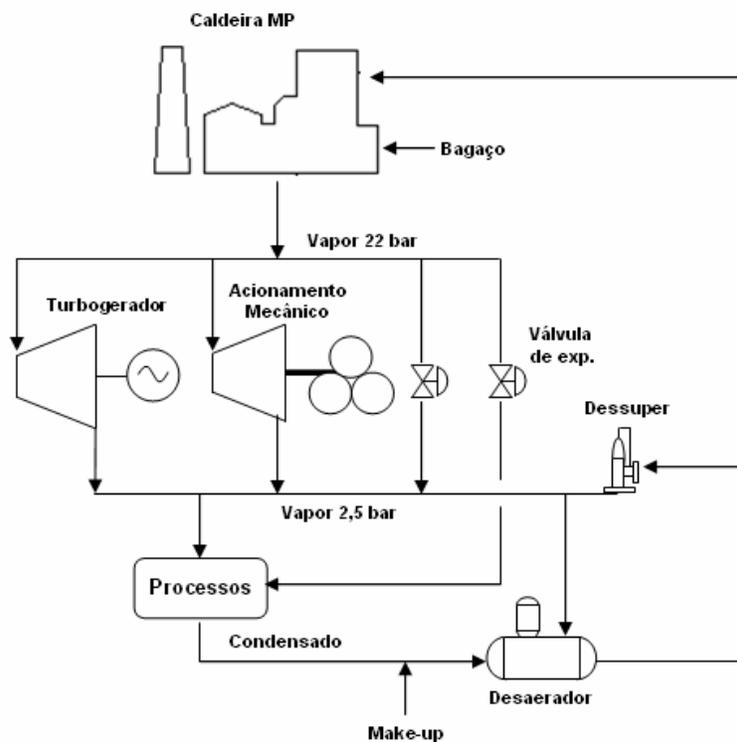


Figura 3.1. Fluxograma simplificado do sistema energético de uma usina típica.

Como os principais equipamentos deste sistema (caldeiras e turbinas) têm vida útil acima de 25 anos, é possível encontrar uma diversidade grande de tecnologias empregadas e, correspondentemente, ampla variação nos índices de consumo energético. Na busca da auto-suficiência energética, as usinas foram trocando e adaptando seus equipamentos para torná-los mais eficientes. Até o final dos anos 1990, a auto-suficiência em energia elétrica era o objetivo máximo, sendo poucas as usinas que produziam e comercializavam excedentes de energia elétrica.

Uma discussão sobre a evolução dos sistemas de energia nas usinas e as tendências para o futuro (no curto e longo prazo) é feita por LEAL e MACEDO (2004). Para avaliar o passado, os autores se basearam num estudo feito pelo Centro de Tecnologia da Copersucar em 1981 (BTC, 1981), no qual se analisou a situação das caldeiras existentes (323 caldeiras) nas unidades cooperadas. Os resultados dessa análise indicaram que cerca de metade das caldeiras eram pequenas, com fornalha ferradura, sem preaquecedor de ar e com pressão predominante em torno de 22 bar; a outra metade era de capacidade média, quase todas com paredes de tubos de água e pressão de 22 bar, sendo que 90 unidades eram de fornalha ferradura e poucas tinham preaquecedor de ar (<30%). A média ponderada das eficiências térmicas foi de 71,6%. A automação era precária e rudimentar, raramente indo além do controle de nível da tubulação superior. Na aquisição das caldeiras as usinas claramente privilegiavam o menor custo de investimento inicial em detrimento da eficiência térmica e da facilidade operacional.

Um segundo levantamento da situação geral das caldeiras das usinas da Copersucar, realizado em 1997, visava prioritariamente avaliar as eficiências térmicas, mas apenas 17 unidades foram testadas. Este levantamento indicou um grande avanço tecnológico no parque de caldeiras: (i) a capacidade média aumentou (72% das caldeiras tinham produção de vapor acima de 40 t/h e 12% das unidades com capacidade igual ou maior que 100 t/h); (ii) a pressão de vapor subiu, colocando três quartos das caldeiras com valores iguais ou superiores a 20 bar; (iii) o uso de superaquecedores tornou-se quase obrigatório, a menos de algumas unidades pequenas e obsoletas; (iv) a preocupação com a eficiência generalizou-se, fazendo com que a instalação de preaquecedores de ar se tornasse a prática usual; o uso de economizadores se popularizou; (v) as eficiências térmicas das unidades testadas situaram-se nas médias de 79,4% e 84,0% nas caldeiras

sem e com economizadores, respectivamente; (vi) nos sistemas de combustão predominam as grelhas basculantes, o uso de ar secundário, tiragem forçada e a automação; e já existiam algumas unidades com queima em suspensão; (vii) equipamentos de controle de emissões de partículas, praticamente inexistentes há 20 anos atrás, estavam se tornando comuns; e (viii) o tratamento de água melhorou significativamente, sendo comum o uso de desaeradores e desmineralizadores, equipamentos quase inexistentes no levantamento de 1981.

Em 1999, com a desregulamentação do setor elétrico e, principalmente, com a lei que permitiu ao produtor independente de eletricidade ter acesso à rede de transmissão e distribuição, pagando uma tarifa controlada pela ANEEL, a nova meta considerada para o setor energético das usinas passou a ser gerar excedentes de energia elétrica para a venda. A nova proposta era de modernização acelerada, substituindo caldeiras mais antigas por unidades de alta pressão (> 40 bar) e turbogeradores também de alta pressão, com extração a 22 bar. Do ponto de vista do esquema de geração de energia, não há grande mudança na situação: há forte predominância da cogeração pura, com turbinas de contrapressão a 2,5 bar, o que amarra a operação do sistema de geração à operação da usina. A Figura 3.2 mostra esquematicamente um sistema de geração em alta pressão em cogeração pura.

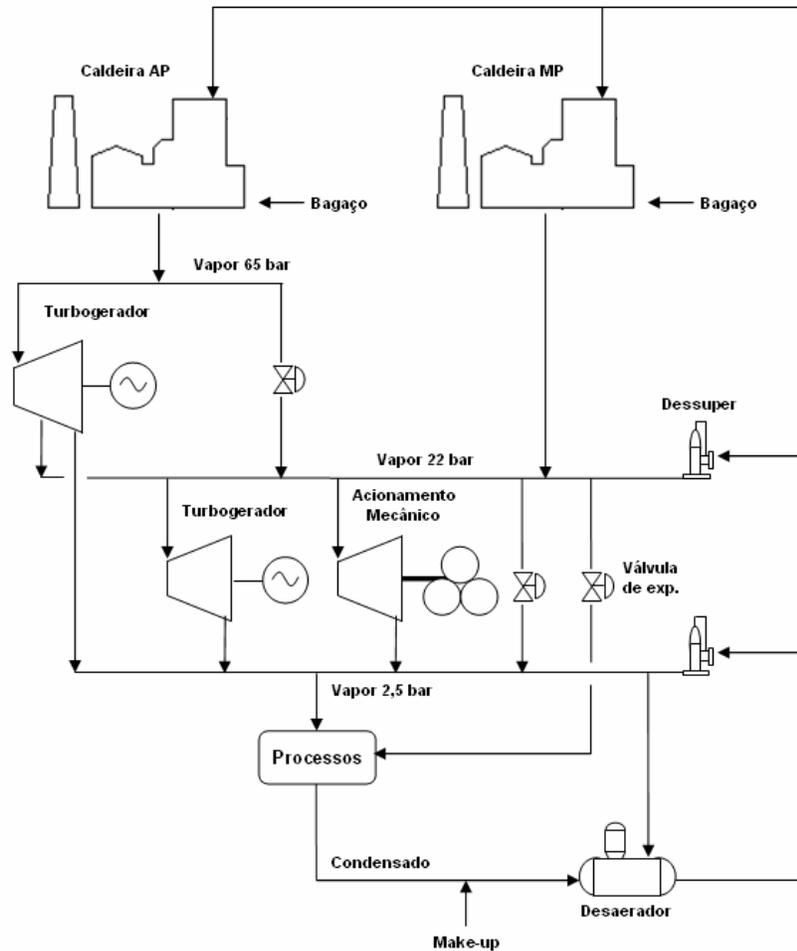


Figura 3.2. Fluxograma simplificado do sistema energético de uma usina que opera com vapor de alta pressão.

Os turbogeradores e as turbinas, em geral, por representarem um custo de investimento inicial bem menor que as caldeiras, evoluem mais rapidamente. Os turbogeradores passaram de pequenas unidades, pouco acima de 1 MW, com turbinas de simples estágio, para unidades maiores multi-estágio, normalmente de aço; turbinas de acionamento de maior potência, como no caso dos desfibradores, também estão passando de simples estágio para multi-estágio. Com isso o consumo de vapor diminui permitindo desviar esta sobra para a geração de mais energia excedente. Até recentemente os turbogeradores raramente passavam de 8 MW; hoje unidades com potência nominal acima de 20 MW já não são mais novidade. Outra boa indicação de que os

sistemas estão fortemente voltados para aumentar os excedentes de energia é o fato de que muitas usinas estão finalmente reduzindo muito o consumo de vapor nos processos.

Outro ponto importante na evolução da geração de energia nas usinas será a adaptação dos sistemas energéticos para operar o ano todo, não só na safra, exigindo a utilização de turbogeradores de condensação com extração (a 2,5 bar e, talvez, também a 22 bar). A Figura 3.3 mostra esquematicamente essa configuração.

LEAL e MACEDO (2004) ainda indicavam que, no futuro, quando o preço de venda da energia justificasse os investimentos adicionais, as turbinas de acionamento dos equipamentos pesados deveriam ser substituídas por motores elétricos de alta eficiência. Na realidade, esta opção já é corrente para as novas usinas em construção, que têm optado por acionamento por motores elétricos acoplados a redutores planetários na moenda e no sistema de preparo da cana. Essa configuração elimina a demanda por vapor vivo, permitindo que este montante seja destinado à produção de mais energia elétrica (ver esquema na Figura 3.4).

Para o longo prazo, a tecnologia mais promissora para possibilitar um aumento considerável da energia excedente gerada nas usinas (além da implementação da recuperação da palha) é a gasificação da biomassa integrada a sistemas com turbina a gás (tecnologia BIG/GT). Uma discussão mais detalhada sobre as possibilidades envolvendo esta tecnologia é feita no Capítulo 6.

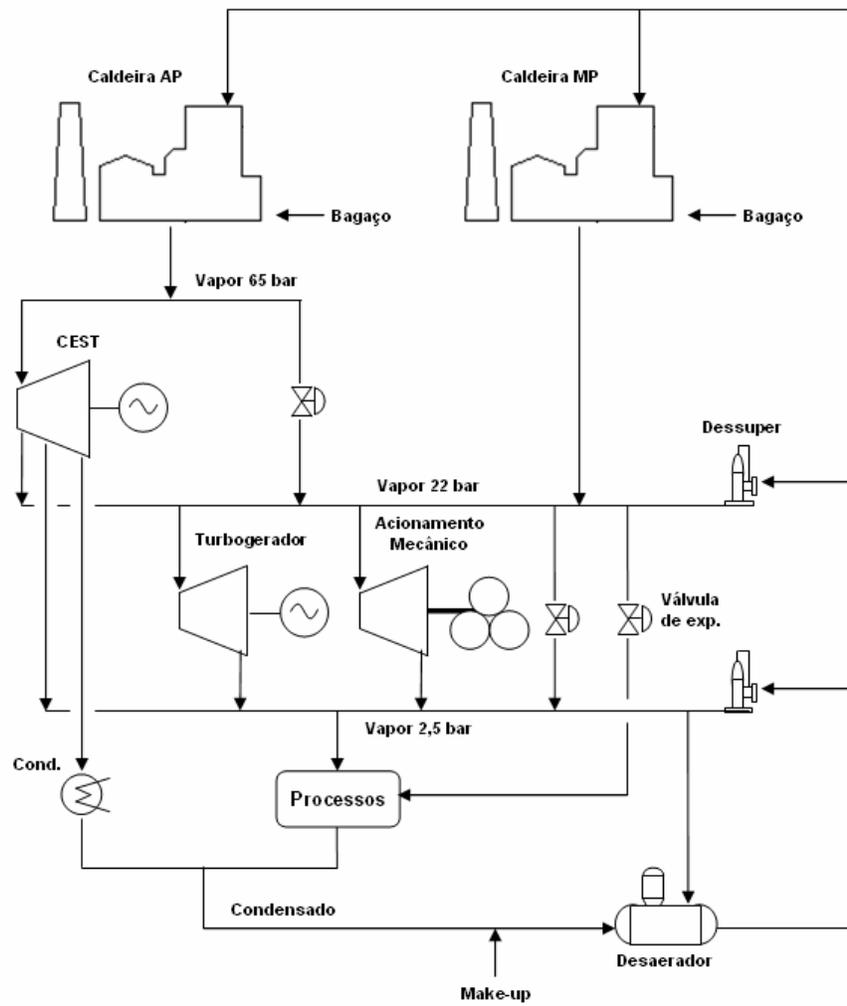


Figura 3.3. Fluxograma simplificado do sistema energético de uma usina para operação durante o ano todo (sistema com extração/condensação).

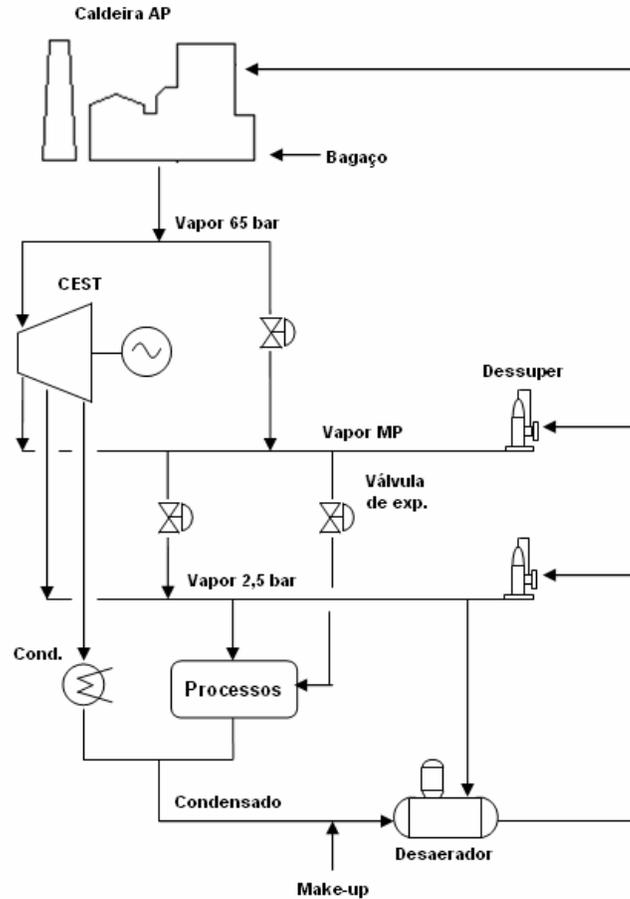


Figura 3.4. Fluxograma simplificado do sistema energético de uma usina com acionamento elétrico para operação durante o ano todo.

3.3. Configurações selecionadas

Para realizar as análises propostas neste capítulo adotou-se como base uma usina com capacidade de moagem de 2 M t cana / ano, com 50% da cana destinada para açúcar e 50% para álcool (25% anidro, 25% hidratado). Sete configurações (todas comercialmente disponíveis) foram consideradas, tendo em vista a sua atual utilização nas usinas em operação ou a tendência para sua adoção nas novas unidades em construção.

No esquema de cogeração pura (somente com turbinas de contra-pressão) foram adotados os níveis de pressão de 22 bar (predominante atualmente), 65 e 90 bar (que são as principais opções de investimento nas usinas já em operação). Para o caso de configurações mais avançadas, foram selecionados sistemas operando a 65 e 90 bar, com extração/condensação, consumo reduzido de vapor e sistemas elétricos para acionamento mecânico. A recuperação de parte da palha também foi considerada em dois casos, apesar de ainda não se tratar de uma realidade no setor. Não obstante, uma usina no Estado de São Paulo já recupera parte da palha para a geração de energia e, muito provavelmente, a disseminação desta prática não deverá tardar. Para os casos em que a palha é recuperada, considerou-se que a geração de energia elétrica ocorreria durante o ano todo. A Tabela 3.2 apresenta o resumo das configurações consideradas neste estudo.

Tabela 3.2. Resumo das configurações avaliadas.

Configuração	22-CP ^a	65-CP	90-CP	65-CEST ^b	90-CEST	65-CEST(AT)	90-CEST(AT)
Pressão (bar)	22	65	90	65	90	65	90
Temperatura (°C)	300	480	520	480	520	480	520
Acionamento	←———— Turbo-redutor ———→			←———— Eletrificado —————→			
Cogeração	←———— “Pura” ———→			←———— Extração/Condensação ———→			
Consumo de vapor	←———— ~500 kg/tc ———→			←———— ~340 kg/tc —————→			
Combustível	←———— Bagaço —————→			← Bagaço + palha —→			
Geração	←———— Safra —————→			←— Ano todo —→			

^a. CP: contra-pressão.

^b. CEST: condensing extraction steam turbines.

3.3.1. Modelagem

Para avaliar o desempenho das configurações selecionadas acima, foi desenvolvido um modelo matemático, utilizando planilhas eletrônicas e o software Lingo 9.0, capaz de determinar a performance global do sistema industrial, considerando diferentes configurações da planta de energia e com flexibilidade para incluir as principais variações de interesse:

- Período de safra e entressafra; aproveitamento de moagem;

- Capacidade de moagem;
- Relação de produção (açúcar / álcool anidro / álcool hidratado).
- Teores mensais de sacarose e fibra da cana;
- Pureza do caldo e do mel final;
- % cana crua; teor de palha; % mecanização da colheita; % recuperação de palha;
- Demandas de energia (elétrica, mecânica e térmica) para açúcar, álcool anidro e hidratado;

A principal função do modelo é calcular os balanços de massa e energia envolvidos na usina, indicando as produções de açúcar e álcool e os excedentes de energia elétrica e biomassa (ver Figura 3.5). Sua estrutura foi planejada de forma a facilitar ao máximo a seleção das diferentes opções de configuração da unidade industrial, permitindo grande agilidade para a simulação dos casos distintos.

O procedimento de cálculo é realizado da seguinte maneira: uma vez definidos o total de cana a ser moída (ou capacidade de moagem e tempo estimado de safra), suas características (pol, fibra e pureza) e a divisão pretendida entre açúcar e álcool, o modelo determina, através das eficiências industriais fornecidas, quais são as produções totais de açúcar, álcool anidro e hidratado. Para o cálculo dos rendimentos, o modelo se baseia nas equações indicadas no Manual do Consecana-SP, FERNANDES (2003) e HASSUANI et al. (2005). A partir dos valores da disponibilidade de biomassa e das demandas de energia (calor, energia elétrica e mecânica), os balanços de massa e energia da planta de geração são calculados com o auxílio do software Lingo, e os excedentes de biomassa e energia elétrica são apresentados, assim como os fluxos internos de vapor envolvidos na planta.

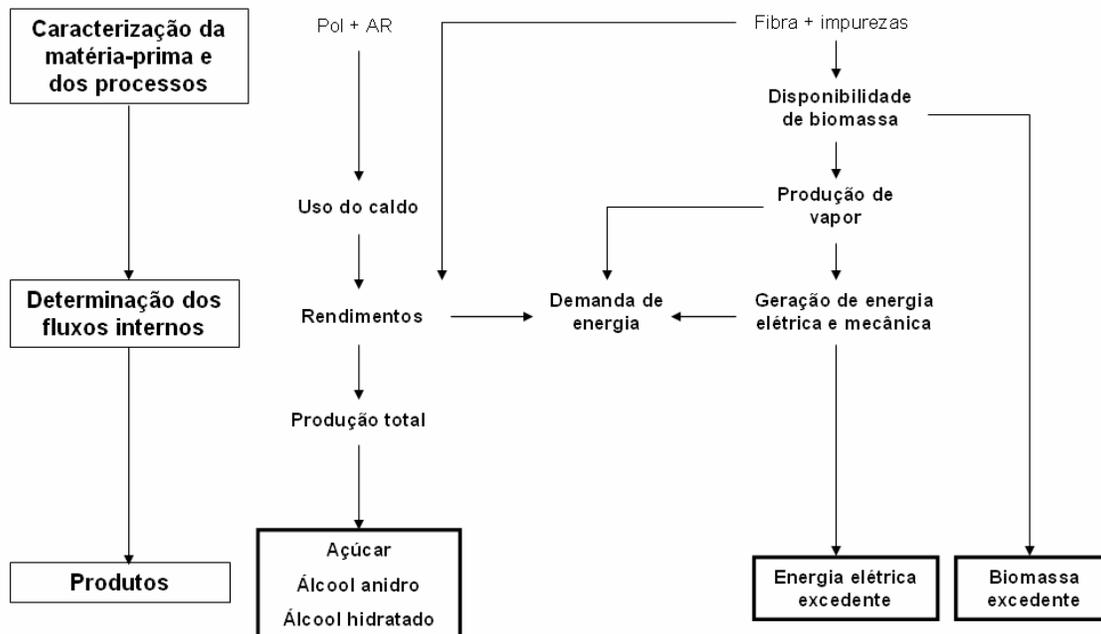


Figura 3.5. Representação esquemática do modelo de simulação.

Previamente ao uso do modelo para a avaliação das configurações selecionadas, um processo de validação foi realizado. Para testar a acuidade do modelo, foram considerados dados reais de quatro usinas (com características significativamente distintas), com os quais foram comparados os dados modelados para as produções totais de açúcar e álcool (anidro e hidratado) e os excedentes de energia elétrica e bagaço. Essa comparação foi feita para os dados acumulados de cada mês da safra de 2006 para todas as usinas avaliadas (ver Anexo III). Em todos os casos, os resultados da modelagem foram bem próximos aos dados reais, dando grande suporte para as avaliações pretendidas.

Os principais parâmetros considerados para a modelagem dos sistemas selecionados são apresentados na Tabela 3.3 e na Tabela 3.4.

Tabela 3.3. Principais parâmetros de operação para a modelagem da usina.

Moagem anual	2.000.000 tc
Safra	200 dias
Aproveitamento do tempo de moagem	85 %
Operação na entressafra ^a	3.240 horas
Açúcar/Álcool ^b	50/50
Pol%cana	14,5 %
Fibra%cana	13,0 %
Pureza do caldo	87 %
Pureza do mel final	60 %
Perdas de açúcar ^c	9,5%
Eficiência da fermentação ^c	88%
Eficiência da destilação ^c	99%
Teor de palha	140 kg/tc (ms)

^{a.} Somente para a geração de energia nos casos em que há geração durante o ano todo. Na entressafra foi considerada a interrupção da geração durante um mês para manutenção.

^{b.} 50% da cana é destinada para a produção de açúcar, e 50%, para a de álcool (25% para anidro, 25% para hidratado).

^{c.} Valores considerados pelo Consecana-SP para o cálculo do ATR.

Tabela 3.4. Principais parâmetros para a modelagem da planta de geração da usina, de acordo com as configurações selecionadas.

		22-CP	65-CP	90-CP	65-CEST	90-CEST	65-CEST(AT)	90-CEST(AT)
Pressão ^a	bar	22	65	90	65	90	65	90
Temperatura ^a	°C	300	480	520	480	520	480	520
Consumo de energia								
Vapor BP ^b	kg/tc	480	480	480	340	340	340	340
Vapor MP ^c	kg/tc	10	10	10	5	5	5	5
Mecânica	kWh/tc	16	16	16				
Elétrica	kWh/tc	12	12	12	30	30	30	30
Eficiências								
Caldeira (PCI)	%	75	85	86	85	86	85	86
Turbogerador	%	70	80	80	80	80	80	80
Turbinas AM ^d	%	45	45	45				
Pressão de condensação	bar				0,11	0,11	0,11	0,11
Retorno de condensado	%	95	95	95	95	95	95	95
Reserva de bagaço	%	5	5	5	5	5	5	5
Recuperação de palha	%						40	40

^{a.} Pressão e temperatura do vapor vivo gerado.

^{b.} Vapor de baixa pressão (saturado a 1,5 bar man.) – vapor de escape das turbinas.

^{c.} Vapor de média pressão (7-12 bar man.) – provido pela expansão do vapor de 22 bar.

^{d.} Turbinas de acionamento mecânico (todas operam a 22 bar).

3.3.2. Aspectos econômicos

O principal objetivo da análise de custos foi determinar o custo da energia elétrica excedente gerada para cada configuração adotada, considerando o seu uso em substituição à configuração padrão das usinas de hoje (22-CP). Para o caso desta configuração, foram determinados somente os custos dos produtos convencionais da usina (açúcar e álcool), que foram adotados como referência para os demais casos. Neste estudo considerou-se que na configuração de referência a usina estaria somente interessada na produção de açúcar e álcool, e, portanto, todos os custos foram distribuídos somente entre estes produtos. Como o potencial de geração de energia elétrica excedente para este caso é muito pequeno (e nem sempre chega a ser efetivamente comercializado), os valores associados à possível venda de energia não foram considerados. Pela grande importância no balanço da usina, a produção interna de melaço também teve o seu custo avaliado. Todos os custos das seções comuns da usina, além do custo da cana, foram divididos entre açúcar (mais mel final) e álcool de acordo com o *mix* de produção da usina. Como a seção de açúcar tem como produtos o açúcar e o mel final, que é inteiramente utilizado como matéria-prima na produção do álcool, todos os custos associados a essa seção foram divididos entre estes produtos conforme o grau de esgotamento do mel. Já na seção de álcool, não houve diferenciação entre os custos do álcool anidro e hidratado. O custo de produção foi calculado pela divisão do custo total anual (capital, manutenção, mão-de-obra, insumos e cana) referente a cada produto pela sua produção anual. Os parâmetros mais relevantes para a análise econômica são apresentados na Tabela 3.5.

Com relação às demais configurações, o custo da energia elétrica excedente foi baseado no valor incremental ao caso de referência. Ou seja, todo investimento, ou gasto anual, adicional ao caso de referência foi atribuído à energia elétrica excedente gerada.

Tabela 3.5. Principais parâmetros para a análise econômico-financeira.

Custo de capital (CMPC) ^a	9,91 %
Taxa de interesse (eletricidade)	12%
Horizonte técnico-econômico	25 anos
Depreciação	10 anos - linear
Custos operacionais	
Fixos: Manutenção	4 % do Investimento Fixo
Variáveis	Ver Tabela 3.8
Custo da Cana ^b	
Própria	35,00 R\$/t
Fornecedores ^c	44,58 R\$/t
Custo da biomassa	
Bagaço	0,00 R\$/t
Palha	30,00 R\$/t (ms)

a. Custo Médio Ponderado do Capital. Custo do capital próprio (60% do total): 11,1%; custo do capital de terceiros (40%): 8,12% (RODRIGUES, 2007). Este índice foi utilizado somente para a avaliação do custo do açúcar e do álcool.

b. 79% de cana própria e 21% de fornecedores.

c. 0,3083 R\$/kg ATR; 144,6 kg ATR/tc (média no Estado de São Paulo em 2006).

A necessidade total de investimento foi obtida através da cotação de equipamentos junto a fabricantes e de consultas a especialistas da área (ver Tabela 3.6 e Tabela 3.7). As cotações foram feitas por seções, de forma que fosse possível discriminar as necessidades de investimento para a produção do açúcar, do álcool e de energia. As seções de recepção, preparo e moagem da cana foram consideradas áreas comuns das produções de açúcar e álcool, enquanto os custos das caldeiras, turbogeradores e auxiliares foram contabilizados exclusivamente na seção de energia.

A avaliação do custo de capital anual levou em consideração o valor residual dos equipamentos ao final do horizonte econômico da análise, considerando uma depreciação linear ao longo do período. O custo anual de capital foi determinado pela seguinte equação:

$$C_C = \frac{TI}{1 - \frac{1}{(1 + T_C)^{t_{HE}}}} \times IF \times \left(1 - \frac{1}{(1 + T_C)^{t_{HE}}} \times \frac{t_{VU} - t_{HE}}{t_{VU}} \right)$$

Onde: C_C = custo de capital anual;
 T_C = taxa sobre o capital;
 IF = investimento total;
 t_{HE} = horizonte econômico;
 t_{VU} = vida útil.

Os custos de mão-de-obra e insumos foram obtidos junto às próprias usinas e a consultores da área, também fazendo a discriminação entre as seções de açúcar, álcool e energia (ver Tabela 3.8). Com relação à cana, foi considerada a composição entre cana própria e de fornecedores tipicamente verificada para o Estado de São Paulo, baseando-se nos valores de custos indicados no item 2.5.

O bagaço, por ser um resíduo do processamento da cana já disponível para uso na usina, teve seu custo estipulado como zero. A palha da cana, por outro lado, é um resíduo agrícola da produção de cana, que precisa ser trazido à unidade industrial para ser processado. O custo considerado nesta avaliação foi de 30,00 R\$/t (ms), que já considera os impactos agrícolas e industriais da retirada da palha do campo e uso na usina baseando-se na colheita mecânica da cana com a limpeza parcial. Uma discussão mais detalhada sobre o custo da palha é feita no Anexo IV.

Tabela 3.6. Custos dos componentes de uma usina de 2 Mtc/ano (MR\$).

Áreas comuns	
Infra-estrutura geral	19,30
Recepção e manejo da cana	1,51
Preparo da cana	6,22
Moenda	22,94
Caldeira	16,00
Geração de energia	4,00
Obras civis	6,22
Instrumentação	9,66
Tubulação e montagem	12,73
Açúcar	
Tratamento e concentração do caldo	11,51
Cristalização e centrifugação	9,09
Secagem e manejo do açúcar	5,06
Armazenagem	6,30

Resf. / dist. / trat. água	2,25
Obras civis	8,62
Instrumentação	9,32
Tubulações e montagem	11,77
Álcool	
Trat. do caldo / pré-ferm. / ferm.	8,49
Destilaria	9,50
Tanques de estocagem	6,00
Resfriamento e distribuição de água	1,78
Obras civis	3,00
Instrumentação	2,07
Tubulações e montagem	7,27

Tabela 3.7. Custo de equipamentos e instalações para sistemas avançados de cogeração (MR\$).

Caldeiras	
65 bar / 480°C / 120 t/h	12,00
90 bar / 520°C / 120 t/h	15,00
Turbogerador	
65 bar / 10 MW / CP	4,00
90 bar / 10 MW / CP	4,00
65 bar / 20 MW / CEST	10,00
90 bar / 20 MW / CEST	10,00
Equipamentos auxiliares	80% (do sub-total)
Instrumentação e montagem	50% (do sub-total)
Adaptações nos processos	
Eletrificação acionamentos	10,00
Redução do consumo de vapor ^a	4,00
Peneira molecular (500 m ³ /dia)	9,00

^a. Estimado a partir de PIZAIA (1998), considerando a instalação de trocadores de calor, evaporador, vácuos, adaptação de aparelhos de destilação, tubulações e instrumentação.

Tabela 3.8. Gastos da usina com insumos e mão-de-obra^a.

	Área comum	Açúcar	Álcool	Energia
Insumos^b	R\$/tc	R\$/t	R\$/m ³	R\$/t _{vapor}
Água	0,35	0,70	0,35	0,40
Cal	0,05	13,70	16,80	
Soda cáustica	0,20			
Floculante		1,30	1,70	
Anti-escamante		1,00		0,15
Desinfetante		0,45	5,85	
Anti-espumante			4,95	
Antibiótico			1,00	

Fonte de nitrogênio			3,60	
Fonte de magnésio			3,60	
Ciclohexano ^c			4,10	
Ácido sulfúrico			6,00	
Agentes condicionantes				0,05
Anti-corrosivos				0,20
Óleo e lubrificantes	0,35	0,30	0,10	0,10
Mão-de-obra^d (MR\$/ano)	4,60	2,15	1,30	0,80

a. Elaborada a partir de informações de quatro usinas e dois consultores da área.

b. Apesar de a lista de insumos consumidos pela usina ser muito maior do que a apresentada, os itens mostrados representam mais de 80% dos gastos da usina.

c. Quando a desidratação do etanol é feita por destilação azeotrópica com ciclohexano.

d. Baseado numa usina com moagem de 2 Mtc/ano.

3.4. Resultados

3.4.1. Açúcar e álcool

Tomando como base a configuração de referência (22-CP) e os parâmetros apresentados no item anterior, a produção anual de uma usina de 2 Mtc/ano seria de cerca de 99900 toneladas de açúcar e 108000 m³ de álcool. Para estes volumes, os custos de produção do açúcar e do álcool seriam respectivamente 470 R\$/t e 690 R\$/m³, conforme é apresentado na Figura 3.6. É importante lembrar que para esta configuração padrão não foi atribuído nenhum abatimento de custo referente à possível venda de energia elétrica. No caso do açúcar, todos os custos da seção foram divididos com o mel final (avaliado em cerca de 230 R\$/t), o que, conseqüentemente, reflete num considerável aumento do custo do etanol.

Para ambos os produtos da usina a cana é o item de maior peso, chegando a representar cerca de 60% do custo de produção do açúcar. Como já era de se esperar, a parcela associada ao custo de capital também é significativa (20% do custo do açúcar), mas para o caso do álcool sua importância é reduzida. Para esta configuração padrão considerada, o investimento total na usina foi estimado em R\$ 200 milhões, dos quais cerca 43% foram alocados ao álcool. Ainda assim, a parcela referente ao capital soma menos de 15% do custo final do etanol, já que o alto custo do mel provoca um grande aumento da parcela referente aos insumos (e, conseqüentemente, do custo total do álcool). Somente para efeito de comparação, se considerarmos uma outra

abordagem, na qual todos os custos da seção de açúcar fossem atribuídos exclusivamente ao açúcar (mel teria custo zero), os resultados seriam bem diferentes: o custo do açúcar subiria para 616 R\$/t, enquanto o custo do álcool cairia para 555 R\$/m³, ambos com uma estrutura de custo bem semelhante.

Independetemente da abordagem, a cana, de fato, representa uma enorme parcela dos custos. Com isso, pode-se dizer que os custos de produção do açúcar e do álcool podem variar de usina para usina da mesma forma que o custo/preço da cana. A distância média de transporte e a produtividade são dois exemplos de parâmetros com grande impacto no custo final da cana posto usina, e que, portanto, têm reflexo direto no custo final de seus produtos. Além disso, a pol%cana, apesar de não afetar o custo da cana própria da usina, influi diretamente o rendimento industrial e, por conseguinte, os custos. As barras de erro mostradas na Figura 3.6 ilustram a influência desses fatores no custo dos produtos da cana considerando dois casos extremos. Os detalhes desta análise de sensibilidade são apresentados no Anexo V.

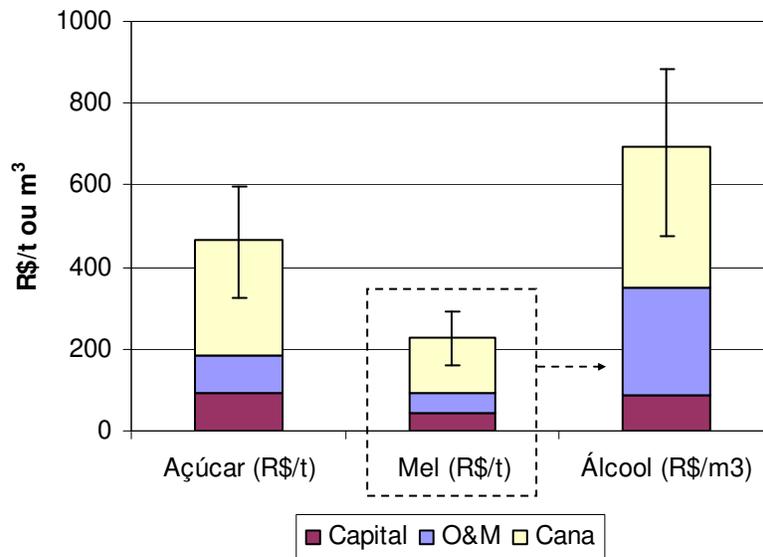


Figura 3.6. Custos de produção do açúcar, álcool e mel (configuração 22-CP).

3.4.2. Energia elétrica

Os resultados das simulações feitas para todas as configurações adotadas nesta avaliação são apresentados na Figura 3.7 (o Anexo VI mostra os resultados detalhados das simulações). No caso da configuração padrão atual (22-CP), a geração total de energia é um pouco superior a 8 MW, com uma modesta geração excedente de 2,5 MW. Mas considerando sistemas com pressões mais altas, a relação calor/potência é diminuída, e a eficiência em termos de geração de energia elétrica aumenta, permitindo a produção de grandes volumes de excedente. Nos sistemas de alta pressão operando em cogeração “pura” (65-CP e 90-CP), a geração total de energia sobe para a casa dos 25-30 MW (excedentes de 20-25 MW), e ainda com excedentes de biomassa de cerca 5%. Naturalmente, incrementos ainda maiores são alcançados quando consideramos sistemas operando com turbinas de condensação e consumo reduzido de vapor (65-CEST e 90-CEST). Nestes casos, todo o bagaço é consumido, e o baixo consumo de energia térmica possibilita a geração de 50-55 MW e excedentes de 40-45 MW. E quando passamos a considerar o uso da palha como combustível suplementar ao bagaço (65-CEST(AT) e 90-CEST(AT)), evidentemente a capacidade de geração das usinas é aumentada. Contudo, nas configurações consideradas aqui o grande ganho não está relacionado ao aumento da potência gerada, mas, sim, à possibilidade de estender o período de geração da usina. Dessa forma, para o caso de sistemas operando a 65 bar, por exemplo, seria possível saltar de um nível de excedente de 73 kWh/tc (usando somente bagaço) para quase 135 kWh/tc (com bagaço + 40% de recuperação de palha).

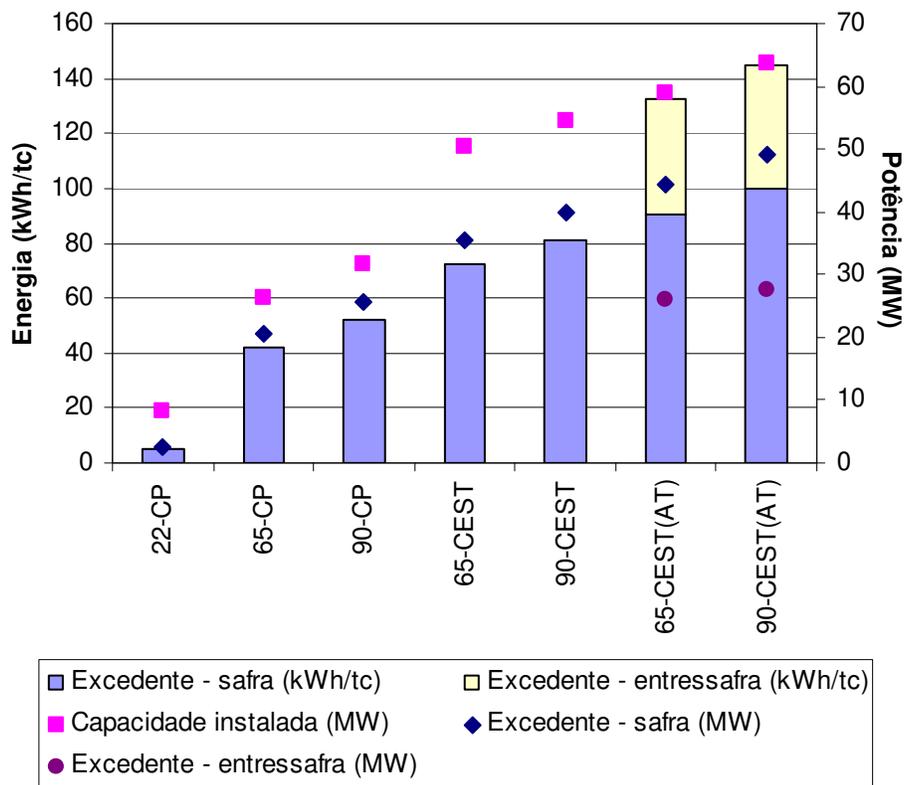


Figura 3.7. Geração de energia elétrica.

Quanto aos custos destas alternativas, os valores são mostrados na Figura 3.9. Vale ressaltar, no entanto, que esses valores podem variar consideravelmente de usina para usina, dependendo, por exemplo, das necessidades de investimento para a interligação à rede. Conforme já esperado, sistemas com maior potência envolvem maiores necessidade de investimento, ainda mais quando adaptações nos processos devem ser feitas (ver Figura 3.8). Porém, quando pensamos em investimento específico, os ganhos de escala na geração de energia alteram essa lógica. De todas as opções consideradas, aquela que apresenta a menor necessidade específica de investimento é a 65-CEST(AT), com pouco menos de $1860 \text{ R\$/kW}_{\text{instalado}}$. Não por coincidência, essa alternativa também foi a que apresentou o menor custo de energia, avaliado em cerca de $97 \text{ R\$/MWh}$. Para os demais casos, no entanto, os custos da energia excedente seriam bem mais altos (na faixa de 120 a 130 $\text{R\$/MWh}$), com exceção da outra opção envolvendo uso da palha (90-CEST(AT)). Isso demonstra que, apesar dos custos adicionais relacionados ao uso da palha, a diluição dos custos fixos proporcionada pelo aumento do aproveitamento do sistema de geração

(e, conseqüentemente, maior produção de energia elétrica) é fundamental para deixar o custo da geração nas usinas num nível mais competitivo. Adicionalmente, quando se comparam as duas opções que se enquadram neste cenário (65-CEST(AT) e 90-CEST(AT)), percebe-se que o sistema baseado na pressão de 65 bar leva uma pequena vantagem em termos de custos, já que a diferença no volume de geração não compensa totalmente a maior necessidade de investimento do sistema a 90 bar.

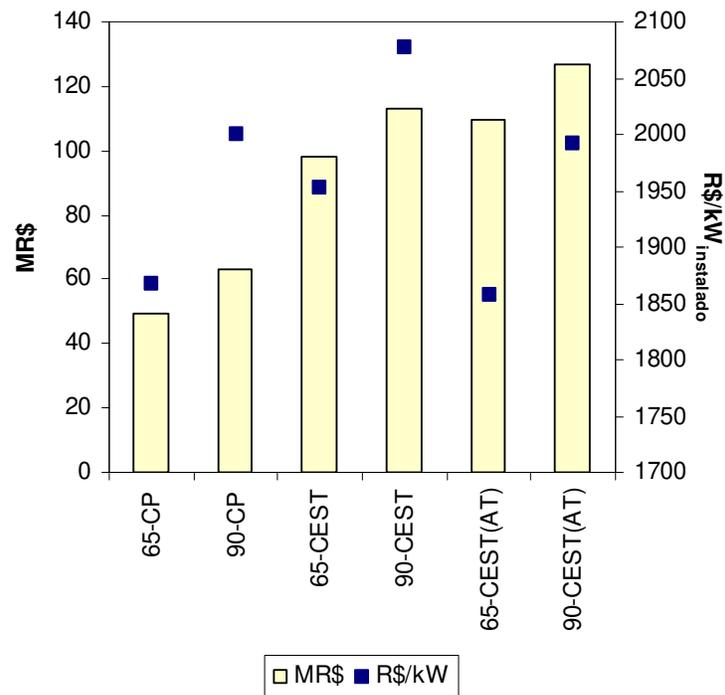


Figura 3.8. Necessidade de investimento adicional.

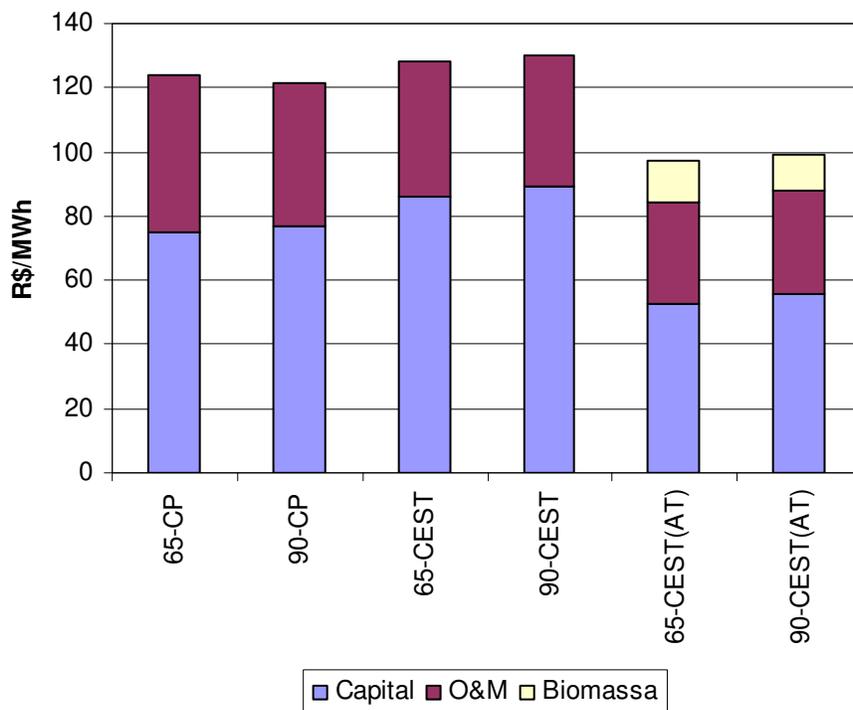


Figura 3.9. Custo da energia elétrica excedente.

Para o nível de custos encontrados nesta avaliação, somente estas duas opções seriam economicamente interessantes, considerando as condições impostas aqui. Mas conforme ilustra a Figura 3.10, tarifas de energia a partir de 155 R\$/MWh viabilizariam todas as alternativas consideradas, ao passo que, no outro extremo, tarifas inferiores a 110 R\$/MWh (o que é extremamente improvável) comprometeriam o interesse por qualquer dessas opções. Naturalmente diferentes condições de financiamento com menores taxas sobre o capital permitiriam reduções consideráveis dos custos da energia (como se pode ver na Figura 3.11) de forma que outras opções também possam vir a ser atrativas. Atualmente, nos leilões de energia a eletricidade gerada a partir da biomassa da cana tem sido comercializada em torno de 140 R\$/MWh, e para o futuro, a expectativa é que esse número venha a ser consideravelmente maior. No entanto, mesmo diante de uma possível crise do setor elétrico nacional, especula-se que dificilmente a remuneração da energia deva ultrapassar os 160 R\$/MWh (nos leilões). Por outro lado, o mercado de energia está muito mais aberto atualmente, e as novas regras do mercado livre eventualmente poderão criar condições mais facilitadas para a viabilização da geração nas usinas.

De qualquer forma, o fato é que, hoje, as usinas estão partindo progressivamente para o mercado de energia elétrica, o que é uma sinalização evidente da viabilidade de um negócio que potencialmente pode representar um aumento de 30% no faturamento da usina (ver Figura 3.12).

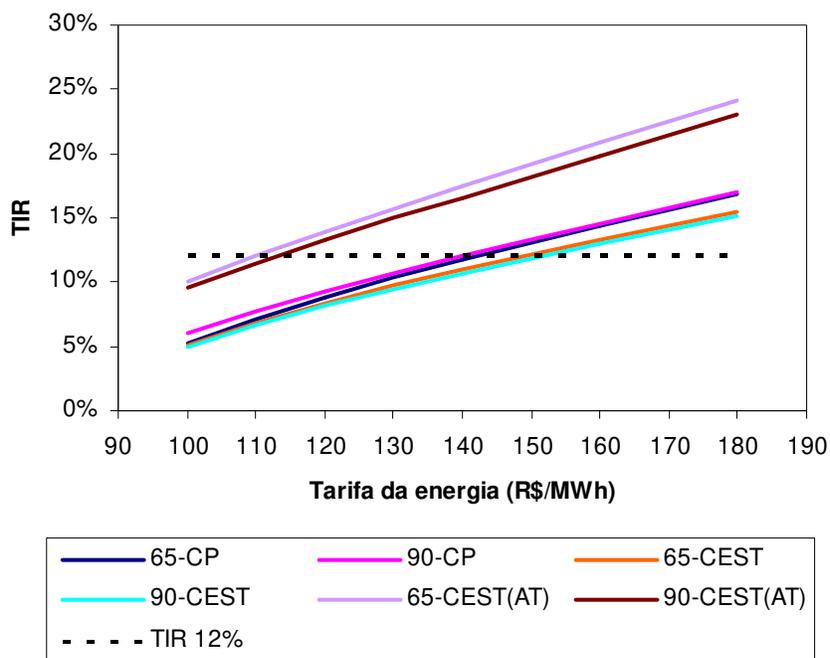


Figura 3.10. Variação da taxa interna de retorno em função da tarifa da energia elétrica.

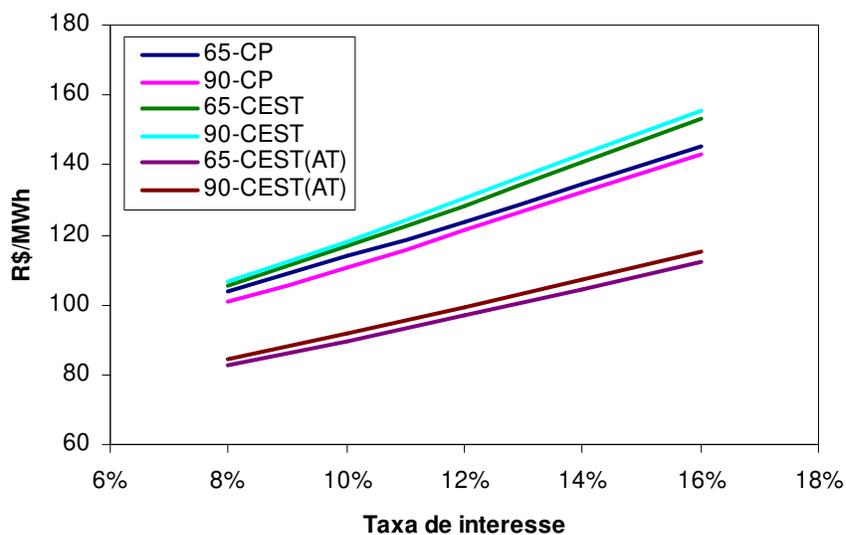


Figura 3.11. Custo da energia elétrica excedente em função da taxa de interesse do investimento.

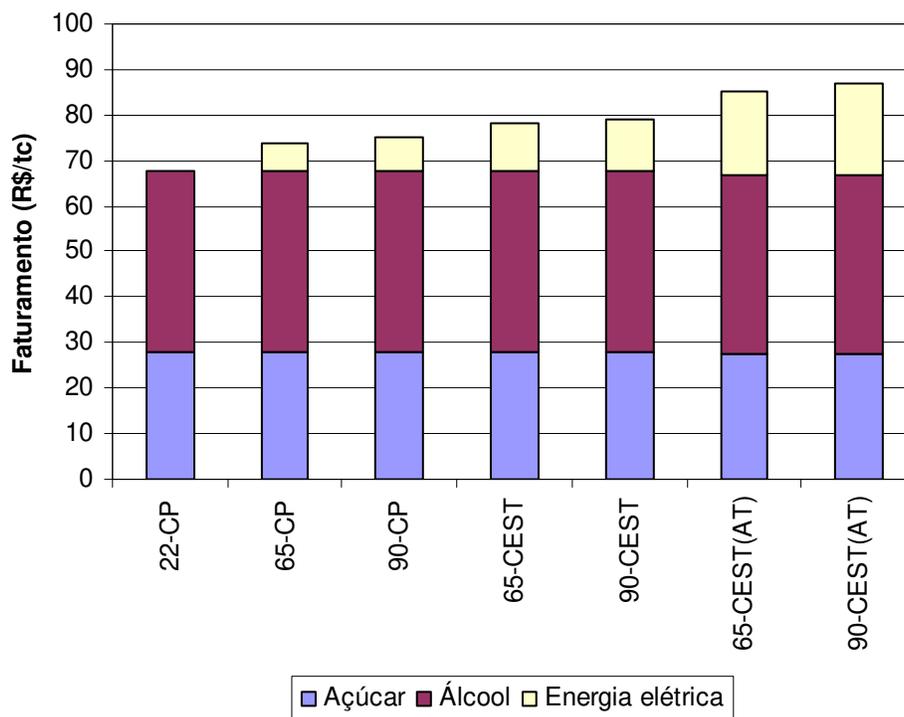


Figura 3.12. Estimativa do faturamento da usina (preços considerados: açúcar = 560 R\$/t; álcool = 760 R\$/m³; energia elétrica = 140 R\$/MWh).

3.5. Conclusões

- Até o momento, a auto-suficiência energética das usinas tem desempenhado um papel fundamental para a competitividade dos produtos da cana e, a partir de agora, o uso mais eficiente da biomassa poderá representar aumentos significativos na receita das usinas.
- Para o curto prazo, as opções estarão restritas ao aumento da geração de eletricidade através do uso de sistemas de cogeração com ciclos a vapor. A adoção de ciclos com alta pressão, combinada com a redução do consumo de vapor nos processos da usina e o uso da palha como combustível suplementar ao bagaço permitirão que as usinas alcancem níveis de geração excedente de 140 kWh/tc (em casos extremos – numa destilaria autônoma produzindo somente álcool hidratado – isso poderia chegar aos 150 kWh/tc).

Em termos do uso integral da biomassa da cana (sacarose e material ligno-celulósico), isso representaria um salto de aproveitamento de 39% para 49%.

- Naturalmente, todo esse ganho está associado a investimentos igualmente significativos. Ainda assim, considerando as opções mais avançadas adotadas aqui (65-CEST(AT) e 90-CEST(AT)) o investimento na geração de energia já seria interessante para tarifas tão baixas quanto 115 R\$/MWh, graças ao maior tempo de aproveitamento da instalação. Para os demais casos, tarifas bem mais altas seriam necessárias para viabilizar o investimento, caso não existam condições de financiamento mais facilitadas.
- Associando o enorme potencial que o setor representa ao cenário atual de perspectivas por uma nova crise no fornecimento de energia elétrica, é provável que seja alcançada uma condição de equilíbrio para a viabilização da geração de energia nas usinas. E tudo indica que isto já está acontecendo, tendo em vista o progressivo avanço das usinas no mercado de energia elétrica.

Capítulo 4

Uso diversificado dos açúcares da cana: possibilidades atuais

4.1. Introdução

Por ser uma molécula muito reativa (tanto do ponto de vista químico, como enzimático), a sacarose é uma matéria-prima muito versátil, podendo agir como base para vários “blocos” construtivos de moléculas de interesse. Além disso, existem outros importantes fatores que justificam o interesse pelo avanço na química da sacarose: é produzida em mais de 80 países no mundo, em abundância (perto de 200 milhões de toneladas por ano) e com alto grau de pureza; o custo de produção é baixo (em algumas regiões atinge valores que permitem a produção de derivados competindo hoje com petroquímicos); e, no caso da cana, utiliza-se de recursos renováveis de energia para a produção (MACEDO, 2005b).

No início dos anos 1990 era possível listar cerca de 60 produtos de fermentação direta de açúcares, alguns com vários microrganismos naturais produtores. Em muitos casos desenvolveram-se produtos secundários, por fermentação ou catálise enzimática, a partir destes primários. Destes todos, um número muito menor tem hoje importância comercial, mas vários foram adicionados à lista nos últimos dez anos, e a pesquisa nesta área tem sido intensa. As principais categorias de produtos contemplam adoçantes, polióis, solventes, plásticos biodegradáveis, aminoácidos e vitaminas, polissacarídeos, ácidos orgânicos, enzimas, leveduras e ésteres. Hoje, no Brasil, são produzidos comercialmente ácido cítrico, aminoácidos (como lisina e MSG), extratos de levedura e derivados e sorbitol. Além desses, a produção em escala industrial

de plásticos biodegradáveis também vem sendo considerada, assim como a retomada da produção dos plásticos derivados do etanol.

Esse aumento da diversificação da utilização da sacarose para a produção de produtos intermediários e finais (além de açúcar e álcool) é motivado principalmente pelo baixo custo de produção do açúcar no Brasil. Adicionalmente, a produção dos derivados da sacarose de cana não demanda recursos externos de energia, já que o bagaço é capaz de fornecer toda a energia necessária ao processo, muito embora isso possa acarretar em impactos significativos no balanço global da usina. O fato é que essas condições permitem que as usinas aumentem o seu portfólio de produtos com opções de mais alto valor agregado, o que, conseqüentemente, deverá resultar em melhores desempenhos econômicos.

O objetivo deste capítulo foi investigar o impacto do uso diversificado dos açúcares da cana no desempenho técnico-econômico global de uma usina. Foi adotada como referência uma usina produtora de açúcar, álcool e energia elétrica, a partir da qual foram avaliados os impactos na produção de materiais e energia (e as respectivas implicações econômicas) devido à produção combinada de um terceiro produto derivado da sacarose. Uma breve discussão geral sobre os diferentes produtos que atualmente podem ser obtidos a partir da cana é apresentada a seguir.

4.2. Produtos da cana: opções atuais²

De modo similar ao milho, que dá origem a uma diversificada gama de produtos, a cana-de-açúcar permite produzir bem mais que etanol, açúcar e eletricidade. Entre os co-produtos tradicionais da cana podem ser citados o melaço, o bagaço, a levedura, a torta de filtro e a vinhaça, enquanto a lista dos novos produtos, numerosa e variada, inclui desde realçadores de sabor para a indústria de alimentos até plástico para embalagens. Conforme é indicado na Tabela 4.1, existem diversas tecnologias que podem empregar os derivados da cana como matéria-prima, mas no caso deste estudo, o interesse está limitado somente às possibilidades envolvendo os produtos derivados dos açúcares.

² Texto majoritariamente baseado em NOGUEIRA et al. (2008).

Tabela 4.1. Novos produtos da agroindústria da cana^a.

Família	Matéria-prima	Produtos
<u>Biotecnológicos</u> : materiais produzidos a partir das funções biológicas de organismos vivos	Açúcares	- Ácido cítrico - Aminoácidos: lisina - Defensivos agrícolas: regulador de crescimento ou fitorreguladores (ácido indolacético, ácido jasmônico), praguicida (biofungicida, controlador biológico, inseticida biológico, praguicida biológico) - Fixador de nitrogênio - Inóculo para silagem
<u>Químicos</u> : produtos resultantes de reações químicas efetuadas com ou sem a presença de um elemento catalisador	Açúcares Bagaço Vinhaça	- Insumos industriais (dextrana técnica, glutamato de cálcio, manitol, sorbitol e tensoativos biodegradáveis) - Furfural (licor de xilose, furfural, álcool furfurílico, compostos furano-epóxi, preservante de madeira, resinas de fundição) - Insumos para a indústria de papel e celulose (meio para corrugar, pastas quimtermomecânicas, meios filtrantes) - Vinhaça concentrada
<u>Fármacos-veterinários</u> : substâncias químicas, biológicas, biotecnológicas ou de preparação manufatureira, diretamente ministrada ou misturada aos alimentos, destinadas a prevenir e tratar as enfermidades dos animais.	Açúcares Bagaço	- Preparado antidiarréico - Complexo ferro-dextrana - Próbico
<u>Alimentos</u>	Açúcares Bagaço Vinhaça	- Derivados de leveduras, frutose e glicose - Frutooligossacarídeos - Xaropes invertidos por via enzimática - Cogumelos comestíveis do gênero <i>Pleurotus ostreatus</i>
<u>Biológicos</u>	Bagaço	- Composto fertilizante
<u>Estruturais</u> : materiais cujas propriedades os tornam utilizáveis em estruturas, máquinas ou produtos consumíveis	Bagaço	- Aglomerados de bagaço/cimento - Aglomerados MDF

^a. Adaptado de IEL/SEBRAE (2005) apud NOGUEIRA et al. (2008).

Enquanto os produtos tradicionais da cana são capazes de agregar valor de forma limitada, os produtos inovadores representam o resultado da incorporação de tecnologias de maior

complexidade, com maior significado econômico e impondo sempre uma etapa adicional de processamento, como na produção de ácidos e aminoácidos por rotas fermentativas. O mercado para esses produtos apresenta boas perspectivas, entre outras razões porque se tratam de produtos ambientalmente menos agressivos, em alguns casos aplicados em setores economicamente importantes. O ácido cítrico, por exemplo, que é produzido há décadas no Brasil por processo de fermentação de melão dissolvido em água, é um insumo usado como aditivo de alimentos, além de ser utilizado para limpeza de equipamentos industriais e fabricação de detergentes e outros produtos de higiene e limpeza. Entre os aminoácidos que podem ser produzidos a partir da fermentação de açúcares se destaca a lisina, cujo principal mercado é a formulação de rações de aves e suínos.

Buscando a diversificação de produtos, muitas usinas já têm implementado processos para a secagem de leveduras para a comercialização, como é o caso das usinas Grupo Zillo, Santa Adélia, São Martinho, Santo Antônio, São Francisco, Viralcool, Usina Andrade, São Carlos, Galo Bravo, Cresciunal, Santa Cruz OP, Jardest, São José da Estiva, Cerradinho, Equipav, Nova América, Pitangueira e Bonfim (IEL/SEBRAE, 2005). Cerca de 50% da levedura produzida se destina ao mercado interno, onde é utilizada principalmente na alimentação de aves (cerca de 50%) e suínos (cerca de 30%). Os outros 50% da produção são exportados, com 80% da levedura exportada destinada aos países do sudeste asiático, onde é empregada para alimentar peixes e camarões.

Numa outra vertente do desenvolvimento desse segmento, outros setores industriais, como alimentício e químico, têm crescentemente incorporado matérias-primas associadas à cana. Nessa linha, a Alltech, multinacional do ramo de alimentos animais, instalou em 2005 junto à Usina Vale do Ivaí, no Paraná, uma unidade de produção de levedura com capacidade de 50 mil toneladas anuais, considerada a maior fábrica de levedura do mundo (JORNAL CANA, 2005). Esse também é o caso das empresas Ajinomoto do Japão e da Cheil Jedang da Coreia, que instalaram no Brasil unidades voltadas para a produção de lisina, aproveitando-se da tecnologia e do baixo custo do açúcar (matéria-prima que passa a substituir o milho e a soja, utilizados em outros países).

Outra opção inovadora de destaque é a produção de plásticos biodegradáveis a partir dos açúcares da cana. Instalada anexa à Usina da Pedra, a PHB Industrial S.A. produz em escala piloto (60 t/ano) o bio-polímero PHB (polihidroxibutirato), contando com o açúcar e a energia fornecidos pela usina. Nesse esquema de produção, estima-se que apenas 10% de toda energia consumida no ciclo de vida do PHB seja proveniente de fontes não-renováveis de energia, já que o bagaço garante toda a energia necessária para o processo (SEABRA e MACEDO, 2006; BIOCYCLE, 2008). Tendo em vista que estes polímeros também são pretendidos como substitutos de materiais petroquímicos, esta relação é de grande interesse, assim como as emissões de gases de efeito estufa relacionadas a ela.

Plásticos convencionais também podem ser obtidos a partir da cana, através da transformação do etanol. No Brasil a indústria alcoolquímica teve início ainda na primeira década do século XX, mas seu auge foi atingido no início da década 80, período após o qual os preços relativos da nafta e do etanol e as políticas para o desenvolvimento da indústria petroquímica nacional tornaram-na inviável. Mas com a situação atual da relação de preços do petróleo e do etanol, a indústria alcoolquímica novamente vem sendo considerada no Brasil.

4.3. Avaliação do desempenho das usinas

4.3.1. Configurações selecionadas

A análise das possibilidades de uso diversificado da sacarose levou em conta uma usina produtora de açúcar, álcool, energia elétrica e de um terceiro produto derivado da sacarose. Quatro produtos foram selecionados para esta análise: ácido cítrico, creme de levedura (28% de matéria seca), lisina e glutamato monossódico (MSG). A justificativa da opção por tais produtos não se restringiu aos indicativos de mercado, considerando, também, o interesse de se investigar as diferentes possibilidades de impacto no balanço energético da usina, tendo em vista as diversas relações de demanda de calor e energia elétrica. Para efeito de comparações, também são apresentados os balanços para uma usina de referência, que utiliza 100% da sacarose para a produção de açúcar e álcool (50% da cana para açúcar e 50% para álcool). As avaliações se

basearam numa usina com capacidade de moagem de 2 Mtc/ano, caracterizada por um sistema de cogeração avançado (alta pressão; condensação-extração) e consumo reduzido de vapor. A Tabela 4.2 apresenta os principais parâmetros considerados para esta usina padrão.

Tabela 4.2. Características da usina padrão adotada nas avaliações.

Moagem	2.000.000 tc/ano
Operação efetiva	4080 horas (safra)
Pol	145 kg/tc
Fibra	130 kg/tc
Recuperação de palha	40 %
Cogeração	65 bar/480°C; CEST
<i>Processamento do caldo^a</i>	
Perdas de açúcar	
Limpeza	1,7 %
Processos	9,5 %
Eficiência de fermentação	90 %
Eficiência de destilação	99 %
Consumo de energia	
Eletricidade	30 kWh/tc
Vapor	340 kg/tc (2,5 bar) 5 kg/tc (22 bar)

^a. Para açúcar e álcool.

No caso do terceiro produto da sacarose, foram consideradas plantas anexas à usina, com diferentes tamanhos, dependendo da melhor escala de produção indicada para cada produto em questão (de acordo com o seu mercado). Todo o calor (vapor) e energia elétrica demandados por esta unidade seriam fornecidos pela usina, assim como a sacarose utilizada no processo. Durante o período de safra, a planta anexa utilizaria caldo tratado como matéria-prima e, durante a entressafra, açúcar cristal, que seria produzido durante a safra e mantido estocado para processamento na entressafra. Como estes produtos envolvem plantas com escalas variadas e com diferentes fatores de conversão, o percentual da sacarose (ou percentual de cana) que é destinado às plantas anexas é também variado; de forma geral, cerca de 10% a 25% do total de sacarose disponibilizado pela cana seria utilizado para a produção do terceiro produto. A Tabela 4.3 mostra os parâmetros considerados para as plantas desses diferentes produtos; estes parâmetros são resultado de um amplo estudo conduzido por MACEDO e MACEDO (2005) (em relatório

reservado), no qual foram compiladas informações técnicas e econômicas sobre a produção de diversos produtos derivados da sacarose a partir de consultas a fabricantes.

Tabela 4.3. Principais características das unidades anexas para processamento da sacarose.

	Unidade	Ácido cítrico	Levedura 28% MS	Lisina	MSG
Produção	t/ano	50.000	50.000	13.700	25.000
Operação efetiva	Horas/ano	7320	7320	7320	7320
Conversão	kg sac./kg	1,37	0,6	2,56	2,2
% da sacarose ^a		26 %	11 %	13 %	21 %
Consumo de energia					
Vapor	kg/t	4000	900	9600	9500
Energia elétrica	kWh/t	1304	600	2832	3175

^a Calculado pela divisão da demanda de sacarose desses processos pelo aporte total de sacarose (contido na cana moída pela usina).

Para avaliar o desempenho dessas configurações foi utilizado o modelo de simulação de usinas descrito no Capítulo 3. Este modelo foi adaptado para considerar uma unidade anexa de processamento da sacarose, levando em conta os seus balanços de massa e energia globais. Vale ressaltar, no entanto, que este estudo não envolveu uma investigação detalhada do processo de produção dessa unidade anexa, não sendo possível, pois, explorar as possíveis sinergias da produção totalmente integrada com a usina.

4.3.2. Análise econômica

Além da comparação em nível técnico, essas diferentes alternativas para o uso da sacarose também foram comparadas em termos econômicos, baseando-se em análises do fluxo de caixa (inclusive para o caso da usina de referência). Nestas avaliações a usina foi considerada como um único conjunto, englobando os custos e receitas referentes a todos os produtos. As estimativas dos custos associados à usina e planta de geração foram baseadas nos valores apresentados no Capítulo 3, enquanto que para as unidades anexas foram utilizadas as informações compiladas por MACEDO e MACEDO (2005). As necessidades de investimento avaliadas pelos autores foram atualizadas para valores de 2007 através do índice de custo de plantas industriais (CEPCI)

da revista Chemical Engineering, ao passo que os demais custos foram atualizados com base no índice IGP-M. A Tabela 4.4 apresenta o resumo dos custos envolvidos nestas plantas anexas, e a Tabela 4.5 mostra os principais parâmetros considerados na análise econômico-financeira..

Tabela 4.4. Principais custos envolvidos nas plantas anexas à usina.

	Unidade	Ácido cítrico	Levedura 28% MS	Lisina	MSG
Escala	t/ano	50.000	50.000	13.700	25.000
Investimento	MR\$	130,63	35,13	110,90	150,59
Custos operacionais					
Mão-de-obra	MR\$/ano	1,31	1,16	1,16	1,16
Insumos	R\$/t	286	714	1983	831
Manutenção	% invest.	2 %	2 %	2 %	2 %

Tabela 4.5. Parâmetros considerados para a avaliação econômico-financeira.

Taxa de interesse	12 %
Horizonte econômico	25 anos
Tempo de construção	2 anos
Equity	100 %
Depreciação	10 anos (linear)
Imposto sobre lucro	35 %
Custo da cana	37 R\$/t
Custo da palha	30 R\$/t _{ms}
Preços de venda	
Açúcar	560 R\$/t
Álcool	760 R\$/m ³
Ácido cítrico	2200 R\$/t
Levedura 28% MS	2160 R\$/t
Lisina	8640 R\$/t
MSG	3420 R\$/t
Energia elétrica	140 R\$/MWh

Alternativamente, uma outra abordagem poderia ser utilizada com o intuito de se avaliar exclusivamente o custo de produção do terceiro produto da sacarose. Neste caso, a planta de produção seria avaliada separadamente da usina, como uma consumidora de caldo, açúcar, vapor

e energia elétrica. Os detalhes sobre esta abordagem e os resultados para um estudo de caso são apresentados no Anexo VII.

4.3.3. Resultados

As figuras 4.1 e 4.2 mostram respectivamente os rendimentos por tonelada de cana dos produtos da sacarose e da geração de energia elétrica para as diferentes configurações consideradas. Naturalmente, a variação do rendimento de açúcar e álcool entre essas alternativas acompanha a quantidade de sacarose que é destinada à produção do terceiro produto da usina. Muito embora diferentes escalas de produção tenham sido consideradas, é possível perceber que a produção do creme de levedura é a que apresenta o menor impacto nos demais produtos, já que seu rendimento com relação à sacarose é, de longe, o mais alto. No caso da geração de energia, isso é novamente verificado, apesar da grande alteração na demanda promovida pela produção da levedura. Conforme se pode ver na Figura 4.3, quando consideramos a produção desse creme, a demanda global de vapor da usina sofre um decréscimo considerável (com relação ao caso de referência), ao passo que a demanda de energia elétrica sobe.

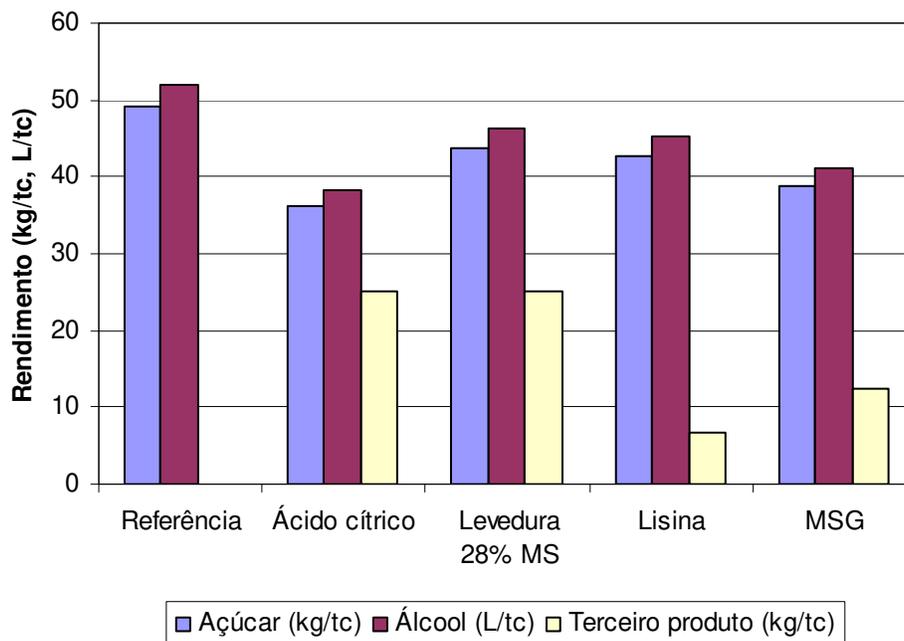


Figura 4.1. Rendimento dos diferentes produtos da sacarose.

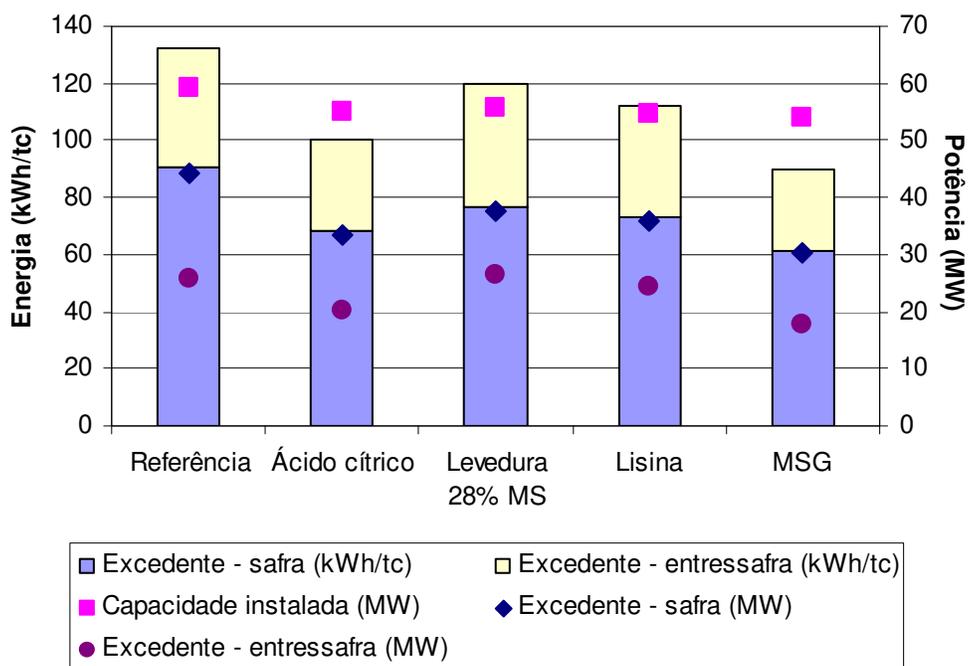


Figura 4.2. Geração de energia elétrica na usina.

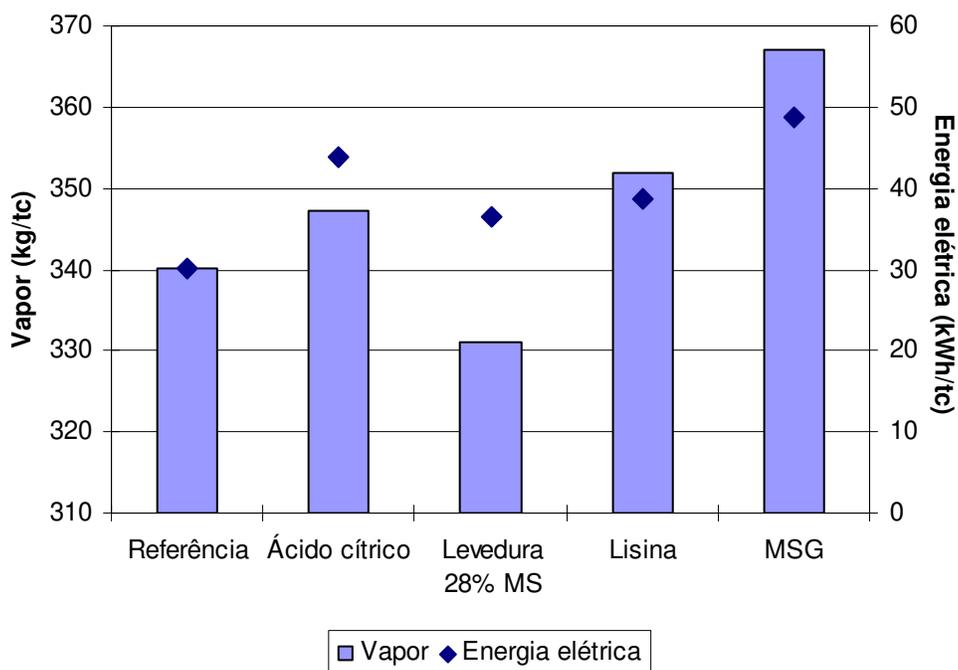


Figura 4.3. Variação da demanda de energia da usina durante a safra de acordo com os produtos.

De forma geral, como estes produtos envolvem etapas de fermentação e purificação, as quais exigem um bom nível de agitação/bombeamento, a demanda de energia elétrica da usina é normalmente aumentada; quanto à parcela térmica, os impactos são mais variados, dependendo do grau de concentração exigido por cada produto. De qualquer forma, o que deve ser destacado é que, mesmo considerando plantas anexas com escalas relativamente pequenas (MSG, por exemplo), o impacto no balanço energético global da usina é significativo. No caso particular do MSG, a demanda total de vapor para processos na usina chegaria a quase 370 kg/tc, para uma demanda de energia elétrica perto de 50 kWh/tc.

Dentre os produtos avaliados, pode-se dizer que MSG e lisina são aqueles que trariam os maiores impactos à usina. No caso da lisina, isso só não ficou evidenciado aqui por conta da escala de produção relativamente pequena (apenas 13700 t/ano), que acabou “mascarando” a altíssima demanda específica de energia (ver Tabela 4.3).

Quanto ao desempenho econômico da usina, impactos ainda maiores podem ser observados, conforme indica a Tabela 4.6. Dentre as opções avaliadas, aquela que se mostrou como a mais interessante é a usina com a produção anexa de levedura, para a qual se teria uma taxa interna de retorno de 22%. Tal desempenho se deve essencialmente ao baixo impacto da produção de levedura nos demais produtos da usina e na geração de excedentes de energia (baixa demanda relativa de sacarose e energia), além de envolver uma baixa necessidade de investimento. Por outro lado, considerando as condições assumidas aqui, a opção pela produção anexa de MSG não seria economicamente justificável, uma vez que a combinação da alta necessidade de investimento com o baixo rendimento de produto (2,2 kg sacarose/kg) e redução da produção de açúcar, álcool e energia elétrica excedente trariam os indicadores econômico-financeiros para níveis inferiores aos verificados para o caso de referência.

Tabela 4.6. Resultado da avaliação financeira^a.

Referência	(Açúcar + álcool + energia elétrica) + ...				
	Ácido cítrico	Levedura 28% MS	Lisina	MSG	
VPL ^b (MR\$)	44,64	191,58	286,68	290,54	34,06
Payback simples	7 anos	6 anos	5 anos	5 anos	7 anos
Payback descontado	15 anos	9 anos	7 anos	7 anos	18 anos
TIR ^c	13,9%	17,5%	22,0%	20,5%	13,0%

a. As tabelas com os fluxos de caixa para cada configuração avaliada são apresentadas no Anexo VII.

b. Valor presente líquido.

c. Taxa Interna de Retorno.

4.4. Conclusões

- A versatilidade da sacarose como matéria-prima e seu custo relativamente baixo tornam-na uma opção extremamente interessante para a produção de diversos produtos. No início dos anos 1990, já eram listados cerca de 60 produtos derivados da sacarose, e nos últimos anos muitos outros foram adicionados à lista.
- Hoje, o açúcar e o álcool são os principais produtos derivados da sacarose no Brasil, mas o baixo custo da sacarose de cana e a grande disponibilidade de energia (na forma de bagaço) permitem que dezenas de outros produtos também sejam atrativos.
- Nesta avaliação quatro produtos da sacarose (além de açúcar e álcool) foram investigados para produção em unidades anexas às usinas. Como apresentado anteriormente, mesmo com escalas relativamente pequenas, a produção destes produtos tem impactos significativos no balanço global da usina. Não só os rendimentos de açúcar e álcool são evidentemente alterados, mas também a capacidade de geração de excedentes de energia, por conta das diferentes demandas relativas.
- Naturalmente, todas essas variações representam impactos igualmente significativos no desempenho econômico das usinas. Dentre as opções investigadas, a produção do creme de levedura se mostrou a mais interessante, já que permitira a adição de um novo produto à usina com os menores efeitos sobre o balanço de energia e materiais.

- De uma forma mais abrangente, ficou evidenciada a boa oportunidade de negócio que o uso diversificado da sacarose representa para as usinas de cana no Brasil, justamente pelos baixos custos do açúcar e da energia. Muito embora se saiba que estas opções não deverão ser significativas para o setor canavieiro como um todo, pontualmente os produtos alternativos da sacarose podem representar ganhos econômicos consideráveis com relação à tradicional opção por açúcar e álcool. E diante das inúmeras opções possíveis, pode-se imaginar que muitas usinas no futuro deverão ter algo assim implantado.

Capítulo 5

Produção avançada de etanol a partir da cana-de-açúcar

5.1. Introdução

Atualmente os derivados de petróleo compõem cerca de 95% dos combustíveis utilizados no setor de transportes no mundo, mas as desvantagens do seu uso (emissão de GEE, poluição, depleção de recursos e desequilíbrio nas relações de oferta e demanda) vêm exigindo a busca por alternativas. Nas próximas décadas os biocombustíveis têm potencial para substituir parcelas significativas de petróleo em todo o mundo, e uma tendência clara nesta direção já pode ser vista. Embora seja de difícil quantificação, o aumento do uso de biocombustíveis pode trazer benefícios diversos, como a melhoria da segurança energética, a redução das emissões de GEE e demais poluidores, além de melhorar o desempenho veicular, promover o desenvolvimento da economia rural e, sob certas circunstâncias, até mesmo proteger ecossistemas e solos (IEA, 2004). Dentre as opções, o etanol é o que tem recebido a maior atenção, uma vez que já é produzido em larga escala e ainda pode ser facilmente misturado com a gasolina para operar em motores de combustão interna (IEA, 2004; HAMELINCK et al., 2005).

Em 2006, a produção mundial de etanol foi de aproximadamente 51 bilhões de litros, sendo que EUA e Brasil foram responsáveis por quase 70% do total. A produção norte-americana, baseada no amido de milho, foi de 18,4 bilhões de litros, enquanto que a produção brasileira, baseada no açúcar da cana, atingiu 17,0 bilhões de litros (RFA, 2008). Para 2020, a Agência Internacional de Energia projeta uma produção mundial superior a 120 bilhões de litros, considerando as metas estabelecidas pela UE e EUA para o uso de biocombustíveis (IEA, 2004).

No entanto, muito se questiona se tal aumento de produção seria realmente sustentável. O custo de produção do etanol de milho nos EUA ainda é elevado, o que exige do governo norte-americano grandes subsídios para a viabilização da produção. Além disso, tem sido crescente o debate sobre a possível competição entre combustíveis e alimentos pelo uso de terras nobres. Neste contexto, o uso de materiais ligno-celulósicos para a produção do etanol surge como uma alternativa de destaque, já que permitiria a utilização de resíduos agrícolas, além de outras biomassas de baixo custo, para a produção do combustível³.

O etanol vem sendo produzido comercialmente pela hidrólise e fermentação de materiais ligno-celulósicos desde o final do século XIX, mas o alcance de custos necessários para entrar no mercado de combustíveis é uma proposta relativamente nova (últimos vinte anos). Os principais programas de pesquisa e desenvolvimento vêm sendo conduzidos nos EUA e Europa, mas seu sucesso poderia transformar este combustível em uma *commodity* capaz de ser produzida em quase todas as regiões do mundo (MACEDO, 2005a).

Para o Brasil, a possibilidade natural é a utilização dos resíduos da própria cana-de-açúcar para a produção de mais etanol nas usinas. Apesar do baixo custo desta biomassa, que já representa uma vantagem quando comparada às opções dos países do hemisfério norte, o desenvolvimento ainda insatisfatório e a grande necessidade de capital ainda impõem uma grande barreira para a implementação da tecnologia. Grandes evoluções são esperadas para o futuro, com o desenvolvimento de processos integrados, apresentando menor número de reatores, tempos de residência e, conseqüentemente, menor necessidade de investimento. Adicionalmente, ganhos operacionais, além do aumento de escala, podem ser esperados na produção de etanol a partir do hidrolisado e do caldo da cana. Hoje existe uma vasta literatura sobre as diferentes opções tecnológicas, os custos envolvidos e a expectativa de evolução da hidrólise ao longo do tempo, mas pouco se sabe sobre qual seria o desempenho desses sistemas integrados a uma usina de cana.

³ Processos termoquímicos também podem ser utilizados para a produção do etanol (com a gasificação da biomassa seguida pela fermentação ou redução catalítica), mas tais tecnologias não serão consideradas aqui.

Este capítulo traz uma investigação sobre a operação de unidades integradas de produção de etanol a partir do caldo e do hidrolisado da cana-de-açúcar, considerando as opções tecnológicas disponíveis no curto, médio e longo prazos. Em todos os casos foram consideradas tecnologias maduras, com toda a engenharia plenamente desenvolvida, permitindo as melhores condições para o processamento do caldo e do hidrolisado da cana (situação que não é real, hoje). Para elaborar estes cenários foi realizado um trabalho de prospecção tecnológica através de pesquisas bibliográficas, além de consultas a especialistas da área, buscando o levantamento das expectativas mais recentes para estas tecnologias. Como a tecnologia para produção do etanol a partir do caldo da cana já foi discutida no Capítulo 2, aqui a discussão está essencialmente focalizada nos aspectos da tecnologia de hidrólise.

5.2. Etanol a partir de materiais ligno-celulósicos

5.2.1. Efeito da estrutura e composição da biomassa

Apesar de não ser tão importante para processos termoquímicos (gasificação, combustão), a composição bioquímica e estrutura da biomassa têm uma forte influência na natureza e rendimentos dos processos de hidrólise e fermentação. Na realidade, muito esforço de P&D deverá estar exclusivamente focalizado no melhor entendimento sobre a formação dos componentes da estrutura vegetal e como seria possível modificá-la para aumentar os rendimentos do processo (USDOE, 2006). Isto porque a hidrólise é eficiente, de fato, somente após alguma separação das frações da biomassa.

A biomassa ligno-celulósica é composta por polissacarídeos (celulose e hemicelulose), que podem ser “quebrados” em açúcares e eventualmente fermentados para a produção de etanol. O terceiro componente é a lignina, um polímero complexo de grupos metoxi e fenilpropânicos, que mantém as células unidas (ver Figura 5.1) (DUFF e MURRAY, 1996). A lignina pode ser quimicamente processada para produzir aditivos de combustíveis, ou degradada por microorganismos, produzindo fenóis, vanilina e outros componentes.

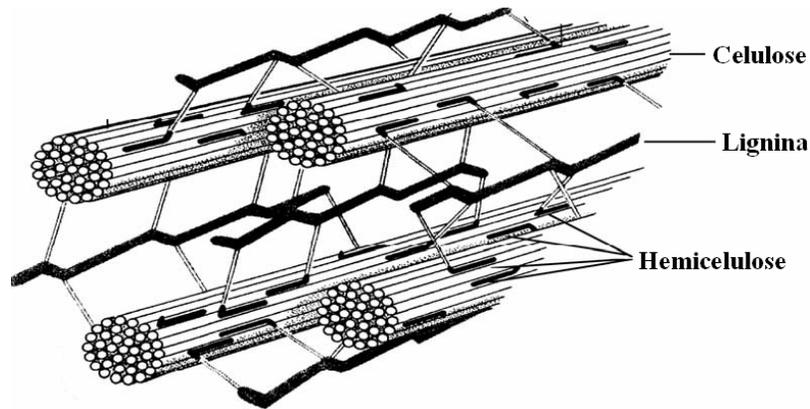


Figura 5.1. Típico arranjo da parede celular vegetal (MURPHY e MCCARTHY, 2005).

A fração celulósica (40-60% da matéria seca) é um polímero linear do dímero glicose-glicose (celobiose), rígido e difícil de ser quebrado (ver Figura 5.2); sua hidrólise gera glicose, um açúcar de seis carbonos, cuja fermentação com *Saccharomyces cerevisiae* já é bem conhecida. A fração hemicelulósica (20-40%), em geral, é constituída de uma cadeia principal de xilose (ligações β -1,4) com várias ramificações de manose, arabinose, galactose, ácido glicurônico, etc. (ver Figura 5.3) (GRAY et al., 2006). A hemicelulose é muito mais fácil de ser hidrolisada do que a celulose, mas a fermentação dos açúcares de cinco carbonos ainda não é tão desenvolvida quanto os processos envolvendo a glicose. Já a estrutura bioquímica da fração de lignina (10-25%) não está relacionada a moléculas simples de açúcar, não sendo pretendida, pois, para a produção de etanol (ver Figura 5.4).

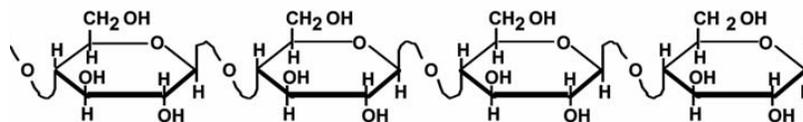


Figura 5.2. Representação da celulose. (MURPHY e MCCARTHY, 2005)

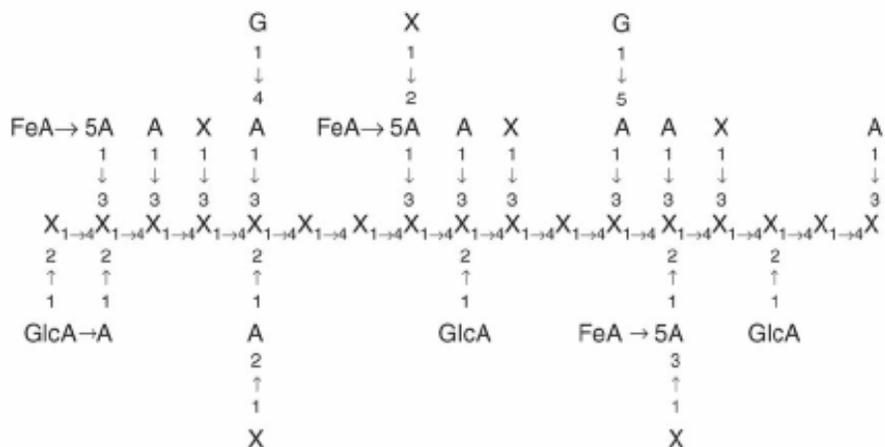


Figura 5.3. Representação esquemática básica da hemicelulose. A: arabinose; FeA: ácido ferúlico; G: galactose; Glc: ácido glicorônico; X: xilose. (GRAY et al., 2006)

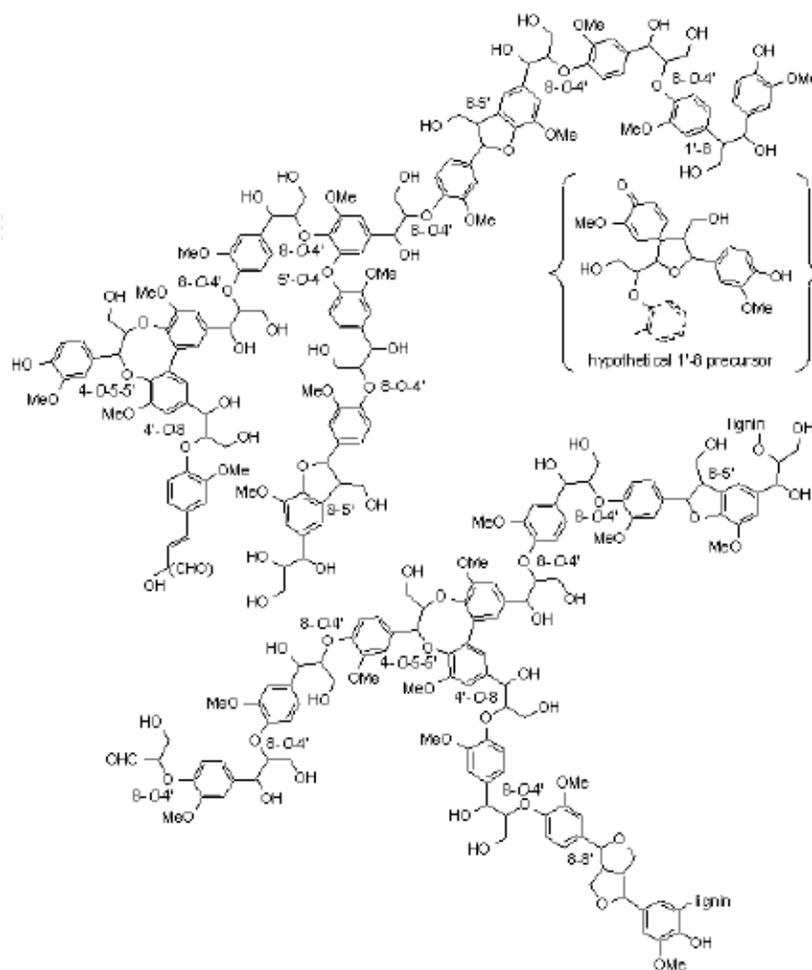


Figura 5.4. Estrutura da lignina. (US DOE, 2006)

5.2.2. Tecnologias de conversão

As tecnologias para a obtenção de etanol a partir de materiais ligno-celulósicos envolvem a hidrólise dos polissacarídeos da biomassa em açúcares fermentescíveis e na sua posterior fermentação para a produção do etanol. Trata-se de tecnologias complexas e multifásicas, baseadas no uso de rotas ácidas e enzimáticas para a formação dos açúcares e remoção da lignina. Uma configuração genérica e simplificada do processo é apresentada na Figura 5.5.

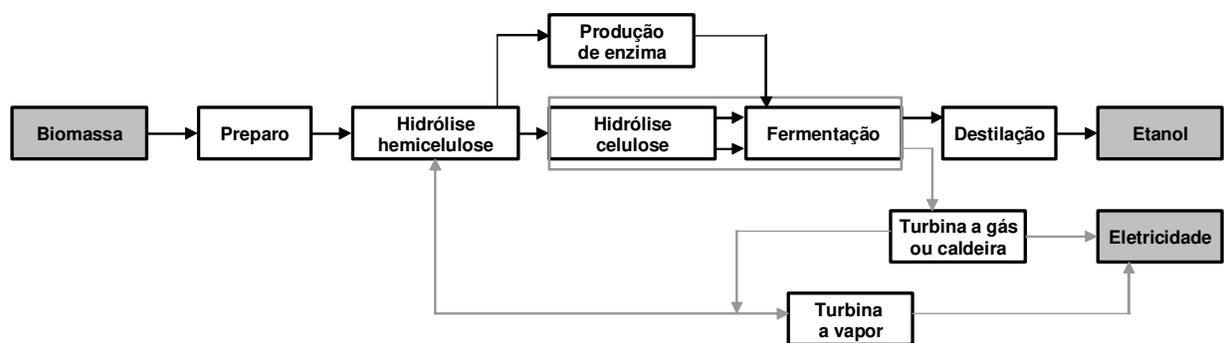


Figura 5.5. Esquema do processo de produção de etanol a partir de biomassa. (Baseado em HAMELINCK, 2004)

De forma geral, a primeira etapa do processo consiste no pré-tratamento mecânico da matéria-prima, seguida pela remoção da hemicelulose e/ou lignina, também conhecida por pré-tratamento. Uma vez exposta, a celulose é hidrolisada e os açúcares são fermentados. Em cada uma dessas etapas existem diferentes opções tecnológicas em diversos estágios de desenvolvimento. Uma breve discussão sobre as mais promissoras é feita a seguir.

5.2.2.1. Pré-tratamento

Todos os processos de conversão requerem um pré-tratamento para alterar a estrutura da biomassa celulósica e tornar os polissacarídeos mais acessíveis aos processos subsequentes. O objetivo é quebrar a proteção de lignina e romper a estrutura cristalina da celulose. Esta etapa tem

sido vista como a de maior custo dentro do processo de conversão da biomassa a etanol, com valores de até 0,30 US\$/galão de etanol produzido (MOSIER et al., 2005).

Inicialmente, a biomassa é lavada e submetida a um tratamento mecânico para adequar o tamanho das partículas (de poucos centímetros a 1-3 mm para processos com ácido diluído) aos processos (bio)químicos posteriores. No caso do bagaço, esta etapa estaria associada à própria moagem da cana, e provavelmente nenhuma redução adicional do tamanho da partícula seria necessária. Futuramente a severidade do tratamento mecânico poderia ser reduzida, submetendo-se a biomassa picada a um tratamento com vapor, seguido de embebição com etanol ou ácido diluído, contribuindo grandemente para a diminuição da demanda de energia do processo (WOOLEY et al., 1999).

Após a adequação do tamanho da partícula, por um tratamento físico, químico ou biológico, a lignina e parte da (ou toda) hemicelulose são solubilizadas, adicionando-se água ou vapor para hidrolisar os polímeros livres da hemicelulose. Os principais açúcares produzidos são xilose, manose, arabinose e galactose, e uma pequena porção da celulose pode ser convertida em glicose. O produto é filtrado e prensado: os sólidos (celulose + lignina) seguem para a hidrólise da celulose, e os líquidos (contendo açúcares) podem ir para a fermentação (HAMELINCK et al., 2005).

Os pré-tratamentos têm efeitos diferentes sobre os componentes majoritários da biomassa; os tratamentos ácidos, por exemplo, hidrolisam a hemicelulose e deixam a celulose e a lignina intactas nos resíduos sólidos, enquanto os alcalinos tendem a ter mais efeito sobre a lignina. A química do pré-tratamento também afeta a composição da fração não-açúcar do hidrolisado. Os pré-tratamentos ácidos podem resultar em altas concentrações de furfural na fase líquida, ao passo que os alcalinos podem resultar em altas concentrações de ferulato e acetato no hidrolisado. Estes compostos estarão presentes no fluxo de açúcares e podem ter efeitos negativos sobre os microrganismos da fermentação (GRAY et al., 2006).

Cada tipo de biomassa requer um método particular de pré-tratamento para minimizar a degradação do substrato e maximizar o rendimento de açúcar. Um pré-tratamento efetivo é

caracterizado por diversos critérios: evita a necessidade de redução do tamanho das partículas da biomassa, preserva a fração das pentoses, limita a formação de produtos de degradação que inibam o crescimento dos microorganismos da fermentação, minimiza a demanda de energia e limita os custos. Estas propriedades, somadas ao baixo custo dos catalisadores (ou de seu reciclo) e à geração de co-produtos da lignina de alto valor, formam uma base de comparação para as várias opções de pré-tratamento (MOSIER et al., 2005).

A discussão sobre essas diferentes opções é vasta na literatura (OGIER et al. (1999); REITH et al. (2002); SUN e CHENG (2002); MOSIER et al. (2005); HAMELINCK et al. (2005)); aqui serão apresentadas as mais importantes:

Processos físicos:

- *Explosão de vapor:* é processo mais utilizado para o tratamento da biomassa ligno-celulósica (SUN e CHENG, 2002). Neste processo, a biomassa triturada é tratada com vapor (saturado, 160-260°C, 10-1 minutos) seguido de uma rápida descompressão. Os fatores que afetam o pré-tratamento são o tempo de residência, a temperatura, o tamanho da partícula e a umidade. Estudos indicam que baixas temperaturas e tempos de residência maiores favorecem uma melhor solubilização da hemicelulose (WRIGHT, 1988); a maioria dos pré-tratamentos atinge alta solubilidade de hemicelulose e baixa de lignina. As condições ótimas do processo são extremamente dependentes da biomassa, já que as características químicas e morfológicas dos materiais têm grande influência no tratamento (GLASSER e WRIGHT, 1998). Biomassas com alto teor de xilose requerem condições mais brandas do que aquelas com teores mais baixos (e altos teores de glicose) (KAAR et al., 1998). LASER et al. (2002) testaram o pré-tratamento do bagaço com vapor e a maior recuperação de xilose (48%) foi obtida a 220°C, 2 minutos e pH 4,2.
- *Termo-hidrólise (LHW – Liquid Hot Water):* utiliza água quente à alta pressão (pressões acima do ponto de saturação) para hidrolisar a hemicelulose. A recuperação de xilose é alta (88-98%), e não há a necessidade da adição de ácido ou catalisadores químicos, o que torna o processo economicamente interessante e ambientalmente atrativo (HAMELINCK et al., 2005); no entanto, este pré-tratamento ainda está em estágio laboratorial. O contato

da biomassa com a água líquida pressurizada pode ser de até 15 minutos a temperaturas de 200 a 230°C; entre 40% e 60% da biomassa é dissolvida no processo, com a remoção de 4-22% da celulose, 35-60% da lignina e toda a hemicelulose (MOSIER et al., 2005). MOSIER et al. (2005) comentam que os resultados parecem ser independentes da temperatura e do tempo de residência; a variabilidade foi relatada como função do tipo de biomassa, com a alta solubilização da lignina impedindo a recuperação dos açúcares da hemicelulose. LASER et al. (2002) avaliaram a recuperação de xilose do bagaço tratado com LHW e o melhor resultado (91% de recuperação) foi obtido a 220°C, com 2 minutos de residência, 1% de sólidos e pH 3,8. SASAKI et al. (2003) também realizaram um pré-tratamento hidro-térmico do bagaço e verificaram que a hemicelulose e a lignina foram praticamente extraídas na fração aquo-solúvel a 200-230°C, enquanto a fração celulósica foi hidrolisada em temperaturas mais altas (230-280°C).

Processos químicos:

- *Hidrólise ácida:* através do uso de ácidos sulfúrico, clorídrico, ou nítrico, concentrados ou diluídos. Apesar de serem potentes agentes de hidrólise da celulose, ácidos concentrados são tóxicos, corrosivos, perigosos e requerem reatores resistentes. Além disso, o ácido deve ser recuperado após a hidrólise para tornar o processo economicamente viável (VON SIVERS e ZACCHI, 1995). De todos os pré-tratamentos químicos, a hidrólise com ácido sulfúrico diluído (0,5 a 1,5%, temperatura acima de 160°C) tem sido historicamente o processo preferido para aplicações industriais, por conta do alto rendimento de açúcares a partir da hemicelulose (75-90%, xilose); no entanto, quantidades significativas de resíduo são produzidas pela necessidade de neutralização do ácido antes da fermentação (SUN e CHENG, 2002 e MOSIER et al., 2005). Para o tratamento do bagaço, AGUILAR et al. (2002) utilizaram ácido sulfúrico, conseguindo hidrolisar aproximadamente 90% da hemicelulose a 122°C, com 2% de ácido, em 24 minutos. GAMES et al. (2006) utilizaram ácido fosfórico em condições brandas (122°C, 4% de ácido e 300 minutos), obtendo mais de 55% dos sólidos dissolvidos como açúcares. Já RODRÍGUES-CHONG et al. (2004) utilizaram ácido nítrico para o tratamento do bagaço, a uma condição ótima a 122°C, 6% de ácido e 9,3 minutos, obtendo 18,6 g/L de xilose, 2,04 g/L de arabinose e 2,87 g/L de

glicose. De acordo com as comparações realizadas pelos autores, o ácido nítrico se mostrou um catalisador mais eficiente do que os ácidos sulfúrico e clorídrico para a hidrólise do bagaço.

- *Hidrólise alcalina*: através do uso de bases, como hidróxidos de sódio ou cálcio. Toda a lignina e parte da hemicelulose são removidas, e a reatividade da celulose para a hidrólise posterior é aumentada. Os custos dos reatores são menores do que para as tecnologias baseadas em ácidos, mas o uso desses produtos (maior custo) em altas concentrações gera preocupações ambientais e pode ter custos proibitivos de reciclo, tratamento de efluentes e manejo de resíduos. Os métodos baseados em álcalis são geralmente mais eficazes na solubilização de uma maior fração da lignina, enquanto deixam para trás muito da hemicelulose na forma polimérica insolúvel (HAMELINCK et al., 2005). Um sério problema é o tempo de processo, que é medido em dias ou horas, ao invés de minutos ou segundos (MOSIER et al., 2005). PLAYNE (1984) tratou o bagaço com hidróxido de cálcio em condições ambientes por até 192 horas, melhorando a digestibilidade da enzima à celulose de 20% antes do pré-tratamento para 72% após o tratamento. Temperaturas mais altas e tempos de reação mais curtos também mostraram pré-tratar a biomassa com eficácia. CHANG et al. (1998) obtiveram resultados de digestibilidade similares tratando o bagaço com hidróxido de cálcio a 120°C por 1 hora.
- *Organosolv*: neste processo, uma mistura de um solvente orgânico (metanol, etanol, acetona, por exemplo) com um catalisador ácido (H_2SO_4 , HCl) é usada para quebrar as ligações internas da lignina e hemicelulose. A altas temperaturas (acima de 185°C), a adição de catalisadores se mostrou desnecessária para uma delignificação satisfatória, mas um alto rendimento de xilose pode ser obtido com a adição de ácido. Os solventes devem ser retirados do sistema, para evitar o efeito inibitório sobre o crescimento de microrganismos, hidrólise enzimática e fermentação posteriores, e recirculado, para a redução dos custos (SUN e CHENG, 2005). PASQUINI et al. (2005b) investigaram a delignificação do bagaço utilizando uma combinação de misturas água-etanol com CO_2 a altas pressões. O melhor resultado (88,4% de delignificação) foi obtido a 16 MPa e 190°C, com mistura água-etanol 1:1. Em outro estudo, PASQUINI et al. (2005a) avaliaram a delignificação com a utilização de CO_2 a altas pressões mas com a utilização

de misturas água/1-butanol. Neste caso, atingiu-se 94,5% de delignificação a 7 MPa, 190°C, 105 minutos e 60% de 1-butanol na mistura.

Processos biológicos: utilizam fungos para solubilizar a lignina. Em meados dos anos 80 foram mencionados como uma possibilidade para o futuro, apesar de ser um processo caro àquela época, com baixos rendimentos após longos tempos de reação, além de provocar o envenenamento dos microrganismos pelos derivados da lignina. As grandes vantagens deste pré-tratamento são o baixo uso de energia e as brandas condições do ambiente, mas a baixa taxa de hidrólise é fatal para sua implementação. Em algumas ocasiões tratamentos biológicos são utilizados em combinação com tratamentos químicos (HAMELINCK et al., 2005).

Processos combinados:

- *Explosão de vapor catalisada:* a adição de H₂SO₄ (ou SO₂) ou CO₂ na explosão de vapor pode aumentar a eficiência da hidrólise enzimática, diminuir a produção de compostos inibidores e promover uma remoção mais completa da hemicelulose (SUN e CHENG, 2002). É possível recuperar cerca de 70% da xilose como monômero (HAMELINCK et al., 2005). As condições ótimas deste pré-tratamento para o bagaço da cana foram reportadas como: 220°C, 30 segundos de residência, 50% de sólidos e 1% de H₂SO₄; a produção de açúcar foi de 65,1 g/100 g de bagaço inicial após o pré-tratamento com vapor (SUN e CHENG, 2002). Em outro estudo, utilizando SO₂ como catalisador, com um tratamento a 205°C (10 minutos), atingiu-se uma recuperação de xilose de 52,5 %, permitindo um rendimento de 248 L/t (ms) com um processo SSF das hexoses (ZACCHI, 2007). Recuperações maiores de xilose foram obtidas a 180°C (5 minutos), mas o rendimento de etanol foi menor que para a condição anterior.
- *AFEX (Ammonia Fiber EXplosion):* o conceito deste processo é similar à explosão de vapor: o material ligno-celulósico é exposto à amônia líquida a alta temperatura e pressão por um certo período de tempo e, então, uma rápida descompressão é feita. Um processo típico envolve uma dosagem de amônia de 1-2 kg/kg de biomassa seca, com temperatura de 90°C e tempo de residência de 30 minutos. Apesar de ser um processo que melhora a hidrólise da (hemi)celulose de gramas, seu efeito é ruim em biomassas com altos teores de

lignina (madeira mole e dura). Para o bagaço, foi reportada uma hidrólise superior a 90% da hemicelulose e da celulose após o pré-tratamento com AFEX (SUN e CHENG, 2002). Para reduzir o (alto) custo da tecnologia e não comprometer o ambiente, a amônia deve ser recirculada após o tratamento. O desempenho econômico do processo também é afetado pelas perdas do rendimento de açúcares e pela formação de inibidores causada pela sua degradação. Valores moderados de temperatura (<90°C) e pH (<12,0) minimizam a degradação, enquanto aumentam os rendimentos (MOSIER et al., 2005). Uma vantagem deste pré-tratamento é a não exigência por partículas pequenas de biomassa (SUN e CHENG, 2002).

- *Explosão de CO₂*: processo similar à explosão de vapor. Os rendimentos de glicose na hidrólise enzimática posterior são baixos (75%) comparados com as explosões de vapor e amônia. Entretanto, de forma geral a explosão de CO₂ tem custos melhores que a explosão de amônia e não causa a formação de inibidores como no caso da explosão com vapor (HAMELINCK et al., 2005).

Como já comentado, saber ponderar sobre as vantagens e desvantagens destas variadas opções para o caso específico de cada biomassa é essencial para a viabilidade da produção do etanol. Para isso, avaliações econômicas são feitas não muito focalizadas na determinação do custo do etanol, mas sim objetivando a comparação entre as opções tecnológicas disponíveis (VON SIVERS e ZACCHI, 1995). EGGEMAN e ELANDER (2005), por exemplo, comparam cinco opções de pré-tratamento para biomassa de milho pelo menor preço de venda esperado para o etanol. Os valores variaram de 1,34 a 1,67 US\$/gal, correspondendo aos pré-tratamentos de ácido diluído e termo-hidrólise, respectivamente.

Para o bagaço da cana, e inclusive para a palha (DAWSON e BOOPATHY, 2006), alguns métodos se mostraram adequados, mas todos ainda precisam ser otimizados para reduzir as elevadas expectativas de custos. No Brasil, o processo de maior destaque é o DHR da Dedini, baseado no pré-tratamento do bagaço com solvente orgânico (etanol) e hidrólise com ácido diluído. Apesar de exigir a recuperação do solvente, o processo atinge um razoável índice de sacarificação (82%) com uma baixa produção de inibidores (OLIVÉRIO et al., 2007).

De forma geral, os estudos no mundo têm apontado o pré-tratamento com ácido diluído como o mais desenvolvido e economicamente mais interessante para o curto prazo (HAMELINCK et al., 2005; EGGEMAN e ELANDER, 2005). Entretanto, os altos custos associados ao consumo de ácido, os problemas relacionados com a disposição de resíduos e a necessidade do uso de equipamentos resistentes à corrosão pesam a favor da explosão de vapor. Embora seja um processo menos eficaz, a explosão de vapor é mais simples e ambientalmente mais atrativa, e ainda se deve ressaltar a possibilidade de melhoria dos rendimentos através da pesquisa e desenvolvimento. Para o longo prazo, espera-se que a termo-hidrólise esteja comercialmente disponível com rendimentos elevados (88-98%); e, apesar de não se ter uma idéia clara sobre os custos, este deverá ser o processo preferido (HAMELINCK et al., 2005).

5.2.2.2. Hidrólise da celulose

Nesta etapa, a celulose é convertida em glicose ($(C_6H_{10}O_5)_n + n H_2O \rightarrow n C_6H_{12}O_6$), com a reação catalisada por ácido diluído, ácido concentrado ou enzimas (celulase). O rendimento típico do processo é inferior a 20%, se não precedido por um pré-tratamento; caso contrário, geralmente excede os 90% (HAMELINCK et al., 2005).

A hidrólise ácida (tanto concentrada, quanto diluída) ocorre em dois estágios para aproveitar as diferenças entre a hemicelulose e celulose. O primeiro envolve essencialmente a hidrólise da hemicelulose, conduzido conforme as condições do pré-tratamento discutidas anteriormente. No segundo estágio temperaturas mais altas são aplicadas buscando otimizar a hidrólise da fração celulósica (DIPARDO, 2000). O processo com ácido diluído utiliza altas temperaturas e pressões, com tempos de reação de segundos a alguns minutos, facilitando o uso de processos contínuos. Já os processos com ácido concentrado são conduzidos em condições mais amenas, mas com tempos de reação tipicamente mais longos (GRAF e KOEHLER, 2000).

A hidrólise com ácido diluído é a tecnologia mais antiga para a conversão de biomassa a etanol; a primeira tentativa de comercialização do processo para a produção etanol a partir de madeira foi na Alemanha, em 1898 (EERE, 2007). O processo envolve duas reações; primeiramente o material celulósico é convertido em açúcares, mas, se a reação continua, os

açúcares são convertidos em outros químicos (tipicamente furfural). A conversão dos açúcares não só reduz os rendimentos, como o furfural e outros co-produtos podem inibir a fermentação (GRAF e KOEHLER, 2000). Por conta disso, a primeira etapa do processo envolve condições brandas (por exemplo, 0,7% de ácido sulfúrico, 190°C, 3 minutos) para recuperar os açúcares 5-C, enquanto a segunda etapa utiliza condições mais severas (0,4%, 215°C, 3 minutos) para recuperar os açúcares 6-C. Os rendimentos são de 89% para manose, 82% para galactose, mas apenas 50% para glicose (EERE, 2007; HAMELINCK et al., 2005).

Na hidrólise com ácido concentrado, após o pré-tratamento, a biomassa é submetida à secagem, previamente à adição do ácido sulfúrico concentrado. Adiciona-se água para diluir o ácido e, então, a solução é aquecida para liberar os açúcares, produzindo um gel que pode ser separado dos resíduos sólidos (DIPARDO, 2000). O processo utiliza de 30% a 70% de ácido sulfúrico, a baixas temperaturas (40°C), com tempos de reação de 2 a 6 horas, conseguindo atingir altos rendimentos de açúcares (90%) com baixo nível de degradação (HAMELINCK et al., 2005).

No processo enzimático, a hidrólise é catalisada por enzimas genericamente chamadas de celulasas; na realidade, trata-se de um complexo enzimático composto por endoglucanases (que atacam as cadeias de celulose para produzir polissacarídeos de menor comprimento), exoglucanases (que atacam os terminais não-redutores dessas cadeias mais curtas e removem a celobiose) e β -glucosidases (que hidrolisam a celobiose e outros oligômeros à glicose) (PHILIPPIDIS e SMITH, 1995). Assim como nos processos ácidos, existe a necessidade de um pré-tratamento para expor a celulose ao ataque das enzimas.

A celulase pode ser produzida em um reator separado na própria planta de produção do etanol, ou comprada de um fornecedor. No longo prazo, a produção da enzima poderá ser realizada no mesmo reator no qual ocorrem a hidrólise e a fermentação, o que poderá reduzir significativamente os custos. Bactérias e fungos podem produzir as enzimas da celulase, mas os fungos têm recebido mais atenção por conta do crescimento em aerobiose e pela boa produtividade. No entanto, atualmente é difícil combinar as condições ótimas de produção da enzima e hidrólise da biomassa (HAMELINCK et al., 2005).

Como o processo enzimático é conduzido em condições amenas (pH 4,8 e temperatura entre 45-50°C), o custo de utilidades é relativamente baixo (SUN e CHENG, 2002), além de permitir maiores rendimentos, possibilitar a fermentação simultânea à sacarificação (processo SSF) e apresentar baixo custo de manutenção (não há problema de corrosão) (HAMELINCK et al., 2005). Por conta de seu grande potencial de evolução e redução de custos, muitos especialistas vêem a hidrólise enzimática como a chave para a produção de etanol a um custo competitivo no longo prazo (DIPARDO, 2000; LYND et al., 1996).

Comparativamente, tem-se a hidrólise com ácido diluído num estágio mais avançado que as demais, mas com graves limites de rendimento (50-70%). A hidrólise com ácido concentrado apresenta rendimentos maiores e menores problemas com a produção de inibidores, só que a necessidade de recuperação do ácido e de equipamentos resistentes à corrosão compromete o desempenho econômico do processo. A hidrólise enzimática, por sua vez, já apresenta altos rendimentos (75-85%), e grandes melhorias ainda são esperadas (85-95%); além disso, a não utilização de ácidos pode representar uma grande vantagem econômica (equipamentos com materiais mais baratos e menor custo operacional) e ambiental (não há produção de resíduos) (HAMELINCK et al., 2005). A Tabela 5.1 apresenta uma comparação da performance e condições de processo desses três métodos para a hidrólise do bagaço da cana.

Tabela 5.1. Rendimentos das diferentes opções para a hidrólise do bagaço.

	Consumíveis	Temperatura	Tempo	Sacarificação
Ácido diluído ^a	~1% H ₂ SO ₄	180°C	45 min	82%
Ácido concentrado ^b	70% H ₂ SO ₄	50°C	60 min	88%
Enzimático ^c	Celulase	50°C	60 min	95%

^a. O processo DHR da Dedini envolve um pré-tratamento do bagaço com organosolv e promove sua hidrólise com ácido diluído. Os rendimentos da hidrólise em escala piloto e laboratorial foram de 82-88%, mas se acredita que no futuro o processo possa atingir 90% de sacarificação (OLIVÉRIO et al., 2007).

^b. SARROUH et al. (2007) investigaram a hidrólise de bagaço com ácido concentrado (70% H₂SO₄) e obtiveram o melhor resultado (88% de rendimento) com 50°C, 60 minutos e teor de sólidos de 0,02 g/g de solução ácida. Os autores também investigaram um processo alternativo, no qual a hidrólise se dá em duas etapas: a primeira com ácido concentrado (70% H₂SO₄ a 50°C) e a segunda com uma solução um pouco mais diluída (30-40% H₂SO₄ a 80°C). Apesar deste novo protocolo produzir resultados melhores (rendimento de até 97,5%), os autores alertam que o aumento dos custos associados a esta alternativa tornam-na economicamente inviável.

^{c.} ADSUL et al. (2005) testaram a hidrólise enzimática de algumas amostras de bagaço delignificadas por diferentes tratamentos. O melhor rendimento (94,6%, conduzida a 50°C durante 60 minutos) foi obtido para uma amostra pré-tratada com explosão de vapor. INOUE et al. (2005) obtiveram resultados semelhantes (91,7% de rendimento de glicose – a 45°C durante 75 h), mas com bagaço pré-tratado somente por trituração. Apesar da queda de rendimento (84,8%) verificada para um teste conduzido com uma carga menor de enzimas (4 FPU/g de substrato), a fermentação subsequente obteve um bom rendimento de 0,2 L de etanol por kg de biomassa seca.

5.2.2.3. Fermentação

A fermentação dos açúcares 6-C provenientes do amido e da sacarose utilizando *S. cerevisiae* é dominada comercialmente há muitos anos. No entanto, além de hexoses, os açúcares derivados da biomassa também englobam pentoses, principalmente xilose, que não pode ser metabolizada por linhagens selvagens de *S. cerevisiae* (GRAY et al., 2006). Até o momento, a maioria dos processos descarta a fração das pentoses, ou fermenta em etapas distintas hexoses e pentoses, o que compromete sua viabilidade econômica. Para o futuro, a tendência é a combinação das diferentes reações em um menor número de reatores (WOOLEY et al, 1999), necessitando, pois, de microrganismos capazes de fermentar ambos os açúcares com alto rendimento.

Para isso, os pesquisadores têm recorrido à engenharia genética para adicionar rotas metabólicas de pentose em leveduras e outros microrganismos etanologênicos e também melhorar o rendimento dos microrganismos que já têm a capacidade de fermentar ambos os açúcares. Muito embora tenha se conseguido muito sucesso nesse sentido, a fermentação de misturas dos açúcares da biomassa ainda não atingiu um patamar comercialmente viável (GALBE et al., 2002; LYND et al., 2005b; GRAY et al., 2006). Adicionalmente, o hidrolisado derivado de biomassa contém inibidores (ácidos, furanos, compostos fenólicos, etc.) para a fermentação, que precisam ser removidos caso sua concentração seja alta, ou requerem a utilização de linhagens robustas de microrganismos resistentes (GRAY et al., 2006).

Os métodos de desintoxicação do hidrolisado podem ser físicos, químicos ou biológicos; cada um tem um efeito sobre a fermentabilidade e composição do hidrolisado, permitindo também que várias estratégias de fermentação possam ser utilizadas para melhorar o rendimento

da produção de etanol (PALMIQUIVIST e HAHN-HÄGERDAL, 2000a e b). CHANDEL et al. (2007) testaram alguns métodos de desintoxicação de hidrolisados de bagaço e concluíram que o método por troca iônica foi o mais eficaz, resultando no melhor rendimento da fermentação com *Candida shehatae*. Em uma técnica alternativa, MARTÍN et al. (2007) obtiveram bons resultados para a fermentação do hidrolisado de bagaço com uma linhagem recombinante de *S. cerevisiae* (fermentador de xilose) adaptado a meios com alto teor de inibidores. Por reduzir a necessidade de desintoxicação, a técnica de adaptação de microrganismos pode ser uma alternativa muito interessante para a redução do custo do etanol para os processos futuros.

5.2.2.4. Resíduos do processo

O processo de recuperação do etanol de hidrólise deverá ser idêntico ao empregado atualmente, a não ser pela escala comparativamente maior. Por conta do baixo teor alcoólico do vinho final (geralmente menor que 5%), um grande volume de vinhaça deverá ser produzido na destilação. Como a carga orgânica deste resíduo é alta, espera-se que um tratamento seja aplicado antes da disposição do efluente (uma biodigestão anaeróbica seguida de um processo aeróbico, por exemplo). No caso da cana no Brasil, porém, o mais provável é que, se o volume de resíduo for realmente muito alto, alguma concentração deverá ser feita, e o concentrado será destinado à lavoura, assim como os demais resíduos da usina.

Durante o pré-tratamento, produtos da degradação dos açúcares 5-C e 6-C são formados, e ácidos são liberados. Para evitar os efeitos tóxicos ou inibitórios destes compostos na hidrólise enzimática e fermentação, eles devem ser removidos ou neutralizados. Para tanto, o lodo da biomassa pré-tratada tem suas frações líquida e sólida separadas e submetidas a processos de limpeza e desintoxicação, conforme discutido anteriormente. Para o caso de tratamento ácido, o fluxo de ácido pode ser recuperado para recirculação no processo (pré-tratamento com ácido concentrado), ou simplesmente neutralizado, descartando-se o resíduo. Eventualmente, este resíduo pode ser pretendido para usos agrícolas; no caso do bagaço, poderia ser até mesmo misturado com a vinhaça ou com a torta de filtro. Os açúcares não fermentados presentes nestes efluentes podem ser recirculados, ou concentrados e utilizados como recurso energético.

O principal resíduo sólido do processo é a lignina. Apesar das diferentes possibilidades para a produção de co-produtos derivados da lignina, a maioria dos estudos têm se concentrado no seu uso como combustível para a geração de energia para o processo. Isso permitiria a diminuição, ou mesmo eliminação, da demanda por combustíveis fósseis para a produção do etanol. Nas usinas, a lignina poderia ser queimada nas caldeiras (juntamente com algum bagaço e/ou palha) para a geração de eletricidade e calor, atendendo a demanda integral de energia. Para o futuro, sistemas de gasificação para a geração de energia elétrica aparecem como boa opção (HAMELINCK et al., 2005), mas como são sistemas muito dependentes da escala para serem economicamente viáveis (FAAIJ et al., 1998), provavelmente não deverão ser realidade para o caso da cana (em combinação com a hidrólise).

5.2.2.5. Integração de processo

Quando a hidrólise enzimática é aplicada, diferentes níveis de integração de processo são possíveis, todos, porém, precedidos de uma etapa de pré-tratamento (HAMELINCK et al., 2005; GALBE e ZACCHI, 2002). Os primeiros processos enzimáticos envolviam simplesmente a substituição da etapa de hidrólise ácida da celulose por uma etapa enzimática (processo SHF – Separate Hydrolysis Fermentation). A grande vantagem desta configuração é a possibilidade de se conduzir cada etapa do processo na sua condição ótima, ou seja, hidrólise enzimática a 45-50°C e fermentação a 30°C. Mas a grande desvantagem é o fato de os açúcares liberados inibirem a enzima durante a hidrólise (GALBE e ZACCHI, 2002).

Em um processo SSF (Simultaneous Saccharification and Fermentation), os açúcares produzidos na hidrólise são simultaneamente fermentados a etanol, reduzindo enormemente a inibição dos produtos à hidrólise. Nesta configuração existe um contraponto entre o custo de produção da celulase e o custo da hidrólise/fermentação. Tempos de reação menores para a hidrólise envolvem maiores custos de celulase e menores custos da hidrólise/fermentação do que tempos de reação maiores. O ótimo é restringido pelo custo da celulase e está em torno de 3-4 dias (HAMELINCK et al., 2005).

Os microrganismos usualmente utilizados são o fungo *T. reesei* e a levedura *S. cerevisiae*. A temperatura ótima do processo está ao redor de 38°C, mas leveduras e bactérias termotolerantes têm sido utilizadas para aumentar a temperatura até o nível ótimo da hidrólise (KRISHNA et al., 1998; KRISHNA et al., 2001; BALLESTEROS et al., 2004). Além de reduzir os problemas de inibição pelos açúcares, o processo SSF, em comparação com o SHF, ainda apresenta como vantagens a menor demanda por enzima, maiores rendimentos de produto, menor exigência por esterilidade do meio (uma vez que a glicose é removida imediatamente, produzindo etanol), menor tempo de processo e menor número de reatores. Mas entre as desvantagens podemos incluir a incompatibilidade de temperatura entre a hidrólise e a fermentação, a intolerância dos microrganismos ao etanol e a inibição das enzimas pelo álcool (SUN e CHENG, 2002).

Uma evolução do processo SSF é a inclusão da co-fermentação de substratos com múltiplos açúcares, permitindo o consumo de pentoses e hexoses no mesmo reator. No momento, esta configuração (SSCF – Simultaneous Saccharification and CoFermentation) está sendo testada em escala piloto, e deve ser o foco de desenvolvimento para o médio prazo (EERE, 2007; HAMELINCK et al., 2005).

O final da evolução da tecnologia parece ser o estabelecimento do BioProcesso Consolidado (CBP – Consolidated BioProcessing) (HAMELINCK et al., 2005), no qual as quatro transformações biológicas envolvidas na produção do etanol (produção de enzimas, sacarificação, fermentação de hexoses e fermentação de pentoses) ocorrem em uma única etapa. Neste caso, microrganismos termofílicos produziriam anaerobicamente complexos enzimáticos (celulossomos) com melhor atividade celulolítica que as típicas enzimas de fungos e fermentariam todos os açúcares liberados no mesmo reator (WYMAN, 2007). Um fenômeno que impacta sobre a performance desta configuração é a sinergia entre enzima-microrganismo, que possibilitaria o aumento da efetividade da celulase na presença do complexo celulose-enzima-microrganismo em comparação com os complexos celulose-enzima (LYND et al., 2005b).

Os fundamentos e os tópicos mais relevantes relacionados a essa tecnologia foram amplamente discutidos por LYND et al. (2002) e uma perspectiva atualizada focando os últimos

desenvolvimentos é apresentada por LYND et al. (2005b). Ainda não existem microrganismos (ou combinações) capazes de produzir enzimas e etanol com os rendimentos requeridos, mas evoluções têm ocorrido (DEN HAAN et al., 2006). LYND et al. (2005b) estimam, considerando tecnologias maduras, que o custo de conversão a etanol pode ser reduzido de 18,90 ¢US\$/gal (configuração SSCF, produzindo celulase) para 4,23 ¢US\$/gal através do uso da tecnologia CBP.

Apesar destas expectativas, ainda não existe consenso sobre qual seria o melhor caminho para a redução dos custos de produção do etanol de hidrólise. Enquanto alguns pesquisadores acreditam que a chave para isto esteja na redução do número de etapas do processo, outros sugerem que o melhor seria buscar otimização dos reatores separadamente, por conta da diferença de condições ótimas de cada etapa e também por permitir um melhor controle de processo (HAMELINCK et al., 2005).

5.2.3. Expectativas

Pode-se dizer que as estimativas iniciais (décadas de 80 e 90) para custos de etanol de hidrólise foram muito otimistas, em geral. Uma boa revisão comparativa da literatura sobre os custos do etanol de hidrólise foi feita por VON SIVERS e ZACCHI (1996), para estudos realizados na década de 80 e início dos anos 90. O objetivo do trabalho foi o estabelecimento de relações e tendências entre os valores dos diferentes estudos analisados, apesar da existência de uma grande variação nas considerações técnicas e econômicas entre estes estudos. Nesta avaliação a variação do custo de produção do etanol foi enorme, de 18 a 151 ¢US\$/L, devido essencialmente às variações do rendimento global de etanol (o custo da biomassa e a capacidade da planta de produção também foram fatores destacados pelos autores). Já no início da década de 90, considerando o processo SSF, HINMAN et al. (1992) avaliaram o custo de produção de etanol a partir da madeira em uma planta com capacidade de processar 1920 t (MS)/dia. A estimativa preliminar do custo de produção foi de 1,22 US\$/gal, para um custo de biomassa de 42 US\$/t (MS), investimento de 141,2 MUS\$ e venda de energia elétrica excedente. No entanto, os autores indicam que efeitos combinados da otimização do processo SSF, aumento da capacidade da planta para 10.000 t (MS)/dia e redução do custo da biomassa para 34 US\$/t reduziram o custo preliminar avaliado para 0,95 US\$/gal.

LYND et al. (1996) também avaliaram os custos de produção do etanol para diferentes cenários tecnológicos. Para o caso base (SSF), o custo encontrado foi de aproximadamente 1,18 US\$/gal, para biomassa a 42 US\$/t (MS), investimento de 150,3 MUS\$ (valores de 1994), planta de 60,1 Mgal/ano e eficiência de 46,1% (etanol, PCS). Considerando um cenário futuro (conversão microbiana direta e pré-tratamento LHW), o custo ficaria um pouco acima de 0,50 US\$/gal, para biomassa a 38,60 US\$/t (MS), investimento de 268,4 MUS\$, planta de 294,9 Mgal/ano e eficiência de 54,4% (etanol, PCS).

Em uma outra análise tomando como base o processo SSCF, WOOLEY et al. (1999) procuraram projetar como seria a evolução do custo de produção do etanol com o tempo. No caso base, o custo avaliado foi de 1,44 US\$/gal, para um rendimento de 68 gal/t, escala de 52,2 Mgal/ano e investimento de 234 MUS\$ (valores de 1997). Já para o último cenário avaliado (2015), os autores prevêem um custo de 0,76 US\$/gal, para um rendimento de 112 gal/t (neste caso, haveria a necessidade da compra de biomassa para uso direto nas cadeiras), escala de 87,5 Mgal/ano e investimento de 159 MUS\$.

Recentemente, HAMELINCK et al. (2005) realizaram um amplo estudo prospectivo sobre a tecnologia, a partir do qual se podem identificar claras tendências. No curto prazo (próximos 5 anos, com componentes disponíveis ou no estágio de plantas piloto), a tecnologia envolveria o pré-tratamento com ácido diluído, hidrólise enzimática da celulose (processo SSF) e fornecimento de energia baseado em ciclos a vapor. Este processo poderia recuperar 35% da energia da biomassa como etanol, e um total de 38% incluindo a eletricidade. O custo do etanol seria de 22 €/GJ_{PCS}, com 78% referentes a custo de capital e matéria-prima (em porções iguais), custo da biomassa de 3 €/GJ_{PCS} e investimento de 2100 €/kW_{PCS} de etanol (valores de 2003).

Para o médio prazo (10-15 anos), a tecnologia poderia contar com componentes que atualmente estão no estágio de planta piloto ou são projetos promissores de escala laboratorial. O pré-tratamento seria baseado na explosão de vapor seguido pela hidrólise enzimática SSCF, com suprimento de energia baseado em ciclos a vapor convencionais ou em sistemas BIG/GT-CC (primeira geração). Com isso, recuperações de 38% da energia da biomassa como etanol, e 50%

(ciclo a vapor) ou 67% (BIG/GT-CC) incluindo eletricidade, poderiam ser alcançadas. Os custos do etanol são estimados em 13 €/GJ, com biomassa a 2,5 €/GJ_{PCS}, e investimento de 1200-1600 €/kW_{PCS} de etanol.

Já as configurações de longo prazo (> 20 anos), com componentes atualmente em estágios laboratorial ou conceitual, poderiam utilizar termo-hidrólise como pré-tratamento e uma hidrólise enzimática CBP. A energia seria produzida por ciclos a vapor, e a recuperação da energia da biomassa como etanol seria de 47% (total de 52% com eletricidade). O custo do etanol ficaria em 8,7 €/GJ, para um custo de biomassa de 2 €/GJ_{PCS} e investimento de 900 €/kW_{PCS} de etanol.

Como a produção comercial em larga escala não está disponível, as estimativas de custos de produção têm sido baseadas sempre em previsões tecnológicas e assumindo curvas de aprendizado. Em todos estes casos, vale lembrar a grande incerteza das estimativas associadas às também incertas projeções de investimento para tecnologias do “futuro” (incertezas ao redor de 30%) e do custo da biomassa, os quais também devem ser avaliados de acordo com a região de produção.

5.2.4. Projetos de demonstração e comerciais

Apesar de atualmente não existir nenhuma planta comercial para a produção de etanol a partir de ligno-celulósicos (além da experiência pioneira da Iogen, no Canadá), muitas plantas piloto e de demonstração já foram desenvolvidas, e diversos projetos comerciais estão em desenvolvimento (ver tabelas 5.2 e 5.3). A maioria das plantas está localizada nos EUA, mas Canadá, Brasil, Europa e Japão também são sedes de muitas iniciativas.

Diversas configurações têm sido utilizadas para a produção do etanol. Na rota de hidrólise com ácido concentrado, por exemplo, destaca-se o processo da Arkenol, baseado na hidrólise em duas etapas com H₂SO₄ (EERE, 2007). Neste processo, após a separação das frações de ácido e açúcares, a fermentação é procedida com o consumo simultâneo das pentoses e hexoses, podendo-se alcançar um teor alcoólico de até 8% no mosto. De acordo com CUZENS e MILLER (1997), para o bagaço de cana seria possível alcançar rendimentos próximos a 100 galões de

etanol por tonelada de matéria seca através deste processo. Na opção com ácido diluído, pode-se destacar o processo da Dedini no Brasil, que combina o pré-tratamento organosolv com a hidrólise ácida. Como a fração das pentoses não é utilizada, o rendimento de etanol é relativamente baixo (109 L/t de bagaço “in natura”); mas, considerando as evoluções tecnológicas previstas e o aproveitamento das pentoses, o rendimento de etanol pode chegar a 180 L/t (ROSSELL e OLIVÉRIO, 2004).

Na via enzimática, a Iogen é a empresa que tem recebido a maior atenção. O processo se baseia num pré-tratamento com explosão de vapor modificado seguido de uma hidrólise SHF multi-estágio, na qual pentoses e hexoses são convertidas em etanol (IOGEN, 2007). Como o custo das enzimas ainda é elevado, muitas empresas têm optado por começar com rotas ácidas, deixando em aberto a opção da utilização de enzimas quando a produção da celulase atingir custos atrativos.

Tabela 5.2. Plantas piloto e de demonstração (SOLOMON et al., 2007).

Companhia	Local	Biomassa	Capacidade ou alimentação	Data de início
<i>Plantas piloto</i>				
Iogen	Ottawa, Canadá	Cavaco de madeira	900 kg/dia	1985
Iogen	Ottawa, Canadá	Palha de trigo	900 kg/dia	1993
Masada/TVA	Muscle Shoals, EUA	Madeira	ND	1993
SunOpta	Norval, Canadá	Vários (não-madeira)	450 kg/h	1995
Arkenol	Orange, EUA	Vários	900 kg/dia	1995
Bioengineering Resources	Fayetteville, EUA	Madeira mole e casca de árvore	ND	1998
NREL/DOE	Golden, EUA	Palha de milho, outros	900 kg/dia	2001
Pearson Technologies	Abardeen, EUA	Resíduos de madeira, palha de arroz	27 Mg/dia	2001
NEDO	Izumi, Japão	Cavaco de madeira	300 L/dia	2002
Dedini	Pirassununga, Brasil	Bagaço	1.600 m ³ /ano	2002
Tsukishima Kikai Co.	Ichikawa, Chiba, Japão	Resíduos de madeira	900 kg/dia	2003
Etek EtanolTeknik	Ornskoldsvik, Suécia	Serragem de abeto	500 L/dia	2004
Pure Vision	Ft. Lupton, EUA	Palha de milho, bagaço	90 kg/dia	2004
Universal Entech	Phoenix, EUA	Lixo municipal	100 L/dia	2004
Sicco A/S	Odense,	Palha de trigo	100 kg/h	2005

Abengoa Bioenergy	Dinamarca York, EUA	Palha de milho ^a	2.000 m ³ /ano	2006
<i>Plantas de demonstração</i>				
Iogen	Ottawa, Canadá	Palha de trigo, aveia e cevada	3.000 m ³ /ano	2004
Clear Fuels Technology	Kauai, EUA	Bagaço e resíduos de madeira	11.400 m ³ /ano	2007
Celunol	Jennings, EUA	Bagaço e casca de arroz ^a	5.000 m ³ /ano	2007
Etek EtanolTeknik	Suécia	Resíduos de madeira mole (pinho e abeto)	30.000 m ³ /ano	2009

^{a.} Em conjunto com uma planta de etanol de grãos.

Tabela 5.3. Futuras plantas comerciais (SOLOMON et al., 2007).

Companhia	Local	Biomassa	Capacidade ^a	Data
Bioethanol Japan Kansai	Sakai, Japão	Resíduos de madeira de construção	1.400-4.000	2007
Abengoa Bioenergy & SunOpta	Babilafuente, Espanha	Palha de trigo ^b	5.000	2007
Iogen	Shelley, EUA	Palha de trigo, cevada e arroz	110.000	2008
Xethanol & Spring Hope	Spring Hope, EUA	Cavacos de madeira dura, resíduos de madeira, outros	130.000	2007
BioFules Xethanol & Coastal	Augusta, EUA	Resíduos de madeira, outros	190.000	2007
Maui Ethanol	Kauai, EUA	Bagaço	45.000	2007
Dedini	Brasil	Bagaço	20.000	2007
Colusa Biomass Energy	Colusa, EUA	Palha e casca de arroz, palha de milho	38.000	2007
Future Fuels	Toms River, EUA	Resíduos de madeira, outros	200.000	2008
Genahol	Orrville, EUA	Lixo municipal	15.000	2008
Pencor-Masada OxyNol	Middletown, EUA	Lixo municipal	34.000	2008

^{a.} Em m³/ano.

^{b.} Em conjunto com uma planta de etanol de grãos.

5.3. Avaliação da integração com as usinas

5.3.1. Configurações selecionadas

A produção de etanol a partir da hidrólise está longe de ser uma tecnologia madura, e diferentes estágios de desenvolvimento ainda deverão ser verificados ao longo do tempo. Para esta avaliação, foram selecionados sistemas que possam representar as expectativas para o curto (5 anos), médio (10-15 anos) e longo prazos (> 20 anos), com base no atual estágio de desenvolvimento da tecnologia. Os sistemas de curto-prazo envolvem as opções que hoje são comercialmente disponíveis ou em escala piloto de desenvolvimento; para o médio-prazo foram consideradas as opções que estão ou em escala piloto, ou em estágio laboratorial avançado. Já os sistemas de longo-prazo contam com as possibilidades teóricas para a tecnologia e incorporam as opções que estão em estágios iniciais de desenvolvimento em escala laboratorial.

A Tabela 5.4 apresenta as diferentes configurações consideradas para cada período e um resumo das suas principais características. Para o curto-prazo foram adotadas duas opções tecnológicas, uma seguindo a rota ácida, e a outra, enzimática. No Brasil, o processo com a rota ácida é o que está em estágio mais avançado e, para o período em questão, deverá ser a opção mais natural para a biomassa de cana. Como nesta opção a hidrólise e a fermentação são conduzidas em etapas distintas, considerou-se que o hidrolisado seria diretamente misturado ao caldo da cana em proporções já adequadas para a fermentação. Esse artifício parece ser o mais interessante para reduzir o efeito dos inibidores, conforme evidenciam os resultados obtidos nos testes de bancada do processo DHR (Dedini). Nos testes realizados foram obtidos rendimentos fermentativos de 80-88% (só hexoses) e um teor alcoólico final superior a 8%, utilizando levedura padrão (*S. cerevisiae*) num mosto com até 35% de hidrolisado (OLIVÉRIO et al., 2007). No caso da rota enzimática, adotou-se o processo precedido de um pré-tratamento com ácido diluído, que, apesar dos rendimentos ainda baixos, já configuram uma possibilidade comercial para os próximos anos. Como o custo da celulase ainda deverá ser alto para este período, foi considerado que a enzima seria produzida na própria planta de etanol.

Para o médio-prazo também foram consideradas duas configurações possíveis, ambas com integração SSCF, mas com diferentes pré-tratamentos. A primeira opção representa um processo SSCF precedido de um pré-tratamento com ácido diluído, conforme as expectativas sugeridas pelo National Renewable Energy Laboratory (NREL), dos EUA. Na verdade, os pesquisadores consultados indicam que essa alternativa deverá estar comercialmente disponível em 5 anos, mas como esta configuração não vem sendo testada em nenhuma planta de demonstração, preferiu-se considerá-la como uma opção madura somente para o médio-prazo. Já para o segundo caso, baseando-se nas expectativas de HAMELINCK et al. (2005), foi adotado um processo SSCF precedido pela explosão de vapor. Em ambas as alternativas, ao invés de se produzir a celulase localmente, a enzima seria comprada de algum outro fornecedor, já que uma redução considerável de custo é esperada para este período.

Finalmente, para o longo-prazo foi assumido que a tecnologia CBP com um pré-tratamento LHW esteja comercialmente disponível, com altos rendimentos e com todos os problemas de engenharia resolvidos. Neste caso, apesar do baixo custo esperado para a enzima, espera-se que a produção da enzima no reator CBP seja a opção economicamente mais interessante.

Em todos os casos foi considerada uma planta de hidrólise anexa a uma usina (destilaria autônoma) com capacidade de 2 milhões de toneladas de cana por ano, e com consumo reduzido de vapor (340 kg/tc) (ver Figura 5.6). A planta de hidrólise seria operada durante o ano todo (safra e entressafra da cana), com exceção da configuração baseada na hidrólise ácida, que deve necessariamente ser operada em conjunto com a usina, já que o hidrolisado seria diretamente misturado com o mosto proveniente do caldo da cana. O sistema de destilação seria comum aos processos, e a desidratação do etanol ficaria a cargo de peneiras moleculares. Para evitar um demasiado aumento do volume de vinhaça, considerou-se um sistema de concentração de vinhaça, mas que concentraria somente o volume adicional de resíduo originário da produção por hidrólise.

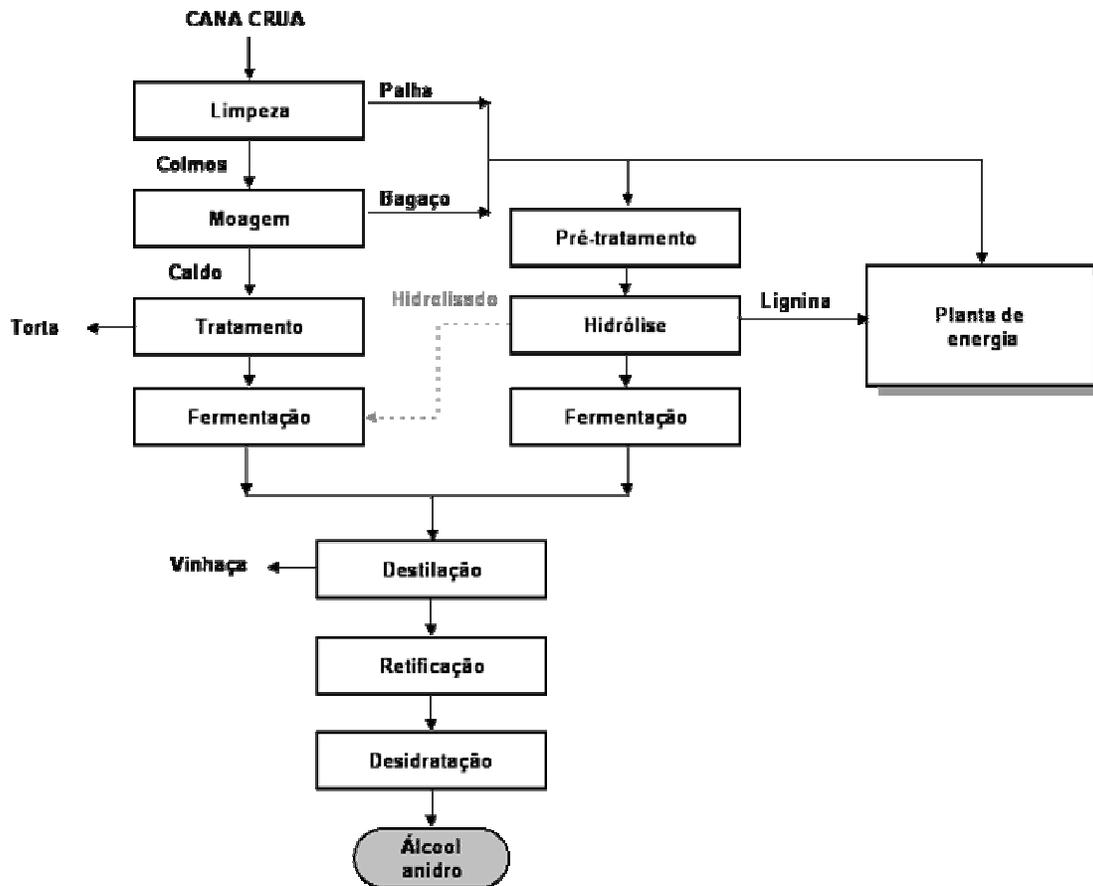


Figura 5.6. Diagrama de fluxo do processo considerado nas avaliações.

A lignina, principal resíduo sólido do processo, juntamente com o bagaço e a parte da palha recuperada do campo (40%) comporiam os combustíveis da usina. Neste esquema, somente o bagaço seria utilizado como insumo para o processo de hidrólise, e toda a palha recuperada deveria ser queimada nas caldeiras. Independentemente do período, somente ciclos a vapor foram considerados para a geração de energia, uma vez que a escala destes processos inviabilizaria a utilização de sistemas mais avançados de geração (BIG/GTCC). Para todos os casos, como o objetivo é maximização de biomassa excedente, a geração de energia seria baseada em um sistema de cogeração a alta pressão (65 bar/480°C) sem condensação.

Tabela 5.4. Características gerais das configurações selecionadas.

Configuração	Organosolv + ácido diluído	Ácido diluído + SSF	Ácido diluído + SSCF	Expl. de vapor + SSCF	LHW + CBP
Disponibilidade Usina	Curto prazo		Médio prazo		Longo prazo
Moagem	←————— 2 Mtc/ano —————→				
Cogeração	←————— 65 bar/480°C; cogeração “pura” —————→				
Combustível	←————— Bagaço + palha (40% de recuperação) —————→				
Hidrólise					
Pré-tratamento	Organosolv	Ácido diluído	Ácido diluído	Expl. de vapor	LHW
Hidrólise	Ácida	Enzimática	Enzimática	Enzimática	Enzimática
Produção de celulase		Local	Comprada	Comprada	Local
Integração de processo	SHF	SSF	SSCF	SSCF	CBP
Aprov. das pentoses	Não	Sim	Sim	Sim	Sim

5.3.2. Modelagem

A determinação dos rendimentos globais das configurações selecionadas ficou a cargo do modelo matemático descrito anteriormente (ver Capítulo 3), o qual foi estendido para incorporar os balanços de massa e energia referentes ao processo de hidrólise. Através dos parâmetros de rendimentos, dos consumos internos de açúcares e das características da biomassa, o modelo determina qual o rendimento real de álcool por unidade de matéria-prima. Considerando as demandas específicas de energia do processo, o modelo então determina os possíveis fluxos de bagaço e/ou palha destinados ao processo de hidrólise e as parcelas de biomassa que devem seguir para as caldeiras de forma que o balanço global da usina seja fechado. Em todos os casos, a prioridade era sempre dada à produção do etanol a partir do caldo da cana, ou seja, se eventualmente não houvesse energia suficiente para produzir álcool do caldo junto com hidrolisado, o modelo não destinaria nenhuma biomassa para a hidrólise. A Tabela 5.5 apresenta os principais parâmetros considerados na modelagem.

Tabela 5.5. Principais parâmetros utilizados para a modelagem das configurações selecionadas.

Configuração	Organosolv + ácido diluído	Ácido diluído + SSF	Ácido diluído + SSCF	Expl. de vapor + SSCF	LHW + CBP
<i>Biomassa</i>	←————— Todos os casos —————→				
Cana					
Pol			14,5 %		
Fibra			13,0 %		
Palha			56 kg (ms)/tc		
<i>Processamento do caldo^a</i>					
Perdas de açúcar					
Limpeza ^b			1,7 %		
Processos ^c			9,5 %		
Eficiência fermentação			90 %		
Eficiência destilação			99 %		
Consumo de energia					
Eletricidade (kWh/tc)			30		
Vapor (kg/tc)			340 (2,5 bar) 5 (22 bar)		
<i>Hidrólise^d</i>					
Sac. hemicelulose		90%	90%	48%	91%
Produção de celulase		5% da cel.	Comprada	Comprada	1% da cel.
Hidrólise	Ácida	Enzimática	Enzimática	Enzimática	Enzimática
Sac. celulose	88%	90%	95%	95%	97%
Fermentação					
Xilose		80%	85%	85%	92%
Glicose	90%	90%	95%	95%	95%
Outros		80%	85%	85%	92%
Integração de processo	SHF	SSF	SSCF	SSCF	CBP
<i>Consumo de energia</i>					
Eletricidade (kWh/t (ms))	80	225	130	130	85
Vapor					
Tratamentos (kg/kg ms)	1,2 (22 bar)	0,45 (13 bar)	0,45 (13 bar)	0,1 (25 bar)	0,4 (11 bar)
	0,2 (2,5 bar)	0,25 (4,4 bar)	0,25 (4,4 bar)	0,2 (4 bar)	0,8 (4 bar)
Destilação ^e (kg/L et)	2,7 (2,5 bar)	3,5 (2,5 bar)	3,0 (2,5 bar)	1,2 (2,5 bar)	1,2 (2,5 bar)
	0,05 (22 bar)	0,05 (22 bar)	0,05 (22 bar)	0,05 (22 bar)	0,05 (22 bar)
Concentração ^f (kg/L et)	0,2 (1,7 bar)	0,3 (1,7 bar)	0,2 (1,7 bar)	0,2 (1,7 bar)	0,2 (1,7 bar)

a. Dados referentes ao processamento do caldo da cana a etanol.

b. Perda de açúcar na estação de limpeza a seco da cana (separação palha-colmo) (HASSUANI et al., 2005).

c. Perdas na moagem e tratamento do caldo.

d. Elaborado a partir de ADEN et al. (2002), EGGEMAN e ELANDER (2005), HAMELINCK et al. (2005), WOOLEY et al. (1999), ROSSELL e OLIVÉRIO (2004) e LAHR FILHO et al. (2003).

e. O consumo de vapor para a destilação e desidratação do álcool é de aproximadamente 2,7 kg/L, considerando um vinho com 8°GL (PIZAIA, 1998 e MEIRELLES, 2006). No caso do processo SSF, o vinho final deverá um teor alcoólico mais baixo ($\leq 6^\circ\text{GL}$), o que, conseqüentemente, acabará exigindo um maior consumo de vapor. Baseando-se nos dados de MEIRELLES (2006), aqui foi considerado que o consumo total de vapor saltaria para aproximadamente 3,5 kg/L. Para os processos com explosão de vapor e LHW, HAMELINCK et al. (2005) consideram que seria possível uma redução significativa de vapor na destilação (de 2,57 para 1,03 kg/L et) através da utilização do calor residual do pré-tratamento. Analogamente, aqui foi considerada a possibilidade de redução do consumo de vapor de 2,7 para 1,2

kg/L.

f. Concentração da vinhaça.

5.3.3. Análise econômica

A análise econômica dos diferentes cenários baseou-se na avaliação de uma usina integrada, produtora de etanol (a partir de caldo e hidrolisado) e energia elétrica. Nesta análise, o custo de produção do etanol foi determinado simplesmente pela divisão do custo total anual pela produção total de álcool, descontando-se a receita advinda da venda de energia elétrica excedente. Mas para permitir uma comparação mais direta com as demais análises internacionais, também foram avaliados os custos de produção do etanol produzido somente pela hidrólise. Para este caso, o custo do etanol foi determinado através do custo incremental, ou seja, todos os gastos adicionais (investimentos, O&M, etc.) com relação a uma destilaria autônoma convencional foram atribuídos ao etanol de hidrólise (os rendimentos adicionais provenientes da venda de energia elétrica excedente também foram descontados na determinação do custo final do álcool).

O custo anual consiste dos custos operacionais (manutenção, MO, insumos, seguro), biomassa (cana e palha) e capital. Apesar das expectativas de alterações nos preços, por simplificação, os custos das biomassas foram mantidos constantes ao longo do tempo. O custo da cana, assim como no Capítulo 3, foi composto de uma fração da cana própria e outra de fornecedores. Para a palha foi considerado o custo de recuperação da biomassa do campo, tomando como base os valores apresentados por HASSUANI et al. (2005).

No caso dos custos relacionados à usina, foram estimados valores a partir das informações apresentadas no Capítulo 3. Já para a planta de hidrólise, foram utilizadas como base as informações mais recentes disponíveis na literatura. As necessidades de investimento para as configurações analisadas foram levantadas por seção a partir de alguns estudos, os quais tiveram seus valores atualizados para Dólares de 2007 (através do índice de custo de equipamentos da revista *Chemical Engineering*) e convertidos em Real (R\$) considerando um taxa de câmbio de 2,00 R\$/US\$. A adequação desses custos às escalas envolvidas nesta avaliação foi realizada por meio da relação de potência:

$$Custo B = Custo A \times \left(\frac{Escala B}{Escala A} \right)^\alpha$$

onde α é o fator de escala. Após o ajuste do custo pela escala, o resultado era multiplicado pelo fator de instalação, e os custos das diferentes seções eram somados e acrescidos de um fator de contingência e despesas adicionais (42%, ADEN et al., 2002), determinando-se, assim, a necessidade total de investimento da planta. Em alguns casos, como existe um tamanho máximo associado aos equipamentos da seção, múltiplas unidades deveriam ser utilizadas em paralelo, o que restringe, conseqüentemente, os ganhos de escala. Os valores utilizados para estas avaliações são apresentados na Tabela 5.6, e as informações sobre custos operacionais e demais parâmetros econômicos utilizados nesta análise são mostrados na Tabela 5.7. Os parâmetros utilizados para a avaliação econômica da usina (processamento do caldo e destilação) e geração de energia estão apresentados no Capítulo 3.

Tabela 5.6. Parâmetros para a estimativa de investimento da planta de hidrólise.

Componente	Custo (MR\$)	Fator de escala	Escala base	Unidade	Fator de instalação	Escala máxima
<i>Pré-tratamento</i>						
Organosolv ^b	44,15	0,6	83,3	t _{ms} /h (input)	1,83	
Ácido diluído ^c	39,01	0,6	83,3	t _{ms} /h (input)	1,83	
Explosão de vapor ^d	10,52	0,6	83,3	t _{ms} /h (input)	1,83	
LHW ^d	7,06	0,6	83,3	t _{ms} /h (input)	1,83	
<i>Hidrólise + fermentação^e</i>						
Produção de celulase (SSF) ^f	3,34	0,8	50	kg/h enzima	1,29	50
Sementeira	1,36	0,6	15,9	m ³ /h etanol	2,8	15,9
Fermentação C5	3,22	0,8	6,4	m ³ /h etanol	1,2	6,4
Hidrólise-fermentação SSF	3,22	0,8	6,4	m ³ /h etanol	1,2	6,4
SSCF	3,22	0,8	6,4	m ³ /h etanol	1,2	6,4
CBP	12,90	0,8	6,4	m ³ /h etanol	1,2	6,4
Evaporadores	7,62	0,68	19,4	m ³ /h etanol	2,1	
Separador lignina	15,21	0,6	98,7	t _{ms} /h (input)	1,04	
Estoques	2,32	0,79	31,8	m ³ /h etanol	1,6	
Utilidades	9,88	0,78	40,7	m ³ /h etanol	1,52	

^{a.} Os fatores de escala e instalação apresentados aqui são baseados em ADEN et al. (2002), HAMELINCK et al. (2005) e WOOLEY et al. (1999). No caso dos pré-tratamentos, os dados sobre custos foram essencialmente extraídos de EGGEMAN e ELANDER (2005), mas tiveram de ser devidamente normalizados para se adequarem à metodologia para estimativa de investimento adotada aqui.

^{b.} Não foram encontradas na literatura informações específicas sobre o custo de pré-tratamento Organosolv

- com etanol. No entanto, EGGEMAN e ELANDER (2005) estimam que um pré-tratamento com percolação de amônia, o qual se acredita que seja semelhante ao processo com etanol, tenha um custo total de 28,3 MUS\$ (cerca de 13% superior ao custo do pré-tratamento com ácido diluído).
- c. Baseado em ADEN et al. (2002).
- d. Baseado em EGGEMAN e ELANDER (2005).
- e. ADEN et al. (2002) apresentam uma estimativa de custos detalhada para um processo SSCF com pré-tratamento com ácido diluído. Para o caso do processo SSF, foi considerado que a hidrólise-fermentação dos açúcares C6 ocorreria num arranjo de reatores semelhante ao processo SSCF, assim como a fermentação dos C5. Já para o processo CBP, o conjunto de reatores também poderia ser o mesmo do processo SSCF, mas como, neste caso, está precedido de um pré-tratamento LHW (caracterizado pela baixa carga de sólidos), estima-se que o *downstream* tenha que ser cerca de quatro vezes maior.
- f. Baseado em HAMELINCK et al. (2005).

Tabela 5.7. Parâmetros para a avaliação econômica da planta de hidrólise.

Taxa de interesse		12 %
Horizonte econômico		15 anos
Vida útil		25 anos
Custos operacionais		
Fixos	Manutenção	2 % do valor dos equipamentos
	Mão-de-obra	2 % do investimento
	Seguro	1 % do valor dos equipamentos
Variáveis (insumos)	Ácido	2,15 R\$/t _{ms}
	Cal	4,40 R\$/t _{ms}
	Nutrientes	14,90 R\$/m ³ et.
	Celulase	55,00 R\$/m ³ et. (comprada)
	Água	3,00 R\$/m ³ et.
	Etanol	0,15 R\$/m ³ et.
Cana		37,00 R\$/t
Palha		30,00 R\$/t _{ms}
Energia elétrica		140 R\$/MWh (preço de venda)
Operação		7320 horas

5.3.4. Resultados

As figuras 5.7 e 5.8 apresentam os resultados das simulações para os rendimentos de etanol para as diferentes configurações selecionadas, enquanto que as figuras 5.9 e 5.10 mostram respectivamente a geração de energia e as eficiências globais associadas a cada uma dessas configurações. Em todos os casos, o rendimento da produção de etanol a partir do caldo da cana seria de cerca de 82 L/tc, ao qual ainda devem ser somados os rendimentos da produção de álcool através da hidrólise do material ligno-celulósico. Considerando as opções para o curto prazo, o rendimento de etanol de hidrólise seria de 30 L/tc (total de 114 L/tc) para o processo com

hidrólise enzimática e de apenas 20 L/tc (total de 102 L/tc) para o processo com hidrólise ácida, uma vez que, neste último caso, a fração das pentoses não seria aproveitada para a produção de etanol. Para o médio prazo um considerável aumento de rendimento ainda é esperado, saltando para cerca 37 L/tc, o que totalizaria 119 L/tc. Neste caso, existe uma pequena diferença de rendimento entre as opções consideradas – muito embora o pré-tratamento com explosão de vapor tenha um rendimento bem inferior ao processo com ácido diluído, o processo “Explosão de vapor + SSCF” apresenta uma demanda de vapor relativamente baixa, que acaba resultando em um rendimento de etanol por tonelada de cana um pouco superior. Finalmente, através do aumento das eficiências do pré-tratamento e da fermentação tanto da fração das hexoses, quanto das pentoses, espera-se que no longo prazo o rendimento possa atingir cerca de 40 L/tc, representando um aumento equivalente a quase 50% da produção atual da usina.

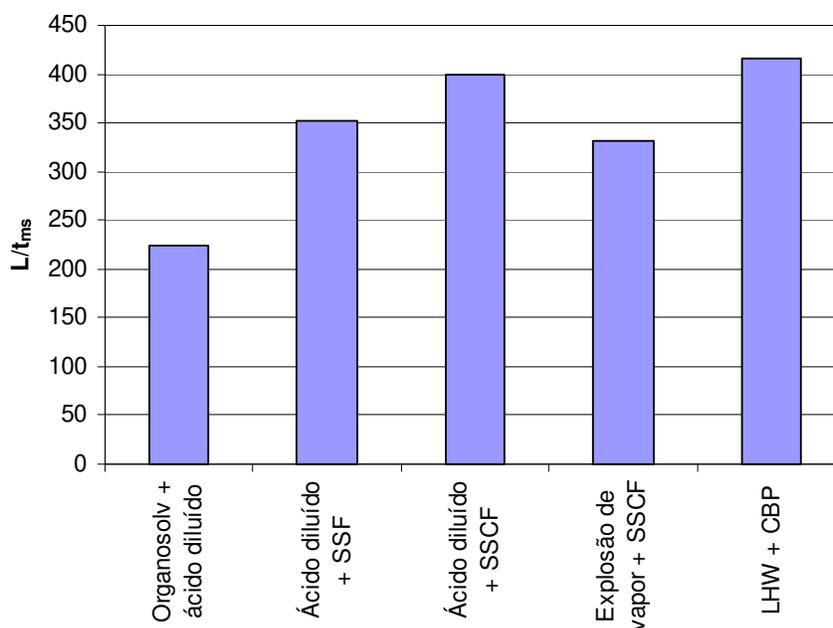


Figura 5.7. Rendimento de etanol por tonelada de bagaço seco.

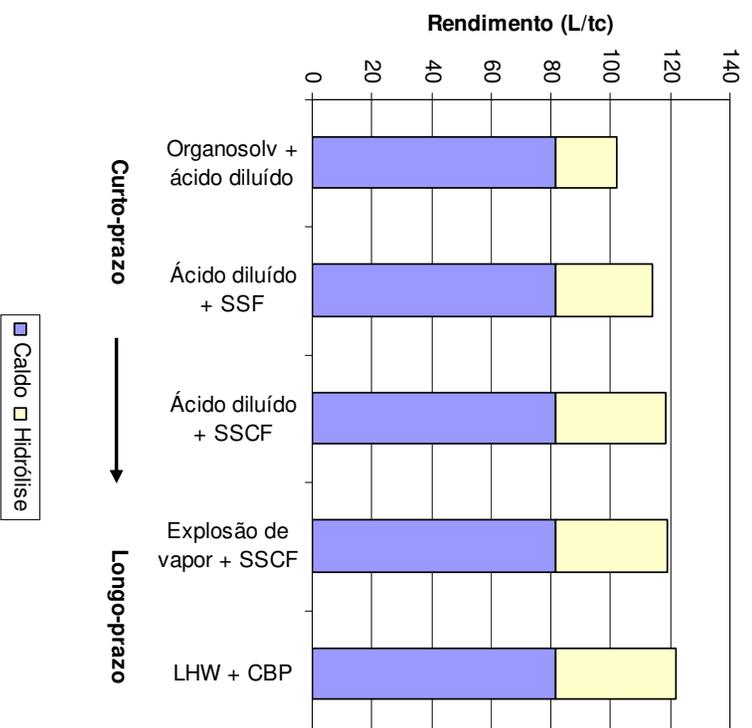


Figura 5.8. Rendimento total de etanol da usina.

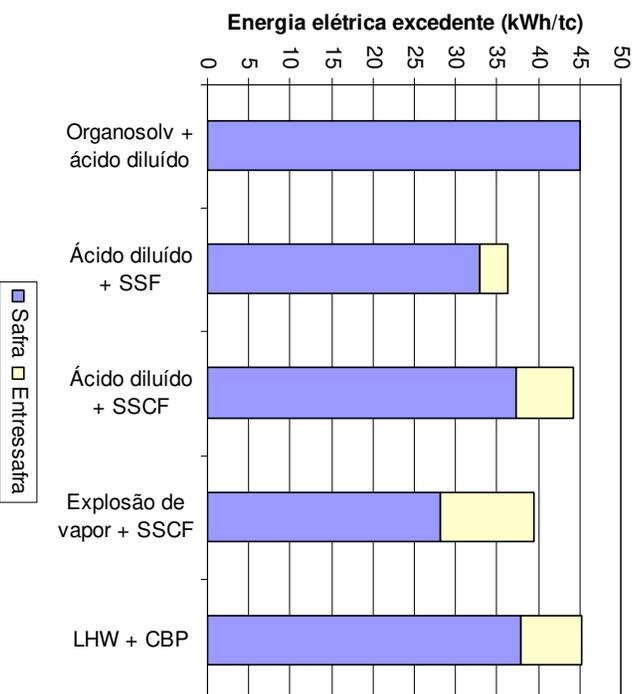


Figura 5.9. Geração de energia elétrica excedente da usina.

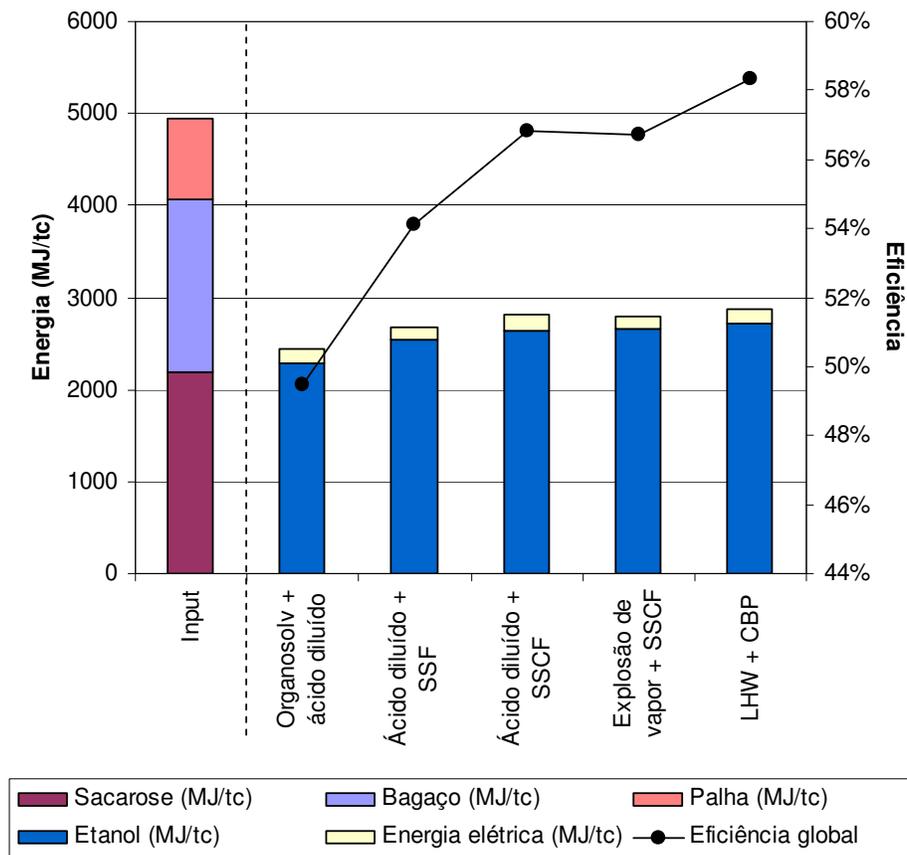


Figura 5.10. Eficiência global das configurações avaliadas (input = colmos + palha).

Em termos de geração de energia elétrica, não é possível definir uma tendência entre as opções avaliadas. De forma geral, o nível de energia elétrica excedente está na faixa de 35 a 45 kWh/tc, que já representaria um aumento considerável com relação aos níveis atuais do setor (0-10 kWh/tc). Dos casos analisados, a opção que exigiria a maior capacidade instalada (40 MW) é o processo organosolv com hidrólise ácida, mas principalmente pelo fato de operar somente durante o período de safra. Ao mesmo tempo, essa opção também é que poderia gerar os maiores níveis de energia excedente, com 45 kWh/tc, assim como as opções ácido diluído + SSCF e LHW + CBP. Apesar de ser esperada uma considerável redução do consumo de energia elétrica desses processos ao longo do tempo, a alta demanda de vapor (especialmente de média pressão) acaba comprometendo a capacidade de geração de maiores excedentes. De qualquer forma, o que deve

ser ressaltado é a grande tendência aumento da eficiência global da usina, podendo ultrapassar os 58% (com relação à Primeira Lei da Termodinâmica) na configuração LHW + CBP.

Já quanto aos custos, conforme o previsto, uma redução considerável é projetada ao longo do tempo, relacionada principalmente à redução do investimento no pré-tratamento e hidrólise da biomassa (ver figuras 5.11 e 5.12). Para o curto prazo, considerando o processo organosolv + hidrólise ácida, o custo total do etanol produzido pela usina ficaria em torno de 705 R\$/m³, enquanto que para a rota enzimática este valor seria de ~650 R\$/m³, os quais já seriam compatíveis com os níveis atuais de custo do etanol de cana (ver Capítulo 3). No médio prazo este custo ficaria entre 585 e 615 R\$/m³, caindo finalmente para ~570 R\$/m³ com o processo LHW + CBP no longo prazo. Pensando exclusivamente nos custos da hidrólise, esses valores são ainda menores, e a tendência de redução de custos é ainda mais acentuada, conforme se pode ver na Figura 5.13. Pela metodologia adotada aqui, no curto prazo o custo do etanol de hidrólise seria de 680-480 R\$/m³, passando por 390-300 R\$/m³ no médio prazo, e atingindo 270 R\$/m³ no longo prazo.

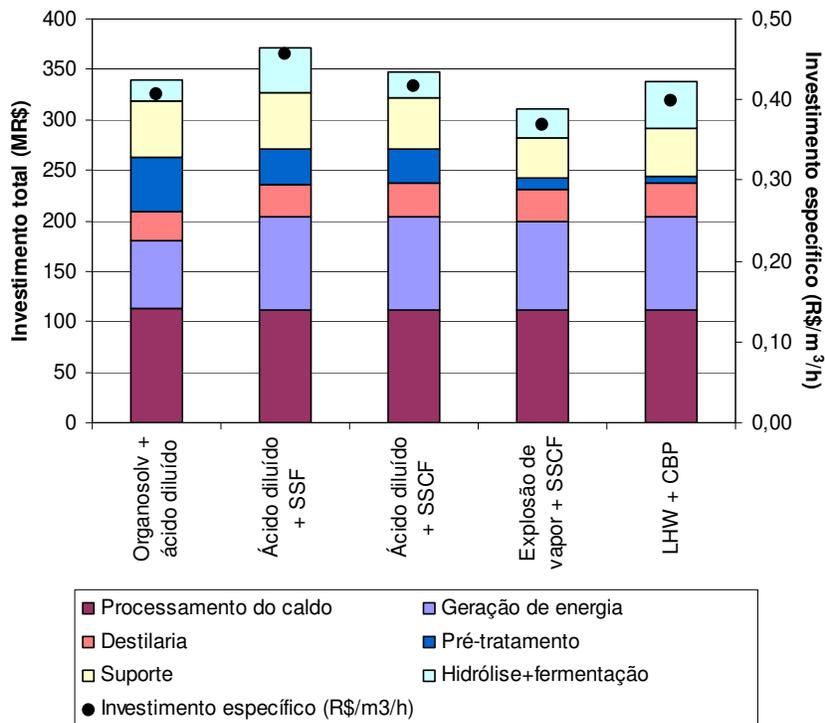


Figura 5.11. Investimento total para a construção da usina.

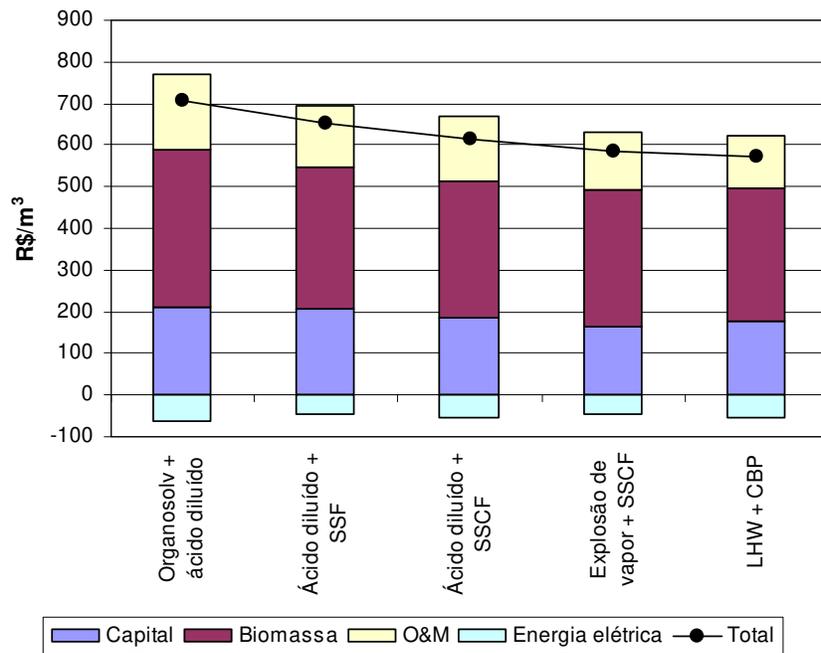


Figura 5.12. Custo de produção do etanol da usina (caldo + hidrólise).

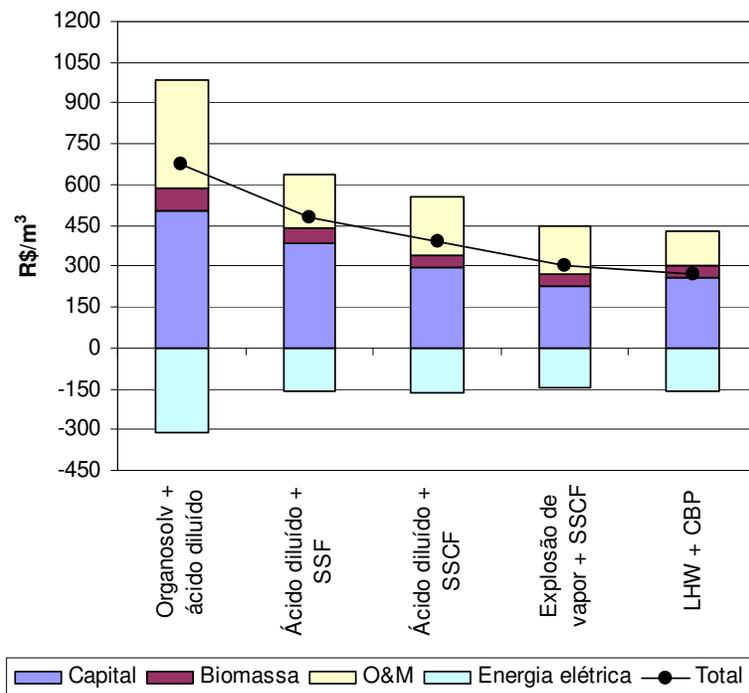


Figura 5.13. Custo de produção do etanol de hidrólise.

Vale lembrar que estes valores extremamente baixos só são possíveis graças ao baixo custo da biomassa residual da cana (o bagaço tem custo zero, e a palha custaria menos de 1 US\$/GJ) e ao grande otimismo quanto às expectativas de eficiência de conversão a etanol. Potencialmente, a produção de etanol a partir da hidrólise do material ligno-celulósico da cana seria uma opção com custos muito atrativos, mas que só poderão ser alcançados após uma enorme evolução dos rendimentos e dos tempos de residência verificados atualmente.

5.4. Comentários finais

A hidrólise eficiente do material ligno-celulósico para fermentação a etanol é um sonho antigo dos pesquisadores da biotecnologia, mas somente agora os processos modernos começam a entrar num estágio comercial. No entanto, os custos ainda são elevados, especialmente devido ao alto custo da biomassa e elevada necessidade de capital. Provavelmente as primeiras plantas de hidrólise serão baseadas no uso de resíduos agrícolas de baixo valor, mas para o longo-prazo, quando plantas de maior escala deverão estar em operação, é preciso que o fornecimento de biomassa de baixo custo através de culturas energéticas esteja adequadamente consolidado (REITH et al., 2002). No caso do Brasil, porém, os resíduos da cana já são uma opção muito interessante para a aplicação da tecnologia, já que disponibiliza uma quantidade significativa de biomassa a um custo extremamente baixo, além da possível sinergia da produção de etanol a partir do caldo e do hidrolisado.

Mesmo assim, muita pesquisa ainda deverá ser conduzida buscando formas de se vencer a recalcitrância do material ligno-celulósico com menor uso de energia e produção de inibidores, e a posterior conversão dos açúcares a etanol. No caso da etapa de pré-tratamento, os processos físicos mais promissores (explosão de vapor e LHW) precisam apresentar melhores rendimentos em escalas maiores e com menores consumos de energia, sendo que o LHW ainda terá que passar por estágios de demonstração além da escala laboratorial. Quanto à hidrólise, a via enzimática é aquela que parece ser a alternativa mais indicada para permitir o alcance de maiores rendimentos a menores custos. Contudo, reduções ainda maiores do custo da enzima terão que ocorrer, proporcionadas não só pela diminuição do preço da enzima, mas também pelo uso de novos

complexos enzimáticos com maiores seletividades (GENENCOR, 2003; BAYER et al., 2007). Ganhos importantes são esperados através da integração deste processo com a fermentação (KNAUF e MONIRUZZAMAN, 2004), cujos desafios estão basicamente associados à utilização de microrganismos mais resistentes a inibidores para o aproveitamento de todos os açúcares disponíveis na biomassa. Quanto maior for essa integração, menor será o número de etapas do processo e, conseqüentemente, menor necessidade de capital, demanda de energia, uso de água e geração de efluentes (GALBE e ZACCHI, 2002; GRAY et al., 2006).

De forma geral, pode-se dizer que muito já foi alcançado, mas ainda restam muitos desafios a serem enfrentados; e como os recursos disponíveis são limitados, é essencial avaliar quais são os itens realmente vitais para a consolidação da tecnologia (WYMAN, 2007). Nos últimos anos linhagens de microrganismos adaptados foram desenvolvidas, assim como as principais operações envolvidas no processo. Apesar de não haver consenso sobre qual seria a melhor opção tecnológica para a produção do etanol, é praticamente unânime a posição dos pesquisadores de que devemos aproveitar a conjuntura atual para a construção das primeiras plantas comerciais, permitindo, assim, que sejam alcançados os tão esperados ganhos pelo aprendizado (LYND et al., 2005; ZACCHI, 2007; WYMAN, 2007).

Capítulo 6

Opções futuras para a geração de energia elétrica nas usinas

6.1. Introdução

Dos 16074 TWh gerados no mundo em 2002, menos de 20% foram provenientes de fontes renováveis de energia; a emissão referente a essa geração foi de aproximadamente 9300 Mt CO₂eq, resultando num índice médio de cerca de 580 t CO₂eq/GWh. Para 2030, porém, estima-se um grande aumento da parcela gerada a partir do gás natural, fazendo com que o índice médio de emissões caia para níveis em torno de 540 t CO₂eq/GWh, apesar do tímido aumento da parcela associada às fontes renováveis (IEA, 2004).

No caso do Brasil, o cenário é bem distinto. Hoje cerca de 85% da energia total produzida no país é proveniente de hidrelétricas, enquanto que as fontes fósseis de energia são responsáveis por apenas 10% da energia gerada (BEN, 2006). Conseqüentemente, quando comparados aos padrões internacionais, os níveis de emissões associadas à produção de energia no Brasil são praticamente desprezíveis. Muito embora as questões ambientais (principalmente emissões de GEE) sejam uma preocupação latente, a realidade brasileira nos remete a outro foco – um novo risco de crise na oferta de energia. Os atuais problemas com o fornecimento de gás natural e atraso na aprovação de licenças ambientais para as novas usinas hidrelétricas lançam a geração distribuída como uma das principais alternativas não só para auxiliar a superar o risco atual, mas também ser uma opção estável para o futuro. Neste caso, a cogeração de energia nas usinas de cana-de-açúcar se mostra como uma grande opção, dado o enorme potencial associado à

utilização do bagaço e da palha como fonte de energia. Contudo, os sistemas atuais são baseados em ciclos Rankine, cujas baixas eficiências (em torno de 30%) restringem fortemente a capacidade de geração das usinas.

Mas muita evolução é esperada para o futuro, especialmente através da tecnologia de gasificação da biomassa integrada a ciclos combinados (BIG/GT-CC). A gasificação é considerada como uma tecnologia crucial para facilitar a conversão eficiente, limpa e de baixo custo da biomassa em eletricidade, e se espera que a tecnologia BIG/GT-CC seja aquela capaz de tornar todas essas características possíveis. Isso porque menores volumes de gás devem ser limpos, quando comparados com a combustão direta da biomassa, e as turbinas a gás, associadas a ciclos a vapor (Ciclo Combinado), oferecem altas eficiências elétricas com baixos custos de capital específico. Além disso, o calor a baixa temperatura presente no gás de chaminé pode ser usado na secagem da biomassa, tornando a integração do sistema completa (FAAIJ et al., 1998). Dessa forma, as eficiências elétricas podem até mesmo superar os 50%, o que eventualmente permitiria que as usinas gerassem excedentes de energia consideravelmente maiores que os níveis obtidos através dos ciclos a vapor.

Naturalmente, muitas barreiras tecnológicas ainda devem ser superadas, mas os primeiros resultados obtidos em escala comercial nos permitem supor que esta deverá ser uma boa opção para o médio-longo prazo. Os estudos têm indicado que a competitividade da energia elétrica é favorecida pelas grandes escalas e, por isso, a disponibilidade adequada de biomassa a baixo custo é um fator essencial para o estabelecimento de custos razoáveis de energia. Mais uma vez, a relativamente grande disponibilidade dos resíduos de baixo custo da cana (bagaço e, futuramente, palha) cria um cenário favorável para a implementação desta tecnologia nas usinas brasileiras. Este capítulo aborda uma investigação do desempenho técnico-econômico esperado para uma usina integrada a um sistema de geração BIG/GT-CC, considerando as possibilidades mais prováveis desta tecnologia para o médio-longo prazo. Nas análises foram adotadas usinas já planejadas para operar de forma integrada com estes sistemas, produzindo álcool e grandes volumes de energia elétrica excedente. Previamente à avaliação desses sistemas, uma breve discussão é feita a respeito dessa tecnologia, envolvendo os aspectos mais relevantes sobre a gasificação e os processos auxiliares para a composição de um sistema BIG/GT-CC.

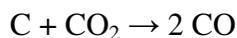
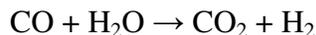
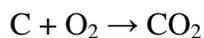
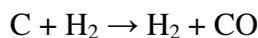
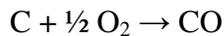
6.2. Visão geral sobre a gasificação de biomassa

6.2.1. Conceito

A gasificação é o processo de conversão térmica, a elevadas temperaturas, de materiais orgânicos (sólidos ou líquidos) em produtos gasosos, principalmente CO, H₂, CO₂ e H₂O_(g); neste processo hidrocarbonetos leves e compostos voláteis e condensáveis também são formados como produtos secundários (GRABOWSKI, 2004), e os constituintes inorgânicos do material são descarregados na forma de cinzas. O processo ocorre com a reação do material orgânico com o oxigênio do ar ou do vapor, ou ainda com oxigênio puro, em um reator a pressão atmosférica ou superior. O aquecimento do gasificador pode ser feito de maneira direta, através da oxidação parcial da biomassa, ou indireta, por meio de mecanismos de troca de calor.

Simplificadamente, o processo envolve as seguintes reações (RAUCH, 2002):

Volatilização do combustível sólido



Através da gasificação, é possível transformar um material heterogêneo, como é o caso da biomassa, em um combustível gasoso apropriado para diversas aplicações. Para alguns usos, contudo, esse gás precisa ser devidamente limpo para se adequar aos padrões exigidos da sua aplicação no uso final. A limpeza pode ocorrer à baixa temperatura, por exemplo, através de filtração (que ocorre em torno de 200°C) e lavagem, para remoção de particulados e condensáveis, após prévio resfriamento. A limpeza também pode ser realizada à média-alta

temperatura (350-400°C), para sua utilização em turbinas a gás e células a combustível. Em geral, essa limpeza a quente é feita com emprego de filtros cerâmicos (MACEDO et al., 2006).

A gasificação da biomassa vem sendo desenvolvida desde a década de 1940, levando à criação de diferentes tipos de gasificadores, arranjos de processo e aplicações. Como produtos, há desde pequenos sistemas para suprimento de gás para motores automotivos de combustão interna, a pequenas aplicações estacionárias de produção combinada de calor e potência (CHP). Além disso, também se tem buscado desenvolver sistemas de maior escala para geração de potência com turbinas a gás, 10 – 100 MWt, e, mais recentemente, sistemas que geram gás limpo para a síntese de combustíveis líquidos (metanol, líquidos por Fischer-Tropsch, etanol, DME, etc). As principais razões são, evidentemente, a necessidade de redução das emissões dos gases de efeito estufa e de substituição do consumo de derivados de petróleo. Apesar da prévia experiência com algumas plantas de demonstração, os esforços de pesquisa e desenvolvimento não têm sido constantes ao longo dos anos, e por isso se espera que essas tecnologias venham a se tornar opções comercialmente maduras somente a médio-longo prazo (>10 anos). Mas, para isso, ainda são necessários muitos esforços de P&D, bem como a definição de políticas de fomento adequadas.

6.2.2. Experiência

Em meados da década de 40, a gasificação de biomassa ganhou um certo destaque, quando se procurou poupar o petróleo importado utilizando o gás como combustível automotivo. Nas décadas seguintes, os pequenos gasificadores portáteis foram aperfeiçoados, e plantas de gasificação de biomassa de pequena escala foram construídas para variadas aplicações de calor e potência. Exemplos foram as plantas desenvolvidas pela Ahlstrom nos anos 80, com capacidade de 17 a 35 MWt, operando com gasificadores de leito fluidizado circulante (CFB). No Canadá, o processo Byosin (gasificação pressurizada – 1,6 MPa; oxigênio insuflado; leito fluidizado; 10 t/h) foi desenvolvido para produzir gás de síntese para metanol, e, na Itália, os gasificadores da TPS/Studsvik (CFB, atmosférico, 15 MWt) foram implementados para “pellets” de resíduos sólidos urbanos.

Nos últimos anos, motivados pelas novas aplicações (aquecimento distrital; maior potência para necessidades de calor na CHP, etc), muitos desenvolvimentos e demonstrações foram feitos (GRABOWSKI, 2004). Dentre estes, podem ser destacados os processos CFB (Ahlstrom/Foster Wheeler, dimensionados para 45 MW; Sydkraft AB, em Varnamo 1993-1999), com o Bioflow CFB (pressurizado, limpeza do gás a quente) integrando uma turbina a gás (IGCC) para CHP (9 MWt), e o projeto ARBRE de 8 MWe da TPS/Studsvik. A Lurgi construiu um gasificador alimentado com madeira de 8 MWt (co-combustão com carvão numa planta maior) e a Battele/FERCO aumentou a escala do processo SylvaGas para 200 t/dia.

Já o processo fluidizado borbulhante (BFB) foi testado pela FW, numa planta de 50 MWt na Finlândia, pelo IGT/GTI, com o Processo Renugas, criando uma planta multi-combustível (combustão e gasificação; uma unidade de teste de 25 bar, 2005 (GRABOWSKI, 2004)) e pela Carbona, que conseguiu grandes evoluções também com a tecnologia Renugas. Um recente desenvolvimento é o processo com leito móvel (SIMELL, 2004), e muitos outros projetos em pequena escala estão sendo testados na Europa e nos Estados Unidos.

Outros focos de estudo de muitos programas de pesquisa têm sido a limpeza do gás (remoção do alcatrão) e a produção de um gás de síntese de médio poder calorífico sem o uso de oxigênio. Em muitos casos, reatores multi-estágio e aquecimento indireto têm sido usados com sucesso. Por fim, um outro notável desenvolvimento que merece ser citado é o processo em escala comercial da co-gasificação de biomassa e carvão, que vem sendo demonstrado na Nuon (250 MWe; em Buggenum, na Holanda), utilizando 30% de biomassa. Uma boa revisão da experiência de diversas empresas no desenvolvimento da tecnologia para diferentes aplicações é feita por BABU (2005).

6.2.3. Gasificadores de biomassa

Os gasificadores de biomassa podem operar de duas formas: com aquecimento direto (pela oxidação parcial da biomassa) ou indireto (através de um mecanismo de troca de calor). O aquecimento direto é o princípio básico usado na gasificação pressurizada de carvão, sendo o oxigênio o agente de gasificação utilizado para atingir as altas temperaturas requeridas. No

entanto, por conta da maior reatividade da biomassa, o oxigênio pode ser substituído pelo ar, reduzindo consideravelmente os custos para sistemas de pequena escala. Já na gasificação com aquecimento indireto, uma possibilidade é a introdução de um material à alta temperatura (areia ou cerâmica, por exemplo) para promover a transferência de calor no reator. Uma característica interessante desses processos é a capacidade de produzir um gás não diluído em nitrogênio, sem o dispendioso uso de oxigênio (CONSONNI e LARSON, 1996a e b).

Com relação à pressão no reator, a gasificação pode ser feita à pressão atmosférica, ou a altas pressões (20 a 35 bar). De forma geral, é preferível se optar pela gasificação pressurizada, já que ela evita perdas termodinâmicas associadas à compressão do gás combustível, que são tipicamente maiores do que aquelas associadas à compressão do agente fluidizante. Contudo, o processo pressurizado envolve muitos desafios operacionais, principalmente, no que diz respeito à alimentação da biomassa (CONSONNI e LARSON, 1996a e b).

Quanto aos tipos de gasificadores, têm-se os de leito fixo, fluidizado e arrastado. Alguns detalhes sobre cada tipo de reator são discutidos a seguir.

5.2.2.6. Gasificadores de leito fixo

Existe um grande número de gasificadores de leito fixo de pequena escala em operação ou em desenvolvimento em todo o mundo. A maioria das unidades é usada em plantas de CHP de pequena escala (< 10 MWt), com o calor destinado ao aquecimento distrital, como na China e na Índia, onde centenas de gasificadores estão em operação em fazendas e pequenas indústrias (KWANT e KNOEF, 2004; KNOEF, 2003).

Os dois tipos básicos de gasificadores de leito fixo são o de contra-corrente e o de co-corrente (ver Figura 6.1). Em ambos, o deslocamento do combustível é baseado na ação da gravidade, fazendo com que o seu tempo de residência seja longo, e a velocidade do gás, baixa. Dessa forma, o seu uso fica restrito a biomassas de alta densidade aparente, já que há a necessidade de se garantir o fluxo do combustível (KNOEF, 2003; OPET, 2002). No gasificador contra-corrente, o combustível se desloca lentamente pelas zonas de pirólise, gasificação e

combustão, e as cinzas são removidas no fundo do reator, onde há a injeção de ar ou vapor. Neste caso, o gás produzido se caracteriza pelas grandes quantidades de óleos e alcatrão e por sua baixa temperatura (80-300°C). Já no gasificador co-corrente, o agente oxidante também é injetado no topo do reator, fazendo com que os produtos da pirólise tenham um fluxo concorrente através das zonas de combustão e gasificação. Isto, em uma situação ideal, permite que o gás produzido já seja usado em um motor de combustão interna após uma simples filtração e resfriamento. No entanto, esta condição está limitada a biomassas extremamente bem dimensionadas, o que não pode ser obtido na prática a um custo razoável (OPET, 2002).

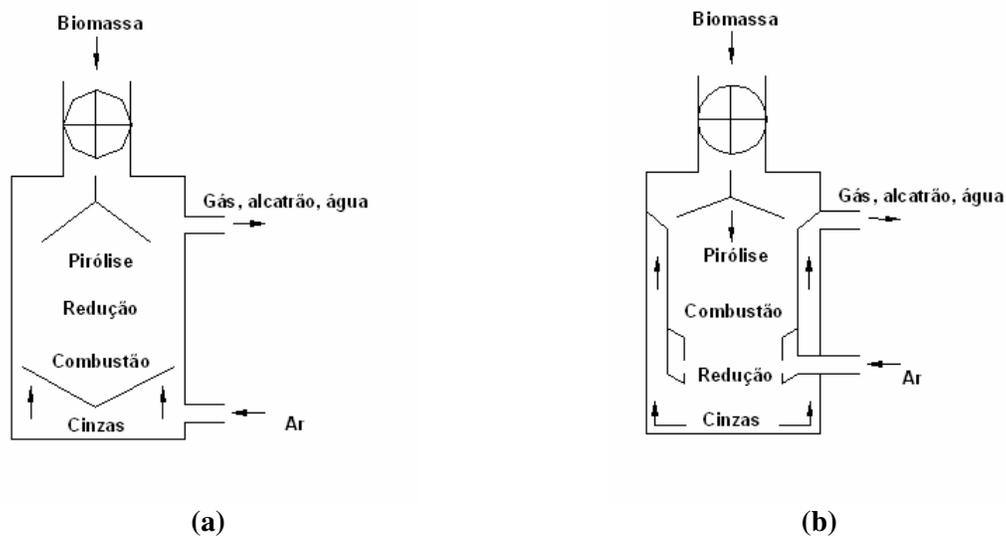


Figura 6.1. Gasificadores de leito fixo: (a) contra-corrente (Primenergy; Lurgi) e (b) co-corrente (Community Power BioMAX). (Baseado em GRABOWSKI, 2004)

Recentemente, a VTT Energy e a Condens Oy desenvolveram um novo tipo de gasificador, baseado no fluxo forçado de combustível, o que permitiria o uso de biomassas de baixa densidade aparente. O gasificador é uma combinação das duas tecnologias anteriores, num sistema em que se buscou agregar as melhores características de cada uma (OPET, 2002).

5.2.2.7. Gasificadores de leito fluidizado

Originamente, os gasificadores de leito fluidizado foram desenvolvidos para solucionar os problemas operacionais envolvidos na gasificação de leito fixo para os combustíveis com alto teor de cinzas. No entanto, acabou sendo verificada a sua melhor adequação aos sistemas de grande escala (> 10 MWt) (GASIFICATION, 2006). Dentre estes gasificadores, podem ser destacados dois tipos: os de leito fluidizado borbulhante (BFB) e os de leito fluidizado circulante (CFB) (ver Figura 6.2). Em ambos, o leito é mantido em suspensão pela injeção do agente oxidante no fundo do gasificador, fazendo com que haja uma rápida secagem e pirólise. A diferença básica entre os dois é que, para este último, os sólidos que são separados do gás retornam ao gasificador através de uma conexão entre o ciclone e o fundo do reator, onde ocorre sua queima com o ar insuflado.

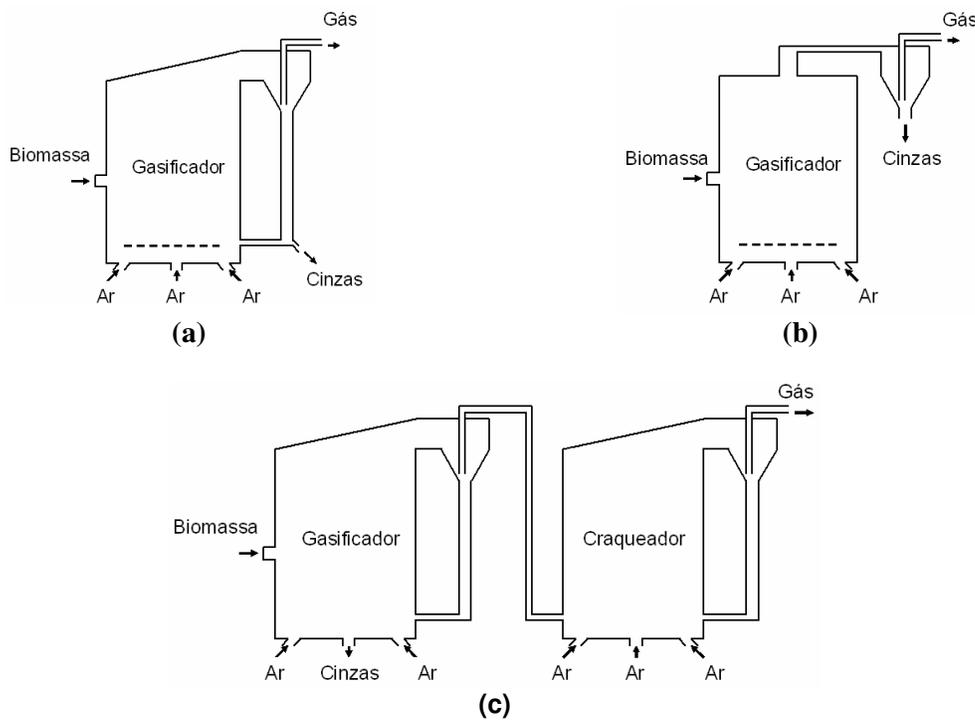


Figura 6.2. Gasificadores de leito fluidizado: (a) circulante (FERCO), (b) borbulhante (EPI, GTI-Renugas, Carbona, Foster-Wheeler, MTCI) e (c) circulante com craqueador de alcatrão (TPS). (Baseado em CONSONNI e LARSON, 1996a)

Apesar de ter um esquema de funcionamento aparentemente simples, os gasificadores CFB são mais adequados para sistemas de larga escala (40-100 MW), enquanto que a tecnologia BFB parece ser adequada para média escala (15-40 MW) (OPET, 2002).

5.2.2.8. Gasificadores de leito arrastado

Neste tipo de gasificador (ver Figura 6.3), o leito de biomassa é pulverizado, com oxigênio e vapor, no interior do reator, onde a biomassa e as cinzas são fundidas por conta das altas temperaturas. Parte do material escorre para o tanque de água localizado na base do gasificador, formando-se, então, a escória. O gás sai pelo topo arrastando uma certa quantidade de material particulado, que pode retornar ao reator por meio de um sistema de reciclo.

Na Europa, o desenvolvimento deste gasificador tem grande relação com os projetos de produção de combustíveis líquidos a partir da biomassa. Como exemplos de aplicação comercial, têm-se as unidades instaladas na SVZ Schwarze Pumpe (Alemanha) e na Basf (Reino Unido) (KWANT e KNOEF, 2004).

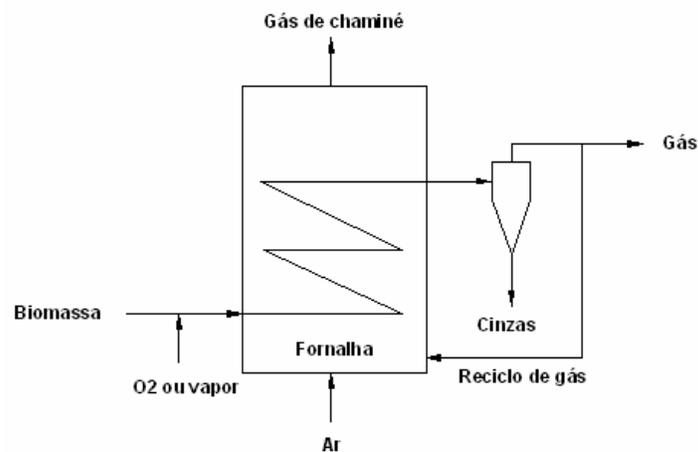


Figura 6.3. Gasificador de leito arrastado (Brightstar). (Baseado em GRABOWSKI, 2004)

6.3. Tecnologia BIG/GT-CC

6.3.1. Conceito

O conceito básico da tecnologia envolve o pré-tratamento da biomassa, seguido pela gasificação, limpeza do gás e sua combustão numa turbina a gás. Através de um recuperador de calor, os gases quentes que deixam a turbina geram vapor, que é utilizado num ciclo a vapor para a geração de mais eletricidade. Na maioria dos casos, parte do calor contido nesses gases também deve ser usada para promover a secagem da biomassa previamente à gasificação, para evitar problemas operacionais no reator e um maior comprometimento da eficiência global do sistema. A Figura 6.4 mostra uma representação esquemática básica de um sistema BIG/GT-CC.

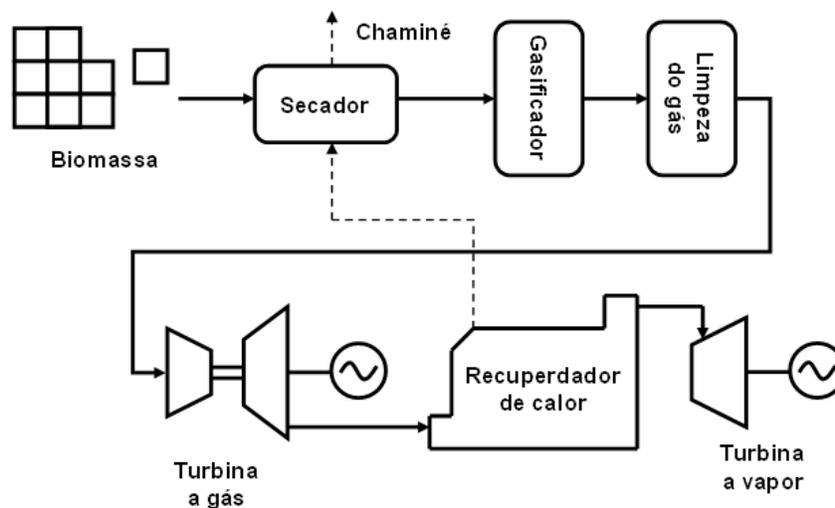


Figura 6.4. Representação esquemática de um sistema BIG-CC. (Baseado em LARSON et al, 2001)

Observando este conceito básico, existem três variantes que podem ser utilizadas, cujas principais diferenças estão relacionadas ao projeto do gasificador. Uma vertente se baseia na tecnologia CFB (circulante com leito fluidizado), com operação do gasificador à pressão atmosférica e com injeção de ar para fornecimentos do oxigênio necessário. Uma empresa que se destaca no desenvolvimento dessa tecnologia é a sueca TPS, que, no caso dos sistemas BIG-CC

propõe a inserção de um reator imediatamente à jusante do gasificador, para o craqueamento do alcatrão. A segunda variante baseia-se em um gasificador com aquecimento indireto e que opera a pressões próximas da atmosférica. Neste caso, o projeto de maior destaque relativo à gasificação é o do BCL (EUA), no qual se usa areia para viabilizar o aquecimento da matéria orgânica. A terceira variante envolve a tecnologia de gasificação CFB, mas com operação a altas pressões (20-30 bar, 900-1000°C). A Foster Wheeler (EUA) e a Carbona (Finlândia) são empresas que obtiveram destaque com esta tecnologia (CONSONNI e LARSON, 1996a e b; LARSON et al., 2001).

Independentemente do gasificador, a biomassa raramente pode ser diretamente alimentada ao reator. A trituração e a secagem são operações importantes para adequar a biomassa ao processo de gasificação, permitindo, também, uma melhor alimentação ao gasificador. Hoje existem diversas opções comerciais consolidadas de equipamentos auxiliares à gasificação (CUMMER e BROWN, 2002), cujas adequações variam de acordo com as características da biomassa e o tipo de aplicação; no caso da alimentação ao reator, no entanto, ainda existem muitos desafios a serem superados, especialmente para a gasificação pressurizada. Os alimentadores baseados em *lock-hoppers* são os mais utilizados atualmente, mas para o futuro espera-se que os sistemas híbridos de pistão/rosca sejam as opções mais adequadas para o processo pressurizado (LARSON et al., 2006). Os principais tipos de alimentadores e suas principais características são apresentados na Tabela 6.1.

Tabela 6.1. Sistemas de alimentação de biomassa para gasificadores pressurizados.

Sistema de alimentação	Características
Lock-hopper	Opção mais comum para a alimentação de biomassa sólida. Este sistema é mais adequado para operações com pressões inferiores a 3,5 MPa; acima desta pressão, quantidades excessivas de gás inerte são requeridas para garantir a pressurização adequada do sistema, e a tensão no equipamento aumenta a necessidade de manutenção. O funcionamento deste sistema consiste na pressurização do funil de alimentação após o seu preenchimento com a biomassa. A biomassa é então descarregada em uma caixa de alimentação, a partir da qual uma rosca promove sua transferência ao reator.
Válvula rotativa	Este sistema opera de forma semelhante a uma porta giratória. Por entre as lâminas do rotor e a estrutura do equipamento a biomassa é transferida de uma seção despressurizada para outra pressurizada. A vedação do sistema

é garantida por um ajuste acurado das lâminas do rotor na estrutura do equipamento, e o descarregamento da biomassa é assegurado pela injeção de vapor à alta pressão nos recipientes de armazenamento. No entanto, o rotor pode emperrar, caso a biomassa fique depositada na estrutura do aparelho; além disso, estes sistemas são suscetíveis a perdas de pressão e ao contra-fluxo dos gases do reator.

Pistão Sistemas baseados em pistões e roscas são os mais avançados para a alimentação da biomassa. Os sistemas com pistão podem operar com pressões tão altas quanto 4,5-15 MPa, e com capacidades de 11 a 115 m³/h. Nestes sistemas, roscas de medida inserem a biomassa num canal longo e estreito, onde é comprimida por um pistão e injetada no reator. O pistão deve comprimir suficientemente a biomassa de forma a evitar o contra-fluxo de gases à linha de alimentação.

Rosca Alimentadores com roscas operam de forma similar aos de pistão, mas apresentam um intervalo de pressão muito menor (0,5-1,5 MPa). Neste sistema, uma rosca promove a compactação da biomassa, que é auxiliada pelo formato cônico do canal de alimentação. Assim como nos sistemas com pistão, o contra-fluxo de gases é evitado pela biomassa compactada.

^a. Elaborado a partir de CUMMER e BROWN (2002).

Apesar da grande importância da alimentação, a limpeza do gás de síntese é a principal área (especialmente para o alcatrão) em que avanços tecnológicos são necessários para facilitar a ampla comercialização dos sistemas baseados na gasificação. Isto porque os equipamentos tanto para a síntese de combustíveis, como para a geração avançada de eletricidade são pouco tolerantes aos contaminantes presentes no gás. O principal desafio para a aplicação em turbinas é promover a limpeza na temperatura próxima àquela em que o gás deixou o gasificador, já que o seu resfriamento reduz a eficiência global do sistema, embora facilite o processo. Por conta disso, os maiores esforços de desenvolvimento estão voltados para sistemas de limpeza a quente. Um resumo com os principais contaminantes e suas formas de controle é apresentado na Tabela 6.2.

Tabela 6.2. Principais contaminantes e formas de controle envolvidos na tecnologia BIG/GT-CC^a.

Contaminante	Dano potencial	Tolerância	Controle
Particulados	Erosão das pás da turbina	30 mg/Nm ³	Remoção através de ciclones, lavadores de gás, filtros cerâmicos, ou precipitadores eletrostáticos.
Alcatrão	Incrustação na superfície dos equipamentos, queima	Não conhecido	Remoção física (lavadores, filtros granulares e

	inadequada na câmara de combustão da turbina		precipitadores eletrostáticos úmidos), ou conversão térmica catalítica (em reatores à parte ou no próprio gasificador).
Álcalis	Corrosão das pás da turbina e incrustação na superfície de equipamentos.	20-1000 ppb	Remoção por lixiviação ou adsorção física ou química.
NO _x ^b	Poluente	Variável	Remoção de NH ₃ pelo lavador de gás

^{a.} Baseado em CONSONNI e LARSON (1996), CUMMER e BROWN (2002), RODRIGUES et al. (2006) e LARSON et al. (2006).

^{b.} Óxidos de nitrogênio podem ser formados pela oxidação do nitrogênio proveniente da biomassa, ou pela oxidação do nitrogênio do ar. Embora não estejam associados a problemas operacionais do sistema, estes compostos representam importantes poluentes, cuja emissão deve estar abaixo dos limites estabelecidos em cada região. Como a temperatura de queima do gás na turbina é baixa, a maior formação de NO_x deverá estar relacionada à oxidação da amônia, formada durante a gasificação da biomassa.

Finalmente, no caso da turbina a gás importantes modificações devem ser feitas para permitir o uso de um gás com menor poder calorífico sem prejudicar a performance desses equipamentos. Muito embora existam diferentes estratégias para a adaptação de turbinas a gás para operarem com gases de menor poder calorífico, para o médio-longo prazo, quando se espera que o mercado para a tecnologia BIG/GT-CC esteja desenvolvido, a melhor opção deverá ser a mudança do projeto da turbina (RODRIGUES et al., 2006).

6.3.2. Projetos de demonstração e comerciais

Nos últimos 15 anos tem havido considerável esforço de pesquisa e desenvolvimento relativo à tecnologia BIG/GT-CC. Vários projetos foram considerados nesse período, mas apenas uma instalação foi efetivamente construída e operou por tempo significativo (em Värnamo, Suécia). Na Tabela 6.3 são apresentados os projetos mais importantes cuja viabilização foi considerada nos últimos anos. Grande parte dos projetos não avançou por razões econômicas, financeiras ou simples disputas comerciais (MACEDO et al., 2006).

Tabela 6.3. Projetos de demonstração da tecnologia BIG/GT-CC^a.

Localização	Ano	Tecnologia	Biomassa	Capacidade
Varnamo, Suécia (demonstração)	1993	Foster Wheeler CFB pressurizada	Madeira	6 MW _e
Burlington, Vermont, EUA (demonstração)	1998	BCL aquecimento indireto	Madeira	(input: 200 t/dia)
Planta Fondotoce, Alemanha	1999	ThermoSelect	Resíduo sólido urbano	12,5 MW
ARBRE, North Yorkshire, RU	2000	TPS	Madeira	8 MW _e
Bahia, Brasil	2006 (?)	TPS	Madeira	30 MW _e

^a Fonte: GASIFIERS INVENTORY (2006), HASSUANI et al. (2005).

Um dos projetos, inclusive, deveria ter sido viabilizado no Brasil. Inicialmente a proposta era a construção de um sistema de 30-32 MWe baseado na tecnologia da TPS, no interior da Bahia, com uso de madeira de eucalipto. Embora a construção sequer tenha sido começada, e não existam perspectivas de que isso venha a ocorrer a curto e médio prazo, ainda agora existem informações de que o projeto pode ser viabilizado (GASIFIERS INVENTORY, 2006). A alternativa mais provável, embora ainda bastante improvável, tem sido explorada desde 1997, quando o Centro de Tecnologia da Copersucar (hoje, Centro de Tecnologia Canavieira) começou um projeto com vistas a avaliar sistemas BIG/GT-CC operando com biomassa residual da cana-de-açúcar. O trabalho foi conduzido em parceria com a TPS, que realizou testes de gasificação com bagaço e pontas e folhas da cana. Também foram avaliados aspectos técnicos e econômicos associados à integração de um sistema BIG/GT-CC com uma usina de açúcar e álcool. No momento, tem sido considerada a possibilidade de construção de uma unidade de demonstração em uma usina de açúcar e álcool, com integração parcial, ou seja, a capacidade da unidade BIG/GT-CC seria menor do que a possível, em função do porte da usina (HASSUANI et al., 2005).

Do ponto de vista econômico, financeiro e empresarial, os projetos considerados nos últimos anos falharam pelo alto risco associado, em função dos altos custos, típicos das primeiras unidades de projetos de desenvolvimento e demonstração, e pela grande competitividade existente no setor elétrico, em todo o Mundo. Quanto ao último aspecto, o que ocorre é que as empresas elétricas não têm interesse em investir em projetos de P&D que têm, e nem de operar

comercialmente (MACEDO et al., 2006). Ao que se sabe, esse foi o principal problema para a não operação comercial da unidade em Värnamo. As freqüentes alterações de propriedade de empresas de alta tecnologia também têm dificultado a continuidade dos projetos de P&D, pois alguns projetos deixam de ser prioridade após mudanças no controle acionário. Esta, ao que se sabe, foi a principal razão para o cancelamento da construção da unidade BIG/GT-CC em Burlington, EUA (MACEDO et al., 2006).

6.3.3. Perspectivas

Em 1996 foi publicado um estudo (CONSONNI e LARSON, 1996a e b) sobre a provável performance de diferentes configurações de sistemas de BIG/GT-CC utilizando turbinas aeroderivativas, a partir da gasificação de madeira. Neste estudo foi considerado o emprego de uma turbina a gás GE LM2500, comercialmente disponível, e que se supunha à época poderia ser mais facilmente adaptada para o uso de combustíveis de baixo poder calorífico. Foram avaliadas três alternativas de gasificação, que resultariam em eficiências de geração elétrica entre 33 e 37% (base PCS). No entanto, para uma segunda geração de sistemas BIG/GT-CC, o estudo apontou a possibilidade, e também a necessidade, de se trabalhar com maiores temperaturas e maior relação de pressões na turbina a gás. Essencialmente, os sistemas BIG-CC baseados em gasificação pressurizada ou em gasificação de aquecimento indireto têm maior potencial do ponto de vista termodinâmico, mas também maiores restrições tecnológicas no curto prazo. Já os sistemas BIG/GT-CC baseados em gasificação atmosférica, embora potencialmente menos eficientes, teriam menos restrições no curto prazo. Sistemas BIG/GT-CC baseados em gasificação CFB pressurizada poderiam alcançar eficiências de geração elétrica em torno de 38% (PCS), enquanto sistemas mais avançados, com turbinas a gás com resfriamento intermediário na compressão, poderiam ter eficiência da ordem de 41% (PCS). Quanto aos custos da eletricidade, caso o desenvolvimento tivesse tido continuidade e algumas unidades já estivessem em operação, os autores projetaram valores entre 4,9 e 5,7 ¢US\$/kWh (valores de 1991, com custo de capital entre 1500 e 2000 US\$/kW).

Em 1998, outro estudo prospectivo foi publicado (FAAIJ et al., 1998), considerando a gasificação de madeira e de resíduos sólidos urbanos em sistemas com capacidades elétricas

líquidas de 30, 60 e 150 MW. A tecnologia de gasificação considerada foi a CFB atmosférica, de acordo com a variante proposta pela TPS. Os autores apontaram para várias possibilidades e necessidades de desenvolvimento, entre as quais foram destacadas: a melhoria no processo de secagem da biomassa, o emprego da tecnologia de gasificação CFB pressurizada para as unidades de maior capacidade, a limpeza do gás a seco e a altas temperaturas, o uso de processos de recuperação de calor e a compressão multi-estágio nas turbinas a gás. O conjunto das alterações tecnológicas permitiria que as eficiências de geração elétrica chegassem a 54-59% (base PCI da madeira), dependendo da escala. Com relação aos custos da eletricidade, os autores calcularam em 0,2 ¢Dfl./kWh para um sistema de 51 MWe operando com madeira (custo de capital de 5.900 Dfl./kWe e biomassa a 8 Dfl./GJ), e de 0,14 ¢Dfl./kWh para um sistema de 215 MWe (custo de capital de 3.700 Dfl./kWe e biomassa a 8 Dfl./GJ). Considerando o câmbio de 1 Dfl. = 0,52944 US\$ de dezembro de 1998, os custos equivalentes em US\$ seriam 106 US\$/MWh, para custo de capital 3.124 US\$/kW e biomassa a 4,2 US\$/GJ, para sistemas de 51 MWe, e 74 US\$/MWh, para custo de capital 1.960 US\$/kW e biomassa a 4,2 US\$/GJ, para sistemas de 215 MWe.

Mais recentemente, LARSON et al. (2005) fizeram uma análise em que a principal premissa é que todos os atuais problemas tecnológicos estariam resolvidos: alimentação e operação de gasificadores de biomassa pressurizados de grande capacidade (~30 bar), limpeza do gás com craqueamento completo do alcatrão, separação de álcalis e particulados, modificação das turbinas a gás para uso de gás com baixo poder calorífico com performance equivalente às turbinas com queima de gás natural, e significativa redução do custo de capital devido ao efeito de aprendizado. Foi considerada capacidade de gasificação de 5.680 t/dia (switchgrass com 20% de umidade). Uma configuração para a máxima produção de eletricidade, com biomassa a 3 US\$/GJ_{PCS}, resultou num custo para a eletricidade de 52 US\$/MWh (sem incluir seqüestro de carbono) ou 77 US\$/MWh (com tecnologia de seqüestro de carbono). Segundo os autores, para efeito de comparação, no presente a eletricidade gerada em uma planta IGCC a carvão mineral (carvão a 1,26 US\$/GJ_{PCS}) custa 46 US\$/MWh. Para um preço de emissão evitada de carbono da ordem de 30 US\$/tC, a geração de eletricidade a partir da gaseificação da biomassa seria competitiva.

6.4. Avaliação da integração com as usinas

6.4.1. Configurações selecionadas

Como o desenvolvimento da tecnologia BIG/GT-CC, apesar do bom número de esforços de demonstração, não foi constante ao longo do tempo, é de se esperar que esta seja uma alternativa madura somente a médio-prazo (10-15 anos). Ao longo dos anos, algumas configurações têm sido testadas, diferenciando-se essencialmente pelo projeto do gasificador. Uma das principais configurações é baseada no uso de gasificadores atmosféricos com aquecimento indireto, nos quais o calor necessário para a gasificação da biomassa é fornecido por trocadores de calor ou contato indireto com material inerte que conduz o calor (como areia, por exemplo). Esse projeto é particularmente atrativo para sistemas de menor escala, já que seria capaz de produzir um gás não diluído em nitrogênio e com menores necessidades de investimentos. Uma outra opção, essa mais promissora para sistemas de maior escala, é a utilização da gasificação pressurizada com a injeção de oxigênio. Estes sistemas são mais complexos e envolvem a utilização de uma unidade para a separação de ar, mas têm a grande vantagem de apresentar grandes ganhos com a escala.

Na avaliação proposta aqui ambos os projetos de gasificadores foram considerados. As eficiências desses dois sistemas são basicamente as mesmas, mas dependendo da escala, diferenças significativas de custos podem ser observadas. Uma breve explicação sobre a configuração adotada para cada um desses sistemas é feita a seguir, cujos principais aspectos são mostrados na Tabela 6.4.

BIG/GT-CC com gasificação atmosférica (BIG-AT). Antes de seguir para o gasificador, a biomassa da cana deve passar por um sistema de secagem, que aproveita o calor residual dos gases de escape do sistema para reduzir a umidade da biomassa a um nível adequado para a gasificação (de 50% para aproximadamente 20% de umidade). Após a secagem, a biomassa é alimentada ao gasificador através de um sistema *lock-hopper* simples com duplo compartimento. Neste sistema, uma rosca transporta a biomassa do primeiro ambiente à pressão atmosférica para um segundo, levemente pressurizado com gás inerte (nitrogênio), e uma segunda rosca transfere a

biomassa para o interior do gasificador. A gasificação ocorre em um reator que opera à pressão próxima à atmosférica (1,5 bar) e 900°C, na ausência de ar (gasificação pirolítica). O calor para o processo é fornecido através do aquecimento indireto utilizando areia como material condutor. Neste processo, além do gás de síntese, também são formados carvão, alcatrão, cinzas e outras impurezas gasosas como produtos secundários. Na saída do gasificador, um ciclone separa a maior parte dos sólidos do gás de síntese, que segue para o sistema de limpeza. Os sólidos removidos (contendo areia, carvão e cinzas) são conduzidos a um combustor, no qual a areia é aquecida através da queima do carvão. Em seguida, um ciclone separa a areia dos gases resultantes da combustão e das cinzas, os quais são separados em um segundo ciclone. Através de um sistema de recuperação de calor esse gás é resfriado (até 212°C), para então ser filtrado, novamente resfriado (até 90°C) e destinado à chaminé.

O gás de síntese separado no primeiro ciclone é enviado a um reator catalítico para o craqueamento do alcatrão, no qual praticamente todo o alcatrão condensável é convertido em CO e H₂. Posteriormente, esse gás é resfriado (212°C), promovendo a condensação de impurezas (álcalis) sobre o material particulado presente no gás. Esse material particulado é removido num filtro, após o qual o gás de síntese passa por um resfriamento adicional (até 40°C). A última etapa da limpeza é a lavagem úmida, na qual o líquido aspergido sobre o gás promove seu resfriamento e condensação da água e impurezas polares presentes no gás (o material particulado remanescente no gás também é removido). Após a lavagem, uma pequena parte do gás é modestamente comprimida e reciclada para o interior do gasificador, para atuar como meio fluidizante. O restante do gás é comprimido (27 bar), umidificado e enviado para a turbina a gás, onde será queimado e expandido, produzindo, assim, potência (nas avaliações assumiu-se que no futuro as turbinas operando com gás de síntese possam atingir a mesma performance que atualmente são obtidas com gás natural). Os gases quentes que deixam a turbina passam por um sistema de recuperação de calor, onde, somado com os demais fluxos de calor do sistema, dará origem a vapor de alta pressão (90 bar), que será utilizado no ciclo de cogeração a vapor da usina. Neste sistema o gás é resfriado até aproximadamente 200°C e enviado para o secador de biomassa e chaminé.

BIG/GT-CC com gasificação pressurizada (BIG-PR). Assim como no caso anterior, inicialmente a biomassa deve passar por uma secagem para então seguir para a gasificação. A alimentação da

biomassa ao gasificador neste caso é muito mais complexa, baseada num sistema *lock-hopper* duplo ou num sistema híbrido *lock-hopper/plug-feed*, os quais ainda estão em desenvolvimento. O nitrogênio separado na Unidade de Separação de Ar (USA) é utilizado como gás inerte para a pressurização desse sistema de alimentação. No gasificador, operado a ~30 bar/1000°C, a biomassa é injetada na parte inferior juntamente com oxigênio (separado na USA) e vapor. Os produtos da gasificação são um *mix* de gases leves combustíveis (gás de síntese), hidrocarbonetos pesados (alcatrão condensável e óleos), carbono não convertido (carvão) e cinzas, assim como outras impurezas gasosas (H₂S, amônia, álcalis, etc.). No topo do gasificador uma quantidade adicional de oxigênio é adicionada para promover a quebra do alcatrão e dos óleos em moléculas menores. Um ciclone colocado na saída do gasificador separa o material sólido arrastado (cinzas e carvão) do gás, que segue para o sistema de limpeza. Os sólidos são recirculados ao gasificador, onde se espera que todo o carvão seja consumido. Ao abandonar o ciclone, através de um sistema de recuperação de calor, o gás de síntese tem sua temperatura reduzida até 350°C; a esta temperatura, os álcalis condensam sobre o material particulado suspenso no gás, enquanto o alcatrão e as outras impurezas ainda permanecem como vapor. Para a limpeza, o gás passa por um filtro (cerâmico, por exemplo) que remove os particulados, juntamente com as espécies condensadas. O gás é então enviado para a turbina, onde é completamente queimado (incluindo o alcatrão e impurezas) na câmara de combustão, antes de expandir através da turbina, produzindo potência. Similarmente ao caso anterior, os gases quentes que abandonam a turbina seguem para um sistema de recuperação de calor para a produção de vapor. Uma pequena quantidade de vapor é produzida a ~32 bar para ser injetada no gasificador, enquanto o restante do vapor é produzido a 90 bar para ser utilizado no ciclo de cogeração a vapor da usina. O gás resfriado (~200°C) segue para o secador de biomassa e, então, para a chaminé.

Tabela 6.4. Principais características dos sistemas BIGGT-CC considerados nesta avaliação^a.

Configuração	BIG-ATM	BIG-PR
Gasificação	Atmosférica com aquecimento indireto	Pressurizada com injeção de oxigênio
Pressão/temperatura	1,5 bar/900°C	30 bar/1000°C
Eficiência (gás frio)	81 %	79,8 %
Alimentação da biomassa	<i>Lock hopper</i>	Sistema híbrido
Limpeza do gás	A frio com lavador de gás	A quente com filtro cerâmico
Eficiência da turbina	87 %	87 %
Consumo de energia	121 kW/MW _{turbina a gás}	46 kW/MW _{turbina a gás}

^a. Baseado em CONSONNI e LARSON (1996a e b) e JIN et al. (2006).

Para ambos os sistemas foram consideradas duas possibilidades de integração com as usinas. Na alternativa mais conservadora (BIG-ATM(CO) e BIG-PR(CO)), foi considerado que todo o vapor necessário aos processos da usina seria provido por caldeiras de alta pressão (90 bar/520°C), e a biomassa excedente seria destinada ao gasificador. Já na alternativa mais agressiva (BIG-ATM(AG) e BIG-PR(AG)) procurou-se destinar a maior quantidade possível de biomassa ao sistema de gasificação; como o sistema de recuperação de calor não seria capaz de produzir vapor suficiente para atender completamente a demanda dos processos da usina, uma certa quantidade de biomassa ainda deveria ser queimada em caldeiras. Em ambos os casos o vapor das caldeiras, somado ao vapor gerado no sistema de recuperação de calor da planta de gasificação, seria utilizado num sistema convencional de cogeração com ciclo a vapor na usina. Nesta avaliação foi adotada uma usina padrão de 2 Mtc/ano (com consumo reduzido de vapor (~340 kg/tc)), gerando energia durante praticamente o ano todo, cujas principais características são apresentadas na Tabela 6.5.

Para avaliar o desempenho das configurações selecionadas utilizou-se como ferramenta o modelo de simulação de usinas descrito no Capítulo 3, o qual foi devidamente expandido e adaptado para considerar uma planta de gasificação anexa à usina. Contudo, a modelagem do processo de gasificação em si e a estimativa da performance do ciclo de geração a gás não fizeram parte deste estudo, já que se trata de processos complexos, mas para os quais já existem diversos estudos publicados direcionados exclusivamente para esse fim. Aqui, a performance desses sistemas foi estimada utilizando como base os trabalhos de CONSONNI e LARSON (1996a e b) e JIN et al. (2006).

Tabela 6.5. Características da usina padrão adotada nas avaliações.

Moagem	2.000.000 tc/ano
Pol	145 kg/tc
Fibra	130 kg/tc
Recuperação de palha	40 %
<i>Processamento do caldo</i>	
Produto	Álcool anidro
Perdas de açúcar	
Limpeza	1,7 %
Processos	9,5 %
Eficiência de fermentação	90 %
Eficiência de destilação	99 %
Consumo de energia	
Eletricidade	30 kWh/tc
Vapor	340 kg/tc (2,5 bar)
	5 kg/tc (22 bar)
Operação efetiva (safra)	4080 horas
Geração na entressafra	3240 horas

6.4.2. Análise econômica

A análise econômica das configurações foi baseada na determinação dos custos de geração da energia elétrica excedente e seus respectivos preços mínimos de venda (para garantir a viabilidade do investimento). O custo da energia foi determinado pela divisão do custo total anual (capital, O&M e biomassa) pela produção total de energia elétrica excedente. Assim como discutido no Capítulo 3, a avaliação dos custos considerou “somente” os custos adicionais com relação a um sistema convencional para o fornecimento de energia (eletricidade e vapor) à usina, de forma que os custos dos produtos tradicionais da usina fossem minimamente afetados. Mas, neste caso, nenhum investimento adicional foi considerado para a redução do consumo de vapor dos processos, uma vez que para este horizonte espera-se que tal característica seja a opção corrente do setor

A necessidade de investimento para a construção das seções de gasificação, limpeza do gás, ciclo de geração a gás e recuperação de calor foi avaliada com base nos dados apresentados por JIN et al. (2006), os quais já representam as expectativas para a “n-ésima” planta construída.

O custo do secador de biomassa foi extraído de PHILLIPS et al. (2007), enquanto que para a seção de geração com ciclo a vapor (incluindo caldeiras), foram utilizadas as informações apresentadas no Capítulo 3 deste trabalho. Quando necessário, os custos em Dólares coletados nestes estudos foram atualizados para valores de 2007, e convertidos em Real (R\$) considerando uma taxa de câmbio de 2,00 R\$/US\$.

Quanto aos custos de O&M, baseando-se nos dados apresentados por HASSUANI et al. (2005) e JIN et al. (2006), foi estipulado um valor correspondente a 4% do valor do investimento total. Para a biomassa, assim como nas análises dos capítulos anteriores, o custo do bagaço foi definido como zero e, para a palha, 30 R\$/t_{ms}. A Tabela 6.6 apresenta um sumário dos parâmetros considerados na análise econômico-financeira.

Tabela 6.6. Parâmetros para a análise econômico-financeira.

Horizonte econômico	25 anos
Depreciação	10 anos (linear)
Taxa de interesse	12%
Tempo de construção	2 anos
Equity	100%
Imposto sobre lucro	35%

6.4.3. Resultados

Conforme se pode ver pela Figura 6.5, todas as configurações selecionadas apresentam desempenhos muito semelhantes. No caso da alternativa conservadora, a capacidade instalada de ambos os sistemas fica em torno de 77 MW, enquanto que no caso mais agressivo esse valor sobe para perto de 88 MW. Comparando os dois sistemas de gasificação, embora a geração de energia seja basicamente a mesma, o sistema pressurizado é capaz de gerar maiores excedentes, já que seu consumo interno de energia é menor. A principal demanda de energia no sistema atmosférico está associada ao trabalho de compressão do gás de síntese para injeção na turbina, fato que não ocorre para os sistemas com gasificação pressurizada, nos quais ainda se verifica uma maior compensação do consumo por conta da geração adicional na unidade de separação ar. Dessa

forma, ao longo do ano a geração de excedentes das configurações BIG-PR(CO) e BIG-PR(AG) atingem respectivamente 203 e 192 kWh/tc, enquanto que os sistemas BIG-ATM(CO) e BIG-ATM(AG) chegam a 194 e 184 kWh/tc.

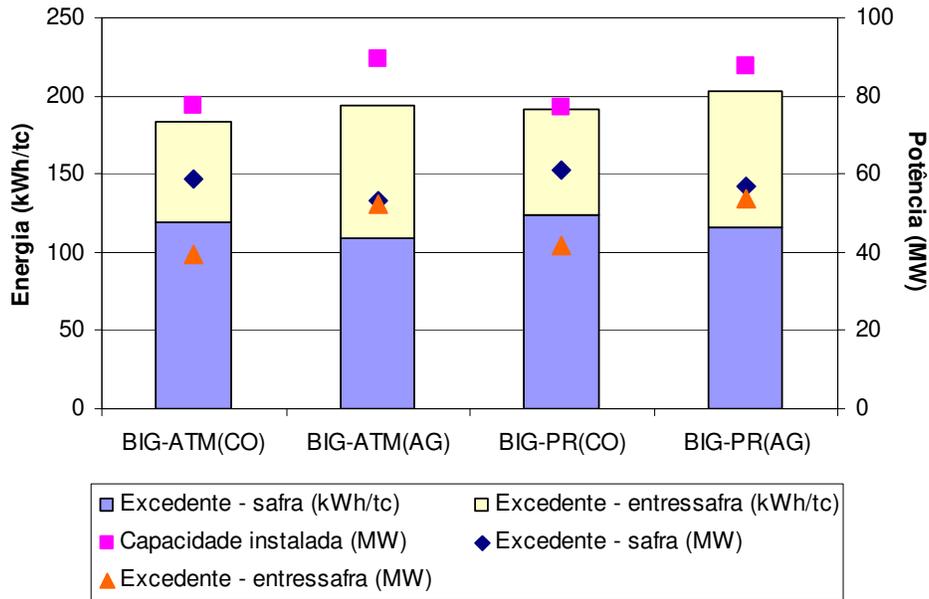


Figura 6.5. Geração total de energia na usina.

Considerando o caso da integração conservadora, para ambos os sistemas considerados a geração na turbina a gás é próxima de 32 MW, ao passo que o ciclo a vapor é responsável por cerca de 45 MW durante a safra. Aqui é importante ressaltar que a geração do ciclo a vapor é superior ao ciclo a gás somente por conta da grande produção de vapor nas caldeiras, essencial para atender as demandas dos processos da usina. Já no caso da integração mais agressiva, como se busca maximizar a quantidade de biomassa destinada à gasificação, a geração na turbina passa para níveis ao redor de 42 MW, enquanto que a geração do ciclo a vapor cai para 32 MW durante a safra. Neste caso, no entanto, o equilíbrio da geração de energia da usina é alterado, fazendo com que a capacidade ociosa do ciclo a vapor da usina aumente, mas mantendo o nível de excedentes relativamente constante ao longo do ano.

Independentemente da integração em questão, para a escala de usina considerada as diferenças entre as opções pressurizada e atmosférica, em termos de potência gerada, são

desprezíveis, o que naturalmente não ocorreria no caso de sistemas maiores (> 400 MWe). Mas quando consideramos a energia excedente específica (kWh/tc) já podemos ter uma noção mais clara da vantagem (ainda que reduzida) da utilização de sistemas pressurizados. Naturalmente, essa pequena diferença acaba tendo um reflexo também reduzido na eficiência global (energia elétrica + produtos da sacarose) desses sistemas, os quais seriam capazes de recuperar cerca de 50% do input de energia da cana + palha (ver Figura 6.6). Potencialmente, sistemas de geração baseados na gasificação permitiriam o alcance de eficiências consideravelmente maiores, mas a alta demanda de vapor para os processos da usina e a necessidade de secagem dos resíduos da cana previamente à gasificação acabam limitando a eficiência global do conjunto. Ainda assim, um certo aumento de eficiência global é possível através do uso de um maior volume de biomassa no ciclo a gás.

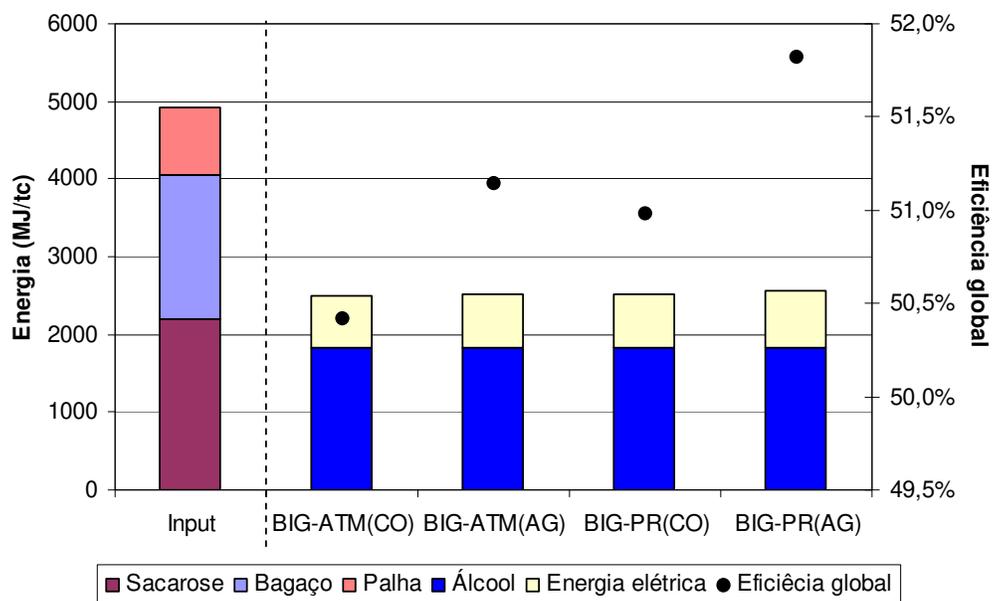


Figura 6.6. Eficiência energética global da usina.

Em termos de custo, novamente o equilíbrio predomina, considerando as escalas adotadas aqui. No caso da integração conservadora, a diferença da necessidade específica de investimento relacionada a cada sistema (4180 e 4412 R\$/kW_{instalado}, para os sistemas atmosférico e pressurizado, respectivamente) não seria refletida da mesma forma nos custos da energia excedente, cujos valores finais seriam de respectivamente 143 e 144 R\$/MWh para as

configurações BIG-ATM(CO) e BIG-PR(CO) (ver figuras 6.7 e 6.8). E para as configurações de integração mais agressiva a diferença seria ainda mais desprezível, com ambos os sistemas apresentando custos próximos de 149 R\$/MWh. Por estes valores, fica evidenciado que, apesar do aumento da eficiência na geração de energia, o maior nível de capacidade ociosa resultante desta forma de integração impede que custos menores sejam alcançados dentro das condições adotadas aqui.

Como o custo da biomassa da cana é praticamente desprezível, o custo de capital acaba sendo determinante para os valores finais encontrados, representando mais de 70% do total. Para o nível de custos encontrado, a tarifa da energia elétrica teria de ser no mínimo 180 R\$/MWh para justificar a utilização desses sistemas BIG/GT-CC nas usinas de cana, considerando as hipóteses adotadas. Conforme é mostrado na Figura 6.9, essa tarifa mínima é muito sensível à necessidade de investimento, mas, mesmo para investimentos tão baixos quanto 3300 R\$/kW_{instalado}, o preço da energia ainda teria que ser maior que 150 R\$/MWh (que é superior aos níveis de hoje). Vale lembrar que a estimativa de investimento já foi baseada em custos para a “n-ésima” planta e, que, portanto, não são esperadas reduções significativas de custos com a experiência, a princípio. Por fim, analisando as possíveis reduções de custo proporcionadas pelo aumento da escala, vemos pela Figura 6.10 que, apesar dos ganhos consideráveis, no caso da cana essa redução seria limitada, exigindo, ainda, preços de energia elétrica mais elevados que os atuais. De qualquer forma, nota-se que para usinas com capacidades acima de 3-4 Mtc/ano, os sistemas pressurizados passam a ser economicamente mais interessantes que os atmosféricos.

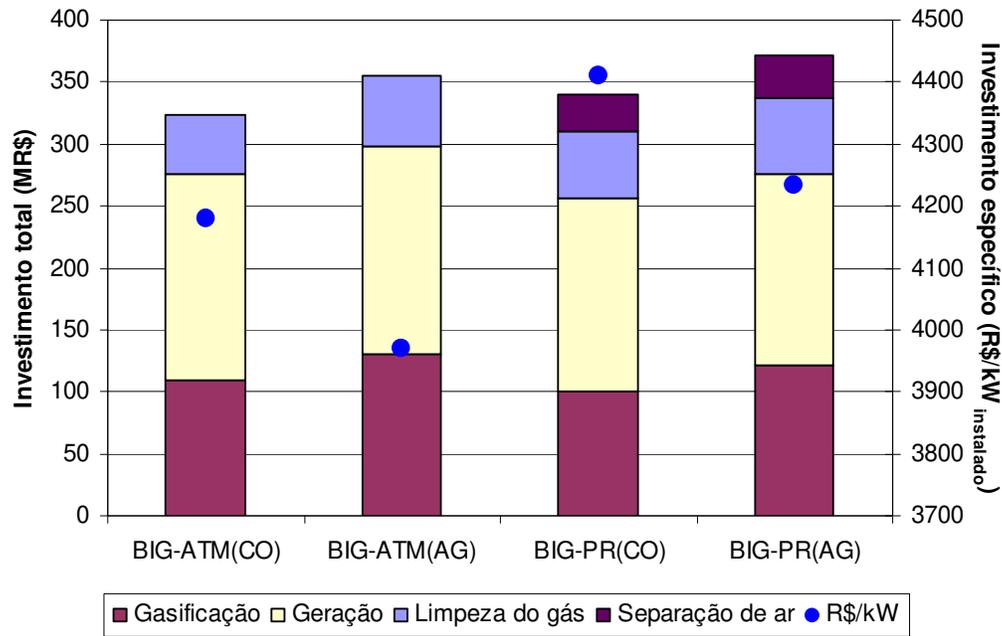


Figura 6.7. Investimento na planta de energia da usina.

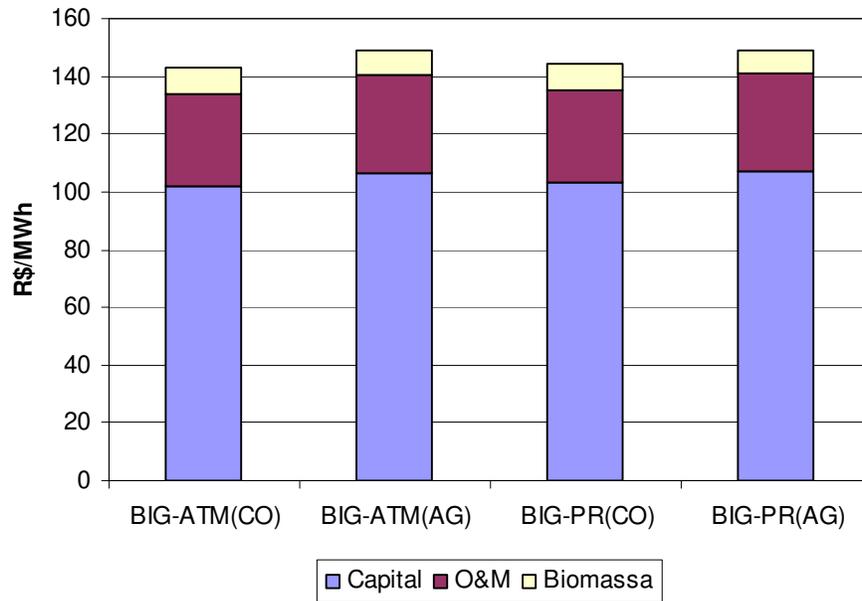


Figura 6.8. Custo da energia elétrica excedente.

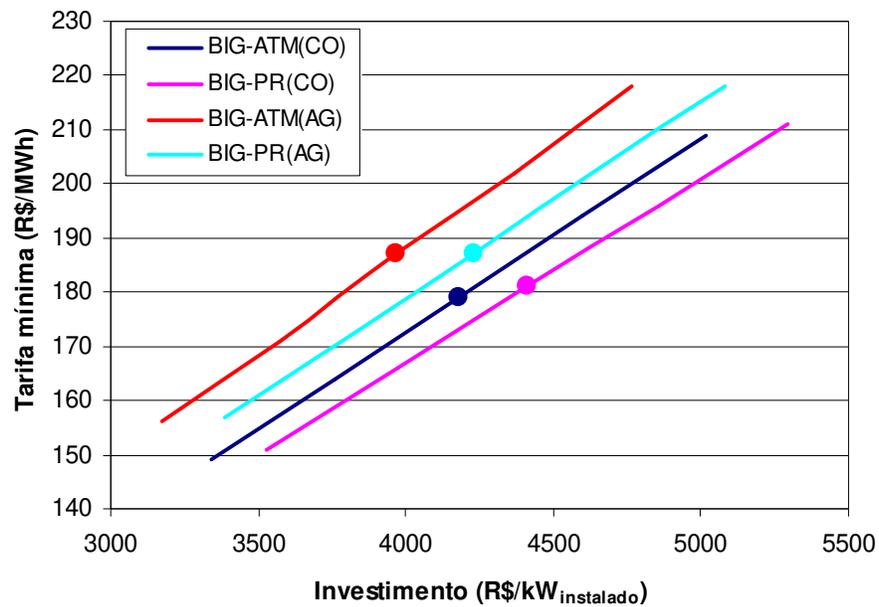


Figura 6.9. Sensibilidade da tarifa mínima da energia com relação à necessidade de investimento.

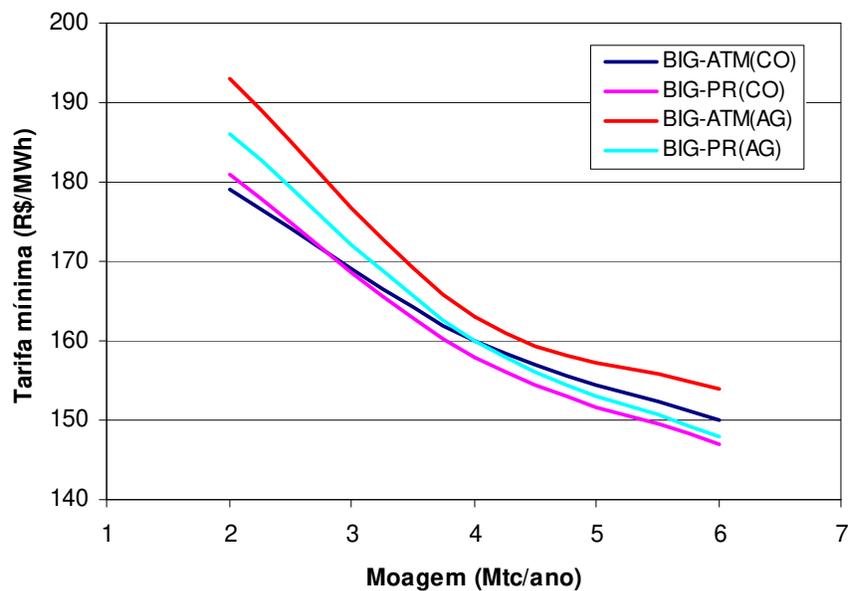


Figura 6.10. Sensibilidade da tarifa mínima da energia com relação ao tamanho da usina.

6.5. Conclusões

- O setor de cana-de-açúcar deverá desempenhar no futuro próximo um importante papel como fornecedor não só de açúcar e álcool, como também de altos volumes de energia elétrica. Hoje, as opções estão restritas à cogeração com ciclos a vapor, mas a médio-prazo podemos esperar que sistemas BIG/GT-CC já estejam comercialmente disponíveis.
- A tecnologia BIG/GT-CC provavelmente será a melhor alternativa para se converter biomassa em eletricidade de forma eficiente e limpa. Contudo, muitos desafios ainda precisam ser vencidos:
 - Os sistemas de alimentação da biomassa, especialmente para gasificação pressurizada, ainda estão em desenvolvimento e muito esforço deverá ser empregado na engenharia desses sistemas para permitir performances adequadas com baixo consumo de gás inerte e energia.
 - Na gasificação, ainda é necessária pesquisa fundamental para aumentar a seletividade da produção e, assim, maximizar a concentração de certos gases. Em alguns casos, ainda é preciso que se desenvolvam processos a baixa temperatura (e.g., 730°C), o que seria adequado para biomassas com cinzas de baixo ponto de fusão.
 - A limpeza do gás de síntese é, sem dúvida, uma das áreas em que se concentram os maiores desafios. Mesmo para a aplicação em turbinas a gás (para o qual a exigência de limpeza do gás não é tão alta), sistemas de limpeza a quente e à alta pressão (com filtros cerâmicos, por exemplo) precisam ser desenvolvidos para permitir um tratamento eficiente e de baixo custo. De qualquer forma, como a limpeza a frio ainda é a alternativa mais confiável e barata, sistemas de recuperação de calor são necessários e desenvolvimentos são requeridos para aumento da efetividade e redução de incrustações.
 - Para as turbinas a gás, do ponto de vista tecnológico, existem barreiras associadas ao uso de gás de baixo poder calorífico, sem que seu desempenho seja significativamente sacrificado. O mínimo a ser feito é a adaptação dos queimadores e da câmara de combustão para o novo combustível.

- De forma geral, em função da pouca experiência existente com a tecnologia BIG/GT-CC, seria importante um programa de desenvolvimento e demonstração, de sorte que um certo número de unidades de gasificação e de limpeza do gás sejam construídas e operem continuamente. Isso deverá permitir a superação de barreiras tecnológicas e a redução dos custos de capital, devido ao efeito de aprendizado.
- No caso da aplicação destes sistemas nas usinas de cana, apesar do comprometimento da eficiência por conta da demanda de vapor dos processos e da necessidade de secagem da biomassa, grandes excedentes de energia elétrica podem ser gerados (> 180 kWh/tc). O desempenho, tanto técnico, quanto econômico, dos dois sistemas avaliados (pressurizado e atmosférico) foram essencialmente os mesmos para a escala de referência considerada aqui. Diante disso, a maior simplicidade da tecnologia associada à gasificação atmosférica acaba pesando a favor desta opção; no entanto, conforme usinas maiores são consideradas, as vantagens econômicas do sistema pressurizado começam a aparecer. Quanto às formas de integração destes sistemas com a usinas, considerando as possibilidades exploradas nesta avaliação ficou evidenciado que uma configuração mais conservadora (suprimento total do vapor de processos através de caldeiras) proporcionaria um melhor desempenho econômico.
- Independentemente da alternativa considerada, o fato é que, para o futuro, é imperativo o aumento do preço da energia elétrica de forma que a tecnologia BIG/GT-CC venha a ser uma opção realmente viável para ser utilizada em usinas de cana.

Capítulo 7

Síntese de combustíveis a partir da biomassa residual da cana

7.1. Introdução

Em 2004, o setor de transportes consumiu cerca de 18% do suprimento mundial de energia primária (total de 11204 Mtep) e foi responsável por 20% das emissões totais de gases de efeito estufa provenientes da queima de combustíveis (IEA, 2006a e b). Para o futuro espera-se que estas parcelas venham ainda a aumentar, com o crescimento da frota de veículos nos países em desenvolvimento. Embora hoje o uso dos combustíveis derivados da biomassa represente menos de 1% do uso da bioenergia no mundo (FAAII, 2006), tem sido crescente o interesse pela sua disseminação em diversos países. Podemos destacar essencialmente quatro razões para este interesse crescente:

- A promoção da redução das emissões de GEE é particularmente difícil no setor de transportes, e a biomassa é a única opção para o suprimento de combustíveis (líquidos) com emissões “neutras” de carbono;
- A importância estratégica de reduzir a dependência pelo petróleo, cujos principais produtos são de longe os combustíveis para transporte;
- O desenvolvimento tecnológico oferece perspectivas claras sobre a competitividade e produção eficiente dos combustíveis a partir da biomassa, especialmente o etanol via hidrólise e fermentação e combustíveis como líquidos Fischer-Tropsch, DME e inclusive

etanol via gasificação. Nesse caso, é importante lembrar que no Brasil a produção de etanol a partir da cana já é uma alternativa competitiva e com produção crescente;

- No médio-longo prazo, o uso da biomassa para a produção de combustíveis deverá ser um meio mais efetivo para a redução das emissões de GEE que na geração de energia elétrica. Isso porque a geração de energia ainda poderá contar com a disseminação de sistemas solares de maior escala, o aumento do número de termelétricas a gás natural de alta eficiência (ciclos combinados), além do desenvolvimento de sistemas com captura de CO₂ (em particular para as plantas operando com carvão).

Independentemente da opção, é desejável que, além dos aspectos ambientais, o biocombustível também seja capaz de atender de forma conveniente a outras questões de importância, como custos, disponibilidade adequada, adaptabilidade e segurança. Por este motivo, etanol, líquidos Fischer-Tropsch e até mesmo o dimetil éter (DME) representam grandes potenciais considerando o contexto atual do mercado de combustíveis (SEMELSBERGER et al., 2006).

Além dos processos bioquímicos, a síntese de combustíveis a partir da gasificação da biomassa se mostra como uma opção muito interessante para o futuro, conforme indicam os diversos trabalhos publicados nos últimos anos (HAMELINCK et al., 2001, HAMELINCK et al., 2003, LARSON et al., 2005). Assim como para as demais tecnologias abordadas até aqui, a escala e o custo da biomassa são fatores decisivos para a competitividade da síntese de combustíveis, que vê na limpeza do gás de síntese o seu principal obstáculo tecnológico.

Tendo em vista os potenciais ganhos permitidos pelo baixo custo da biomassa e da escala envolvida, este capítulo apresenta uma avaliação do desempenho da produção de diferentes combustíveis de síntese (diesel e gasolina FT, DME e etanol) em uma usina de cana, considerando a gasificação do bagaço e palha residuais. Nesta avaliação foram consideradas as possibilidades para o médio-longo prazo, período em que se espera que esta tecnologia esteja plenamente desenvolvida e disponível em escala comercial. Uma breve discussão geral sobre a tecnologia de síntese também é apresentada, indicando os principais obstáculos a serem vencidos

e as perspectivas. Como os aspectos relacionados à gasificação da biomassa já foram discutidos no Capítulo 6, aqui a discussão está focalizada essencialmente no processo de síntese.

7.2. Combustíveis selecionados

Líquidos Fischer-Tropsch

O processo Fischer-Tropsch (FT) é uma reação química catalisada (os catalisadores tradicionais são ferro e cobalto) através da qual monóxido de carbono e hidrogênio são convertidos em hidrocarbonetos lineares de cadeia longa (olefinas e parafinas) que podem ser refinados em frações de diesel e nafta (que ainda pode ser refinada à gasolina). A produção comercial de combustíveis FT foi iniciada em 1930, quando a Alemanha começou a produzir combustíveis para veículos a partir do carvão. Posteriormente um programa de produção a partir do carvão foi iniciado na África do Sul, o qual vem operando desde o início da década de 1950. Nos anos 90, o interesse mundial na síntese FT foi renovado, buscando-se produzir combustíveis líquidos a partir do gás natural de baixo valor de regiões mais remotas. O interesse na produção a partir do carvão também ressurgiu nos últimos anos, com alguns projetos de demonstração já planejados nos EUA, além de uma unidade comercial em construção na China (20000 barris/dia). No caso da biomassa, o processo de conversão é semelhante em vários aspectos ao processo a partir do carvão. Na Europa existe um considerável interesse pela produção a partir da biomassa, impulsionado por grandes incentivos financeiros introduzidos, em parte, como resultado da recomendação da Diretiva Européia para o aumento do uso de biocombustíveis. Na Alemanha, por exemplo, foi anunciada uma parceria entre a Shell e a Choren com o plano de construir a primeira planta de produção de combustíveis FT a partir da biomassa no país (LARSON et al., 2006).

DME (dimetil éter)

Em condições ambientes, o DME é um gás incolor de odor etéreo, utilizado principalmente como propelente em aerossóis. No entanto, suas propriedades físicas tornam-no uma substância interessante para a substituição (ou agente de mistura) do gás liquefeito de

petróleo (GLP), além de ainda poder ser um excelente combustível para motores de ciclo diesel, por conta do seu alto número de cetano e a não produção de fuligem durante a combustão. Hoje o DME é produzido mundialmente a uma taxa de aproximadamente 150000 toneladas por ano, mas que em breve deverá ser drasticamente aumentada com o início da operação das plantas construídas na China (110000 t/ano) e no Irã (800000 t/ano) com produção a partir de gás natural (a maior parte do DME deverá ser utilizada como substituto ao GLP). Além do gás natural, também existem projetos para a construção de plantas de demonstração para a produção a partir do carvão na China, Japão e EUA (LARSON et al., 2006).

Etanol

Como discutido nos capítulos anteriores, o etanol é o biocombustível que mais tem sido investigado como substituto ou aditivo à gasolina convencional. Hoje a principal via para a produção do etanol é através da fermentação de materiais ricos em amido ou sacarose, mas no futuro, processos baseados na conversão bioquímica e termoquímica de materiais lignocelulósicos também deverão atingir grandes escalas. Embora seja um processo conhecido há bastante tempo (desde a década de 1920), o interesse pela produção de misturas de álcoois a partir da reação catalítica do gás de síntese ressurgiu de forma mais acentuada somente com a “crise do petróleo” nos anos 70. Posteriormente, com a queda dos preços do petróleo, a pesquisa declinou até meados dos anos 80, quando o interesse passou a ser guiado pelos aspectos ambientais (especificamente buscando a melhoria dos combustíveis oxigenados e da octanagem). Durante os anos 90 poucos pesquisadores se mantiveram ativos na área de síntese de álcoois, mas alguma pesquisa foi conduzida com foco na produção de álcoois a partir do carvão. Nos últimos anos, no entanto, a crescente busca por alternativas aos derivados de petróleo e o aumento da popularidade do etanol reacenderam o interesse por essa área (PHILLIPS et al., 2007).

7.3. Síntese de combustíveis a partir da biomassa

7.3.1. Tecnologia

Líquidos Fischer-Tropsch (gasolina e diesel), hidrogênio, metanol, etanol e DME (di-metil éter) são alguns exemplos de biocombustíveis que podem ser produzidos a partir do gás de síntese. Na Figura 7.1 é apresentado um esquema de produção desses combustíveis em uma unidade integrada com geração de eletricidade. De forma geral, após o pré-tratamento, a biomassa é gasificada, dando origem ao gás de síntese, que, por sua vez, passa pelos processos de limpeza, reforma e, se necessário, ajuste de composição. Posteriormente o gás segue para o reator, sendo transformado em combustível. Os gases não convertidos podem ser reciclados ou diretamente queimados para a geração de energia elétrica (HAMELINCK et al., 2001; HAMELINCK et al., 2003; LARSON et al., 2005).

A limpeza do gás é uma etapa crítica para o processo de síntese, que é extremamente restrito quanto ao nível de contaminantes. De acordo com diversos autores, os níveis de particulados no gás síntese devem ser inferiores a $0,02 \text{ mg/Nm}^3$, enquanto os níveis individuais de alcatrão e enxofre devem ser inferiores a $0,1 \text{ mg/Nm}^3$ (LARSON et al., 2006).

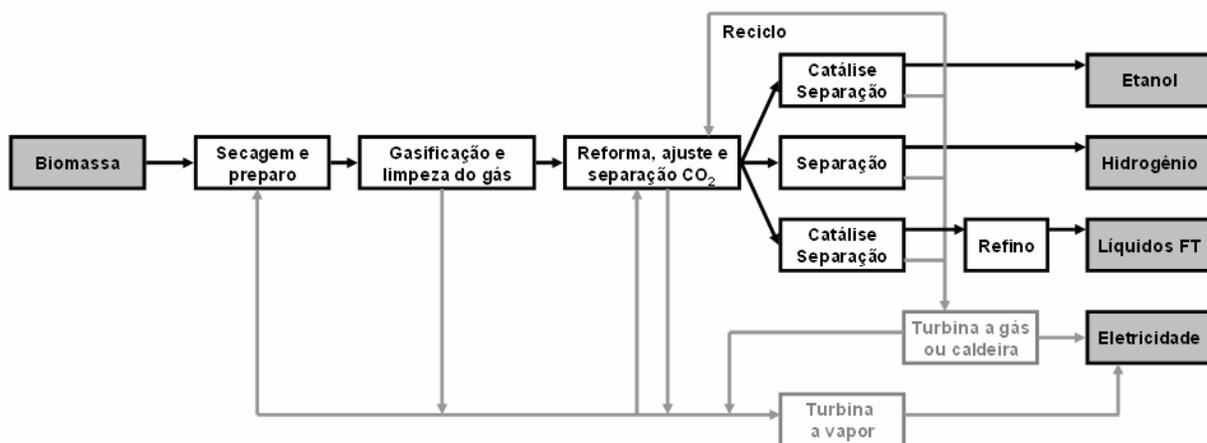
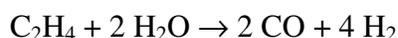
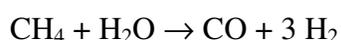


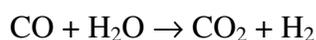
Figura 7.1. Esquema básico para a produção de combustíveis a partir do gás de síntese.

Na produção de combustíveis líquidos a escala de produção é fator determinante da economicidade do processo, razão pela qual a tecnologia de gasificação CFB pressurizada é, segundo alguns autores, preferível (HAMELINCK et al., 2001; HAMELINCK et al., 2003; LARSON et al., 2005). A gasificação deve ocorrer de forma que o gás produzido seja rico em CO e H₂, que são os principais reagentes para a produção dos combustíveis líquidos. A injeção de ar deve ser evitada, já que não é desejável que o gás produzido esteja diluído em nitrogênio.

Como o gás produzido pode conter teores consideráveis de metano e de outros hidrocarbonetos leves, uma opção é realizar a reforma. A reforma consiste na conversão destes compostos, a alta temperatura e na presença de um catalisador (geralmente, níquel), em CO e H₂. Existem dois tipos de reforma: a reforma a vapor e a auto-reforma, que combina a reforma a vapor com a oxidação parcial. As principais reações são as seguintes (HAMELINCK et al., 2001):



Após a reforma, o gás pode passar por um processo de ajuste da relação CO/H₂, de acordo com o combustível a ser produzido. O ajuste é feito através da reação de reforma água-gás (HAMELINCK et al., 2001):



Os catalisadores modernos conseguem ser ativos em faixas de temperatura de 200 a 400°C, e é graças à sua alta seletividade que os demais gases permanecem inertes à reação.

Finalmente, o gás segue para o reator e, na presença de catalisadores, é transformado no combustível. As reações básicas envolvidas em cada caso são as seguintes (LARSON et al., 2005, PHILLIPS et al., 2007):



Existem três conceitos básicos de reatores: leito fixo (fase gasosa), leito fluidizado (fase gasosa) e leito de lama (fase líquida). O primeiro conceito proporciona baixas taxas de conversão, com apenas uma passagem, e nele é difícil a remoção de calor. Já o segundo possibilita taxas de conversão maiores, mas sua operação é mais complexa, enquanto que o último conceito é o que apresenta as mais altas taxas de conversão para processos com passagem simples, devido à facilidade do controle térmico (LARSON et al., 2005).

Como nem todo gás é convertido no reator, pode-se optar por um sistema de reciclagem de forma a maximizar a produção de combustível. Outra opção é queimar diretamente o gás não convertido em uma turbina a gás e promover a geração de energia elétrica em ciclo combinado. Esta opção é conhecida pelo termo *once-through*, e é considerada a mais econômica para os casos em que a eletricidade excedente pode ser comercializada (HAMELINCK et al., 2001; HAMELINCK et al., 2003; LARSON et al., 2005)

7.3.2. Projetos de demonstração e comerciais

Na Europa observa-se um desenvolvimento acentuado de novas tecnologias para a produção de gás de síntese usando gasificação de leito arrastado. Em Freiberg, na Alemanha, três gasificadores de biomassa estão em operação para a produção de gás de síntese, metanol, hidrogênio e diesel FT. A Carbo-V está operando um gasificador de 1 MWt, produzindo metanol e diesel FT, e outro gasificador de 35 MWt está em construção. Instalações na SVZ Schwarze Pumpe, Alemanha, e na Basf, Reino Unido, são outros exemplos de instalações comerciais (KWANT e KNOEF, 2004). Na Tabela 7.1 são apresentados alguns exemplos de unidades produtoras de gás de síntese a partir de biomassa.

Tabela 7.1. Projetos de produção de gás de síntese^a.

Planta	Ano	Tecnologia	Alimentação	Capacidade
Pietarsaari, Finlândia	1983	Foster Wheeler CFB atmosférico	Biocombustível	35 MWt
Norrsundet, Finlândia	1984	Foster Wheeler CFB atmosférico	Casca de árvore	25 MWt
Karlsborg, Suécia	1984	Foster Wheeler CFB atmosférico	Casca de árvore	27 MWt
Rodao, Portugal	1985	Foster Wheeler CFB atmosférico	Casca de árvore	15 MWt

^a Fonte: GASIFIERS INVENTORY (2006)

5.3. Perspectivas

Nos últimos anos, tendo por base a experiência de gasificação a partir da biomassa, bem como a de síntese na indústria petrolífera, estudos prospectivos têm sido feitos para avaliar as possibilidades e os custos dos biocombustíveis que podem ser produzidos. A produção de diesel FT derivado de biomassa foi avaliada por HAMELINCK et al. (2003), tendo sido considerada a produção combinada de combustível e potência elétrica, a tecnologia de gasificação pressurizada, alta seletividade dos catalisadores e alta conversão no reator. Problemas da gasificação da biomassa em larga escala foram cuidadosamente considerados, tendo sido avaliados os impactos da pressão do reator; injeção de oxigênio ou ar; e a otimização do processo considerando somente a produção dos combustíveis líquidos, ou dos combustíveis mais eletricidade. A configuração básica considerada foi uma planta de 400 MWt (ou 168 MW_{FT}, PCS), com tecnologias convencionais: pressão de 25 bar, injeção de oxigênio, craqueamento de alcatrão, limpeza “úmida” do gás, reator com 70% de conversão (CO+H₂) e opção *once-through*. Nesta configuração, a otimização considerada poderia proporcionar uma eficiência global de 40-45% (PCS), com a produção de líquidos FT a 16 €/GJ (valor de 2002, para biomassa a 3 €/GJ_{PCS} e investimento de 286 M€). Dentro de uma perspectiva de longo prazo (~15 anos), considerando uma instalação de maior capacidade (2000 MWt), menor custo da biomassa (2 €/GJ_{PCS}), tanto a evolução da tecnologia de gasificação quanto a da seletividade catalítica, os custos de produção do combustível poderiam chegar a 9 €/GJ_{PCS}.

Análises similares foram realizadas para a síntese de metanol e hidrogênio (HAMELINCK et al., 2001). Na condição básica (400 MWt; biomassa a 2 US\$/GJ_{PCS}, valores de

2001), os custos seriam de 9-12 e 8-11 US\$/GJ_{PCS}, para eficiências globais de 55 e 60% para a produção de metanol e de hidrogênio, respectivamente. A longo prazo (2020), as melhores possibilidades de redução de custos também recaem sobre a redução do custo da biomassa, redução do investimento graças ao aprendizado tecnológico e aumento da escala de produção (2000 MWt). Isto poderia trazer o custo de produção dos combustíveis para 7 e 6 US\$/GJ_{PCS}, mas, para tanto, são cruciais tanto o desenvolvimento da síntese de metanol em fase líquida quanto o das tecnologias de membranas de cerâmica.

A síntese de etanol foi avaliada por PHILLIPS et al. (2007), que estimaram os rendimentos e custos da produção do combustível considerando as condições projetadas para 2012. Baseando-se na gasificação atmosférica com aquecimento indireto e limpeza úmida do gás, neste horizonte seria possível alcançar rendimentos de aproximadamente de 330 L de etanol por tonelada seca de madeira (choupo), além de 58 L de álcoois superiores. Considerando os créditos da venda destes álcoois superiores, o preço mínimo de venda do etanol foi estimado em cerca de 270 US\$/m³ (valor de 2005), para uma planta de 2000 t_{ms}/dia e com a biomassa a 38 US\$/t seca.

Em uma outra análise (LARSON et al., 2005), as mesmas características de sistemas avançados de gasificação para a geração de potência elétrica (gasificação pressurizada com injeção de oxigênio) foram consideradas para a síntese de DME e líquidos Fischer-Tropsch (no caso, substitutos de diesel e gasolina). O reator de síntese imaginado ainda não é comercial, e seria de fase líquida e com leito de lama para a síntese FT. Considerando a biomassa a 3 US\$/GJ_{PCS}, os combustíveis FT custariam 14,5 US\$/GJ_{PCS}, e o DME 15,8 US\$/GJ_{PCS} (valores de 2003), em ambos casos sem considerar a hipótese de seqüestro de carbono. Os autores comparam os resultados com o custo de produção do diesel, que é de 7,2 US\$/GJ_{PCS} para o petróleo a 30 US\$/barril. No caso analisado, a consideração das emissões evitadas de carbono, a preços do carbono evitado a US\$ 100/tC, tornaria a produção dos biocombustíveis competitiva.

Como a preocupação quanto ao controle das emissões de GEE induz a priorização da produção de energéticos renováveis com mínimo consumo de combustíveis fósseis, os resultados seriam ainda melhores na hipótese da existência de um sistema de seqüestro de carbono (CCS). Nesse sentido, uma proposta relativamente recente é a gasificação da biomassa e do carvão

mineral de forma combinada, viabilizando a produção de potência elétrica (em sistema IGCC) e de combustíveis líquidos em uma unidade com sistema CCS (IGCC-CCS). Assim, as emissões de GEE do ciclo de combustível estariam próximas de zero (WILLIAMS et al. 2005).

7.4. Avaliação do desempenho das usinas

7.4.1. Configurações selecionadas

Conforme discutido anteriormente, neste estudo as análises ficaram restritas a três combustíveis: líquidos Fischer-Tropsch (gasolina e diesel), dimetil éter (DME) e etanol. As configurações adotadas aqui para estas alternativas são baseadas nas indicações de LARSON et al. (2006) para a produção de líquidos FT e DME, e de PHILLIPS et al. (2007), que representa a visão do NREL (dos EUA) para a produção futura do etanol pela via termoquímica. A seguir é feita uma breve descrição das principais características dessas configurações (um resumo dessas características é apresentado na Tabela 7.2).

Líquidos FT. Neste caso, a produção do gás de síntese é realizada por um gasificador pressurizado com injeção de oxigênio, exatamente como o descrito no Capítulo 6 para o sistema BIG/GT-CC com gasificação pressurizada. A limpeza do gás também é procedida da mesma forma como descrito anteriormente. Após a limpeza, o gás de síntese é resfriado até 40°C para a remoção do H₂S e CO₂ numa unidade Rectisol[®]. Posteriormente o gás é alimentado a um reator FT (leito de lama), no qual CO e H₂ são combinados exotermicamente, na presença de um catalisador a base de ferro, produzindo hidrocarbonetos lineares de cadeia longa. O reator opera à temperatura de 260°C (e 22 bar), que é mantida constante através da troca de calor com produção de vapor. O *mix* de produtos que deixa o reator segue para uma área de separação/upgrading, onde são obtidas as frações de diesel (62%) e gasolina (38%). Os gases leves produzidos durante esta etapa são misturados com a fração do gás de síntese não convertida no reator FT e enviados para uma planta BIG/GT-CC, que opera da mesma forma como descrito no Capítulo anterior.

DME. Da mesma forma como para os líquidos FT, a secagem, gasificação e limpeza do gás são procedidas conforme descrito no Capítulo anterior para o sistema BIG/GT-CC pressurizado. Similarmente ao processo FT, após a limpeza, o gás de síntese é resfriado até 40°C e enviado para uma unidade Rectisol[®] para a remoção completa de H₂S e praticamente total de CO₂ (o gás deixa a unidade com aproximadamente 3% de CO₂). Apesar de a remoção do CO₂ promover o aumento da taxa de reação do DME, uma pequena quantidade de CO₂ é necessária para garantir atividade suficiente do catalisador no reator de DME (fase líquida). Seguindo à remoção do ácido e do gás, o gás de síntese é comprimido e aquecido, para então ser enviado para o reator de DME. O produto gasoso que deixa o reator de síntese é enviado para uma área de separação, onde uma série de tanques flash e etapas de destilação criogênica são utilizadas para separar as seguintes frações: DME, metanol, um fluxo rico em CO₂ e gás de síntese não convertido. Uma pequena parte do metanol produzido é utilizada como make-up na unidade Rectisol, e o restante passa pelo reator catalítico, onde 80% do fluxo será convertido em DME. O gás de síntese não convertido no reator passa por um saturador e é enviado para a turbina a gás; o H₂S e CO₂ separados na unidade Rectisol são comprimidos e também enviados para a turbina. O sistema BIGGT-CC opera de forma semelhante ao que já foi apresentado.

Um outro conceito considerado aqui para o caso da produção do DME envolve o reciclo de 97% do gás de síntese não convertido ao reator de síntese. Neste caso, há uma produção muito maior de DME, mas com queda substancial da geração de energia elétrica.

Etanol. Diferentemente dos sistemas anteriores, este caso é baseado na gasificação atmosférica com aquecimento indireto. Primeiramente a biomassa passa por um secador, que utiliza o calor dos gases de escape do combustor de carvão e do regenerador do catalisador. Após a secagem, a biomassa é transferida a um gasificador (operando à pressão atmosférica e com aquecimento indireto - utilizando areia como material condutor), onde vapor também é injetado, de forma a auxiliar no fluxo arrastado de biomassa e areia ao longo do reator. Ao deixar o reator, os produtos da gasificação passam por um ciclone para separar o carvão e a areia do gás de síntese. Os sólidos são enviados para o combustor, onde ar é injetado e o carvão é queimado para aquecer a areia. Na saída do combustor um par de ciclones realiza a separação da areia e das cinzas. O gás de síntese produzido no gasificador passa pelas operações de reforma (para converter alcatrão e outros hidrocarbonetos em CO e H₂), resfriamento/lavagem e remoção de CO₂ e H₂S (com subsequente

redução a enxofre). A reforma do alcatrão ocorre em um reator isotérmico de leito fluidizado; o catalisador sem atividade é separado do gás de síntese e regenerado na própria linha. O gás de síntese é resfriado por trocadores de calor e, posteriormente, por um lavador de gás, o qual promove a remoção de impurezas como particulados, amônia e alcatrão residual. O gás resfriado entra numa unidade de separação, que promove a remoção do CO₂ e H₂S. O gás de síntese limpo e condicionado segue para o reator de leito fixo, onde é convertido em álcoois. A mistura de álcool e gases não convertidos é resfriada, e os álcoois líquidos são separados através da condensação. Os gases não convertidos são então reciclados ao reformador de alcatrão, e o fluxo de álcool é despressurizado e separado. Nesta separação são produzidos fluxos de etanol, álcoois superiores e metanol, que é enviado para o sistema de lavagem (para arrastar a água) e, posteriormente, reciclado ao reator de síntese de álcool. Um ciclo a vapor está integrado ao processo, permitindo a geração de vapor para uso no processo e numa turbina de extração-condensação, responsável por fornecer somente a energia elétrica demandada pelo processo. Neste caso, o ciclo combinado (com turbinas a gás) não é utilizado.

Tabela 7.2. Principais características dos sistemas de síntese considerados nesta avaliação^a.

	Líquidos FT	DME (<i>once-through</i>)	DME (<i>reciclo</i>)	Etanol
Gasificação	Pressurizada com injeção de oxigênio	Pressurizada com injeção de oxigênio	Pressurizada com injeção de oxigênio	Atmosférica com aquecimento indireto
Pressão/temp.	30 bar/1000°C	30 bar/1000°C	30 bar/1000°C	1,6 bar/889°C
Eficiência	79,8 %	79,8 %	79,8 %	76,1 %
Alimentação da biomassa	Sistema híbrido	Sistema híbrido	Sistema híbrido	<i>Lock-hopper</i>
Limpeza do gás	A quente com filtro cerâmico	A quente com filtro cerâmico	A quente com filtro cerâmico	A frio com lavador de gás
Relação H ₂ /CO	1,7	1,35	1,35	1,0
Reator	Leito de lama	Fase líquida	Fase líquida	Leito fixo
Temp./pressão	260°C/22 bar	260°C/62,5 bar	260°C/62,5 bar	300°C/68 bar
Catalisador	A base de Ferro	CuO/ZnO/Al ₃ O ₃	CuO/ZnO/Al ₃ O ₃	MoS ₂
Reciclo de gás	Não	Não	Sim	Sim
Efic. combustível ^b	34 %	24 %	52 %	47 %
Consumo de energia	24 kW/MW _{input}	29 kW/MW _{input}	73 kW/MW _{input}	19 kW/MW _{input}

^a. Baseado em LARSON et al. (2006) e PHILLIPS et al. (2007).

^b. Eficiência global da produção de combustível com relação ao input de biomassa (PCI).

Tendo em vista as indicações do Capítulo 6, a análise se baseou em sistemas parcialmente integrados com a usina, de forma que todo o vapor necessário aos processos fosse fornecido por caldeiras de alta pressão (90 bar/520°C), e a biomassa excedente fosse destinada à gasificação. Neste caso, o vapor gerado nas caldeiras é somado ao vapor produzido pelo sistema de recuperação de calor e utilizado num ciclo de cogeração a vapor convencional (sistema CEST). Mas para o caso da produção de etanol essa configuração é diferente: o calor recuperado ao longo do processo de síntese gera vapor, que é utilizado num ciclo a vapor dedicado ao processo de síntese (o qual não produz energia elétrica excedente). Dessa forma, todo o excedente gerado pela usina é proveniente do ciclo a vapor da usina, que utiliza o vapor das caldeiras para a geração.

A modelagem destes sistemas (isolados da usina) não foi objeto desta análise, que se baseou nos estudos de LARSON et al. (2006) e PHILLIPS et al. (2007); a estimativa da performance desses sistemas integrados à usina foi feita através do modelo de usinas adaptado. As principais características consideradas para a usina em questão estão apresentadas na Tabela 7.3.

Tabela 7.3. Características da usina padrão adotada nas avaliações.

Moagem	2.000.000 tc/ano
Pol	145 kg/tc
Fibra	130 kg/tc
Recuperação de palha	40 %
<i>Processamento do caldo</i>	
Produto	Álcool anidro
Perdas de açúcar	
Limpeza	1,7 %
Processos	9,5 %
Eficiência de fermentação	90 %
Eficiência de destilação	99 %
Consumo de energia	
Eletricidade	30 kWh/tc
Vapor	340 kg/tc (2,5 bar)
	5 kg/tc (22 bar)

7.4.2. Análise econômica

A análise econômica das configurações foi baseada na determinação dos custos de produção dos diferentes biocombustíveis de síntese. O custo foi determinado pela divisão do custo total anual (capital, O&M e biomassa) pela produção total de combustível. Assim como discutido no Capítulo 6, a avaliação dos custos considerou “somente” os custos adicionais com relação a um sistema convencional para o fornecimento de energia (eletricidade e vapor) à usina, de forma que os custos dos produtos tradicionais da usina fossem minimamente afetados. Novamente nenhum investimento adicional foi considerado para a redução do consumo de vapor dos processos, uma vez que para este horizonte espera-se que tal característica seja a opção corrente do setor.

Para o caso dos líquidos FT e DME, tanto a necessidade de investimento para a construção das plantas de síntese, quanto os custos operacionais envolvidos foram avaliados com base nos dados apresentados por LARSON et al. (2006), enquanto que para a planta de etanol foram utilizadas as informações contidas em PHILLIPS et al. (2007). Ambos os trabalhos consideram custos associados a tecnologias maduras, representando os valores que seriam referentes à “n-ésima” planta construída. No caso da seção de geração com ciclo a vapor (incluindo caldeiras), foram utilizadas as informações apresentadas no próprio Capítulo 3 deste trabalho. Os custos dos equipamentos coletados nestes estudos foram atualizados para valores de 2007 através do índice de custo de equipamentos da revista Chemical Engineering, e convertidos em Real (R\$) considerando uma taxa de câmbio de 2,00 R\$/US\$.

Quanto à biomassa, assim como nas análises dos capítulos anteriores, o custo do bagaço foi definido como zero e, para a palha, 30 R\$/t_{ms}. Os parâmetros chave para a análise econômica desses sistemas envolveram um horizonte econômico de 25 anos e uma taxa de interesse de 12%.

7.4.3. Resultados

As figuras 7.2 e 7.3 apresentam respectivamente os resultados da avaliação da produção de combustíveis e da geração de energia elétrica para os diferentes sistemas considerados. Como

se pode ver pela Figura 7.2, as opções de produção de DME com reciclo (DME-RC) e etanol são aquelas que têm o maior rendimento energético de combustíveis por tonelada de cana, com respectivamente 754 e 676 MJ/tc. Já o rendimento da produção de líquidos FT (gasolina e diesel) é consideravelmente mais baixo, com 492 MJ/tc, enquanto que a pior alternativa neste quesito é a produção de DME com passagem simples do gás de síntese pelo reator (DME-OT), com rendimento de apenas 349 MJ/tc.

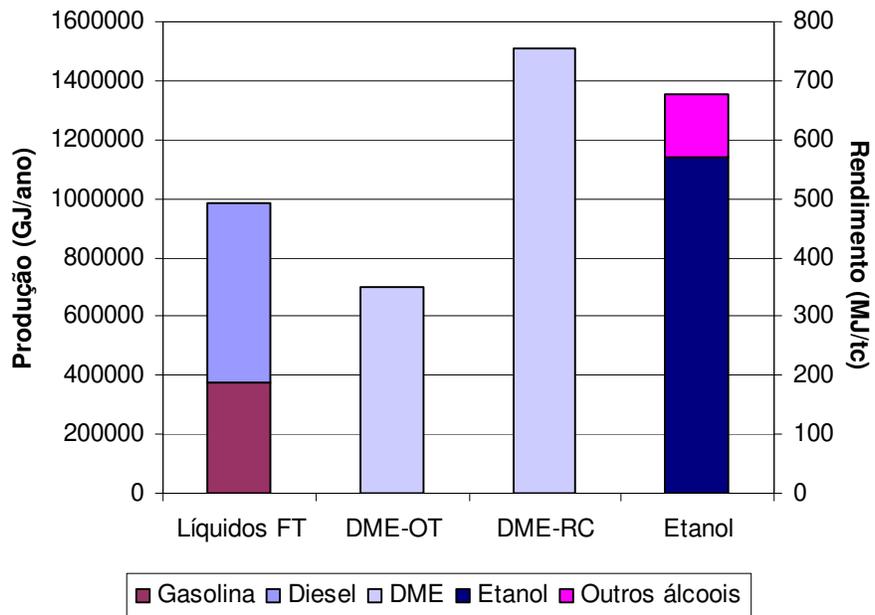


Figura 7.2. Produção e rendimento dos combustíveis de síntese.

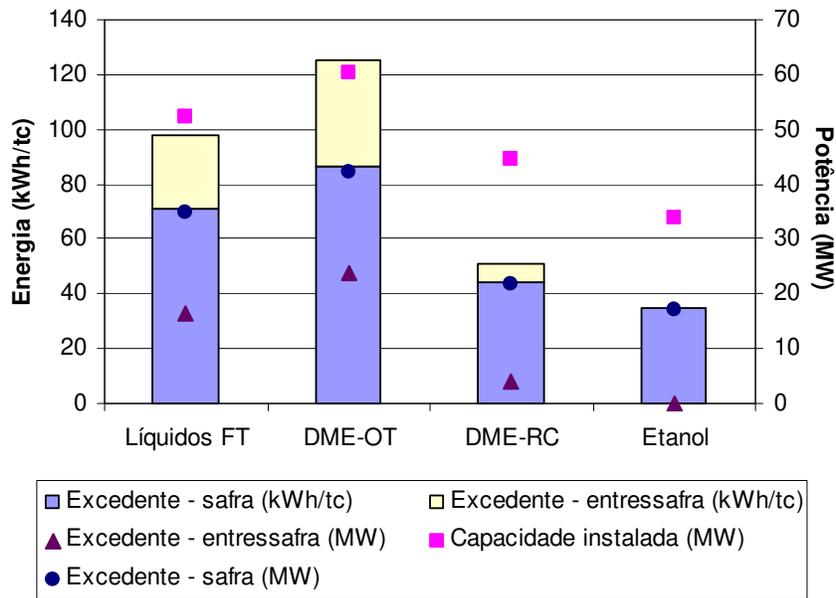


Figura 7.3. Geração de energia elétrica da usina.

Quanto à produção de energia elétrica, essa realidade acaba sendo (naturalmente) o oposto, já que quanto maior a utilização do gás para a síntese, menor é a disponibilidade de combustível para uso no ciclo combinado. Sendo assim, a alternativa com o maior geração de energia é a DME-OT, envolvendo uma capacidade instalada de pouco mais de 60 MW (dos quais apenas 19 MW estão associados à turbina a gás). Pensando exclusivamente na geração de excedentes, essa alternativa teria a capacidade de exportar anualmente mais de 125 kWh/tc, ao passo que para as demais opções esse nível seria reduzido para 98, 51 e 35 kWh/tc para líquidos FT, DME-RC e etanol, respectivamente. Vale lembrar que a opção envolvendo etanol foi dimensionada de forma que a geração de energia a partir do calor residual do processo fosse suficiente somente para atender as demandas do processo, fazendo com que a geração de excedentes ficasse restrita ao ciclo a vapor da usina.

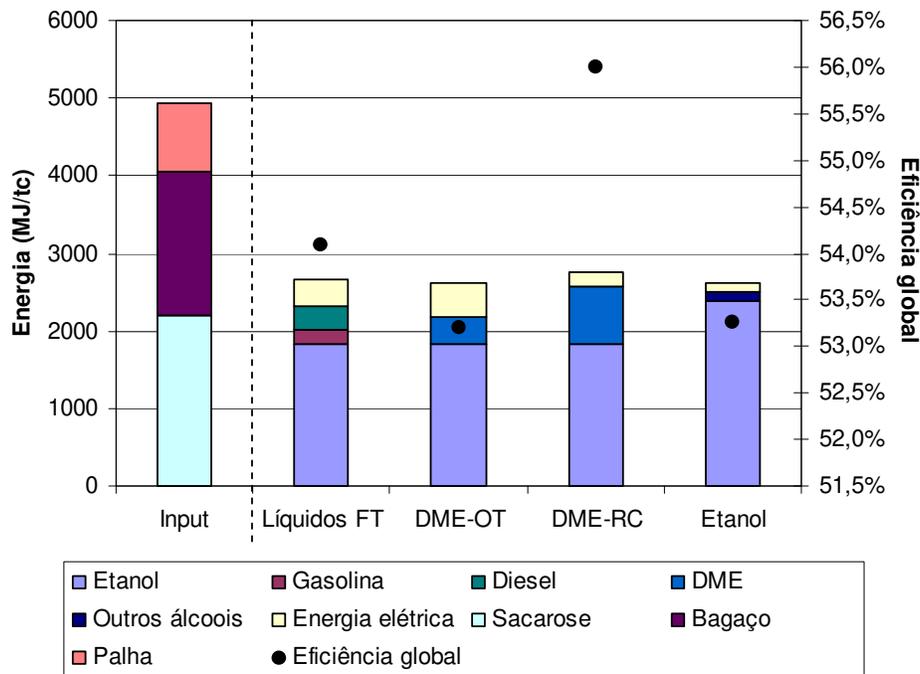


Figura 7.4. Eficiência energética global da usina.

Em termos de eficiência energética global da usina, como se pode ver pela Figura 7.4, existe um certo equilíbrio entre as alternativas consideradas em torno de 53%, com o maior valor chegando a superar os 56%, para o caso da produção de DME com reciclo (DME-RC). De forma geral, o que se pode dizer é que a produção de combustíveis envolve um maior aproveitamento da energia da biomassa do que a geração de energia elétrica, tanto que a opção com a menor eficiência global é aquela com o maior nível de geração excedente (DME-OT, com 53,2%). Isso ocorre porque, mesmo com o uso de ciclos combinados, boa parte da energia elétrica acaba sendo gerada pelo ciclo a vapor, caracterizado pela sua intrínseca baixa eficiência. No caso das usinas, vale lembrar que ainda existem grandes penalidades adicionais na eficiência devido à alta demanda de vapor para os processos convencionais e à necessidade de secagem da biomassa residual. Outro ponto a ser destacado é que esta análise é com relação à Primeira Lei da Termodinâmica, ou seja, a “qualidade” da energia produzida não foi levada em consideração.

Conforme indica a Figura 7.5, com exceção do etanol, todas as configurações exigem altos investimentos (entre 3900 e 4000 R\$/MW_{total}); apesar disso, o baixo custo da biomassa

permite que os custos dos combustíveis fiquem num patamar também relativamente baixo, principalmente levando-se em conta a escala um tanto quanto reduzida adotada aqui. No caso dos líquidos FT (ver Figura 7.6), o custo do combustível ficaria em torno 31 R\$/GJ, que muito provavelmente já seria competitivo considerando o cenário atual de preços de petróleo. Para a configuração envolvendo etanol, o custo seria ainda mais baixo, perto de 20 R\$/GJ, compatível com o nível de custos do etanol de cana hoje. Mas vale lembrar que, além do baixo custo da biomassa, a remuneração da energia elétrica desempenha um papel fundamental na determinação do custo dos combustíveis, chegando a abater mais de 40% do custo dos líquidos FT, por exemplo.

Já para os casos associados ao DME, a expectativa sobre os custos é diferente. Muito embora os custos do DME para ambas as opções consideradas (com e sem reciclo) sejam semelhantes ao custo dos líquidos FT, o seu uso como combustível no Brasil exigiria uma competitividade ou com o diesel fóssil, ou com o GLP. Para se ter uma idéia comparativa, hoje o preço pago ao produtor por estes combustíveis é, em média, de pouco mais de 38 R\$/GJ no caso do diesel, e de 23 R\$/GJ no caso do GLP (ANP, 2008), enquanto que o custo de produção do DME seria de cerca de 35 R\$/GJ. Mas vale lembrar que estes valores ainda não refletem os aumentos recentes do preço do petróleo, os quais, somados a uma produção em maior escala, poderiam eventualmente tornar o DME uma opção também interessante. Além disso, no caso do GLP é importante lembrar que os subsídios dados ao combustível distorcem as comparações diretas feitas aqui. No caso do diesel, por outro lado, o que deve ser destacado é a necessidade de adaptações na logística do combustível (o DME é um gás), as quais naturalmente penalizam o DME.

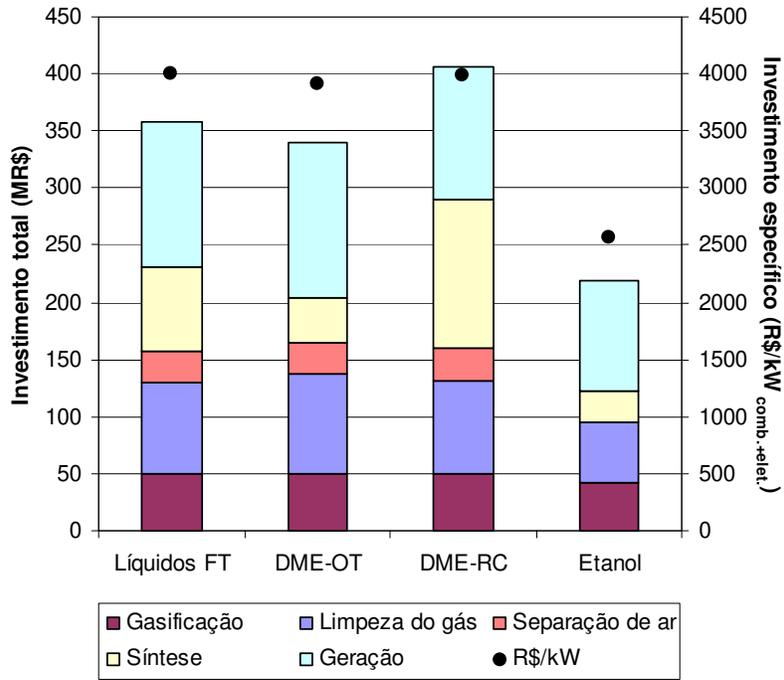


Figura 7.5. Investimento para a planta de produção de combustíveis de síntese e geração de energia.

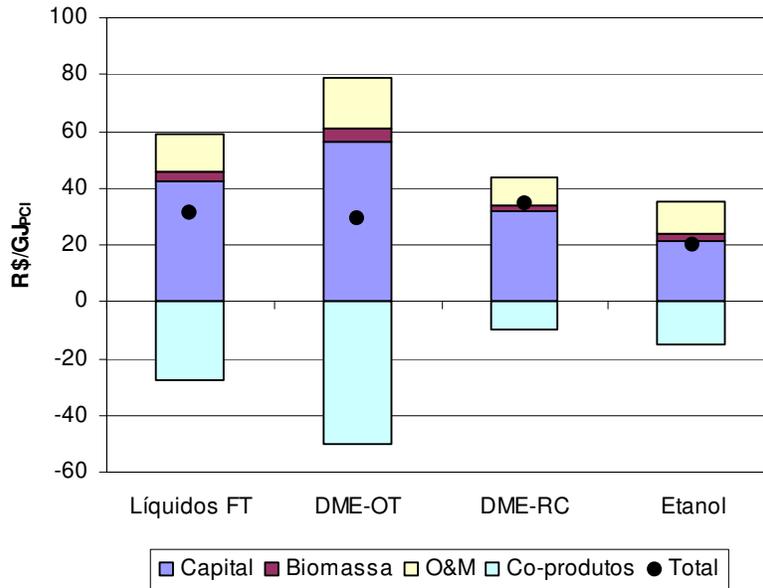


Figura 7.6. Custo de produção dos combustíveis de síntese.

7.5. Conclusões

- Além da geração de energia elétrica, a gasificação da biomassa da cana para a produção de combustíveis de síntese também se apresenta como uma alternativa interessante para o futuro, considerando as perspectivas de aumento do preço dos derivados de petróleo e a busca pela mitigação da emissão de gases de efeito estufa. Ainda é importante mencionar que mesmo no caso da síntese, grandes volumes de energia elétrica também podem ser gerados.
- Mas como já destacado no Capítulo 6, a tecnologia de gasificação ainda precisa passar por demonstração a fim de se alcançar um nível de maturidade adequado para plantas comerciais. Dentre as principais barreiras a serem superadas estão:
 - Sistema de alimentação de biomassa com baixo consumo de energia para gasificadores de alta pressão;
 - Operação confiável e prolongada em escala comercial de gasificadores pressurizados com injeção de oxigênio;
 - Craqueamento completo do alcatrão;
 - Intensa integração de processo para permitir a maximização da recuperação de calor.
- No caso específico da síntese de combustíveis, a principal barreira está mesmo relacionada com o sistema de limpeza do gás, uma vez que os processos catalíticos são extremamente exigentes quanto à qualidade do gás.
- O desenvolvimento de catalisadores com maior seletividade e durabilidade também serão constantes alvos de pesquisas, mas, em termos econômicos, a redução do custo do catalisador é realmente o fator que poderá representar os maiores impactos.
- Considerando as configurações estudadas aqui, a produção de gasolina, diesel e etanol a partir da biomassa residual da cana já se mostram alternativas economicamente interessantes. No caso do DME, uma combinação de aumento de preço do petróleo com a produção em maiores escalas deve ocorrer para eventualmente viabilizar a sua utilização como combustível.

Capítulo 8

Balço de energia e emissões de GEE na produção e uso do etanol de cana: médias de 2005/2006 e expectativas para 2020

8.1. Introdução

Hoje o setor de transportes é quase que exclusivamente dependente dos combustíveis derivados do petróleo, mas muita atenção tem sido dada ao potencial uso da biomassa como base para a produção de combustíveis alternativos e renováveis. O aquecimento global tem sido um crescente foco de atenção, e o uso mais abrangente dos biocombustíveis (os quais devem ser capazes de competir com, ou substituir, os combustíveis tradicionais no mercado de transporte) pode ser uma importante ferramenta para o cumprimento das metas do Protocolo de Quioto. No entanto, a extensão em que um biocombustível pode substituir um combustível fóssil depende da maneira pela qual ele é produzido. Como todas as tecnologias de produção envolvem (direta ou indiretamente) o uso de recursos fósseis, o benefício do uso do biocombustível depende de quanta economia de energia não-renovável ele proporciona quando comparado ao equivalente fóssil. Além disso, ainda devem ser consideradas as emissões de GEE associadas ao seu ciclo de vida, resultantes não só da queima dos combustíveis fósseis, como também daquelas provenientes do uso de fertilizantes e queima de resíduos agrícolas, por exemplo.

Dentre os biocombustíveis, o etanol é aquele que tem atraído as maiores atenções, visto que já é produzido em larga escala (Brasil e EUA) e pode ser facilmente misturado com a gasolina para operar em motores de combustão interna. No Brasil, a utilização de etanol como

combustível alcançou 14,1 hm³ em 2006, representando quase 40% de todo o combustível para motores de Ciclo Otto. O álcool também foi responsável pela geração de 11,3 TWh de energia elétrica e potência mecânica, os quais foram essencialmente utilizados internamente nas usinas de cana. Além disso, o uso do bagaço como combustível nas usinas foi de 20,2 M tep, equivalente a todo o óleo combustível e gás natural utilizados no Brasil (UNICA, 2007).

As vantagens ambientais do etanol derivado da cana-de-açúcar, considerando a substituição de gasolina e mitigação das emissões de GEE, já são conhecidas há algum tempo, desde a publicação dos primeiros trabalhos envolvendo o balanço de energia (SILVA et al., 1978, MACEDO e NOGUEIRA, 1985) e as emissões de GEE no ciclo de vida do etanol (MACEDO, 1992). Em 1998, MACEDO (1998) atualizou e revisou as primeiras estimativas utilizando dados de 1996; em 2003 (dados de 2002), as informações foram novamente atualizadas, indicando um valor de 8,3 para a relação de energia (output renovável / input fóssil) e emissões evitadas correspondentes a 2,6 t CO₂eq/m³ anidro e 1,7 t CO₂eq/m³ hidratado, para as condições da Região Centro-Sul do Brasil (MACEDO et al., 2004).

Mas o rápido crescimento do setor canavieiro no Brasil (de 357 M t de cana, em 2003, para 425 M t cana, em 2006, e expectativa de 728 M t cana em 2012), associado às restrições legais e ao desenvolvimento tecnológico estão alterando parâmetros importantes nesta avaliação. As novas variedades e produtividades de cana, restrições à prática de queima e o aumento da colheita mecanizada têm influenciado os balanços de energia e emissões de GEE de diferentes formas. Adicionalmente, as usinas começaram uma forte ação no sentido de vender eletricidade excedente para a rede pública, e o uso de parte da palha como combustível suplementar ao bagaço deverá ser visto nos próximos anos. Por fim, o uso final do etanol tem sido alterado, com o crescimento da frota de carros multi-combustíveis (quase 90% dos novos carros).

Tendo isto em mente, este capítulo apresenta a avaliação para a situação atual (condições médias da safra 2005/2006), tendo como base o melhor e mais amplo conjunto de dados da Região Centro-Sul do Brasil. Como alguns dos parâmetros mais importantes para esta análise apresentam grandes variações de usina para usina, uma análise de sensibilidade foi realizada para cobrir as diferentes possibilidades de impacto nos balanços de energia e emissões dentre as usinas

brasileiras. Também são apresentadas estimativas para o horizonte de 2020, baseadas em um cenário conservador e outros mais agressivos do ponto de vista tecnológico. No cenário conservador foram consideradas apenas as atuais tecnologias comercialmente disponíveis, além das tendências mais claramente identificadas para o setor; já os cenários agressivos consideram o uso das tecnologias de hidrólise e gasificação para o aproveitamento energético da biomassa da cana.

8.2. Base de dados

Por conta da enorme atenção que tem sido conferida ao etanol como uma importante ferramenta para a mitigação da emissão de GEE, nos últimos anos têm sido fomentados diversos estudos sobre o balanço de energia e emissões na produção e uso do etanol no Brasil. Muitas dessas análises, no entanto, são baseadas em informações fornecidas por poucas usinas (às vezes, somente uma), as quais podem estar longe de representar uma média do cenário nacional. Como uma base de dados nacional para o setor canavieiro ainda não foi estabelecida, o uso de uma base de dados cobrindo parte do setor, mas baseada em informações confiáveis e rastreáveis, foi a opção adotada pelos últimos estudos mais abrangentes (MACEDO, 1996 e MACEDO et al., 2004). Nestes casos, as principais referências foram os levantamentos do CTC⁴ sobre parâmetros de performance agrícola e industrial das suas unidades cooperadas. Devido à qualidade da informação (rastreável e com procedimento bem estabelecido para coleta de dados e análises laboratoriais, ao longo da última década), mais uma vez optou-se pelo uso da base de dados do CTC, com respeito aos dados da safra 2005/2006 e 2006/2007 para parâmetros agrícolas e industriais de 44 usinas (~100 Mt cana/ano). É importante destacar que a maior parte destas usinas está localizada no Centro-Sul do Brasil, a qual é responsável por mais de 90% de todo o etanol produzido no país (UNICA, 2007).

Nesta avaliação, os parâmetros agrícolas médios foram determinados como a média ponderada dos valores individuais com relação ao tamanho da usina (moagem anual); já no caso dos parâmetros industriais, o fator de ponderação foi a quantidade de cana processada exclusivamente para a produção do etanol.

⁴ Centro de Tecnologia Canavieira; naquela época, Centro de Tecnologia da Copersucar.

Dentre estes, um parâmetro específico merece maiores esclarecimentos. O consumo de diesel é um parâmetro chave na análise, e para a sua estimativa foi considerada a mesma metodologia utilizada por MACEDO et al. (2004). Neste procedimento, o consumo total foi obtido através dos consumos específicos de cada máquina e de seu nível de utilização nas diferentes operações produtivas (ver detalhes em MACEDO et al. (2004)). Originalmente, os dados utilizados na análise foram extraídos de relatórios de acompanhamento da Copersucar (PAMPA e CMA), os quais foram revisados para esta avaliação. Através desta metodologia, encontrou-se um consumo total de diesel de 164 L/ha.

Muito embora estes cálculos considerem todas as operações essenciais envolvidas na cadeia produtiva da cana, existe uma porção do consumo total de diesel (em outras operações diversas) que não é contabilizada. Infelizmente, as informações das usinas sobre esta porção são incompletas e heterogêneas. Baseando-se nas informações do CTC, para uma amostra de 40 usinas, o consumo total de diesel na fase agrícola, excluindo o consumo referente à distribuição de vinhaça e torta de filtro e dos tratores de terceiros, variou entre 68 e 285 L/ha, na safra 2005/2006. Por outro lado, a informação sobre o consumo total de combustível de alguns casos inclui operações não relacionadas à produção de etanol, como por exemplo, o transporte de açúcar na usina, operações relativas à cana de terceiros, criação de gado, manejo de outras culturas, etc. Isto implica numa enorme variação dos valores e, conseqüentemente, na preferência pela metodologia de cálculo direto de consumo de combustível.

Numa estimativa conservadora para a média do consumo total de diesel, foram considerados (arbitrariamente) somente os valores acima de 160 L/ha, aos quais somou-se um consumo de 15 L/ha, referente às operações de distribuição de vinhaça e torta de filtro (MACEDO et al., 2004). A média ponderada destes valores foi de 230 L/ha, o qual foi adotado nesta avaliação como a média do consumo total de diesel das usinas. Na verdade, quando consideramos todas as atividades realizadas pela usina, podemos encontrar valores maiores que este (eventualmente 400 L/ha) (SARTO, 2007); mas grande parte deste consumo está relacionada a certos serviços já contabilizados em outros itens desta análise (manutenção, por exemplo), ou não está nem mesmo relacionada à cadeia produtiva de cana (e.g. cultivo de soja ou amendoim).

A diferença entre estas duas estimativas (164 e 230 L/ha) está associada a outras atividades e pequenos serviços que são desenvolvidos durante as operações produtivas, mas que não são individualmente identificados. Neste trabalho, tal diferença foi alocada ao item “Outras atividades agrícolas”. Num futuro próximo espera-se que informações completas e homogêneas a respeito do consumo total de diesel das usinas possam ser adicionadas à base de dados.

8.3. Cadeia produtiva do etanol: evolução esperada

8.3.1. Produção da cana-de-açúcar (fase agrícola)

Atualmente, a produtividade média de cana na Região Centro-Sul do Brasil é de 78-80 toneladas por hectare (tc/ha), enquanto que no Estado de São Paulo esse índice varia de 80 a 85 tc/ha, ambos considerando um ciclo completo com cinco cortes. Desde o início dos anos 1980, a tendência de evolução da produtividade de cana tem sido constante, de 70 tc/ha para mais de 80 tc/ha no início dos anos 2000 (MACEDO e NOGUEIRA, 2005). Para os próximos anos, esta tendência deverá ser mantida, assim como a qualidade da cana (teor de sacarose), para a qual se espera um crescimento de 1 ponto percentual nos próximos quinze anos (CTC, 2006).

No caso das operações agrícolas para o cultivo da cana, não são esperadas grandes alterações nos próximos anos, exceto pelas modificações decorrentes do aumento da colheita mecanizada. Há que se ressaltar, no entanto, o provável crescimento das práticas de cultivo mínimo, mas que no horizonte considerado ainda não deverão trazer impactos significativos no contexto geral das usinas. A principal alteração esperada é a adoção do plantio mecânico, em substituição das operações distintas de sulcação, adubação e distribuição das mudas (CTC, 2006).

As modificações mais significativas deverão ocorrer na colheita de cana, a qual deverá migrar da prática manual com queima prévia do canavial para colheita mecanizada da cana crua. Esta modificação está essencialmente relacionada a um acordo entre produtores e Governo (tanto Federal, quando Estadual) elaborado especificamente para a redução gradual da queima da cana

(ver Figura 2.7). Além disso, recentemente a UNICA assinou um protocolo de intenções no qual as suas associadas (individualmente e voluntariamente) aceitam eliminar a prática da queima até 2014 nas áreas mecanizáveis, e até 2017, nas áreas não-mecanizáveis.

Como consequência, um grande volume de palha deverá ficar disponível, e seu uso como recurso energético já está se tornando uma opção atrativa para as usinas, embora a rota para a recuperação (colheita e transporte) desse material ainda não esteja bem estabelecida. Para os casos em que a recuperação da palha é pretendida, a melhor alternativa até o momento é a colheita mecanizada da cana com limpeza parcial (HASSUANI et al., 2005), i.e. parte da palha seria transportada até a usina juntamente com a cana, e lá seria separada em uma unidade de limpeza a seco para ser utilizada como combustível.

No caso da logística da cana, a tendência é da substituição dos *trucks* de carga simples por caminhões com maior capacidade de transporte (3 a 4 caçambas) e menor consumo específico de combustível. Contudo, a eventual implementação de restrições legislativas à capacidade de transporte nos próximos anos poderá impor grandes barreiras a essa evolução (PAES, 2006).

O sumário dos principais parâmetros agrícolas considerados nas análises de energia e emissões para 2005/2006 e as projeções para o cenário de 2020 são apresentados nas tabelas 8.1 e 8.2 (os valores de 2002 também são apresentados somente para comparação). Para o cenário de 2020 foram consideradas opiniões de diferentes especialistas do setor (CTC e UNICA), com intuito de se estimar o cenário mais provável. Neste caso, foi adotado um conjunto de condições bem conservador, o qual pode ser considerado como um desempenho “mínimo” esperado.

Tabela 8.1. Dados básicos para a produção de cana.

Item	Unidades	2002 ^a	2005/2006 ^b	Cenários 2020 ^c
Pol%cana	% colmos	14,53	14,22	15,25 ^d
Fibra%cana	% colmos	13,46	12,73	13,73 ^e
Palha (matéria seca) ^f	% colmos	14	14	14
Produtividade de cana	t cana/ha	82,4	87,1	95,0
Aplicação de mudas	(ha cana)/(ha muda)	7,0	6,9	7,0
Uso de fertilizantes				
P ₂ O ₅				
Cana planta	kg/ha	120	125	134
Soca sem vinhaça	kg/ha	25	25	34
K ₂ O				
Cana planta	kg/ha	120	117	138
Soca sem vinhaça	kg/ha	120	114	138
Nitrogênio				
Cana planta	kg/ha	30	48	48
Soca com vinhaça	kg/ha	90	75	55
Soca sem vinhaça	kg/ha	80	88	120
Cal	t/ha	2,2	1,9	2,0
Herbicida ^g	kg/ha	2,2	2,2	2,2
Inseticida ^g	kg/ha	0,16	0,16	0,16
Aplicação de torta de filtro	t (ms)/ha (% área) ^h	5 (70%)	5 (70%)	5 (70%)
Aplicação de vinhaça	m ³ /ha (% área) ⁱ	150 (30%)	140 (77%) ^j	140 (77%) ^{j,k}
Colheita mecânica	% área	35	50	100 ^l
Cana crua	% área	20	31	100 ^l
Utilização de máquinas				
Tratores + colhedoras	kg/ha	41,8	41,8	210
Implementos	kg/ha	12,4	12,4	13
Caminhões	kg/ha	82,4	82,4	100

a. MACEDO et al. (2004).

b. CTC (2006).

c. Estimativas deste estudo.

d. 2020: aumento de 1 p.p em 15 anos (desenvolvimento de novas variedades e melhor alocação).

e. Incremento da fibra aparente devido ao aumento da colheita de cana crua.

f. HASSUANI et al. (2005).

g. MACEDO (2005).

h. Áreas de reforma (1/6 da área total).

i. Áreas de soqueira (4/6 da área total).

j. A vinhaça é um resíduo da produção de etanol, mas que é aplicado tanto sobre as áreas de cana para açúcar, como para álcool, uma vez que não existe distinção entre estas áreas no campo. No entanto, para limitar as fronteiras do sistema, neste estudo foi considerado que toda a vinhaça seria destinada exclusivamente às “áreas de cana para álcool”, mas mantendo o nível adequado de aplicação (~140 m³/ha).

k. No cenário para 2020 que envolve a tecnologia de produção de etanol por hidrólise, um volume adicional de vinhaça é produzido, resultando num aumento da área de aplicação para 94%.

l. Considerando o cronograma de redução de queimadas no Estado de São Paulo.

Tabela 8.2. Parâmetros utilizados para a estimativa do consumo de diesel.

Parâmetros	Unidades	2002 ^a	2005/2006 ^b	Cenários 2020 ^c
Operações agrícolas				
Cana planta	L/ha	102,6	102,6	132,3
Soca	L/ha	9,1	9,1	9,1
Colhedora	L/tc	0,898	1,050	0,986
Carregadora	L/tc	0,154	0,163	0,171
Reboque/transbordo	L/tc	0,257	0,376	0,395
Distância de transporte	km	20	23	30
Ef. energ. dos caminhões	t.km/L	49,0	52,4	62,0
Outras atividades ^d	L/ha		67,0	85,0

a. MACEDO et al. (2004).

b. CTC (2006).

c. Estimativas deste estudo.

d. Ver detalhes no corpo do texto (seção 8.2). Para os cenários de 2020, a projeção foi baseada no aumento do consumo de diesel esperado para as atividades produtivas básicas.

8.3.2. Processamento da cana (indústria)

Muito embora a maioria das unidades no Brasil seja usinas de açúcar com destilarias anexas⁵ (por conta da sinergia da produção conjunta), neste estudo foi considerada uma destilaria autônoma como referência, de forma que fosse possível avaliar os fluxos de energia e materiais associados à produção do etanol desconectados do açúcar. Esta consideração não compromete a qualidade da análise, uma vez que as produções de açúcar e álcool envolvem processos claramente distintos, com fronteiras, equipamentos e usos de energia muito bem conhecidos. Os dados obtidos para a produção combinada de açúcar e etanol consideram as questões de alocação tanto para o nível industrial (consumo de energia, equipamentos, insumos), quanto no nível agrícola (reciclo de resíduos), lançando mão da longa experiência brasileira com destilarias autônomas no período de 1970 a 1980.

O esquema de produção é basicamente o mesmo para uma usina integrada, conforme descrito no Capítulo 2. O rendimento do processo depende da qualidade da cana (teor de açúcares) e da eficiência da utilização destes açúcares. Atualmente, a eficiência industrial (recuperação de açúcares) está em torno de 90%, e é difícil esperar que grandes evoluções

⁵ Cabe ressaltar que a maior parte dos novos projetos de usinas no Brasil envolve somente destilarias autônomas.

venham a acontecer considerando apenas tecnologias comerciais de hoje. Portanto, para 2020, as possibilidades para o aumento do rendimento de etanol proveniente do caldo estarão basicamente relacionadas ao aumento da qualidade da cana.

Como discutido no Capítulo 2, os principais co-produtos da produção de etanol são os excedentes de bagaço e a energia elétrica. Hoje em dia, a geração de energia nas usinas é baseada na cogeração “pura” com ciclos a vapor (a 22 bar), os quais são capazes de atender toda a demanda de energia da usina e ainda produzir pequenos excedentes de bagaço (5-10% da biomassa) e energia elétrica (0-10 kWh/tc). Contudo, as novas unidades já estão sendo equipadas com sistemas de alta pressão (e.g. 65 bar; algumas com 90 bar), além de utilizarem equipamentos mais eficientes e projetos com melhor integração de processo, que somados ao uso da palha como combustível suplementar ao bagaço, permitirão que grandes excedentes de energia elétrica sejam gerados (>100 kWh/tc). Alternativamente, no futuro o material ligno-celulósico excedente poderá ser eventualmente destinado à produção de mais etanol através da conversão bioquímica, ou convertido via termoquímica em combustíveis de síntese, ou até mesmo utilizado para a geração de níveis ainda maiores de energia elétrica através do uso de ciclos combinados. Apesar de serem tecnologias ainda não comerciais, para o horizonte de 2020 estas poderão ser alternativas importantes para o uso da biomassa da cana, e, por isso, foram consideradas neste estudo. No entanto, a configuração baseada na cogeração avançada com ciclos a vapor (Cenário 2020 Moderado) deverá ser a mais amplamente utilizada no setor. Os parâmetros básicos considerados para a etapa de processamento da cana são apresentados na Tabela 8.3.

Tabela 8.3. Dados do processamento da cana a etanol.

Item	Unidades	2002 ^a	2005/2006 ^b	Cenários 2020 ^c			
				Moderado	Agressivo 1	Agressivo 2	Agressivo 3
Aproveitamento do bagaço		Cogeração “pura”	Cogeração “pura”	Cogeração avançada ^d	Hidrólise ^e	BIG/GT-CC ^f	Síntese ^g
Demande de energia ^h							
Elétrica	kWh/tc	12,9	14,0	30	30	30	30
Mecânica	kWh/tc	14,7	16,0	0	0	0	0
Eletricidade excedente	kWh/tc	0	9,2 ⁱ	135	44	203	98
Recuperação de palha	% total	0	0	40	40	40	40
Excedente de bagaço	% total	8	9,6	0	0	0	0

Rendimento de etanol	L/tc	86	86,3	92,3 ^j	129	92,3 ^j	92,3 ^j
Equipamentos ^k							
Planta de energia	ton	310	2400	2400	2400	6200	6200
Moendas e acionamentos	ton	312	1300	1300	1300	1300	1300
Esteiras	ton	225	450	450	450	450	450
Destilaria	ton	476	3000	3000	5000	3000	3000
Tanques	ton		1540	1540	2150	1540	2150
Edificações							
Prédios industriais	m ²	5000	12000	12000	18000	18000	18000
Escritórios	m ²	300	800	800	800	800	800
Labs., oficinas	m ²	1500	3800	3800	3800	3800	3800
Pátios	m ²	4000	10000	10000	14000	10000	14000

a. MACEDO et al. (2004).

b. CTC (2006).

c. Estimativas deste estudo.

d. Configuração 65-CEST(AT) (ver Capítulo 3).

e. Configuração Ácido diluído + SSCF (ver Capítulo 5).

f. Configuração BIG-PR(AG) (ver Capítulo 6).

g. Configuração Líquidos FT (ver Capítulo 7).

h. Demanda de energia para o processamento da cana a etanol.

i. Baseado nas estimativas da Cogen.

j. Foi considerado somente o incremento da pol%cana.

k. Os dados de 2002 foram baseados numa destilaria de 120000 L/dia; para 2005/2006 e cenários de 2020, foi considerada uma destilaria de 860000 L/dia.

8.3.3. Distribuição e uso do etanol

Hoje em dia, o uso do etanol como combustível no Brasil se dá de três maneiras: na forma hidratada em carros movidos exclusivamente a álcool (E100); em misturas (etanol anidro) com gasolina em proporções usualmente entre 20 e 25% para operar em motores à gasolina; ou utilizado na forma hidratada em qualquer proporção nos carros multi-combustíveis (FFV). Embora os carros multi-combustíveis ainda representem uma pequena parcela da frota total no Brasil, para o futuro sua utilização deverá ser predominante.

Para todos estes casos, a atual logística de distribuição é essencialmente a mesma, baseada quase que integralmente no modal rodoviário. Mas, para o futuro, passa a ser também importante considerar o transporte de etanol por dutos, para os quais existem projetos para a conexão da região Centro-Oeste à costa de São Paulo. De forma geral, da usina o etanol é transportado até os centros de distribuição, onde o álcool anidro é misturado à gasolina; em seguida, o álcool hidratado e a mistura de etanol e gasolina (conhecida como gasolina C) são transportados para os

postos de abastecimento. Em alguns casos, no entanto, parte do etanol hidratado pode seguir diretamente da usina para o posto de abastecimento.

Infelizmente não há informações em nível nacional sobre a distância média de transporte para a distribuição do etanol; por isso, nesta avaliação foram adotados os valores verificados para uma grande cooperativa de usinas da região Centro-Sul do Brasil, mas que não devem estar distantes da média nacional. Já para o caso do transporte por dutos, a análise foi baseada em apenas estimativas daquilo que eventualmente poderá ser verificado em 2020, já que não se tem certeza sobre qual a extensão que deverá estar construída neste período e nem qual o volume de combustível a ser transportado. A Tabela 8.4 mostra os parâmetros considerados para a avaliação da distribuição do etanol.

Tabela 8.4. Parâmetros da distribuição de etanol.

	Unidades	2005/2006	Cenários 2020
Modal rodoviário			
Fração	% total	100 %	80 %
Distância média	km	337	337
Consumo específico ^a	L/(m ³ .km)	0,024	0,024
Modal dutoviário			
Fração	% total	0	20 %
Distância média	km		1000
Consumo específico ^b	kJ/(m ³ .km)		130

^{a.} Consumo de diesel.

^{b.} Baseado em GREET (2006).

8.4. Metodologia

8.4.1. Input de energia e emissões de GEE

Esta análise envolveu o cálculo do uso de energia fóssil e emissões de gases de efeito estufa no Ciclo de Vida do etanol, compreendendo desde a produção e processamento da cana até a distribuição do etanol para seus diferentes usos no Brasil. As emissões de GEE associadas ao uso do etanol foram desprezadas nesta avaliação, uma vez que representam fluxos muito

pequenos e para os quais não existem informações relacionadas às aplicações utilizadas no Brasil. Três níveis de fluxo de energia foram considerados para as avaliações dos balanços de energia e emissões:

1. Consumo externo direto de combustíveis e eletricidade (input direto de energia);
2. A energia adicional necessária para a produção de insumos e materiais utilizados na agricultura e processamento da cana (fertilizantes, cal, mudas, herbicidas, ácido sulfúrico, lubrificantes, etc.);
3. A energia adicional necessária para a manufatura, construção e manutenção dos equipamentos e edificações.

Todos os fluxos de energia foram calculados em termos da energia primária (requerimento bruto de energia), ou seja, os inputs de energia requeridos durante a extração, transporte e produção dos combustíveis (ou eletricidade) foram considerados. Os coeficientes usados para a determinação dos consumos de energia e emissões de GEE são discutidos a seguir. *Combustíveis.* Como não existem dados atuais confiáveis para o consumo de energia e emissão de GEE para a produção de combustíveis derivados de petróleo no Brasil, neste estudo optou-se pelo uso de dados internacionais consolidados. As particularidades brasileiras com relação à natureza da extração (grande parte em águas profundas) e ao tipo de óleo (muito óleo pesado) resultam num dispêndio maior de energia para a produção dos combustíveis, mas as eventuais variações com relação aos valores internacionais não seriam tais que pudessem comprometer esta análise. A Tabela 8.5 apresenta os valores considerados.

Tabela 8.5. Demanda de energia e emissões de GEE na produção de combustíveis fósseis.

Combustível	Demanda de energia ^a (MJ/MJc) ^b	Emissões diretas ^c (gC/MJc)	Emissões na produção ^d (gC/MJc)	Emissão total (gC/MJc)
Gasolina	1,14	18,9	3,41	22,3
Diesel	1,16	20,2	3,87	24,1
Óleo combustível	1,24	21,1	4,95	26,1
Gás Natural	1,16	15,3	5,80	21,1
Coque de petróleo ^e	1,00	27,5	-	27,5

-
- a. EUCAR (2006).
 - b. MJc = Mega Joule de combustível.
 - c. IPCC (2006).
 - d. EUCAR (2006); considerando extração, transporte e processamento.
 - e. Considerado como resíduo; as emissões relacionadas à sua produção não foram consideradas.

Eletricidade. Apesar dos recentes investimentos na construção de termelétricas a gás natural, a geração de energia elétrica no Brasil ainda é essencialmente de base hídrica (> 85%). Na realidade, a geração de energia a partir de fontes fósseis contabiliza por menos de 10% da eletricidade produzida no país (BEN, 2006). Evidentemente, esse baixo consumo de combustíveis fósseis também é refletido nas emissões de GEE. De acordo com as avaliações apresentadas pelo MME para determinações da linha de base em projetos de MDL, em 2006 as emissões na geração de energia elétrica na Região Sudeste-Centro-Oeste se situaram entre 78 e 180 kg CO₂/MWh. Tendo esses valores em mente e a baixa utilização de fluxos externos de energia elétrica no ciclo de vida do etanol (está somente relacionada à energia embutida em máquinas, equipamentos e insumos), esta parcela do consumo não foi considerada na contabilização global do uso de energia e emissões de GEE.

Energia embutida nas máquinas agrícolas e equipamentos industriais. Usualmente, os fluxos de energia embutida na fabricação de equipamentos (agrícolas e industriais) e edificações são baixos em comparação com os fluxos associados à produção de energia. No caso do etanol de cana, no entanto, esta parcela não é tão pequena, uma vez que não existe demanda por combustíveis fósseis na etapa de processamento da cana (diferentemente de outros biocombustíveis). Na verdade, na última avaliação realizada (MACEDO et al., 2004), esta parcela foi equivalente a 30% do requerimento total de energia.

No presente estudo foi mantida a mesma caracterização das divisões dos tipos de equipamentos utilizada por MACEDO et al. (2004), mas os dados para energia embutida nos materiais e suas respectivas emissões foram atualizados. Somente uma simplificação adicional foi feita: todos os materiais utilizados na fabricação de máquinas e equipamentos foram considerados como metalúrgicos. De acordo com o Balanço Energético Nacional (2006), o consumo específico de energia na indústria de metalúrgicos em geral foi de 27,2 MJ/t (em 2005), dos quais cerca de 65% eram de origem fóssil (principalmente coque e carvão mineral). Em termos de emissões,

KIM e WORRELL (2002) estimaram para o Brasil um fator de aproximadamente 1,25 t CO₂/t de material produzido, considerando um consumo específico de energia próximo ao valor de 2005. Portanto, aqui foi considerado um consumo de energia fóssil de 17,7 MJ/t e um fator de emissão de 1,25 t CO₂/t. Já para a etapa de fabricação das máquinas e equipamentos, como o consumo de energia está relacionado essencialmente à eletricidade, esta parcela não foi considerada.

Energia embutida nas edificações. O consumo de energia na construção de edificações varia de 3,0 a 5,0 GJ/m², conforme o tipo de construção. Para uma construção residencial brasileira padrão, estima-se um consumo de energia de 3,5 GJ/m², no qual se destaca principalmente a parcela relacionada com a produção do cimento (TAVARES, 2005). Na indústria nacional de cimento (BEN, 2006), cerca de 60% da energia demandada é proveniente de fontes fósseis (coque de petróleo principalmente) e, por simplificação, aqui estendemos esta relação para todas as edificações. Considerando estes valores e os tipos de construção envolvidas na usina, foram propostos os valores apresentados na Tabela 8.6 como padrão para os cálculos. Para a avaliação das emissões foi considerado o fator de emissão do coque de petróleo, ou seja, 100,8 kg CO₂/GJ.

Tabela 8.6. Energia embutida nas edificações.

Edificação	Energia embutida^b (GJ/m²)
Prédios industriais	1,8
Escritórios	2,4
Labs, oficinas	2,4
Pátios	1,2

^{a.} Baseado em TAVARES (2006).

^{b.} Energia fóssil.

Energia requerida para a produção de fertilizantes. Os fertilizantes têm recebido atenção especial nas análises de ciclo de vida especialmente por conta do nitrogênio mineral, que, além da intrínseca emissão de N₂O, também demanda grandes quantidades de energia para sua produção. Quando dados locais sobre o consumo de energia para a produção de fertilizantes e defensivos não eram disponíveis, foram utilizados dados internacionais (valores apresentados nos modelos EBAMM e GREET). Os respectivos fatores de emissão também foram baseados nos valores apresentados pelos modelos EBAMM e GREET, os quais representam os valores padrões verificados nos EUA (ver Tabela 8.7).

Tabela 8.7. Demanda de energia e emissões de GEE na produção de fertilizantes e defensivos.

Fertilizante/defensivo	Demanda de energia (MJ/kg)	Fator de emissão (kg CO ₂ eq/kg)
Nitrogênio (N)	56,3 ^b	3,97
Fósforo (P ₂ O ₅)	7,5 ^b	1,30 ^c
Potássio (K ₂ O)	7,0	0,71
Cal	0,1	0,01 ^d
Herbicida	355,6	25,00
Inseticida	358,0	29,00

^{a.} EBAMM (2005) e GREET (2006).

^{b.} IPT (1985).

^{c.} Adaptado de EBAMM (2005).

^{d.} Estimativa deste estudo.

Energia requerida para a produção dos insumos químicos. A estimativa dos requerimentos de energia e emissões associadas à produção de insumos químicos foi baseada em informações gerais da indústria química brasileira. Em 2005, o consumo específico de energia na indústria química no Brasil foi de 8,1 MJ/t de produto (BEN, 2006), dos quais 73% foram provenientes de fontes fósseis (essencialmente gás natural e coque de petróleo). Por simplificação, este coeficiente foi atribuído a todos os químicos utilizados pela usina e com um fator de emissão de 95 kg CO₂/GJ (associado ao uso de GN e coque de petróleo). A Tabela 8.8 mostra o consumo de energia por litro de etanol produzido associado a cada insumo químico.

Tabela 8.8. Consumo de energia fóssil na produção dos insumos químicos industriais.

Insumo	Energia fóssil (kJ/L etanol)
NaOH	98,6
Cal	64,9
Ácido sulfúrico	48,0
Ciclohexano	5,2
Antiespumante	2,6
Lubrificantes	1,6
Outros	2,0
Total	222,9

No caso das máquinas, equipamentos e edificações, os fluxos de energia e emissões foram calculados em base anual através da diluição dos valores totais ao longo da vida útil de cada componente, e acrescidos dos fluxos relacionados às taxas de manutenção anual.

Além do uso de combustíveis fósseis, a análise de emissões de GEE também considerou os seguintes fluxos:

- Emissões de CH₄ e N₂O derivados da queima da palha da cana durante a pré-colheita;
- Emissões de N₂O e CO₂ a partir do solo pela aplicação de fertilizantes minerais, calcário e resíduos que são retornados ao campo.

Tendo em vista as condições de processo permitidas para o reciclo de vinhaça adotado hoje, é possível se dizer que não há a promoção de digestão anaeróbica. O mesmo pode ser dito sobre o estoque de bagaço (usualmente menor que 5%, durante períodos de entressafra), de forma que as emissões de metano relacionadas a estes resíduos não foram consideradas nesta análise.

As emissões da queima da palha da cana no campo e as emissões do solo foram avaliadas de acordo com as recomendações do IPCC (IPCC, 2006), com os valores atualizados de GWP-100 (IPCC, 2001). Como a uréia é o principal fertilizante nitrogenado utilizado (DONZELLI, 2006), além das emissões de N₂O, as emissões de CO₂ também foram contabilizadas. As emissões de óxido nitroso da palha da cana que não é transportada para a usina, adicionadas às da vinhaça e da torta de filtro (que são resíduos industriais que carregam parte do nitrogênio da cana), foram avaliadas de acordo com os valores indicados pelo IPCC para a categoria de resíduos agrícolas que são retornados ao solo. Vale destacar, no entanto, que esses valores não representam necessariamente a realidade verificada para o caso específico da biomassa de cana. A Tabela 8.9 apresenta o resumo dos coeficientes utilizados.

Tabela 8.9. Emissões de GEE não associadas ao uso de combustíveis fósseis.

Fonte	Fator de emissão (kg CO ₂ eq/kg-fonte)
Queimada	
N ₂ O ^a	0,021
Metano ^b	0,062
Aplicação de nitrogênio ^c	
N ₂ O ^d	6,163
CO ₂ ^e	1,594
Calagem ^f	
CO ₂	0,477
Resíduos retornados ^g	
N ₂ O (vinhaça) ^h	0,002
N ₂ O (torta de filtro) ⁱ	0,071
N ₂ O (palha não queimada) ^j	0,028

a. Baseado nos fatores de emissão do IPCC: 0,07 (kg N₂O)/(t ms queimada).

b. Baseada nos fatores de emissão do IPCC: 2,7 (kg CH₄)/(t ms queimada).

c. Uréia é o principal fertilizante utilizado (DONZELLI, 2006).

d. 1.325% do N no fertilizante é convertido em nitrogênio na forma N₂O (IPCC, 2006).

e. Para uréia, o fator de emissão indicado pelo IPCC é 0,2 kg C/kg uréia.

f. Baseado no fator de emissão do IPCC para dolomita (0,13 kg C/kg).

g. Para resíduos, foi considerado que 1,225% do N no resíduo é convertido em N na forma N₂O (IPCC, 2006).

h. Teor de nitrogênio na vinhaça: 0,36 kg/m³ (MACEDO, 2005). Durante a destilação, cerca de 11 L de vinhaça são produzidos para cada litro de etanol.

i. Teor de nitrogênio na torta de fitro : 12,5 kg/t (MACEDO, 2005). Após o tratamento do caldo, são produzidas de 6 a 8 kg (ms) de torta de filtro por tonelada de cana.

j. Teor de nitrogênio da palha: 0.5% (LINERO e LAMÔNICA, 2005).

Recentemente, surgiram alguns questionamentos sobre o impacto da mudança do uso da terra determinada pela produção de matéria-prima para biocombustíveis nas emissões de GEE. Afirma-se que, dependendo da vegetação anterior na área utilizada para a produção do biocombustível, a perturbação provocada pela mudança do uso do solo poderia liberar para atmosfera uma quantidade de carbono antes “aprisionado” na vegetação e no solo, suficientemente alta para comprometer o seu benefício ambiental. Essa questão, no entanto, é ainda muito controversa, fundamentalmente devido ao fato de que a disponibilidade de dados medidos sobre esse efeito ainda não é suficiente para adiantar conclusões. De todo modo, essa é uma área que merece atenção, e mais pesquisas ainda são necessárias para se estimar de modo mais consistente a real parcela dessas emissões no ciclo de vida dos biocombustíveis.

Para a situação atual, a consideração destes aspectos não é tão importante, já que a produção de etanol se manteve praticamente constante ao longo da última década. Mas para 2020 uma forte expansão é prevista, e por isso passa a ser interessante estimar se o efeito da mudança do uso da terra poderia causar algum prejuízo aos benefícios do etanol. No caso brasileiro em particular, é pouco provável que possam ser associadas perdas de cobertura florestal à produção de bioetanol, já que a expansão da lavoura canavieira tem ocorrido basicamente em áreas antes ocupadas por pastagens de baixa produtividade ou culturas anuais destinadas em grande parte à exportação, como a soja. Outro aspecto a ser tomado em conta é o efeito do incremento da colheita de cana crua, com uma maior quantidade de palha e, portanto, de carbono, sendo incorporada ao solo (NOGUEIRA et al., 2008). De qualquer maneira, neste estudo estes aspectos não foram incorporados na análise, mas tão logo sejam disponibilizados dados consistentes sobre o tema, tais efeitos serão devidamente incluídos na avaliação do ciclo de vida do etanol.

8.4.2. Produção de energia e emissões evitadas

A energia renovável total produzida na usina foi considerada como a soma das contribuições térmicas do etanol e dos co-produtos (bagaço, energia elétrica e combustíveis). Para etanol, bagaço e combustíveis, o conteúdo energético foi avaliado de acordo com o poder calorífico inferior (PCI), enquanto que para a eletricidade, foram consideradas equivalências térmicas (heat rate) de 9 MJ/kWh (para 2005) e 7,2 MJ/kWh (para o cenário 2020). Com isso, a relação de energia foi determinada como:

$$\text{Relação de energia} = \frac{\sum \text{Output de energia renovável}}{\sum \text{Input de energia fóssil}}$$

Já a avaliação das emissões evitadas depende das equivalências entre o combustível renovável produzido e o seu equivalente fóssil substituído, levando em conta sua forma de uso, conteúdo energético e emissões no Ciclo de Vida. Para o caso do etanol existem diferentes possibilidades. De acordo do com JOSEPH JR. (2005), a experiência no Brasil e em alguns outros países mostra que as tecnologias de hoje remetem às médias listadas abaixo (muito embora existam grandes variações):

- Etanol anidro em misturas até 10% (volume) com gasolina: 1 L etanol = 1 L gasolina;
- Etanol hidratado (motores dedicados, no Brasil): 1 L etanol = 0,75 L gasolina;
- Motores multi-combustíveis no Brasil: variável, com médias de 1 L etanol = 0,72 L E25 (25% etanol anidro, 75% gasolina);

É importante enfatizar que para cada aplicação as equivalências específicas (gasolina e etanol) relacionadas à tecnologia aplicada devem ser consideradas. Em geral, a maioria das aplicações no mundo (no futuro próximo) deverá ser de misturas de etanol com gasolina até 10%, fazendo com que a equivalência de 1:1 seja aceitável. Já no Brasil, o etanol é principalmente utilizado na forma de E25, para a qual foi adotada uma equivalência de 1 L etanol anidro = 0,8 L gasolina.

Para o bagaço, foi considerada a substituição de caldeiras à biomassa (com 79% de eficiência; PCI) por caldeiras a óleo combustível (92% de eficiência; PCI), que é a principal aplicação no Brasil. Para eletricidade, a análise considerou que a geração nas usinas substituiria a geração em centrais termelétricas a gás natural, com eficiências de 40% e 50%, para os cenários de 2005 e 2020, respectivamente. Neste caso, é importante ressaltar que foram consideradas as emissões envolvidas em todo o ciclo de vida do combustível fóssil, incluindo, portanto, emissões associadas à sua extração e distribuição.

8.5. Resultados

8.5.1. Balanço de energia

A Tabela 8.10 apresenta o consumo de energia fóssil envolvida no ciclo de vida do etanol para a situação atual e cenários propostos para 2020. Tomando os valores de 2005/2006, a energia fóssil necessária para produzir 1 tonelada de cana (fase agrícola) é 210 MJ, enquanto que em 2002, esse valor foi estimado em quase 202 MJ. Essa diferença é pequena, mas grandes alterações na distribuição do uso de energia podem ser observadas, por conta da atualização dos fatores de energia embutida e do consumo de diesel na produção da cana. Para os cenários de 2020, um incremento considerável é esperado, especialmente devido ao aumento do consumo de

diesel relacionado à colheita mecanizada e recuperação da palha, além do aumento da energia embutida proveniente da maior utilização de equipamentos agrícolas. Por outro lado, a maior utilização de resíduos industriais na ferti-irrigação conduz a reduções significativas na demanda de fertilizantes, principalmente no cenário da hidrólise, no qual maiores volumes de vinhaça são produzidos.

Tabela 8.10. Uso de energia fóssil no ciclo de vida do etanol (MJ/tc).

	2002	2005/2006	Cenários 2020			
			Moderado	Agressivo 1	Agressivo 2	Agressivo 3
Fase agrícola	201,8	210,6	238,5	237,3	238,5	238,5
Prod. de cana	77,2	109,1	142,5	142,9	142,5	142,5
Fertilizantes	85,7	64,8	51,1	49,5	51,1	51,1
Transporte	39,0	36,8	44,8	44,8	44,8	44,8
Fase industrial	49,5	23,6	24,0	30,6	25,5	25,8
Insumos	6,4	19,2	19,7	25,1	19,7	19,7
Equip./edif.	43,1	4,4	4,4	5,5	5,9	6,2
Distrib. do etanol		58,3	52,2	73,0	52,2	52,2

Já na etapa de processamento da cana, as diferenças entre as estimativas de 2002 e 2005/2006 se referem à atualização dos fatores de energia embutida, uso de insumos químicos e escala base da usina. Mas para os cenários de 2020, poucas alterações são previstas, relacionadas basicamente ao aumento do rendimento de etanol. Quanto à distribuição do etanol, uma redução considerável do consumo de energia é esperada, devido à inserção do modal dutoviário nos cenários de 2020.

A produção de energia renovável envolvida em cada cenário é mostrada na Tabela 8.11, juntamente com os consumos de energia fóssil e as respectivas relações de energia. Conforme se pode ver, a diminuição do consumo de energia e o aumento da energia elétrica excedente promoveram alterações significativas nas relações de energia de 2002 para 2005/2006, saltando de 8,3 para 9,4 (desconsiderando o consumo de energia na distribuição do etanol). Para 2020, um aumento ainda maior é esperado, por conta do melhor aproveitamento da biomassa residual da cana. Dentre os cenários propostos, a maior relação de energia seria verificada para o caso da

tecnologia BIG/GT-CC, através da qual altos níveis de energia elétrica seriam gerados, conduzindo a uma relação de energia de 14,2.

Tabela 8.11. Balanço de energia na produção de etanol (MJ/tc).

	2002	2005/2006	Cenários 2020			
			Moderado	Agressivo 1	Agressivo 2	Agressivo 3
Input fóssil	251,3	234,2	262,6	267,8	264,1	264,3
Fase agrícola	201,8	210,6	238,5	237,3	238,5	238,5
Fase industrial	49,5	23,6	24,0	30,6	25,5	25,8
Output renovável	2090,0	2198,4	3171,1	3247,0	3755,8	3367,0
Etanol	1921,3	1926,4	2060,3	2879,5	2060,3	2060,3
Exc. eletricidade	0,0	96,0	1110,8	367,5	1695,5	814,3
Exc. de bagaço	168,7	176,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Comb. de síntese						492,3
Relação de energia	8,3	9,4	12,1	12,1	14,2	12,7

8.5.2. Emissão de GEE

Na produção de cana são esperadas alterações significativas no padrão de emissões por conta da redução da queima da cana, conforme é evidenciado na Tabela 8.12. De 2002 para 2005/2006, no entanto, a grande diferença está associada à incorporação das emissões na distribuição do etanol, de N₂O a partir dos resíduos que são retornados ao solo e de CO₂ da calagem e aplicação de uréia (na ocasião da análise de 2002 o principal fertilizante nitrogenado utilizado era do tipo NH₄). Para os cenários de 2020, o banimento da queima da cana e a redução da aplicação dos fertilizantes minerais deverão conduzir a uma redução drástica das emissões, embora possa existir um pequeno aumento de emissões associado aos resíduos. Neste caso, vale destacar novamente que tais valores foram estimados com base nos índices sugeridos pelo IPCC, os quais não necessariamente representam a realidade do cultivo da cana.

Tabela 8.12. Emissão total no ciclo de vida do etanol (kg CO₂eq/m³ etanol anidro ou hidratado).

Etanol	2002		2005/2006		Cenários 2020								
	Hidratado	Anidro	Hidratado	Anidro	Moderado		Agressivo 1		Agressivo 2		Agressivo 3		
					Hidratado	Anidro	Hidratado	Anidro	Hidratado	Anidro	Hidratado	Anidro	
Emissões													
Comb. fósseis	217	223	252	263	253	264	196	205	254	265	254	265	
Queimada	102	105	80	84	0	0	0	0	0	0	0	0	
Emissões do solo	71	73	140	146	124	129	88	92	124	129	124	129	
Sub-total	390	401	472	493	376	393	285	297	378	395	378	395	
Créditos													
Exc. eletricidade	0	0	-71	-74	-768	-803	-182	-190	-1172	-1225	-563	-588	
Exc. bagaço	-141	-145	-143	-150	0	0	0	0	0	0	0	0	
Comb. síntese											-431	-451	
Sub-total	-141	-145	-215	-224	-768	-803	-182	-190	-1172	-1225	-995	-1039	
Total	249	256	257	269	-392	-409	103	107	-795	-831	-617	-645	

Na fase industrial, muitas mudanças foram verificadas em comparação com os dados de 2002 (devido às diferenças do uso de energia), mas pequenas alterações são previstas para os cenários de 2020 no que diz respeito às emissões positivas de GEE. Mas quando consideramos os créditos dos co-produtos, os diferentes cenários tecnológicos resultam em emissões globais bem distintas. Com exceção do cenário que considera a tecnologia de hidrólise, em todos os outros casos os créditos gerados pelos co-produtos do etanol fazem com que a sua produção já atinja valores negativos de emissão. Isso só não é verificado para o caso da hidrólise porque o etanol produzido a partir do bagaço não foi considerado como co-produto. Novamente, o caso ambientalmente mais atrativo envolve a tecnologia BIG/GT-CC, a qual permitiria a mitigação de um grande volume de emissões por conta da substituição do gás natural na geração de energia elétrica.

Somando as emissões na produção e distribuição do etanol às emissões evitadas pelo seu uso em substituição à gasolina, obtemos as emissões líquidas do ciclo de vida do combustível. Conforme se pode ver pela Tabela 8.13, considerando os valores de 2005/2006 as emissões líquidas evitadas do etanol foram de 1,8 t CO₂eq/m³ e 1,7 t CO₂eq/m³, para os usos anidro e hidratado, respectivamente. Já para o cenário moderado de 2020, que representa o cenário mais provável, esses valores seriam bem maiores, saltando para 2,5 t CO₂eq/m³ anidro, 2,4 t CO₂eq/m³ hidratado (motores dedicados) e 2,2 t CO₂eq/m³ hidratado, considerando o uso de etanol em carros multi-combustíveis. Em termos percentuais (ver Figura 8.1), os valores de 2005/2006 significam reduções de emissão de cerca de 87% com relação à gasolina, ao passo que para o cenário moderado de 2020, essa redução seria de aproximadamente 120%. As figuras 8.2 e 8.3 trazem o detalhamento dos fluxos de energia e emissões de GEE para estes dois cenários.

Tabela 8.13. Emissões evitadas pelo uso do etanol (t CO₂eq/m³ etanol anidro ou hidratado).

	Uso do etanol ^a	Emissão ^b	Emissão líquida ^c
2002 ^d	HDE	-2,1	-2,2
	E25	-2,3	-2,4
2005/2006	HDE	-2,0	-1,7
	E25	-2,1	-1,8
2020 - Moderado	HDE	-2,0	-2,4
	FFV	-1,8	-2,2
	E25	-2,1	-2,5
2020 - Agressivo 1	HDE	-2,0	-1,9
	FFV	-1,8	-1,7
	E25	-2,1	-2,0
2020 - Agressivo 2	HDE	-2,0	-2,8
	FFV	-1,8	-2,6
	E25	-2,1	-2,9
2020 - Agressivo 3	HDE	-2,0	-2,6
	FFV	-1,8	-2,4
	E25	-2,1	-2,8

a. HDE: etanol hidratado em motores dedicados; FFV: etanol hidratado em motores multi-combustíveis; E25: misturas de etanol anidro (25% volume) e gasolina.

b. Emissão evitada (valores negativos) pelo uso do etanol em substituição à gasolina, considerando as equivalências de uso apresentadas na seção 8.4.2.

c. Emissão líquida = (Emissão evitada pelo uso do etanol) + (Emissões no ciclo de vida do etanol).
Notar que valores negativos indicam emissões EVITADAS.

d. Baseado em MACEDO et al. (2004). Aqui a equivalência para HDE foi considerada como 1 L etanol = 0,75 L gasolina (e não 0,7), e para E25, 1 L etanol anidro = 0,8 L gasolina (ao invés de 1 L/L).

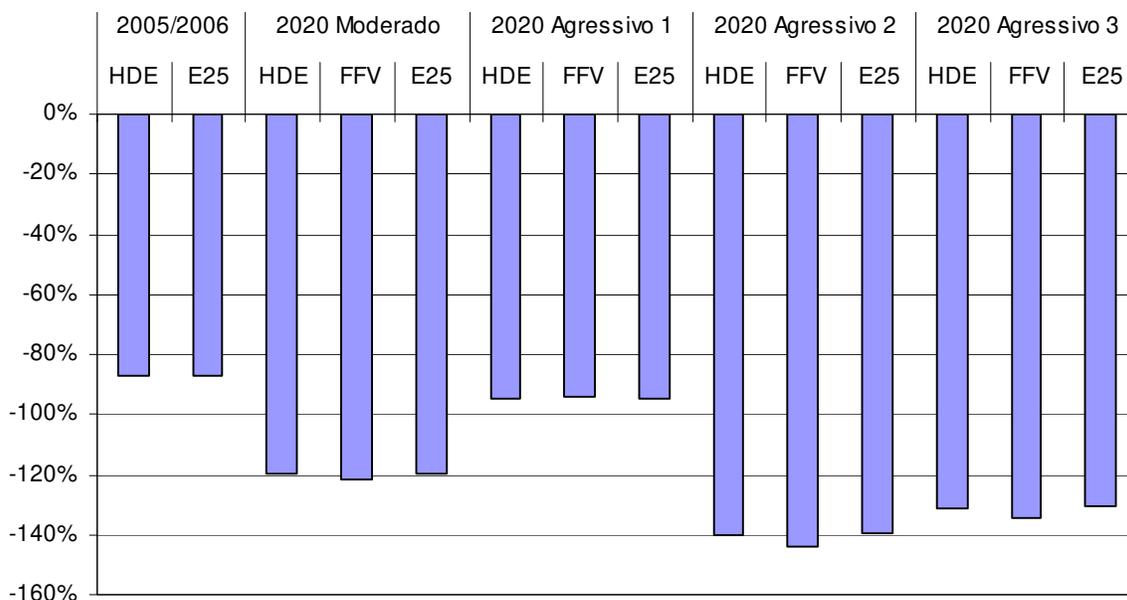


Figura 8.1. Redução da emissão de GEE com relação à gasolina.

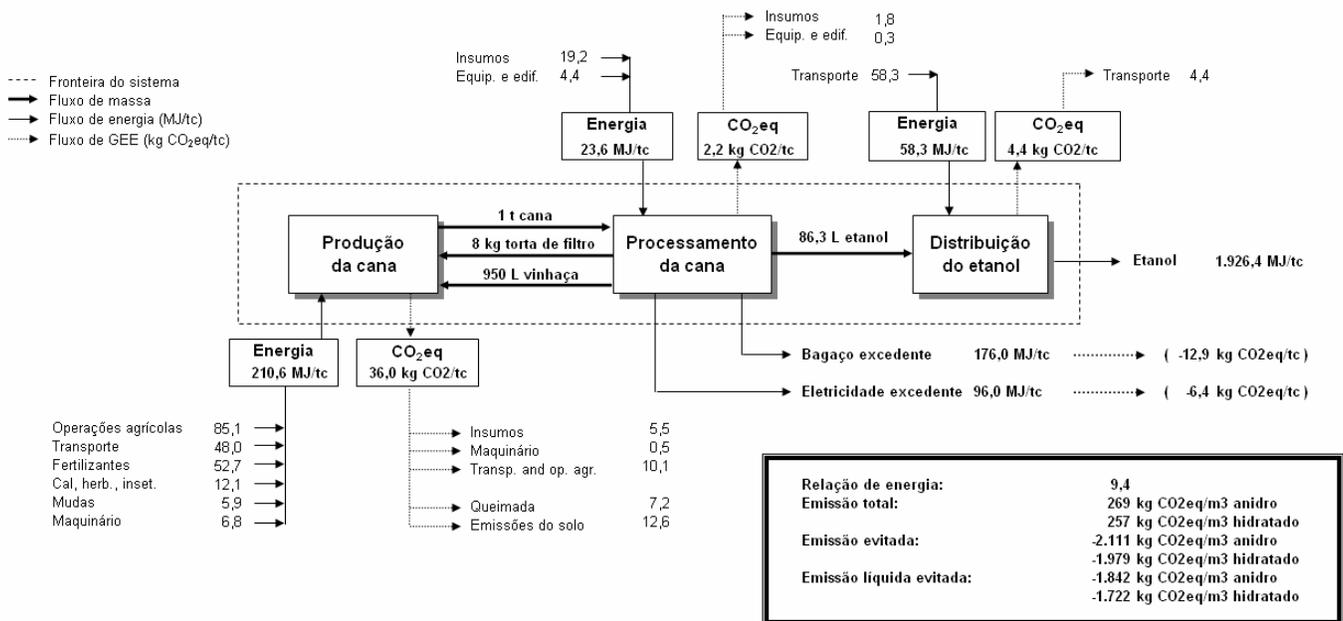


Figura 8.2. Fluxos de energia e emissões de GEE no ciclo de vida do etanol – valores de 2005/2006.

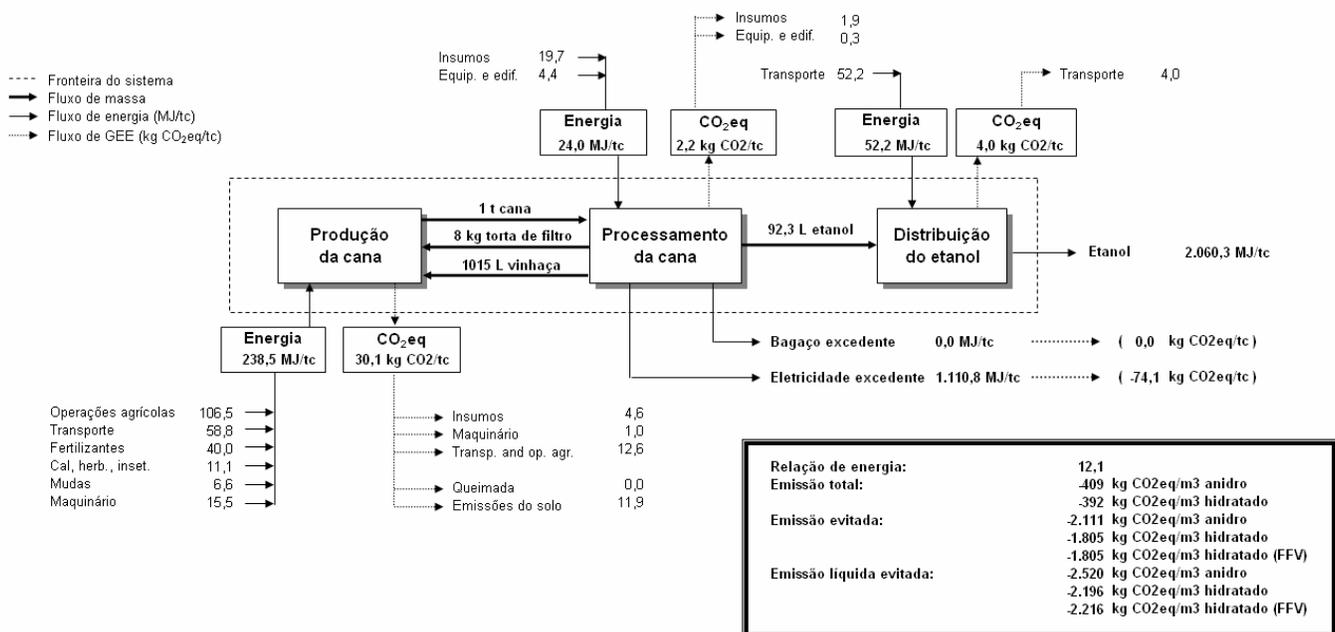


Figura 8.3. Fluxos de energia e emissões de GEE no ciclo de vida do etanol – cenário 2020 Moderado.

8.5.3. Análise de sensibilidade

Como se pode ver pela Figura 8.4, a queima da cana e as emissões do solo decorrentes do uso de fertilizantes desempenham papéis importantes no balanço de emissões do etanol, enquanto o consumo de diesel na produção de cana é um parâmetro decisivo para o balanço de energia, e também com uma contribuição considerável para as emissões. Pelo lado do uso final, além da grande mitigação possibilitada pelo uso do etanol em substituição à gasolina, ainda há uma considerável contribuição promovida pela queima do bagaço em caldeiras à biomassa (em substituição ao óleo combustível) e pela geração de energia elétrica excedente. Todos estes aspectos apresentam um amplo intervalo de variação entre as mais de 300 usinas brasileiras, resultando em diferenças significativas nos balanços de energia e emissões de GEE. Por conta disso, uma análise de sensibilidade foi realizada considerando os intervalos verificados para a amostra de usinas utilizada neste estudo. A Tabela 8.14 apresenta os parâmetros considerados nas análises e seus intervalos de variação.

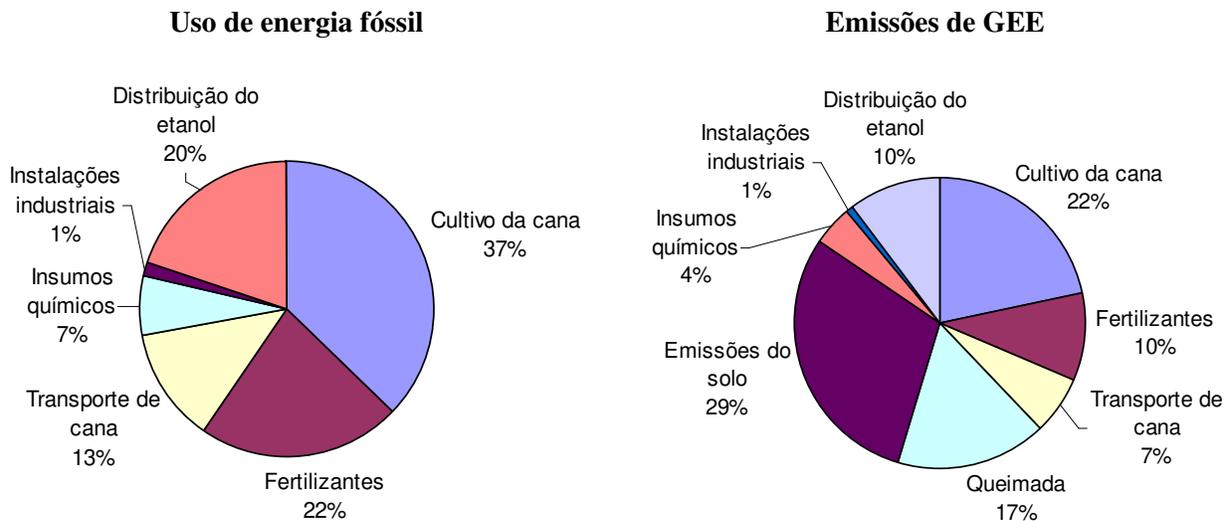


Figura 8.4. Distribuição do uso de energia fóssil e das emissões de GEE no ciclo de vida do etanol (desconsiderando os créditos dos co-produtos) – valores 2005/2006.

Tabela 8.14. Parâmetros considerados na análise de sensibilidade (valores de 2005/2006).

Parâmetro	Unidades	Média	DP ^a	Mín.	Máx.	N ^o Usinas	Cana ^b
Aplicação N-mineral	kg N/(ha.ano)	60	16	35	97	31	72,52
Ef. energ. caminhões	t.km/L	52,4	9,7	38,9	74,3	36	80,83
Dist. de transporte (cana) ^c	km	23,1	6,1	9,3	39,0	39	84,50
Colheita mecânica	%	49,5	27,1	0	87,7	44	98,59
Diesel outras atividades	L/ha	67	38	2,7	136	27	67,23
Cana crua	%	30,8	21,7	0	87,7	44	98,59
Produtividade de cana	tc/ha	87,1	13,7	51,3	119,8	44	98,59
Rendimento de etanol	L/tc	86,3	3,5	78,9	94,5	41	43,71 ^d
Excedente de bagaço	%	9,6	6,4	0	30,0	30	29,48 ^d
Excedente de eletricidade ^e	kWh/tc	9,2		0	50,0	22	28,61 ^d
Dist. média (etanol) ^f	km	337		100	600		

^{a.} Desvio padrão.

^{b.} Mt/ano.

^{c.} Este parâmetro também reflete na distância de transporte dos insumos agrícolas.

^{d.} No caso dos parâmetros industriais, para o cálculo das médias ponderadas foi considerado somente a quantidade de cana destinada exclusivamente à produção de álcool.

^{e.} Como o valor médio foi obtido a partir de outra fonte (estimativa da Cogen), não foi possível avaliar o desvio padrão.

^{f.} O valor médio representa a média verificada para uma cooperativa de usinas da Região Centro-Sul do Brasil; os valores máximos e mínimos são apenas extremos sugeridos neste estudo para a análise de sensibilidade.

Os impactos individuais da variação de cada parâmetro foram avaliados separadamente, embora existam, naturalmente, interações entre muitas delas (por exemplo, a porcentagem de cana crua e o nível de colheita mecanizada). Dessa forma, os resultados individuais não podem ser somados.

Como mostram as figuras 8.5 e 8.6, o rendimento de etanol e a produtividade de cana são os parâmetros de maior impacto tanto para balanço de energia, como de emissões de GEE. Apesar de o rendimento de etanol apresentar um impacto específico maior nos balanços, o intervalo de variação da produtividade de cana é mais amplo, resultando em maiores impactos finais (as emissões de GEE variam de 209 a 421 kg CO₂eq/m³ anidro). Mas se consideramos as emissões evitadas pelos co-produtos, o amplo intervalo de variação do excedente de bagaço implica em variações das emissões de -55 a 421 kg CO₂eq/m³ anidro, enquanto que a variação da energia elétrica excedente resulta num intervalo de -65 a 344 kg CO₂eq/m³ anidro.

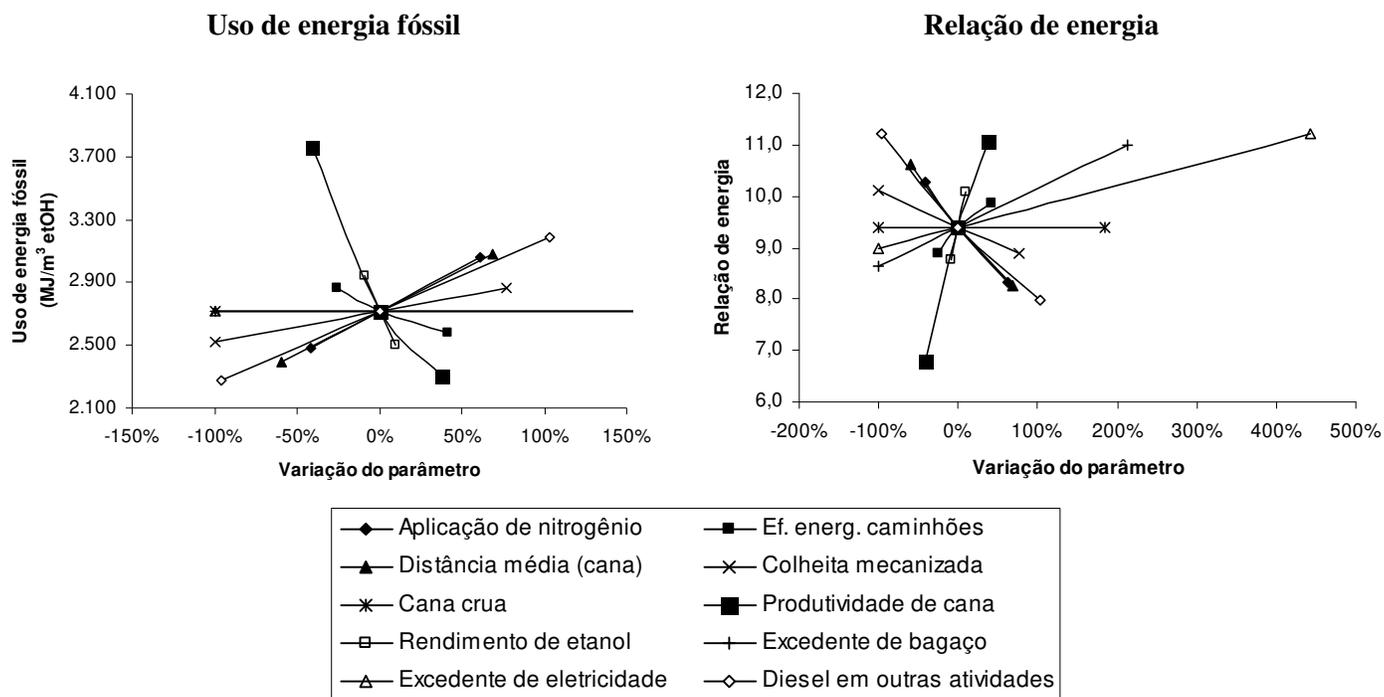


Figura 8.5. Análise de sensibilidade para o balanço de energia (valores de 2005/2006).

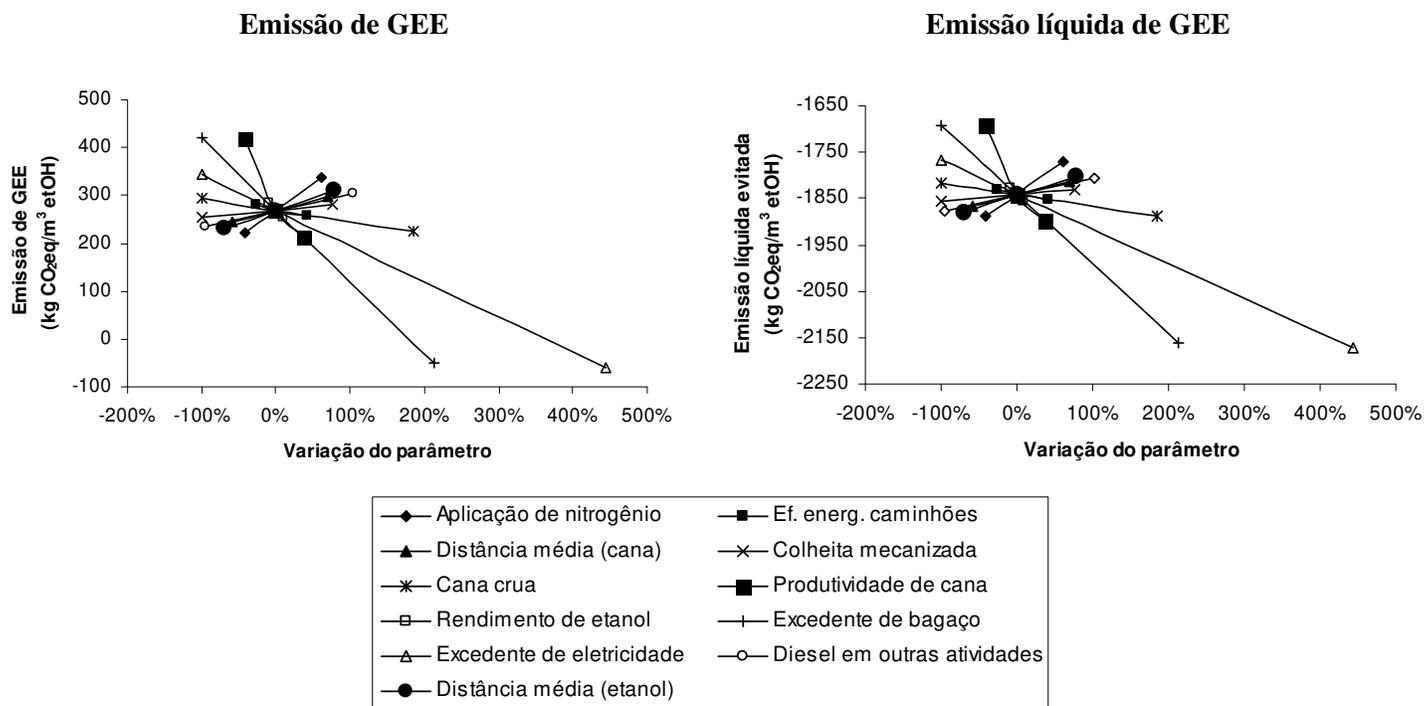


Figura 8.6. Análise de sensibilidade para o balanço de emissões de GEE (valores de 2005/2006).

Para o conjunto de parâmetros considerado, individualmente, a máxima variação da relação de energia foi de 6,8 a 11, seguindo a variação da produtividade de cana. Apesar da considerável amplitude, este intervalo reflete em variações pequenas na economia de energia fóssil (de 85% para 91%), já que, conforme é evidenciado na Figura 8.7, para relações de energia acima de 6,0, mesmo grandes variações têm impactos reduzidos na economia de energia. Em termos de emissões líquidas evitadas, essa variação da produtividade de cana resulta num intervalo de emissões de -1,7 a -1,9 t CO₂eq/m³ anidro. Mas, neste caso, a maior alteração está associada ao excedente de bagaço, cujo intervalo de variação representa emissões líquidas de -1,7 a -2,2 t CO₂eq/m³ anidro.

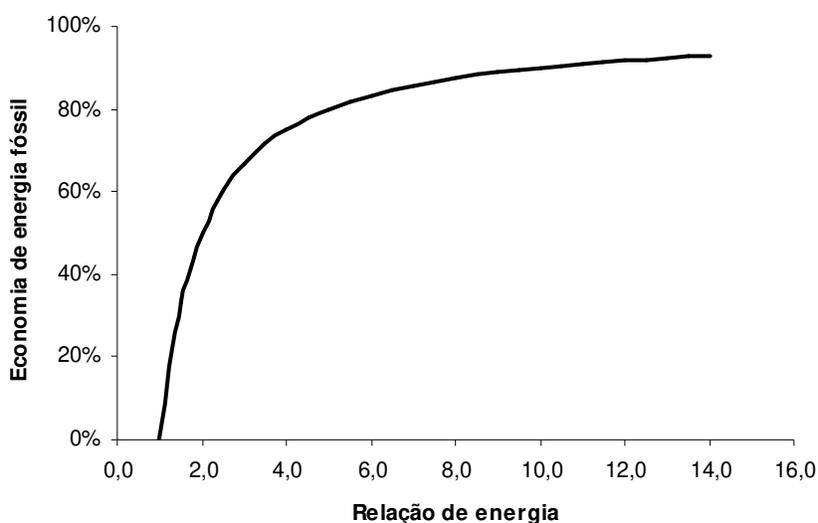


Figura 8.7. Economia de energia fóssil em função da relação de energia.

Levando em conta as condições assumidas aqui, a adoção de configurações mais avançadas para a geração de energia, associada a processos com menores demandas de vapor, seriam mais efetivas para promover o aumento das emissões líquidas evitadas do que a redução do uso de diesel na agricultura, ou até mesmo alguma redução da queima de cana, por exemplo. Muito embora os valores apresentados sejam associados às condições adotadas, não existem dúvidas sobre a importância do melhor uso da energia da cana para aumentar o já grande potencial do etanol como uma boa alternativa para mitigação das emissões de GEE.

8.6. Conclusões

- Desde 1992, um histórico de estudos sobre os aspectos ambientais do etanol de cana consolidaram os dados da produção e refinaram a metodologia de avaliação das emissões GEE. Na presente avaliação, a metodologia utilizada incluiu uma avaliação mais detalhada do consumo de combustíveis fósseis na agricultura da cana, das emissões do solo devido ao reciclo de resíduos, além da atualização das emissões dos insumos e materiais agrícolas e industriais.
- Comparado com as avaliações anteriores, as alterações na cadeia de produção do etanol, incluindo a eliminação progressiva da queimada e o aumento da geração de eletricidade excedente, já mostraram efeitos significativos na situação de 2005/2006. As melhorias esperadas na produção e colheita da cana, assim como o uso mais eficiente da biomassa da cana, deverão não só aumentar o rendimento de etanol, mas também melhorar o balanço de energia e reduzir as emissões de GEE. No cenário moderado para 2020 (considerando somente tecnologias comerciais de hoje), a produção e uso do etanol envolveriam uma emissão líquida evitada de 2,5 t CO₂eq/m³ anidro, ao passo que num cenário mais agressivo para produção de eletricidade (tecnologia BIG/GT-CC), esse valor poderia chegar a 2,9 t CO₂eq/m³ anidro. Em termos percentuais, esses valores seriam equivalentes a reduções de emissões de 119% (cenário moderado) e 139% (cenário agressivo) com relação à gasolina.
- Uma análise de sensibilidade baseada nos dados atuais (2006) para uma amostra de 35 usinas mostra que os balanços de energia e emissões na produção de etanol podem variar consideravelmente de unidade para unidade. A relação de energia média foi de 9,4, mas pode variar de 6,8 a 11,2, dependendo principalmente da produtividade de cana, consumo de diesel e excedentes de bagaço e eletricidade. Já para a emissão de GEE, a média foi de 269 kg CO₂eq/m³ anidro, com extremos de 419 e -60 kg CO₂eq/m³ anidro (novamente os principais parâmetros foram a produtividade de cana e os excedentes de energia). O conhecimento dessa sensibilidade e dos limites de variação é de extrema importância, uma vez que as usinas estão começando a buscar maneiras para melhorar suas relações de energia e reduzir emissões.

Capítulo 9

Opções tecnológicas para as futuras bio-refinarias de cana

9.1. Introdução

Uma verdadeira bio-refinaria, assim como no caso do petróleo, pode ser definida como um complexo integrado capaz de produzir diferentes produtos (combustíveis, químicos e potência) a partir de diferentes biomassas (ONDREY, 2006), num conceito que permitiria o alcance de maiores eficiências, tanto do ponto de vista termodinâmico, como econômico e ambiental (ver Figura 9.1).

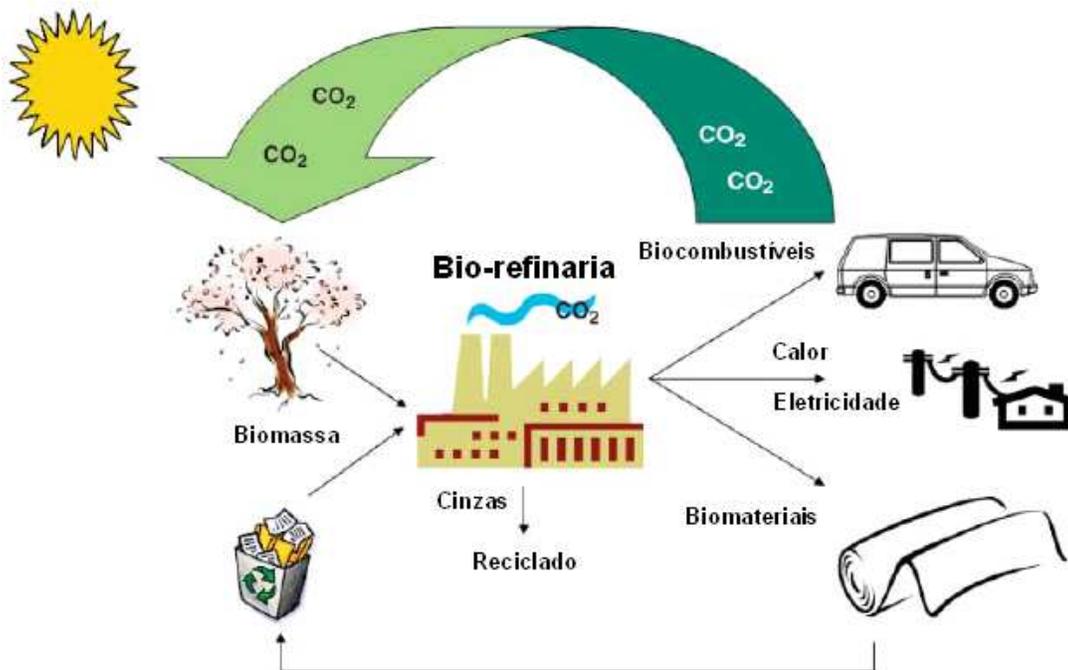


Figura 9.1. Ciclo integrado completo agri-biocombustível-biomaterial-bioenergia para tecnologias sustentáveis. (Baseado em RAGAUSKAS et al., 2006)

RAGAUSKAS et al. (2006) fazem uma ampla discussão sobre o conceito e as possibilidades envolvendo as bio-refinarias, que, segundo os autores, representam uma opção otimizada para o uso da biomassa na produção sustentável de bioenergia, biocombustíveis e biomateriais tanto no curto, quanto no longo prazo. Por conta dessa característica, grandes investimentos em desenvolvimento têm sido feitos nos últimos anos, tanto governamentais, como por parte de grandes empresas do setor privado (GENENCOR, 2003; OILS AND FATS INTERNATIONAL, 2005; ONDREY, 2006), fazendo com que a expectativa por plantas comerciais competitivas não envolva prazos muitos longos.

Algumas análises de “bio-refinarias” hipotéticas têm sido apresentadas, considerando o uso de tecnologias esperadas como “maduras” no futuro. LYND et al. (2005b), baseados em materiais ligno-celulósicos, consideraram a produção futura auto-suficiente de potência, combustíveis Fischer-Tropsch e hidrogênio, assim como cenários de co-produção envolvendo etanol-potência, etanol-potência-combustíveis FT, etanol-hidrogênio, ou outras combinações de produtos em conjunto com a produção de proteína. Para esta análise, alguns cenários mostraram eficiência energética global maior que 70%, e competitividade econômica com processos convencionais já baseados em preços de combustíveis fósseis dos últimos anos.

Para isso, as tecnologias-chave são a gasificação, para a produção do gás de síntese, e a conversão de ligno-celulósicos em açúcares (WERPY et al., 2005). No caso da gasificação, ao longo deste estudo foi possível perceber o enorme potencial relacionado com esta tecnologia, com as possibilidades de produção de energia e diferentes combustíveis. Já para ilustrar o potencial da hidrólise, basta ter em mente que, quando a tecnologia se tornar comercial e competitiva, todos os processos bioquímicos a partir do açúcar para a produção de plásticos, ácidos orgânicos, solventes, entre outros, não ficarão mais restritos à indústria de açúcar convencional.

Apesar de ainda não contar com estas opções, hoje podemos dizer que as atuais usinas de cana-de-açúcar no Brasil já representam importantes precursoras das futuras bio-refinarias, utilizando a biomassa da cana para a produção de diferentes produtos, mas ainda aproveitando de

forma pouco eficiente o material ligno-celulósico. Ao longo do presente estudo foram apresentadas as futuras opções tecnológicas que deverão permitir o melhor aproveitamento desse material e suas possíveis implicações no contexto das usinas. Além das possibilidades envolvendo o uso mais diversificado da sacarose, este estudo investigou o aproveitamento do bagaço e palha da cana considerando quatro tecnologias:

- Geração de energia elétrica através da cogeração com ciclos a vapor (opção atualmente comercial);
- Produção de etanol através da hidrólise (opções para curto, médio e longo prazo);
- Geração de energia elétrica a partir da gasificação da biomassa integrada a ciclos combinados (BIG/GT-CC) (opções para médio-longo prazo);
- Produção de combustíveis de síntese a partir da gasificação da biomassa (opções para médio-longo prazo).

Neste capítulo, um resumo comparativo dos principais resultados dessas avaliações é apresentado, destacando os efeitos no desempenho global das usinas. Através destas comparações, foram discutidos, então, o valor do bagaço e a influência das características da matéria-prima, juntamente com os ganhos ambientais (redução das emissões de GEE) associados a cada rota tecnológica. Para todos os casos de tecnologias futuras, foi considerado o uso da palha (40% de recuperação) como combustível suplementar ao bagaço.

Naturalmente, todos estes resultados devem ser comparados tendo-se em mente os diferentes horizontes esperados para que as opções envolvidas em cada uma dessas tecnologias estejam comercialmente disponíveis, conforme é ilustrado na Figura 9.2. Aqui foi considerado que a configuração seria uma opção comercialmente “madura” somente após ter passado pelos estágios de laboratório, piloto e de demonstração, durante o qual mais de uma planta tenha sido testada por mais de um ano ininterruptamente.

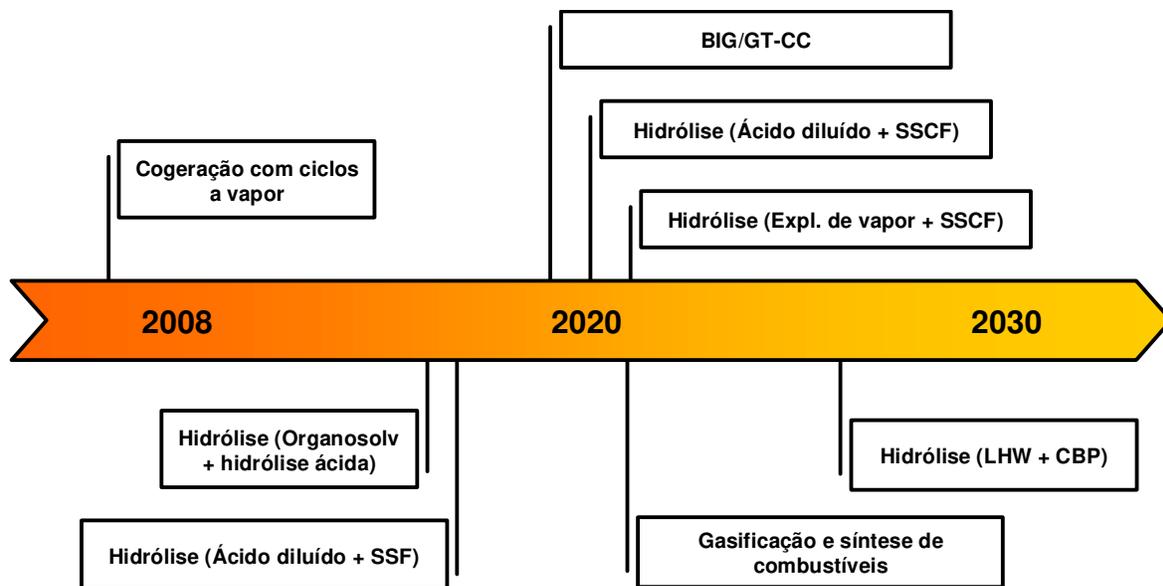


Figura 9.2. Evolução esperada para a oferta de tecnologias comerciais maduras para o aproveitamento da biomassa residual da cana.

9.2. Opções tecnológicas

9.2.1. Uso da sacarose

Os principais produtos da agroindústria canieira no Brasil são o açúcar, que atende o mercado de alimentos, e o álcool anidro e hidratado, utilizados principalmente no mercado de combustíveis. Atualmente cerca de 50% da cana produzida no Brasil é destinada à produção de açúcar e 50% a de álcool, mas para os próximos anos já se espera que a parcela destinada à produção do etanol passe para 60% do total (CARVALHO, 2007). Apesar das possíveis flutuações, açúcar e álcool são, e deverão continuar sendo, os principais produtos da agroindústria canieira no Brasil, muito embora pontualmente existam inúmeras outras boas oportunidades para a utilização dos açúcares da cana. Aminoácidos, leveduras e acidulantes são apenas alguns exemplos de produtos de alto valor agregado que podem ser produzidos a partir da sacarose, e que permitiriam rendimentos ainda maiores às usinas de cana. Muitos desses produtos, inclusive, já são comerciais no Brasil.

MACEDO e MACEDO (2005) conduziram um estudo considerando dezenas de produtos derivados da sacarose que poderiam ser produzidos de forma competitiva a partir da cana, aproveitando-se do baixo custo do açúcar e da grande disponibilidade de energia (por meio do bagaço). Levando-se em conta os aspectos de mercado e o interesse de se avaliar o impacto da produção no balanço energético das usinas, no Capítulo 4 quatro desses produtos foram selecionados para análises mais detalhadas do desempenho global de uma unidade industrial produtora de açúcar, álcool, energia elétrica e de um terceiro produto derivado da sacarose. Considerando as condições assumidas no estudo, com exceção do MSG, as produções anexas de todos os outros produtos (lisina, creme de levedura e ácido cítrico) se mostraram alternativas mais interessantes para o contexto geral da usina do que a opção usual por açúcar e álcool somente.

De fato, a diversificação da linha de produtos das usinas é uma tendência atual no setor canavieiro, e grandes grupos (e.g. Grupo Zillo, São Martinho, Santo Antônio) têm implementado instalações anexas às usinas para o uso alternativo dos açúcares da cana. Além dos produtos alimentícios, a produção de plásticos biodegradáveis a partir do açúcar da cana também vem sendo testada em uma unidade anexa à usina. Há algum tempo, a PHB Industrial S.A. vem operando uma unidade em escala piloto (60 t/ano de polihidroxibutirato), anexa à Usina da Pedra, que é responsável pelo fornecimento de todo o açúcar, vapor e energia elétrica consumidos pela planta. Neste caso, além de ser biodegradável, o plástico também apresenta a vantagem de ser produzido a partir de uma fonte renovável. Pensando nos bioplásticos em geral, é importante que o balanço energético no ciclo de vida desses biopolímeros seja positivo, uma vez que também são pretendidos como substitutos dos materiais petroquímicos. No entanto, os ganhos de energia são pequenos, já que o suprimento de energia é geralmente baseado no uso de combustíveis fósseis. Dessa forma, o bioplástico derivado da cana leva uma enorme vantagem⁶, graças ao uso do bagaço como fonte de energia.

⁶ Estima-se que menos de 10% da energia consumida em todo o ciclo de vida do PHB seja proveniente de fontes não-renováveis (SEABRA e MACEDO, 2006; BIOCYCLE, 2008).

9.2.2. Geração de energia

Como visto nos capítulos anteriores, o processamento da cana é intensivo no uso de energia, principalmente com relação à parcela térmica. No entanto, conforme vem crescendo o interesse pelo aumento da disponibilidade de biomassa excedente nas usinas, maior tem sido a procura por opções tecnológicas que garantam menores demandas de energia nos processos. Além disso, são constantes os investimentos em sistemas de geração a alta pressão (65-90 bar) com turbinas de extração/condensação e utilização de sistemas de acionamento totalmente eletrificados. E para o curto prazo ainda se espera que parte da palha da cana seja recuperada do campo, o que permitiria a extensão da geração de energia das usinas durante a entressafra. Considerando estes sistemas comerciais de cogeração com ciclos a vapor, a geração de energia excedente das usinas poderia saltar do atual nível de 5 kWh/tc (cogeração pura a 22 bar/300°C) para mais de 140 kWh/tc (CEST, 90 bar/520°C, bagaço + palha), e com custos de energia competitivos para o mercado atual.

Já para o futuro, a tecnologia mais promissora para possibilitar um aumento considerável da energia excedente gerada nas usinas é a gasificação da biomassa integrada a ciclos combinados (tecnologia BIG/GT-CC). Infelizmente, apesar dos projetos de demonstração, o desenvolvimento dessa tecnologia não foi constante ao longo do tempo, e por isso se espera que venha a ser uma opção comercialmente madura somente a médio-longo prazo. Dentre as configurações que têm sido testadas, a gasificação atmosférica com aquecimento indireto e a gasificação pressurizada com injeção de oxigênio são aquelas que vêm recebendo as maiores atenções. No caso das usinas de cana com consumo reduzido de vapor (340 kg/tc) e utilizando palha com combustível suplementar ao bagaço (40% de recuperação), estas configurações permitiriam a geração de excedentes de 194 e 203 kWh/tc, para sistemas atmosférico e pressurizado, respectivamente. De forma geral, a primeira é indicada para sistemas de menores escalas, enquanto que a gasificação pressurizada seria mais adequada para sistemas de maior porte, por conta dos maiores ganhos de escala. Muito embora as escalas envolvidas nas usinas já justifiquem a adoção de sistemas pressurizados, os custos da energia não seriam compatíveis com os níveis de preços atuais, apesar do extremamente baixo custo da biomassa. O resumo dos

resultados para opções correntes e futuras para a geração de energia nas usinas é apresentado na Tabela 9.1.

Tabela 9.1. Geração e custo da energia elétrica excedente.

Alternativa	Geração excedente (kWh/te)	Custo (R\$/MWh)
Ciclos a vapor		
65-CEST(AT)	133	97
90-CEST(AT)	145	99
BIG/GT-CC		
BIG-ATM(CO)	184	142
BIG-ATM(AG)	194	149
BIG-PR(CO)	192	144
BIG-PR(AG)	203	149

9.2.3. Produção de combustíveis

De forma geral, com exceção da cana, as tecnologias comercialmente disponíveis na atualidade para a produção de etanol (a partir do amido e de açúcares) envolvem ganhos energéticos e ambientais bastante estreitos. Entretanto, não obstante suas destacadas vantagens, a cana-de-açúcar não é uma opção viável para todas as regiões do planeta e, principalmente por isso, os países do Hemisfério Norte vêm procurando incessantemente rotas tecnológicas que permitam a produção de um biocombustível que seja eficiente, tanto do ponto de vista ambiental, quanto econômico. Atualmente a idéia predominante é que, para o futuro próximo (entre 5 a 10 anos), a tecnologia de produção de etanol a partir da hidrólise de materiais celulósicos venha a representar essa sonhada alternativa.

A produção de etanol a partir da hidrólise está longe de ser uma tecnologia madura, e diferentes estágios de desenvolvimento ainda deverão ser verificados ao longo do tempo na busca por processos de pré-tratamento, hidrólise e fermentação mais eficientes e com menores necessidades de investimento. No curto prazo, espera-se que os processos de hidrólise ácida com pré-tratamento organosolv e hidrólise enzimática com pré-tratamento com ácido diluído sejam opções comerciais, as quais permitiriam, respectivamente, rendimentos de cerca de 20 e 32 L de

etanol de hidrólise por tonelada de cana. A médio prazo, a hidrólise e fermentação SSCF deverá estar desenvolvida e, combinada com os diferentes pré-tratamentos com ácido diluído e explosão de vapor, deverá possibilitar rendimentos em torno de 37 L de etanol de hidrólise por tonelada de cana. Finalmente, no longo prazo espera-se que o bioprocessos consolidado esteja disponível, o qual permitira o alcance de rendimentos de quase 40 L de etanol de hidrólise por tonelada de cana. Novamente, vale lembrar que todas essas estimativas consideram a recuperação de 40% da palha para uso suplementar ao bagaço. Em termos de custos, a expectativa de evolução é igualmente significativa; mas mesmo para as configurações esperadas para o curto prazo, os valores já seriam compatíveis com os atuais níveis de custo do etanol de cana, graças ao baixo custo da biomassa e à grande geração de energia elétrica excedente.

Alternativamente à rota bioquímica, diversos biocombustíveis podem ser produzidos pela via termoquímica, através da gasificação da biomassa e conversão do gás de síntese. Assim como para a tecnologia BIG/GT-CC, esta opção também deverá estar comercialmente disponível somente no médio-longo prazo, e muitos esforços de demonstração ainda devem ser realizados até lá. Dentre as várias possibilidades permitidas pela conversão termoquímica, este estudo envolveu a análise somente das produções de gasolina e diesel por Fischer-Tropsch, DME e etanol. Nestes casos, com base numa gasificação pressurizada com injeção de oxigênio, o rendimento de líquidos FT ficaria em torno de 490 MJ/tc, enquanto que os rendimentos para o processo envolvendo DME produziriam cerca de 350 MJ de combustível por tonelada de cana, considerando a alternativa once-through, ou pouco mais de 750 MJ/tc, para o caso da alternativa com reciclo. Para o processo de produção de etanol, baseando-se numa gasificação atmosférica com aquecimento indireto, o rendimento seria um pouco superior a 570 MJ/tc. Com exceção do DME, os custos de produção desses biocombustíveis, assim como para o caso da hidrólise, também ficariam em níveis satisfatórios graças ao baixo custo da biomassa e à geração de energia excedente. A Tabela 9.2 apresenta o resumo dos resultados das tecnologias consideradas para a produção de combustíveis.

Tabela 9.2. Rendimento e custo dos combustíveis derivados do material ligno-celulósico.

Alternativa	Rendimento (L/tc)	Custo (R\$/m³)
Conversão bioquímica		
Org. + hid.ácida	20	680
Ac. diluído + SSF	32	480
Ac. diluído + SSCF	37	390
Expl. de vapor + SSCF	37	300
LHW + CBP	40	270
Conversão termoquímica		
Líquidos FT	5,9 (gasolina) 8,6 (diesel)	~1075
DME-OT	12,3 kg/tc	820
DME-RC	26,5 kg/tc	980
Etanol	25,6 (etanol) 4,4 (outros álcoois)	455

Mesmo para o caso da produção de combustíveis, é interessante que a usina seja capaz de gerar uma certa quantidade de energia elétrica excedente, tendo em vista as características atuais do setor energético brasileiro. Além disso, como já discutido, a energia elétrica é um importante co-produto, responsável, em grande parte, pela competitividade dos combustíveis produzidos. Conforme indica a Figura 9.3, mesmo para casos com grandes rendimentos de combustíveis, o nível de energia excedente é consideravelmente alto. No “pior” dos casos, a geração de energia excedente ficaria em torno de 30 kWh/tc, o que já seria um aumento considerável se comparado com os atuais níveis de excedentes das usinas. De qualquer forma, fica claro o importante papel que as usinas de cana deverão desempenhar no fornecimento de energia elétrica no Brasil.

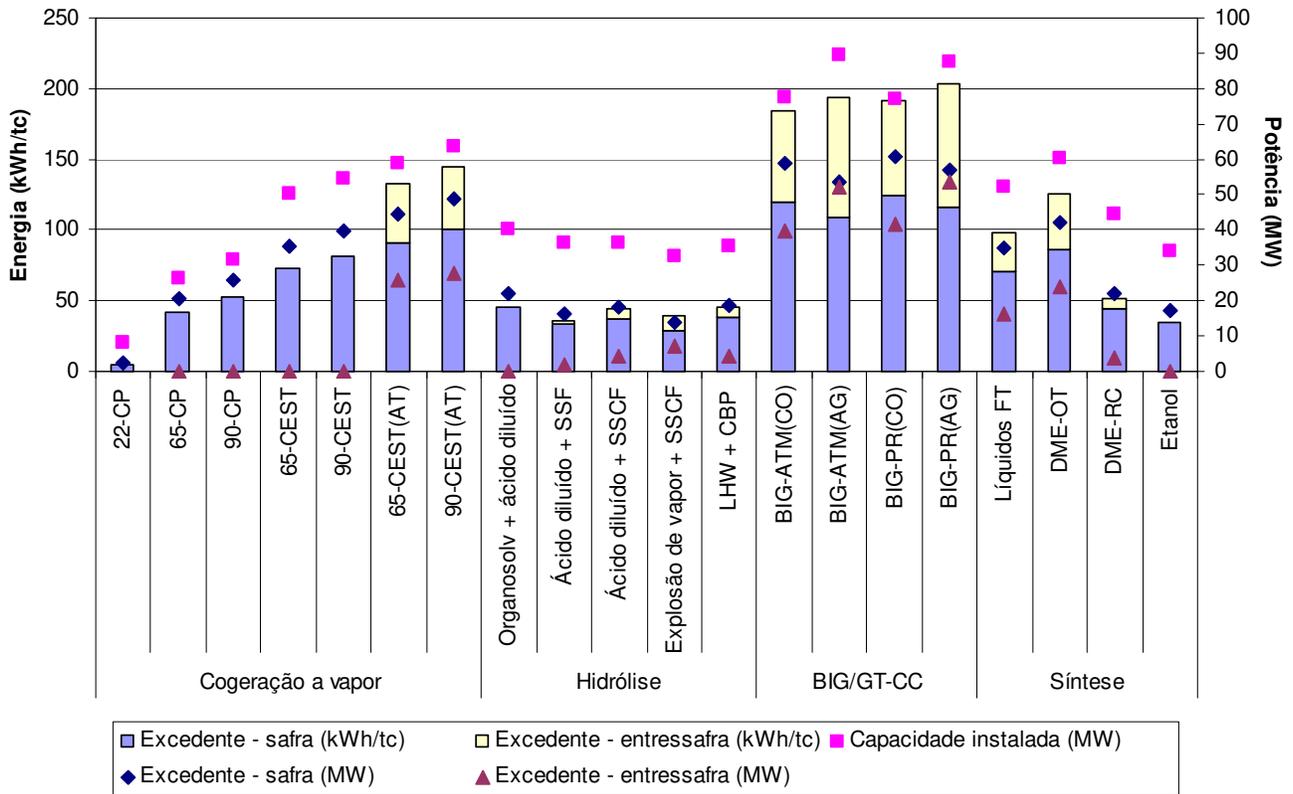


Figura 9.3. Geração de energia para as diferentes configurações avaliadas (escala de referência: usina de 2 Mtc/ano).

Tendo em vista essas diferentes rotas tecnológicas, torna-se também importante avaliar qual seria o aproveitamento global da usina considerando a utilização de cada uma dessas opções, ou seja, o quanto da energia disponibilizada pela biomassa da cana a indústria conseguiria aproveitar. Para dar maior sentido a estas comparações, tomou-se como referência uma usina produtora somente de energia, com base numa destilaria autônoma (o caldo dá origem somente a etanol). Como se pode ver na Figura 9.4, o aproveitamento da usina atual não chega a 40% (embora a eficiência de Primeira Lei seja maior), mas se sistemas avançados de cogeração a vapor são utilizados, o aproveitamento energético global da biomassa pode chegar a 47%. De maneira geral, a produção de combustíveis a partir da biomassa residual permitiria maior aproveitamento da energia, principalmente no caso das opções avançadas da hidrólise, as quais possibilitariam aproveitamentos de cerca de 58%. Para o caso dos sistemas baseados na gasificação, vale lembrar que aproveitamentos consideravelmente maiores poderiam ser alcançados, caso não fosse necessário utilizar parte do calor residual para secar a biomassa da

cana. Outro ponto que deve ser destacado é que essa análise não considera a “qualidade” da energia produzida, “prejudicando”, assim, as configurações destinadas à geração de energia elétrica.

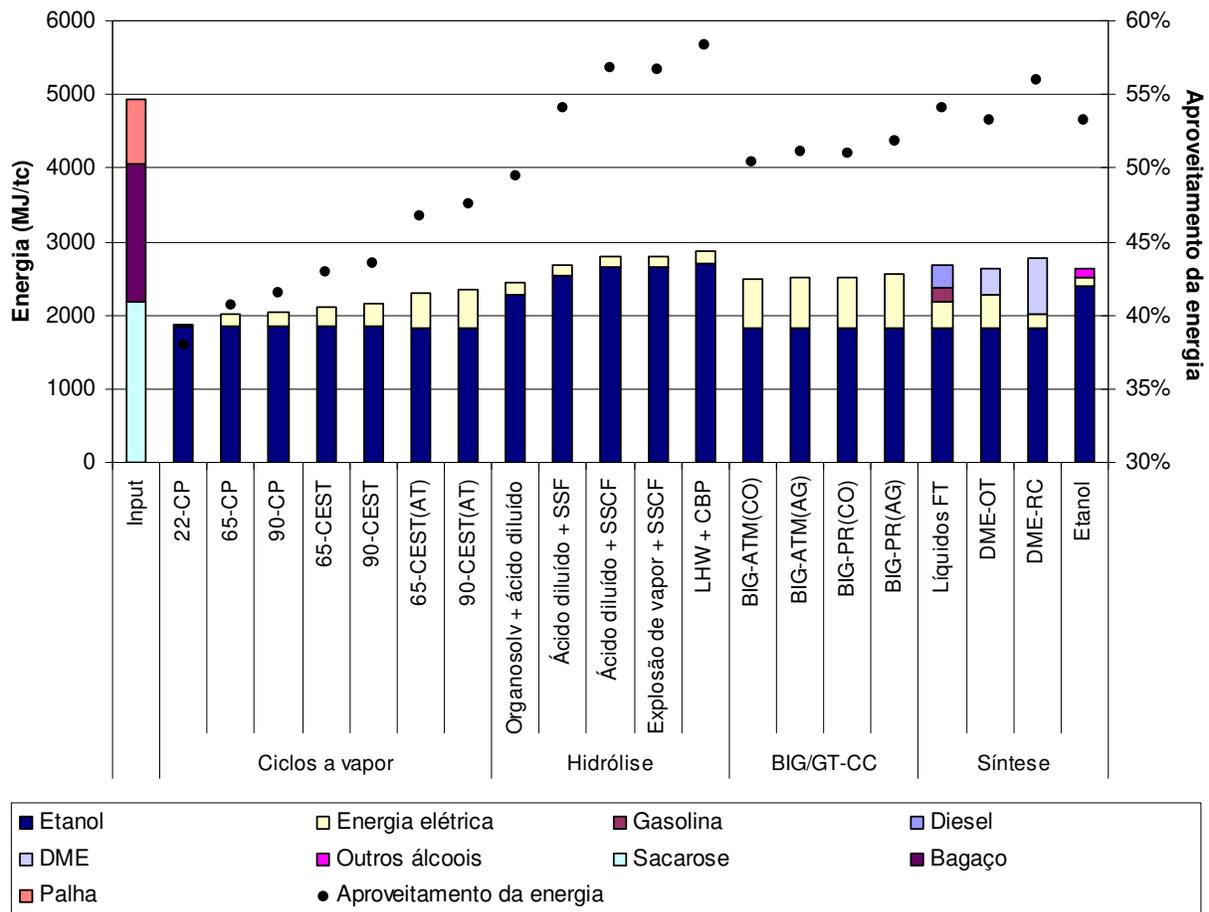


Figura 9.4. Balanço global de energia da usina considerando as diferentes tecnologias para o aproveitamento da biomassa residual da cana.

9.3. Aspectos econômicos

A Figura 9.5 apresenta uma comparação da contribuição para o lucro bruto da usina dos produtos derivados da sacarose (açúcar e álcool) e da fibra, considerando as diferentes rotas tecnológicas discutidas aqui. Para esta comparação, o lucro bruto específico foi calculado pela

diferença entre o preço do produto e o seu custo total de produção, incluindo o custo de capital. A Tabela 9.3 mostra os preços considerados para os diferentes produtos envolvidos.

Tabela 9.3. Preços atuais dos produtos considerados na análise.

Produto	Preço
Açúcar ^a	560 R\$/t
Etanol ^a	760 R\$/m ³
Energia elétrica ^b	140 R\$/MWh
Diesel ^c	1360 R\$/m ³
Gasolina ^c	1540 R\$/m ³
GLP ^c	1070 R\$/t

a. Média dos valores pagos às usinas em 2007 (Baseado nos valores do Cepea).

b. Valor médio pago pela energia elétrica das usinas nos leilões.

c. Média dos valores pagos aos produtores em 2007 (Baseado nos valores da ANP).

Conforme indica a Figura 9.5, o aumento do aproveitamento da energia da cana não representa, necessariamente, aumento dos lucros, muito embora o melhor aproveitamento do material ligno-celulósico represente uma grande oportunidade de negócio para a maioria das rotas investigadas aqui. Nos casos extremos, a parcela de lucro proveniente dos produtos da fibra poderá até mesmo representar a maior parte do lucro total da usina, ao passo que algumas tecnologias estarão longe de serem economicamente atrativas. Evidentemente, este cenário é totalmente dependente dos preços dos produtos em questão, e alterações combinadas, ainda que ínfimas, podem provocar distorções significativas neste quadro. Independentemente disso, é evidente a importância que os produtos da fibra da cana deverão representar para o contexto geral das usinas no futuro.

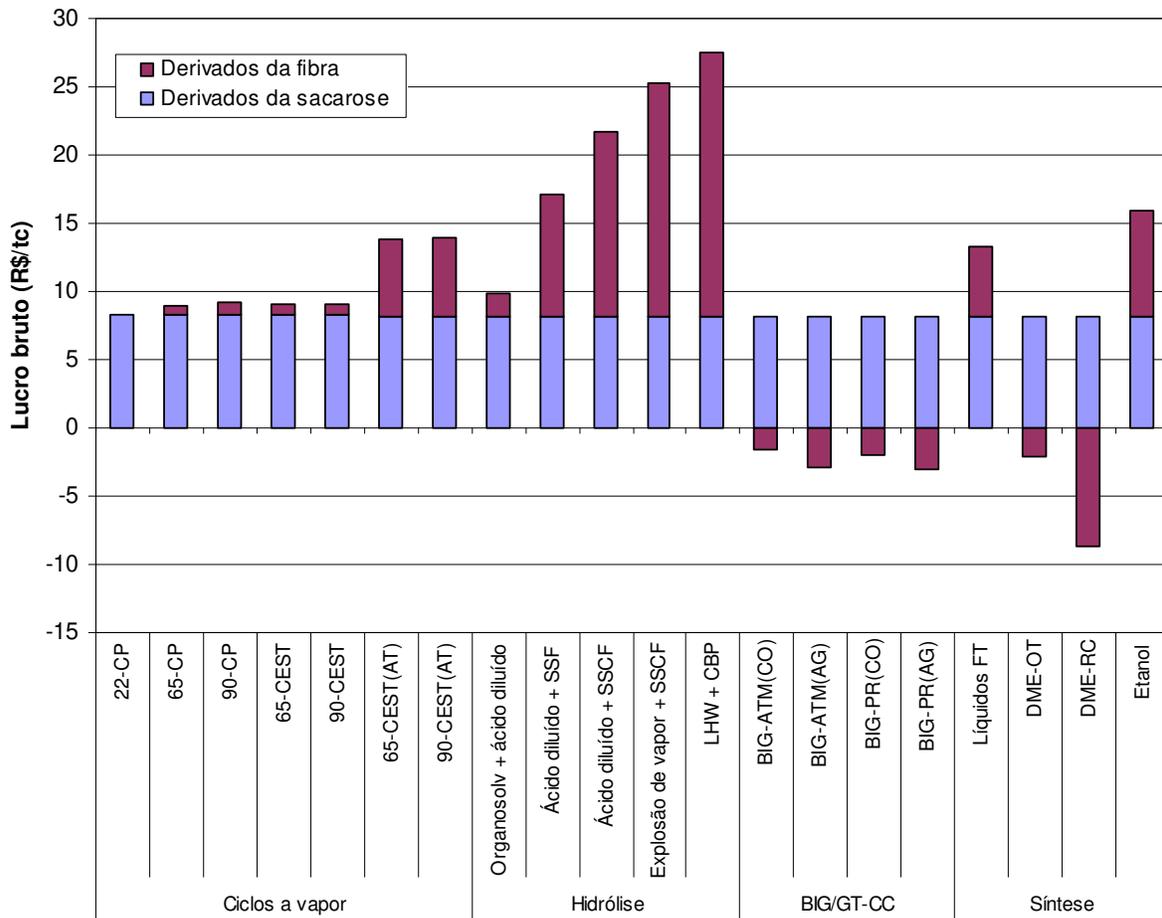


Figura 9.5. Lucro bruto específico da usina considerando diferentes tecnologias para o aproveitamento da biomassa residual da cana.

Diante desse cenário, passa a ser importante definir, então, o valor que a biomassa residual da cana representa. Hoje, o bagaço é encarado como um resíduo industrial do processamento do caldo da cana, e por isso seu custo é normalmente estipulado como zero. Mas, conforme diferentes possibilidades de uso com diferentes lucratividades venham a se tornar disponíveis, é preciso conhecer qual seria o custo de oportunidade dessa biomassa. As figuras 9.6, 9.7 e 9.8 mostram o resultado dessa análise para as diferentes tecnologias avaliadas, considerando diferentes preços dos “produtos” do bagaço. O valor do bagaço foi calculado como o incremento do lucro bruto total da usina em relação ao lucro proveniente dos produtos da sacarose para o caso de referência (usina atual), dividido pela quantidade de bagaço utilizado.

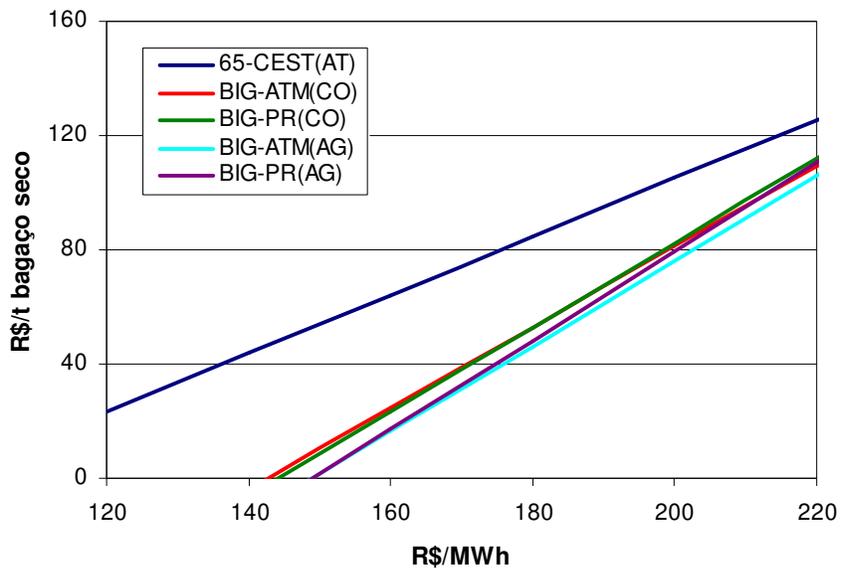
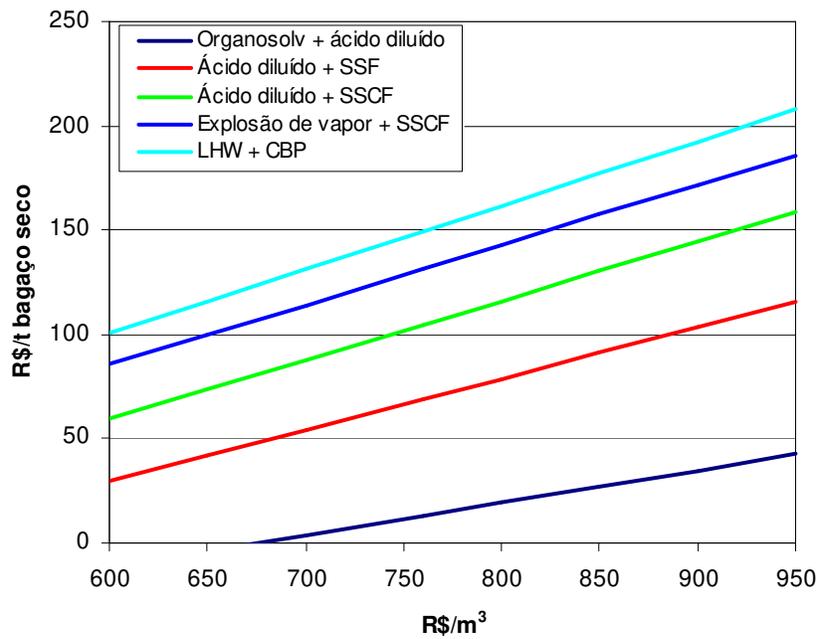
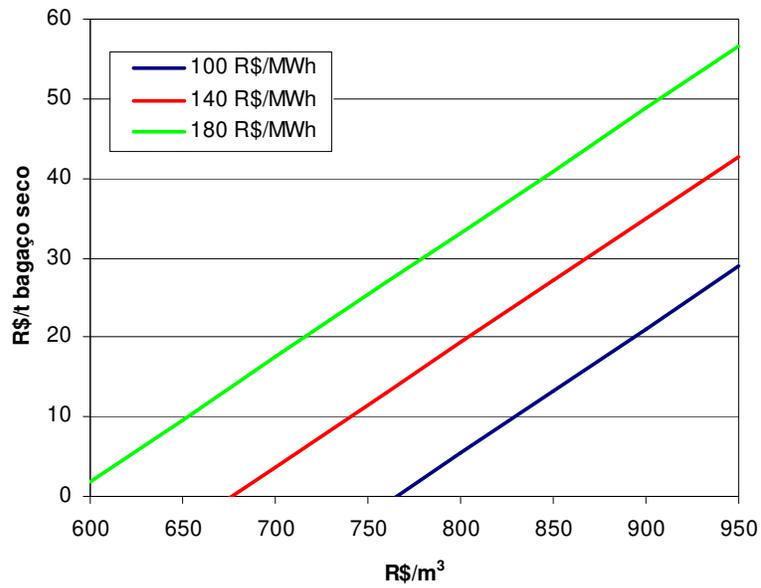


Figura 9.6. Valor do bagaço para a geração de energia elétrica.

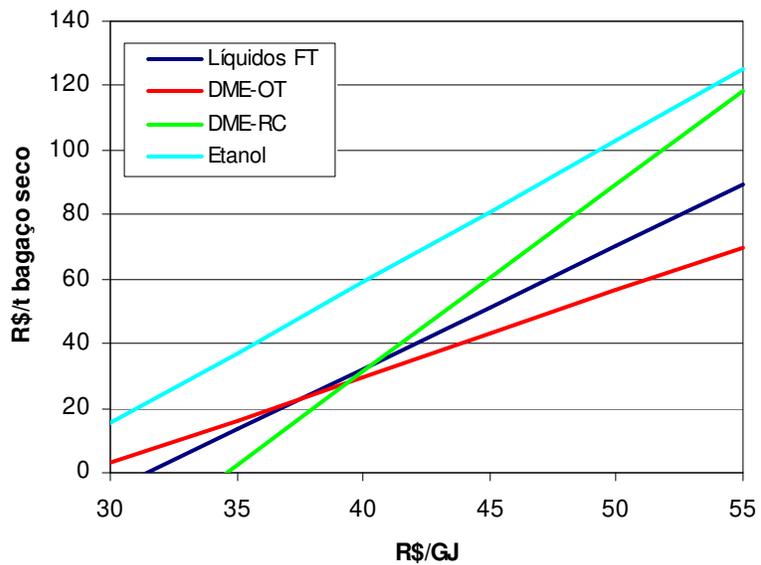


(a)

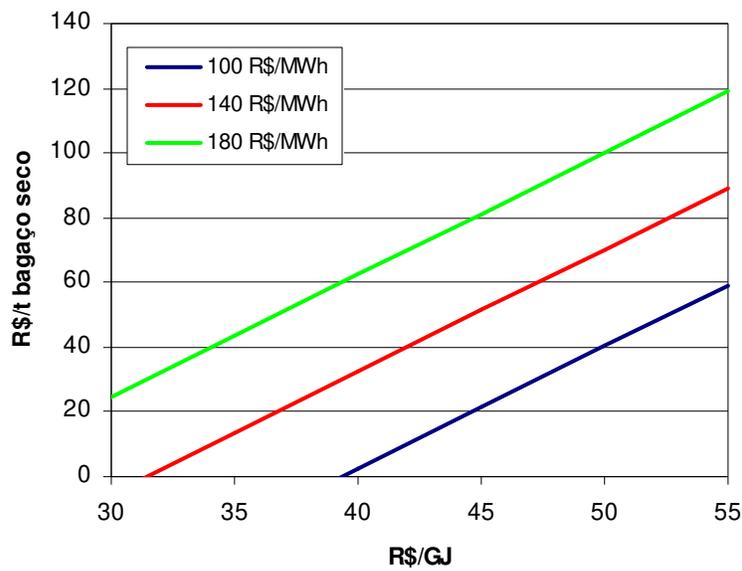


(b)

Figura 9.7. (a) Valor do bagaço para a produção de etanol via hidrólise e (b) influência da tarifa da energia elétrica no valor do bagaço para a configuração de curto prazo Organosolv + hidrólise ácida.



(a)



(b)

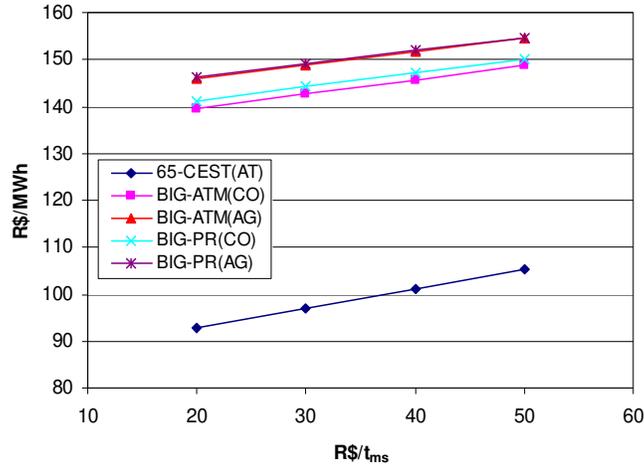
Figura 9.8. (a) Valor do bagaço para a produção de combustíveis de síntese e (b) influência da tarifa da energia elétrica no valor do bagaço para a produção de líquidos FT.

Naturalmente, os valores obtidos para estas diferentes rotas tecnológicas não podem ser comparados de imediato, dado que serão opções disponíveis em horizontes distintos, conforme é ilustrado na Figura 9.2. Para o curto prazo, as opções para o uso da biomassa ficam entre a produção de etanol por hidrólise e a cogeração de energia com ciclos a vapor, os quais representariam, respectivamente, custos de oportunidade para o bagaço de 13 e 44 R\$/t_{ms}, considerando os atuais níveis de preço do etanol e da energia elétrica. Mas no caso específico da hidrólise, se consideramos a rota enzimática, o valor do bagaço poderá subir para 69 R\$/t_{ms}, caso os rendimentos desta configuração sejam realmente alcançados. Pensando no longo prazo, num horizonte em que todas as opções avançadas deverão estar comercialmente disponíveis, nota-se que dentro das hipóteses adotadas aqui a produção de etanol pela via bioquímica ainda deverá prevalecer como a rota economicamente mais interessante para o uso do bagaço, refletindo num custo de oportunidade de 150 R\$/t_{ms}.

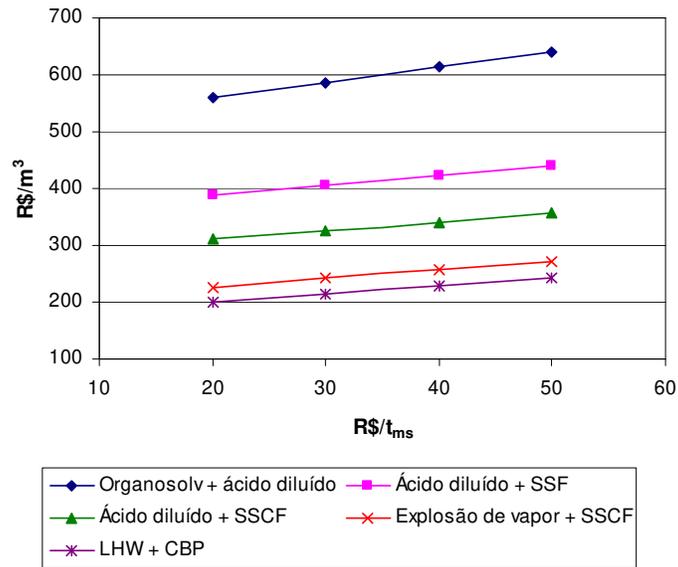
No caso da geração de energia, conforme já discutido nos capítulos anteriores, apesar do aumento de eficiência proporcionado pela tecnologia BIG/GT-CC, os altos custos associados a esta opção fazem com que sua adoção nas usinas brasileiras faça sentido somente com tarifas de

energia superiores aos níveis atuais. Já a gasificação para a produção de combustíveis de síntese, embora não tenha desempenhos comparáveis aos da hidrólise, se mostra interessante para o médio-longo prazo, principalmente com a expectativa de elevação dos preços dos derivados de petróleo. Além disso, é provável que os desafios encarados para a conversão termoquímica sejam mais facilmente contornados do que aqueles verificados para a conversão bioquímica. Isso porque muitos esforços de demonstração já foram realizados, e a maior parte dos problemas restantes está essencialmente ligada a questões de engenharia do processo; já no caso da hidrólise, os rendimentos e tempos de residência estão longe daquilo que é esperado para o futuro, e diversas questões relacionadas à ciência dessa tecnologia ainda devem ser investigadas.

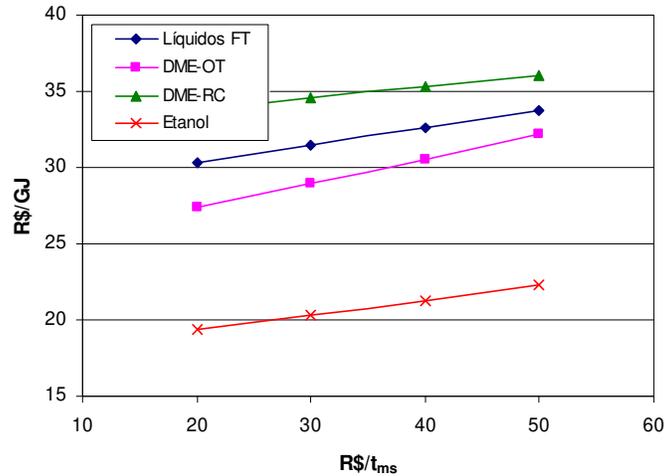
Pensando em ambas as tecnologias para a produção de combustíveis, vale lembrar, mais uma vez, a influência que a venda de energia elétrica exerce sobre suas competitividades, de forma que o valor do bagaço seja bastante sensível à tarifa da energia também nestes casos, conforme se pode ver nas figuras 9.7-b e 9.8-b. Outro ponto que ainda merece grande destaque é a importância da palha no contexto das análises conduzidas aqui. Para que esses valores tão expressivos para o bagaço possam ser alcançados, é essencial que a palha seja recuperada do campo a um custo baixo e com qualidade apropriada para ser utilizada como combustível ou insumo para os processos. Atualmente esta questão ainda é um desafio, mas se espera que em pouco tempo a rota mais adequada para a recuperação e processamento da palha na usina esteja devidamente otimizada. Muito embora não se tenha certeza sobre o custo de recuperação, para a faixa de valores esperados, os custos finais dos produtos derivados da fibra não seriam muito sensíveis ao valor da palha (ver Figura 9.9), já que ela representaria somente 30% de todo o material ligno-celulósico utilizado.



(a)



(b)



(c)

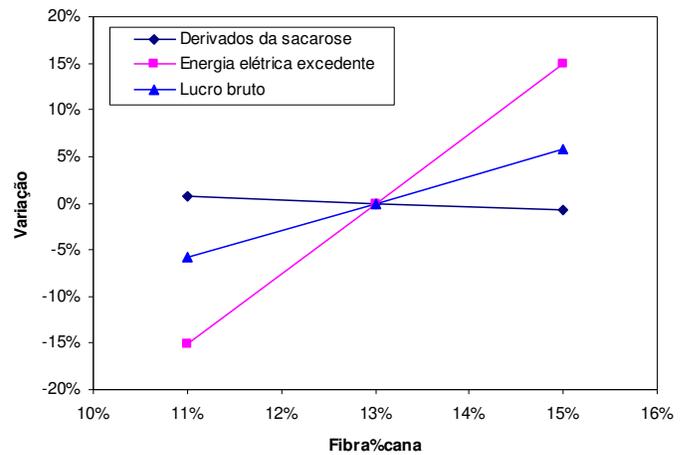
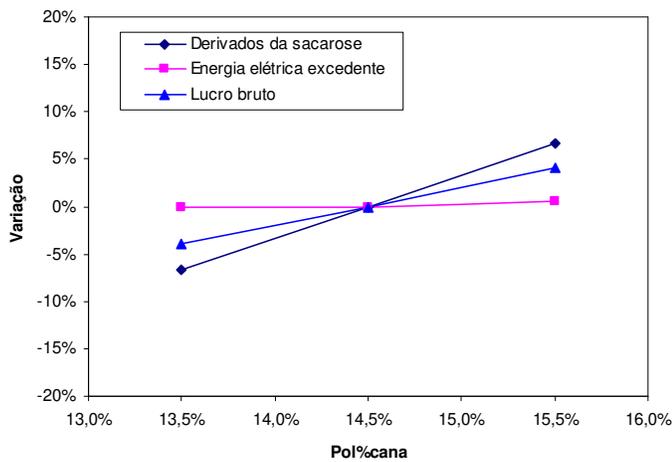
Figura 9.9. Sensibilidade do custo dos produtos derivados da fibra com relação ao custo da palha: (a) geração de energia elétrica; (b) produção de etanol por hidrólise e (c) produção de combustíveis de síntese.

9.4. Influência da qualidade da matéria-prima

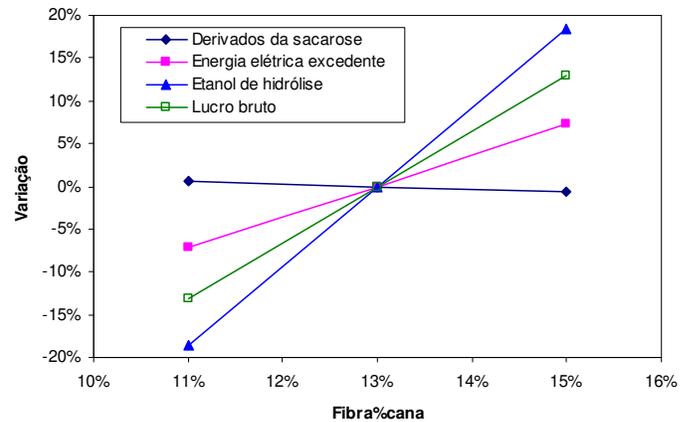
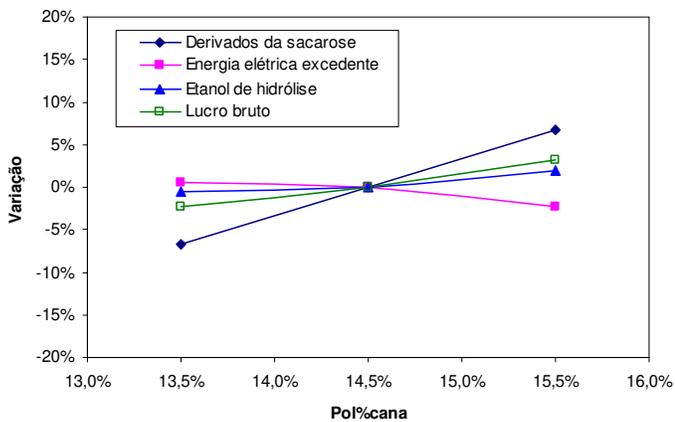
Nos últimos vinte anos, o desenvolvimento de novas variedades de cana cada vez mais adaptadas a condições específicas de solo e clima, associado a melhores práticas agrícolas, tem permitido o aumento contínuo não só da produtividade, como da qualidade da matéria-prima. Nesse período inúmeras variedades foram desenvolvidas buscando-se essencialmente melhor resistência a pragas e maior produtividade de ATR por hectare. No entanto, conforme os produtos derivados do bagaço da cana venham a se destacar, é natural que surja a questão se o desenvolvimento de novas variedades deva também valorizar o nível de fibra da cana. Hoje, altos teores de fibra na cana ainda são encarados de forma negativa, já que comprometem a capacidade de moagem e promovem maior arraste de açúcar. Mas o melhor aproveitamento do material ligno-celulósico através de tecnologias avançadas poderá provocar alterações nesta lógica.

Para se ter idéia de quais seriam os limites, uma análise de sensibilidade com relação aos teores de pol e fibra foi realizada, buscando avaliar os efeitos da variação da qualidade da cana na produção dos derivados da sacarose e da fibra, e seus reflexos no desempenho econômico da

usina. A análise foi conduzida com base em três tecnologias para o aproveitamento da biomassa residual – cogeração avançada com ciclos a vapor, hidrólise e produção de combustíveis de síntese – que foram aquelas que se mostraram economicamente mais atrativas neste estudo. Para os três casos foram consideradas como referência as mesmas condições assumidas nos capítulos anteriores para as avaliações individuais destas tecnologias. Para a cogeração com ciclo a vapor foi adotada a configuração 65-CEST(AT), para a hidrólise, a opção avançada LHW + CBP e para a síntese, a produção de líquidos Fischer-Tropsch.



(a)



(b)

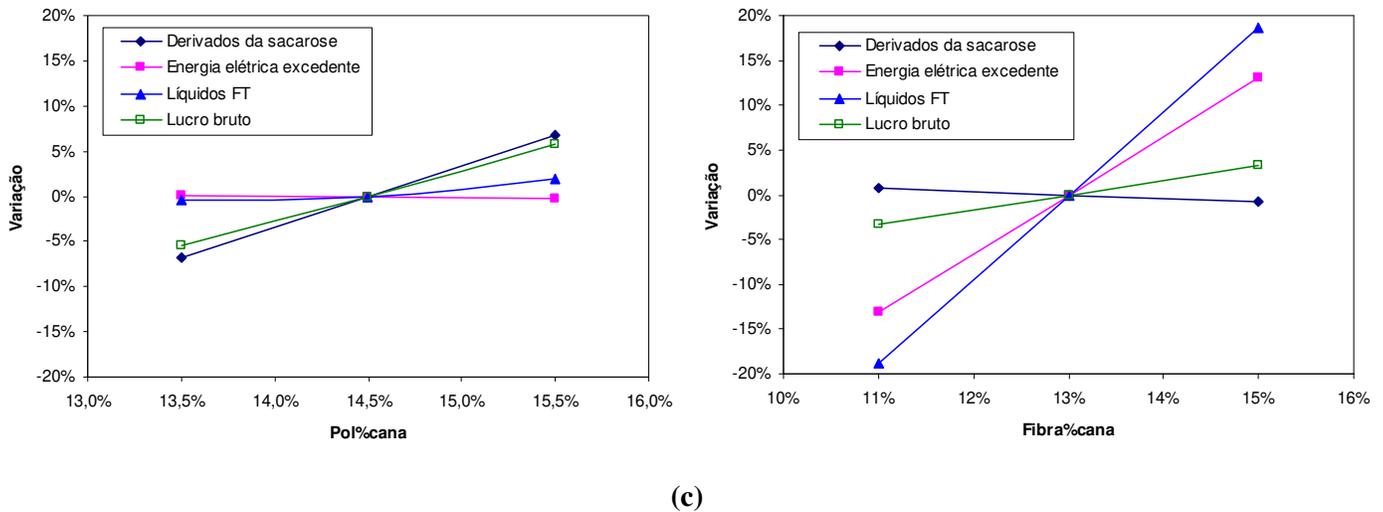


Figura 9.10. Avaliação do impacto da variação do teor de pol e fibra da cana no desempenho global da usina considerando diferentes tecnologias para o aproveitamento da biomassa residual: (a) cogeração com ciclos a vapor (65-CEST(AT)); (b) produção de etanol via hidrólise (LHW + CBP) e (c) síntese de combustíveis (líquidos FT).

Como indica a Figura 9.10, de forma geral, maiores teores de pol resultariam, evidentemente, em maiores rendimentos de açúcar e álcool, assim como níveis mais elevados de fibra proporcionariam maiores rendimentos de eletricidade excedente e combustíveis. Não obstante, níveis mais elevados de pol também permitiriam rendimentos levemente superiores dos produtos da fibra, uma vez que um montante maior de biomassa ficaria disponível, já que a demanda de vapor dos processos da usina seria um pouco menor. Por outro lado, o incremento no nível de fibra promoveria maior arraste de açúcar na extração do caldo, reduzindo, assim, os rendimentos de açúcar e álcool. Em termos econômicos, essa perda adicional de açúcar seria completamente compensada pelos rendimentos associados à maior geração de energia, considerando a opção de cogeração já no curto prazo. Pensando no longo prazo, os altos rendimentos de etanol a baixo custo da hidrólise desequilibrariam completamente a preferência pela fibra, enquanto que para a produção de líquidos FT a preferência pelo açúcar prevalece.

Apesar desses indicativos, é pouco provável que a busca por variedades com maior fibra deverá ser um novo paradigma no setor; porém, fica evidente o interesse em se considerar o aproveitamento de variedades com maior teor fibra no *mix* de canas nas bio-refinarias do futuro,

especialmente quando passamos a considerar o amplo espectro de possibilidades que as opções transgênicas deverão proporcionar. De qualquer forma, o teor médio de fibra na usina deverá aumentar substancialmente nos próximos anos, devido ao aumento da impureza vegetal decorrente da colheita de cana crua. Pensando por esse lado, uma alternativa para aumentar o nível de biomassa na usina seria a promoção de uma maior recuperação de palha do campo, mas, a princípio, essa não seria a opção mais interessante. Como a recuperação de palha envolve, quase que inevitavelmente, um maior volume de impureza vegetal, o arraste de açúcar ainda seria observado, além das desvantagens adicionais associadas ao custo logístico da recuperação e ao maior teor de impurezas minerais da palha.

9.5. Aspectos ambientais (emissões de GEE)

As vantagens ambientais do etanol derivado da cana-de-açúcar, considerando a substituição de gasolina e mitigação das emissões de GEE, já são conhecidas há algum tempo, desde a publicação dos primeiros trabalhos envolvendo o balanço de energia e as emissões de GEE no ciclo de vida do etanol. No Capítulo 8 esses balanços foram atualizados, considerando os valores médios da safra 2005/2006 para uma amostra de 44 usinas da Região Centro-Sul do Brasil. Além das atualizações da metodologia e base de dados, o estudo também avaliou as expectativas para o horizonte de 2020, levando em conta as evoluções esperadas na produção e processamento da cana e a disponibilidade de novas tecnologias para o melhor aproveitamento da biomassa.

Considerando os valores de 2005/2006, a relação de energia na produção de etanol foi de 9,4, o que já representa um considerável aumento com relação aos dados de 2002 (MACEDO et al., 2004). As emissões no ciclo de vida do etanol foram avaliadas em 257 e 269 kg CO₂eq/m³ de etanol hidratado e anidro, respectivamente, já considerando os “créditos” de emissão dos co-produtos do etanol (bagaço e energia elétrica). Para o futuro, apesar do aumento da colheita mecanizada, a melhor utilização da biomassa residual da cana associada à eliminação da queimada permitirá que níveis de emissão muito menores possam ser alcançados. Na verdade, espera-se que os créditos de emissão advindos dos co-produtos venham a compensar (e até mesmo superar) as emissões envolvidas na produção e distribuição do etanol. No cenário

moderado proposto para 2020, por exemplo, o qual se acredita ser o mais provável, somente com a utilização de tecnologias comerciais de hoje as emissões do ciclo de vida do etanol seriam de -392 kg CO₂eq/m³ hidratado e -409 kg CO₂eq/m³ anidro.

Dessa forma, torna-se ainda maior o potencial de mitigação de emissões do uso de etanol de cana como combustível substituto à gasolina. Para o cenário citado acima, a emissão líquida evitada pelo uso de um metro cúbico de etanol anidro na forma E25 seria de 2,5 t CO₂eq; conforme é indicado na Tabela 9.4, em termos de biomassa, isso significa que os produtos de uma tonelada de cana (mais alguma palha) seriam capazes de promover uma redução de emissões de 233 kg CO₂eq. Igualmente, pode-se dizer que 1 hectare cultivado com cana poderá ser responsável pela mitigação de mais de 18,4 toneladas de CO₂eq por ano, considerando as formas de uso dos seus produtos adotadas neste cenário.

Tabela 9.4. Emissões de GEE evitadas pelo uso dos produtos da cana.

Cenário ^a	Uso do etanol	Emissão líquida		
		t CO ₂ eq/ha.ano	↔ kg CO ₂ eq/tc	↔ t CO ₂ eq/m ³
2005/2006	HDE	-11,3	-155	-1,7
	E25	-11,5	-159	-1,8
2020 - Moderado	HDE	-18,1	-229	-2,4
	FFV	-16,8	-212	-2,2
2020 - Agressivo 1	E25	-18,4	-233	-2,5
	HDE	-20,0	-253	-1,9
2020 - Agressivo 2	FFV	-18,2	-229	-1,7
	E25	-20,5	-258	-2,0
2020 - Agressivo 3	HDE	-21,2	-268	-2,8
	FFV	-19,9	-251	-2,6
2020 - Agressivo 3	E25	-21,5	-271	-2,9
	HDE	-19,8	-250	-2,6
	FFV	-18,5	-234	-2,4
	E25	-20,1	-254	-2,8

^a Ver a definição dos cenários no Capítulo 8.

9.6. Conclusões

Hoje podemos dizer que as atuais usinas de cana-de-açúcar no Brasil já representam importantes precursoras das futuras bio-refinarias, utilizando a biomassa da cana para a produção de diferentes produtos, mas ainda aproveitando de forma pouco eficiente o material ligno-

celulósico. Além de açúcar e álcool, as usinas ainda têm a boa oportunidade de explorar de forma competitiva a produção de outros produtos de mais alto valor agregado (como aminoácidos e aditivos alimentares) valendo-se do baixo custo dos açúcares da cana e da grande disponibilidade de energia.

No caso da fração ligno-celulósica, atualmente as opções avançadas de cogeração já possibilitam maiores aproveitamentos da energia da cana, além de representarem uma importante fonte adicional de rendimentos para a indústria. A médio-longo prazo, as tecnologias da hidrólise e gasificação permitirão que aproveitamentos ainda maiores sejam alcançados, muito embora não representem necessariamente boas alternativas do ponto de vista econômico. Considerando as opções e hipóteses adotadas neste estudo, a hidrólise se mostrou como a rota economicamente mais interessante, porém, também é aquela que ainda apresenta os maiores desafios a serem superados para chegar a um nível comercial adequado. Mas, de forma geral pode-se dizer que todas essas tecnologias têm um bom potencial para serem utilizadas nas usinas brasileiras graças à grande disponibilidade de biomassa a baixo custo. Também é importante destacar que desempenhos ainda maiores poderiam ser observados através de uma maior integração com os processos da usina. Neste caso, fica como sugestão para os próximos trabalhos uma modelagem mais detalhada das diferentes rotas tecnológicas integradas a usina, permitindo que sejam quantificados esses potenciais ganhos.

Por fim, é preciso ressaltar a grande contribuição ambiental que o uso otimizado da biomassa da cana deverá representar. Hoje em dia o etanol já se apresenta como uma das principais alternativas para a mitigação da emissão de gases de efeito estufa, mas conforme a biomassa residual da cana venha a ser aproveitada de forma mais eficiente, os ganhos ambientais devem ser ainda maiores. Isso, somado às vantagens sócio-econômicas já propiciadas pela atividade canavieira, deverá realçar a importância do setor como colaborador para o desenvolvimento sustentável.

Sugestões para trabalhos futuros

Com base no que foi verificado ao longo deste estudo, ficam como sugestões para os próximos trabalhos os seguintes tópicos:

- Analisar o impacto do uso de diferentes equipamentos (e.g. difusores, membranas para desidratação) no balanço de massa e energia da usina.
- Avaliar as implicações para as tecnologias futuras (rendimentos por tonelada de cana e custos) de uma maior redução do consumo de vapor dos processos convencionais da usina (redução para 280 kg/tc), juntamente com um maior nível de recuperação de palha.
- Considerar a utilização das tecnologias do futuro em um cluster de usinas, permitindo aumentar a escala de uso da biomassa, com custos otimizados.
- Construir um modelo de simulação mais detalhado das diferentes rotas tecnológicas integradas à usina, de forma a possibilitar a investigação de possíveis sinergias.
- Considerar a utilização de uma planta anexa de biodiesel (produzido a partir de uma oleaginosa cultivada na rotação de cana) e verificar seu impacto nos balanços de energia e emissões de GEE na produção do etanol.
- Analisar as emissões de GEE e uso de energia fóssil no ciclo de vida do etanol considerando o critério de alocação para divisão desses fluxos entre os produtos da cana.
- Considerar outros usos do etanol (em substituição ao diesel, por exemplo) na análise do ciclo de vida.
- Analisar, do ponto de vista exergético, o aproveitamento da biomassa da cana considerando o emprego das tecnologias analisadas.

Referências bibliográficas

- ADEN, A.; RUTH, M.; IBSEN, K.; JECHURA, J.; NEEVES, K.; SHEEHAN, J.; WALLACE, B.; MONTAGUE, L.; SLAYTON, A.; LUKAS, J. Lignocellulosic biomass to ethanol process design and economics utilizing co-current dilute acid prehydrolysis and enzymatic hydrolysis for corn stover. Technical report TP-510-32438, NREL, Golden, CO, USA; June 2002.
- ADSUL, M.G.; GHULE, J.E.; SHAIKH, H.; SINGH, R.; BASTAWDE, K.B.; GOKHALE, D.V.; VARMA, A.J. Enzymatic hydrolysis of delignified bagasse polysaccharides. Carbohydrate Polymers, v. 62, pp. 6-10, 2005.
- AGROBYTE. Cana de açúcar. www.agrobyte.com.br. Acessado em 06/2006.
- AGUILAR, R.; RAMÍREZ, J.A.; GARROTE, G.; VÁZQUEZ, M. Kinetic study of the acid hydrolysis of sugar cane bagasse. Journal of Food Engineering, v. 55, pp. 309-318, 2002.
- ANÔNIMO. Gasification systems. Disponível em: www.gasnet.uk.net. Acessado em 01/2006.
- ASSOCANA – Associação Rural dos Fornecedores e Plantadores de Cana da Média Sorocabana. www.assocana.com.br. Acessado em 02/2008.
- BABU, S.P.; HOFBAUER, H. Status and prospects of biomass gasification. STCBC, Victoria, Canada, August 2004.
- BABU, S.P. Observations on the current status of biomass gasification. IEA – Task 33: Thermal gasification of Biomass, March 2005.

- BALLESTEROS, M.; OLIVA, J.M.; NEGRO, M.J.; MANZANARES, P.; BALLESTEROS I.
Ethanol from lignocellulosic materials by a simultaneous saccharification and fermentation process (SFS) with *Kluyveromyces marxianus* CECT 10875. *Process Biochemistry*, v. 39, pp. 1843-1848, 2004.
- BAYER E.A.; LAMED, R.; HIMMEL, M.E. The potential of cellulases and cellulosomes for cellulosic waste management. *Current Opinion in Biotechnology*, v. 18, pp. 1-9, 2007.
- BEN – Balanço Energético Nacional. Ministério de Minas e Energia (MME), 2006.
- BIOCYCLE, www.biocycle.com.br. Acessado em 03/2008.
- BTC – Boletim Técnico Copersucar 16-81. Modernização de Caldeiras. Outubro de 1981.
- CARVALHO, E.P. Perspectivas da agroenergia. Em: Seminário BM&F perspectivas para o Agribusiness em 2007 e 2008. São Paulo, SP, abril de 2007.
- CGEE – Centro de Gestão de Estudos Estratégicos. Estudo sobre as possibilidades e impactos da produção de grandes quantidades de etanol visando à substituição parcial de gasolina no mundo – Fase 1, NIPE/UNICAMP e Centro de Gestão de Estudos Estratégicos, Campinas, 2005.
- CHANDEL, A.K.; KAPOOR, R.K.; SINGH, A.; KUHAD, R.C. Detoxification of sugarcane bagasse hydrolysate improves ethanol production by *Candida shehatae* NCIM 3501. *Bioresource Technology*, v. 98, pp. 1947-1950, 2007.
- CHANG, V.S.; NAGWANI, M.; HOLTZAPPLE, M.T. Lime pretreatment of crop residues bagasse and wheat straw. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, v. 74, pp. 135-159, 1998. Em: MOSIER, N.; WYMAN, C.; DALE, B.; ELANDER, R.; LEE, Y.Y.; HOLTZAPPLE, M.; LADISCH, M. Features of promising technologies for pretreatment of lignocellulosic biomass. *Bioresource Technology*, v. 96, pp. 673-686, 2005.

CHAVES PLANEJAMENTO E CONSULTORIA. Impacto das perdas industriais no lucro da agroindústria sucroalcooleira. 2006.

CHEMICAL ENGINEERING MAGAZINE. Economic Indicators. October 2007.

CONSONNI, S.; LARSON, E.D. Biomass-gasifier/aeroderivative gas turbine combined cycles: Part A – Technologies and performance modeling. Journal of Engineering for Gas Turbines and Power, v. 118, pp. 507-515, July 1996a.

CONSONNI, S.; LARSON, E.D. Biomass-gasifier/aeroderivative gas turbine combined cycles: Part B – Performance calculations and economic assessment. Journal of Engineering for Gas Turbines and Power, v. 118, pp. 516-525, July 1996b.

COPERSUCAR – Cooperativa de Produtores de Cana-de-açúcar, Açúcar e Álcool do Estado de São Paulo. www.copersucar.com.br. Acessado em 02/2007.

CTC – Centro de Tecnologia Canavieira. Dados Médios de Ensaios. Piracicaba, SP, Brasil, 2005a.

CTC – Centro de Tecnologia Canavieira. Relatórios do Controle Mútuo Agroindustrial. Piracicaba, SP, Brasil, 2006.

CTC – Centro de Tecnologia Canavieira. Síntese dos Relatórios do Controle Mútuo Agroindustrial – Módulo Industrial, Pol e Fibra da Cana, CTC, 2000 a 2005, Piracicaba, SP, Brasil, 2005b.

CUMMER, K. R.; BROWN, R.C. Ancillary equipment for biomass gasification. Biomass and Bioenergy, v. 23, pp. 113-128, 2002.

- CUZENS, J.C. ; MILLER, J.R. Acid hydrolysis of bagasse for ethanol production. *Renewable Energy*, v. 10, No. 2/3, pp. 285-290, 1997.
- DAWSON, L.; BOOPATHY, R. Use of post-harvest sugarcane residue for ethanol production. doi:10.1016/j.biortech.2006.07.029, 2006.
- DEN HAAN, R.; ROSE, S.H.; LYND, L.R.; VAN ZYL, W.H. Hydrolysis and fermentation of amorphous cellulose by recombinant *Saccharomyces cerevisiae*. *Metabolic Engineering*, doi:10.1016/j.ymben.2006.08.005, 2006.
- DIPARDO, J. Outlook for Biomass Ethanol Production and Demand. Energy Information Administration/DOE, Washington, DC.
- DONZELLI, J.L. Comunicação pessoal. CTC, 2006.
- DONZELLI, J.L. Efeitos agrônômicos da palha no campo. Geração de energia por biomassa: bagaço e palha. Projeto BRA/96/G31. Piracicaba, SP, Brasil, 2005.
- DUFF, S.J.B.; MURRAY, W.D. Bioconversion of forest products industry waste cellulose to fuel ethanol: a review. *Bioresource Technology*, v. 55, pp. 1-33, 1996.
- EBAMM Release 1.0 – The ERG Biofuels Analysis Meta-Model. December 26, 2005.
- EERE – Energy Efficiency and Renewable Energy (USDOE). www.eere.energy.gov. Acessado em 05/2007.
- EGGEMAN, T.; ELANDER, R.T. Process and economic analysis of pretreatment technologies. *Bioresource Technology*, v. 96, pp. 2019-2025, 2005.
- EUCAR; CONCAWE; JRC/IES. Well-to-Wheels analysis of future automotive fuels and powertrains in the European context. Tank-to-wheels Report; Version 2b, 88 p. May 2006.

FAAIJ, A.P.C. Bio-energy in Europe: changing technology choices. *Energy Policy*, v. 34, pp. 322-342, 2006.

FAAIJ, A.P.C.; NEULEMAN, B.; VAN REE, R. Long term perspectives of Biomass Integrated Gasification/Combined Cycle Technology: costs and electrical efficiency. NOVEM/Dept. of Science, Technology and Society, Utrecht University, The Netherlands, 1998.

FAO – Food and Agriculture Organization of the United Nations. www.fao.org. Acessado em 06/2007.

FERNANDES, A.C. Cálculos na agroindústria da cana-de-açúcar. 2ª Edição. Piracicaba: STAB, 240 p., 2003.

FINGUERUT, J. Panorama da fermentação alcoólica no Brasil. XV SINAFERM. Recife, PE, Brasil, 2005.

GABRA, M.; PETTERSSON, E.; BACKMAN, R.; KJELLSTRÖM, B. Evaluation of cyclone gasifier performance for gasification of sugar cane residue - Part 1: gasification of bagasse. *Biomass and Bioenergy*, v. 21, pp. 351-369, 2001.

GALBE, M.; ZACCHI, G. A review of the production of ethanol from softwood. *Applied Microbiology and Biotechnology*, v. 59, pp. 618-628, 2002.

GÁMEZ, S.; GONZÁLEZ-CABRIALES, J.J.; RAMÍREZ, J.A.; GARROTE, G.; VÁZQUEZ, M. Study of the hydrolysis of sugar cane bagasse using phosphoric acid. *Journal of Food Engineering*, v. 74, pp. 78-88, 2006.

GASIFICATION TECHNOLOGIES COUNCIL. www.gasification.org. Acessado em 01/2006.

GASIFIERS INVENTORY. www.gasifiers.org. Acessado em 01/2006.

GENENCOR INTERNATIONAL INC. Website: <http://www.genencor.com> (8 Sep 2003). In: Focus on Catalysts, pp. 3-4, November 2003.

GLASSER, W.G.; WRIGHT, R.S. Steam-assisted biomass fractionation. II. Fractionation behavior of various biomass resources. Biomass and Bioenergy, v. 14, No. 13, pp. 219-235, 1998.

GÓMEZ, E.O.; CORTEZ, L.A.B.; LORA, E.S.; SANCHEZ, C.G.; BAUEN A. Preliminary tests with a sugarcane bagasse fueled fluidized-bed air gasifier. Energy Conversion & Management, v. 40, pp. 205-214, 1999.

GRABOWSKI, P. Biomass thermochemical conversion: OBP efforts. Office of Biomass Program, Washington DC, 2004.

GRAF, A.; KOEHLER, T. Oregon cellulose-ethanol study: An evaluation of the potential for ethanol production in Oregon using cellulose-based feedstocks. Oregon Office of Energy, June, 2000.

GRAY, K.A.; ZHAO, L.; EMPTAGE, M. Bioethanol. Current Opinion in Chemical Biology, v. 10, pp. 1-6, 2006.

GREET 1.6 – Greenhouse Gases, Regulated Emissions, and Energy Use in Transportation. Argonne National Laboratory. Argonne, Illinois, USA.

HAMELINCK, C.N. Outlook for advanced biofuels. Utrecht: Universiteit Utrecht, 2004, 232p. PhD Thesis.

HAMELINCK, C.N.; FAAIJ, A.P.C.; DEN UIL, H.; BOERRIGTER, H. Production of FT transportation fuels from biomass: process analysis and optimisation, and development potential. Report NWS-E-2003-08, Copernicus Institute, Utrecht University, 2003.

HAMELINCK, C.N.; FAAIJ, A.P.C.; LARSON, E.; KREUTZ, T. Future prospects for the production of methanol and hydrogen from biomass. Science, Technology and Society/Utrecht University, The Netherlands, 2001.

HAMELINCK, C.N.; VAN HOOIJDONK, G.; FAAIJ, A.P.C. Ethanol from lignocellulosic biomass: techno-economic performance in short, middle and long-term. Biomass and Bioenergy, v. 28, pp. 384-410, 2005.

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

HINMAN, N.D.; SCHELL, D.J.; RILEY, C.J.; BERGERON, P.W.; WALTER, P.J. Preliminary estimate of the cost of ethanol production for SSF technology. Applied Biochemistry and Biotechnology, v. 34/35, pp. 639-649, 1992.

IEA – International Energy Agency. Automotive Fuels for the Future: The Search for Alternatives. OECD/IEA, Paris, 1999.

IEA – International Energy Agency. Biofuels for Transport: An International Perspective. OECD/IEA, Paris, 2004.

IEA Bioenergy. Biomass Combustion and Co-Firing: an Overview. Task 32, 2005.

IEA – International Energy Agency. CO₂ emissions from fuel combustion: 1971-2004. 2006 Edition. OECD/IEA, Paris, 2006a.

IEA – International Energy Agency. World Energy Outlook, OECD/IEA, Paris, 2006b.

IEL/SEBRAE, O Novo Ciclo da Cana: Estudo sobre a Competitividade do Sistema Agroindustrial da cana de açúcar e Prospecção de Novos Empreendimentos. Instituto Euvaldo Lodi/ Serviço Brasileiro de Apoio às Micro e Pequenas Empresas, Brasília, 2005.

INOUE, H.; TANAPONGPIPAT, S.; KOSUGI, A.; YANO, S. Saccharification and ethanol fermentation of sugarcane bagasse and rice straw from Thailand. Biomass Technology Research Center, 2005.

IOGEN CORPORATION. www.iogen.ca. Acessado em 06/2007.

IPCC. 2006 IPCC Guidelines for National Greenhouse Gas Inventories, Prepared by the National Greenhouse Gas Inventories Programme, Eggleston H.S., Buendia L., Miwa K., Ngara T. and Tanabe K. (eds). Published: IGES, Japan, 2006.

IPCC. Climate Change 2001: The Scientific Basis. Contribution of Working Group I to the Third Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change [Houghton, J.T., Y. Ding, D.J. Griggs, M. Noguer, P.J. van der Linden, X. Dai, K. Maskell, and C.A. Johnson (eds.)]. Cambridge University Press, Cambridge, United Kingdom and New York, NY, USA, 881 pp., 2001.

IPT – Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo. Manual de recomendações: conservação de energia na indústria de fertilizantes. São Paulo, 1985.

JIN, H.; LARSON, E.D.; CELIK, F.E. Performance and Cost Analysis of Future, Commercially-Mature Gasification-Based Electric Power Generation from Switchgrass. Draft Manuscript to Biomass and Bioenergy, November, 2006.

JORNALCANA. Alltech reúne 400 produtores do Brasil e do mundo e anuncia início de atividades de fábrica de U\$25 milhões no Paraná, 8/9/2005.

- JOSEPH JR, H. The Use of Ethanol Blends as Regular Fuel for Existing Vehicular Fleets. Report for the Brazilian Ethanol Mission to Japan; UNICA – COIMEX, 2005.
- KAAR, W.E.; GUTIERREZ, C.V.; KINOSHITA, C.M. Steam explosion of sugarcane bagasse as a pretreatment for conversion to ethanol. *Biomass and Bioenergy*, v. 14, No. 13, pp. 277-287, 1998.
- KIM, Y.; WORRELL, E. International comparison of CO₂ emissions trends in the iron and steel industry. *Energy Policy*, v. 30, pp. 827-838, 2002.
- KITAYAMA, O. Situação da co-geração; As possibilidades de co-geração com biomassa de cana; Legislação nacional. BNDES, Rio de Janeiro, RJ, Brasil. Agosto, 2003.
- KNAUF, M.; MONIRUZZAMAN, M. Lignocellulosic biomass processing: A perspective. *International Sugar Journal*, v. 106, No. 1263, pp. 147-150, 2004.
- KNOEF, H. Technology brief: Fixed-bed gasification. IEA – Task 33: Thermal Gasification of Biomass, October 2003.
- KRISHNA, S.H.; PRASANTHI, K.; CHOWDARY, G.V.; AYYANNA, C. Simultaneous saccharification and fermentation of pretreated sugar cane leaves to ethanol. *Process Biochemistry*, v. 33, No. 8, pp. 825-830, 1998.
- KRISHNA, S.H.; REDDY, T.J.; CHOWDARY, G.V. Simultaneous saccharification and fermentation of lignocellulosic wastes to ethanol using a thermotolerant yeast. *Bioresource Technology*, v. 77, pp. 193-196, 2001.
- KURKELA, E. Review of Finnish biomass gasification Technologies. OPET Report 4, VTT, Espoo, Finland, 2002.

- KWANT, K.W.; KNOEF, H. Status of biomass gasification in countries participating in IEA Bioenergy Task 33 Biomass Gasification and EU Gasnet. IEA Bioenergy Task 33 Biomass Gasification and EU Gasnet, Country Report. October 2004.
- LAHR FILHO, C.; ROSSELL, C.E.V.; LAMONICA, H.M. DHR process mill integration. In: ISSCT Workshop. Piracicaba, SP, Brazil, 2003.
- LARSON, E.D.; JIN, H.; CELIK, F.E. Large-Scale Gasification-Based Co-Production of Fuels and Electricity from Switchgrass. Draft Manuscript to Biomass and Bioenergy, March, 2006.
- LARSON, E.D.; JIN, H.; WILLIAMS, R.H.; CELIK, F.E. Gasification based liquid fuels and electricity from biomass with carbon capture and storage. Fourth Annual Conference on Carbon Capture and Sequestration, Alexandria, Virginia, USA, 2005.
- LARSON, E.D.; WILLIAMS, R.H.; LEAL, M.R.L.V. A review of biomass integrated-gasifier/gas turbine combined cycle technology and its application in sugarcane industries, with an analysis for Cuba. Energy for Sustainable Development, v. 1, V, No. 1, pp. 54-76, March 2001.
- LASER, M.; SCHULMAN, D.; ALLEN, S.G.; LICHWA, J.; ANTAL JR, M.J.; LYND, L.R. A comparison of liquid hot water and steam pretreatments of sugar cane bagasse for bioconversion to ethanol. Bioresource Technology, v. 81, pp. 33-44, 2002.
- LEAL, M.R.L.V.; MACEDO, I.C. Evolução tecnológica dos sistemas de geração de energia nas usinas de açúcar e álcool. Biomassa & Energia, v.1, n.3, p. 245-253, 2004.
- LINERO, F.A.B.; LAMÔNICA, H.M. Integração BIG/GT – Usina. Geração de energia por biomassa: bagaço e palha de cana. Em: Seminário alternativas energéticas a partir da cana-de-açúcar, Centro de Tecnologia Canavieira, CTC. Piracicaba, SP, Brasil, 2005.

LYND, L.R.; ELANDER, R.T.; WYMAN, C.E. Likely features and costs of mature biomass ethanol technology. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, v. 57/58, pp. 741-761, 1996.

LYND, L.R.; LASER, M.; JIN, H.; JAYAWARDHANA, K.; LARSON, E.D.; CELIK, C. and DALE, B.E. Tomorrow's Biomass Refineries. Oral Presentation 2-01, The 27th Symposium on Biotechnology for Fuels and Chemicals, Golden, Colorado, 2005a.

LYND, L.R.; WEIMER, P.J.; VAN ZYL, W.H.; PRETORIUS, I.S. Microbial cellulose utilization: fundamentals and biotechnology. *Microbiology Molecular Biology Reviews*, v. 66, pp. 506-577, 2002. Em: LYND, L.R.; VAN ZYL, W.H.; MCBRIDE, J.E.; LASER, M. Consolidated bioprocessing of cellulosic biomass: an update. *Current Opinion in Biotechnology*, v. 16, pp. 577-583, 2005b.

LYND, L.R.; VAN ZYL, W.H.; MCBRIDE, J.E.; LASER, M. Consolidated bioprocessing of cellulosic biomass: an update. *Current Opinion in Biotechnology*, v. 16, pp. 577-583, 2005b.

MACEDO, I.C. Biomass as a Source of Energy. Report prepared for the InterAcademy Council study on "Transitions to Sustainable Energy Systems". September 2005a.

MACEDO, I.C. The sugar cane agro-industry and its contribution to reducing CO₂ emissions in Brazil. *Biomass and Bioenergy*, v. 3(2), pp. 77-80, 1992.

MACEDO, I.C. Greenhouse gas emissions and energy balances in bio-ethanol production and utilization in Brazil (1996). *Biomass and Bioenergy*, v. 14 (1), pp. 77-81, 1998.

MACEDO, I.C.; LEAL, R.L.V.; WALTER, A.; SEABRA, J.E.A. Geração de energia elétrica e de gás de síntese a partir de gaseificação de biomassa. FUNCAMP/UNICAMP-NIPE/LH2 e PETROBRÁS/CENPES-FINEP. Novembro de 2006.

MACEDO, I.C.; LEAL, M.R.L.V.; da SILVA, J.E.A.R. Balanço das emissões de gases do efeito estufa na produção e no uso do etanol no Brasil. Secretaria do Meio Ambiente, Governo de São Paulo. 19 pp + anexos. Abril de 2004.

MACEDO, I.C.; MACEDO, G.A. Novos produtos da sacarose. Relatório reservado. Campinas, 2005.

MACEDO, IC (organizer). Sugar Cane's Energy – Twelve studies on Brazilian sugar cane agribusiness and its sustainability. São Paulo: Berlendis & Vertecchia: UNICA, 2005b.

MACEDO, I.C.; NOGUEIRA, L.A.H. Balanço de Energia na produção de açúcar e álcool nas usinas cooperadas. Boletim técnico Copersucar, 31/85; pp. 22-27, 1985.

MACEDO, I.C.; NOGUEIRA, L.A.H. Biocombustíveis. Cadernos NAE 02-2005, Núcleo de Assuntos Estratégicos, PR, Brasília, Brasil, 2005.

Manual de Instruções do Consecana-SP. Disponível em www.orplana.com.br.

MAPA – Ministério da Agricultura e do Abastecimento. www.agricultura.gov.br. Acessado em 02/2006.

MARTÍN, C.; MARCET, M.; ALMAZÁN, O.; JÖNSSON, L.J. Adaptation of a recombinant xylose-utilizing *Saccharomyces cerevisiae* strain to a sugarcane bagasse hydrolysate with high content of fermentation inhibitors. *Bioresource Technology*, v. 98, pp. 1767-1773, 2007.

MEIRELLES, A.J.A. Expansão da produção de bioetanol e melhoria tecnológica da destilação alcoólica. Unicamp, 2006.

MOSIER, N.; WYMAN, C.; DALE, B.; ELANDER, R.; LEE, Y.Y.; HOLTZAPPLE, M.; LADISCH, M. Features of promising technologies for pretreatment of lignocellulosic biomass. *Bioresource Technology*, v. 96, pp. 673-686, 2005.

MURPHY, J.D; MCCARTHY, K. Ethanol production from energy crops and wastes for use as a transport fuel in Ireland. *Applied Energy*, v. 82, pp. 148-166, 2005.

NOGUEIRA, L.A.H.; SEABRA, J.E.A.; BEST, G.; KLEIN, T. Bioetanol: uma contribuição para o desenvolvimento sustentável. BNDES e CGEE, 2008. (Em desenvolvimento).

OGIER, J.C.; BALLERINI, D.; LEYGUE, J.P.; RIGAL, L.; POURQUIE, J. Production d'éthanol à partir de biomasse lignocellulosique. *Oil & Gas Science and Technology - Revue de l'IFP*, v. 54, No. 1, pp. 67-94, 1999.

OILS AND FATS INTERNATIONAL, Nov 2005, 21 (6), 10. In: *Focus on Catalysts*, p. 4, January 2006.

OLIVÉRIO, J.L. Dedini Indústrias de Base: Visita – Unicamp. Piracicaba, SP, Brasil. Novembro de 2005.

OLIVÉRIO, J.L.; HILST, A.G.; ROSSELL, C.E.V.; SOARES, P.A. O processo DHR - Dedini Hidrólise Rápida: produção de álcool a partir do bagaço. Dedini S/A Indústrias de Base. Pirassununga, 31 de janeiro de 2007.

ONDREY, G. The path to biorefineries. *Chemical Engineering*, v.113, Iss. 4; pp. 27, 3p. New York: Apr 2006.

OPET. Review of Finnish biomass gasification Technologies. OPET Report 4, VTT, Espoo, Finland, 2002.

ORPLANA – Organização dos Plantadores de Cana da Região Centro-Sul do Brasil. www.orplana.com.br. Acessado em 02/2007.

PAES, L.A.D. Comunicação pessoal. CTC, Piracicaba, 2006.

- PAES, L.A.D. Palha – potencial como combustível adicional ao bagaço. Geração de energia por biomassa: bagaço e palha. Em: Seminário alternativas energéticas a partir da cana-de-açúcar, Centro de Tecnologia Canavieira, CTC. Piracicaba, SP, Brasil, 2005.
- PALMQVIST, E.; HAHN-HÄGERDAL, B. Fermentation of lignocellulosic hydrolysates. I: inhibition and detoxification. *Bioresource Technology*, v. 74, pp.17-24, 2000a.
- PALMQVIST, E.; HAHN-HÄGERDAL, B. Fermentation of lignocellulosic hydrolysates. II: inhibitors and mechanisms of inhibition. *Bioresource Technology*, v. 74, pp. 25-33, 2000b.
- PASQUINI, D.; PIMENTA, M.T.B., FERREIRA, L.H.; CURVELO, A.A.S. Extraction of lignin from sugar cane bagasse and Pinus taeda wood chips using ethanol–water mixtures and carbon dioxide at high pressures. *Journal of Supercritical Fluids*, v. 36, pp. 31-39, 2005b.
- PASQUINI, D.; PIMENTA, M.T.B., FERREIRA, L.H.; CURVELO, A.A.S. Sugar cane bagasse pulping using supercritical CO₂ associated with co-solvent 1-butanol/water. *Journal of Supercritical Fluids*, v. 34, pp. 125-131, 2005a.
- PELÁEZ SAMANIEGO, M.R. Uso de biocombustível da pirolise rápida da palha de cana em um motor de ciclo Otto. Campinas: Faculdade de Engenharia Mecânica, Unicamp, 2007, 100p. Dissertação (mestrado).
- PHILIPPIDIS, G.P.; SMITH, T.K. Limiting factors in the simultaneous saccharification and fermentation process for conversion of cellulosic biomass to fuel ethanol. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, v. 51/52, pp. 117-124, 1995.
- PHILLIPS, S.; ADEN, A.; JECHURA, J.; DAYTON, D.; EGGEMAN, T. Thermochemical ethanol via indirect gasification and mixed alcohol synthesis of lignocellulosic biomass. Technical report TP-510-41168, NREL, Golden, CO, USA; April 2007.

PIZAIA, W. Steam economy improvement. Report N° RLT-025 to MCT/PNUD. Project BRA/96/G31. Brazil, 1998.

PLAYNE, M.J. Increased digestibility of bagasse by pretreatment with alkalis and steam explosion. *Biotechnology and Bioengineering*, v. 26 (5), pp. 426-433, 1984.

RAGAUSKAS, A.J.; WILLIAMS, C.K.; DAVISON, B.H.; BRITOVSEK, G.; CAIRNEY, J.; ECKERT, C.A.; FREDERICK JR., W.J.; HALLETT, J.P.; LEAK, D.J.; LIOTTA, C.L.; MIELENZ, J.R.; MURPHY, R.; TEMPLER, R.; TSCHAPLINSKI, T. The path forward for biofuels and biomaterials. *Science*, v. 311, pp. 484-489, 27 January 2006.

RAUCH, R. Technology brief: Biomass gasification to produce synthesis gas for fuel cells, liquid fuels and chemicals. *Technology Brief, IEA Bioenergy Agreement – Task 33: Thermal Gasification of Biomass*, August 2002.

REITH, J.H.; DEN UIL, H.; VAN VEEN, H.; DE LAAT, W.T.A.M.; NIESSEN, J.J.; DE JONG, E.; ELBERSEN, H.W.; WEUSTHUIS, R.; VAN DIJKEN, J.P.; RAAMSDONK, L. Co-production of bio-ethanol, electricity and heat from biomass residues. Contribution to the 12th European Conference and Technology Exhibition on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection. Amsterdam, The Netherlands, June 17-21, 2002.

RFA – Renewable Fuels Association. www.ethanolrfa.org. Acessado em 04/2008.

RODRIGUES, A.P. Participação dos fornecedores de cana na cadeia do açúcar e álcool. Congresso Internacional de Tecnologias na Cadeia Produtiva, Concana. Uberaba, MG, março de 2007.

RODRIGUES, M.; WALTER, A.; FAAIJ, A. Performance evaluation of atmospheric biomass integrated gasifier combined cycle systems under different strategies for the use of low calorific gases. *Energy Conversion and Management*, doi:10.1016/j.enconman.2006.09.016, 2006.

- RODRÍGUEZ-CHONG, A.; RAMÍREZ, J.A.; GARROTE, G.; VÁZQUEZ, M. Hydrolysis of sugar cane bagasse using nitric acid: a kinetic assessment. *Journal of Food Engineering*, v. 61, pp. 143-152, 2004.
- ROSSELL, C.E.V.; OLIVÉRIO, J.L. Produção de álcool a partir do bagaço: o processo DHR – Dedini Hidrólise Rápida. Março de 2004.
- SAAD, M.B.W.; GONÇALVES, A.R. Estudo cinético da polpação solvente da palha da cana pré-tratada por *Ceriporiopsis subvermispora*. In: Anais do VI Congresso Brasileiro de Engenharia Química em Iniciação Científica. 2005.
- SARROUH, B.F.; SILVA, S.S.; SANTOS, D.T.; CONVERTI, A. technical/economical evaluation of sugarcane bagasse hydrolysis for bioethanol production. *Chemical Engineering Technology*, v. 30, No. 2, pp. 270-275, 2007.
- SARTO, C. Comunicação pessoal. CTC, Piracicaba, 2007.
- SASAKI, M.; ADSCHIRI, T.; ARAI, K. Fractionation of sugarcane bagasse by hydrothermal treatment. *Bioresource Technology*, v. 86, pp. 301-304, 2003.
- SBRT – Serviço Brasileiro de Respostas Técnicas. www.sbrt.ibict.br. Acessado em 08/2006.
- SEABRA, J.E.A.; MACEDO, I.C. Demanda de energia para a produção de PHB a partir do açúcar da cana. Relatório preparado para PHB Industrial S/A, Campinas, 2006.
- SEMELSBERGER, T.A.; BORUP, R.L.; GREENE, H.L. Dimethyl ether (DME) as an alternative fuel. *Journal of Power Sources*, v. 156, pp. 497-511, 2006.

SILVA, J.G.; SERRA, G.E.; MOREIRA, J.R.; GONÇALVES, J.C.; GOLDEMBERG, J. Energy balance for ethyl alcohol production from crops. *Science*, v. 201, No. 4359, pp. 903-906, 8 September 1978.

SIMELL, P. Novel gasification process. IEA Bioenergy Task 33: Thermal Gasification of Biomass; Task Meeting, October 25, 2004. Disponível em: www.gastechnology.org/iea.

SILVESTRIN, M. Comunicação pessoal. *Cogen*, 2007.

SINGH, A.; DAS, K.; SHARMA, D.K. Production of reducing sugars from bagasse and rice husk by acid hydrolysis. *Agricultural Wastes*, v. 9, No. 2, pp. 131-145, 1984.

SOLOMON, B.D.; BARNES, J.R.; HALVORSEN, K.E. Grain and cellulosic ethanol: History, economics, and energy policy. *Biomass and Bioenergy*, doi:10.1016/j.biombioe.2007.01.023, 2007.

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

TAVARES, S.F. Análise do ciclo de vida energético de edificações residenciais brasileiras. Universidade Federal de Santa Catarina, 2006.

TURKENBURG, W.C. (Convening Lead Author); FAAIJ, A. (Lead Author), et al.. Renewable Energy Technologies. Chapter 7 of the World Energy Assessment of the United Nations, UNDP, UNDESA/WEC.UNDP, New York, September 2000. In: FAAIJ, A.P.C. Bio-energy in Europe: changing technology choices. *Energy Policy*, v. 34, pp. 322-342, 2006.

UNICA – União da Agroindústria Canavieira de São Paulo. www.portalunica.com.br. Acessado em 02/2007.

US DoE – U.S. Department of Energy. Breaking the biological barriers to cellulosic ethanol: a joint research agenda. DOE/SC-0095, Office of Science and Office of Energy Efficiency and Renewable Energy. (www.doeenomestolife.org/biofuels/). Washington DC, USA, 2006.

US DoE – U.S. Department of Energy. Renewable energy technology characterizations. Office of Utility Technologies, Washington DC, USA, 2006.

VAN DEN BROEK, R.; FAAIJ, A.; VAN WIJK, A. Biomass combustion for power generation. Biomass and Bioenergy, v. 11 (4), pp. 271-281, 1996.

VAN DER LAAN, G.P. Kinetics, selectivity and scale up of the Fischer-Tropsch Synthesis. Groningen: University of Groningen, 1999, 238p. PhD Thesis.

VON SIVERS, M.; ZACCHI, G. A techno-economical comparison of three processes for the production of ethanol from pine. Bioresource Technology, v. 51, pp. 43-52, 1995.

VON SIEVERS, M.; ZACCHI, G. Ethanol from lignocellulosics: a review of the economy. Bioresource Technology, v. 56, pp. 131-140, 1996.

WERPY, T.A.; HOLLAWAY, J.E.; WHITE, J.F.; PETERSON, G.; BOZELL, J.; ADEN, A.; MANHEIM, A. Top Value Added Chemicals from Biomass. Oral Presentation 4-06, The 27th Symposium on Biotechnology for Fuels, Golden, Colorado, 2005.

WILLIAMS, R.H.; JIN, H.; LARSON, E. Low-Carbon Liquid Fuel and Electricity from Coal and Crop Residues with CO₂ Capture and Storage. GCEP International Workshop (Stanford University, Tsinghua University and Zhejiang University). Beijing, China, August 2005.

WOOLEY, R.; RUTH, M.; SHEEHAN, J.; IBSEN, K.; MAJDESKI, H.; GALVEZ, A. Lignocellulosic biomass to Ethanol – Process prehydrolysis and enzymatic hydrolysis – Current and futuristic scenarios. Report TP-580-26157, NREL, Golden, Colorado, USA; 1999.

WRIGHT, J.D. Ethanol from lignocellulosics: an overview. *Energy Progress*, v. 84 (8), pp. 71-80, 1988. Em: MOSIER, N.; WYMAN, C.; DALE, B.; ELANDER, R.; LEE, Y.Y.; HOLTZAPPLE, M.; LADISCH, M. Features of promising technologies for pretreatment of lignocellulosic biomass. *Bioresource Technology*, v. 96, pp. 673-686, 2005.

WYMAN, C.E. What is (and is not) vital to advancing cellulosic ethanol. *Trends in Biotechnology*, doi:10.1016/j.tibtech.2007.02.009, 2007.

ZACCHI, G. The State of the Art and Future Trends of Ligno-cellulose Biomass Conversion to Ethanol. Unicamp, February, 2007.

Anexo I

Custo operacional da cana

Tabela I.1. Custo operacional médio da lavoura de cana-de-açúcar (R\$) (ASSOCANA, 2008).

Operação/produto	Descrição	Custo/unid.	Utilização	Total/ha
I - Preparo do solo				
Uma grad. (pesada)	MF 299 TR. + impl.	58,37	1,32 hora/ha.	77,05
Uma aração	MF 299 TR. + impl.	56,83	1,98 hora/ha.	112,52
Uma grad. (pesada)	MF 299 TR. + impl.	58,37	1,32 hora/ha.	77,05
Uma grad.(leve)	MF 299 TR. + impl.	56,93	0,85 hora/ha.	48,39
Marc. carreador	MF 299 TR.	56,25	0,25 hora/ha.	14,06
Levant. terraço	MF 299 TR. + impl.	56,83	0,50 hora/ha.	28,42
Aplic. calcário	MF 275 + M.O. + impl.	34,63	0,84 hora/ha.	29,09
Calcário	Dolomítico	59,50	2,00 ton./ha.	119,00
Sub-total				505,58
Adm.(10%)				38,66
			Total	R\$ 544,24
II - Plantio				
Sulcação	MF 299 TR. + impl.	57,93	2,00 hora/ha.	115,86
Adubo	05.25.25	720,00	0,40 ton./ha.	288,00
Corte de muda (limpa)	Mão-de-obra	7,07	16,00 ton./ha.	113,12
Muda	Cana - (1.7 : 1)	86,03	16,00 ton./ha.	1.376,55
Carreg. muda	Carreg. M.F. 290	1,86	16,00 ton./ha.	29,80
Transp. muda	MB 23-18 (5,0 km)	3,59	16,00 ton./ha.	57,44
Desc/espar./repic.	Mão-de-obra	31,86	6,00 m.o./ha.	191,16
Acabam. E recobr.	Mão-de-obra	27,10	3,00 m.o./ha.	81,30
Cobrição	MF 275 + impl.	30,77	1,00 hora/ha.	30,77
Cupinicida	REGENT	590,00	0,25 kg /ha.	147,50
Aplic. herbicida	MF 275 + impl.	30,77	0,75 hora/ha.	23,08
Herbicida	Thebut(2,4)+Ametr.(3,0)	122,85	1,00 dose/ha.	122,85
Controle de form.	Blitz	11,00	0,10 kg /ha.	1,10
Carpa	Mão-de-obra	27,10	2,68 m.o./ha.	72,63
Sub-total				2.651,16
Adm. (10%)				209,17
			Total	R\$ 2.860,33

III - Colheita					
Aceiro	MO, enc, transp, comis	0,121	84,00	ton./ha.	10,16
Queima	MO, enc, transp, comis	0,149	84,00	ton./ha.	12,52
Corte	MO, enc, transp, comis	5,90	84,00	ton./ha.	495,60
Corte cana crua	MO, enc, transp, comis	8,90	84,00	ton./ha.	747,60
Carregamento	Carr MF290 oper, enc.	1,49	84,00	ton./ha.	125,16
Transp. cana crua	MB 2318+jul/ mot, enc. (18 km)	5,99	84,00	ton./ha.	502,99
Transp. cana queim.	MB 2318+jul/ mot, enc. (18 km)	4,99	84,00	ton./ha.	419,16
Sub-total cana queimada					1.062,60
Adm. (10%)					106,26
			Total cana queimada	R\$	1.168,86
Sub-total cana crua					1.375,75
Adm. (10%)					137,58
			Total cana crua	R\$	1.513,33
IV – Manutenção da soqueira					
Enleiramento	MF 275 + impl.	30,48	0,42	hora/ha.	12,80
Cultivo	MF 299 tr. + impl.	58,07	1,80	hora/ha.	104,53
Adubo	20.00.30	690,00	0,30	ton./ha.	207,00
Aplic.herbicida	MF 275 + impl.	30,77	0,75	hora/ha.	23,08
Herbicida	Hexazinone + Diuron	33,00	2,00	kg. /ha.	66,00
Controle de formiga	Blitz	11,00	0,10	kg /ha.	1,10
Carpa	Mão-de-obra	27,10	5,00	m.o./ha.	135,50
Sub-total					550,01
Adm. (10%)					27,59
			Total	R\$	577,60
Custo médio / ha (5 cortes)					
Preparo do solo	1x	544,24		R\$	544,24
Plantio	1x	2.860,33		R\$	2.860,33
Colheita (80%q 20%crua)	5x	1.237,75		R\$	6.188,77
Manut. soqueira	4x	577,60		R\$	2.310,38
			Total	R\$	11.903,72
			Total (÷5)	R\$/ha	2.380,74

Anexo II

Método Consecana-sp de pagamento de cana⁷

Introdução

No final dos anos 90, o Governo Federal encerrou a sua interferência de décadas no setor sucro-alcooleiro, e o próprio setor criou novas formas para o estabelecimento dos preços da matéria-prima e do álcool hidratado, até então fixados pelo Estado. Nesse delicado período de transição, fornecedores de cana e produtores de açúcar e álcool criaram uma nova estrutura para a definição de parâmetros necessários para comercialização de seus produtos⁸. No Estado de São Paulo, foi criado o Consecana-SP (Conselho dos Produtores de Cana, Açúcar e Álcool do Estado de São Paulo), uma associação civil, sem fins lucrativos, composta por integrantes da Unica (União da Indústria da Cana-de-Açúcar), representante da indústria, e da Orplana (Organização dos Plantadores de Cana da Região Centro-Sul do Brasil), representante dos produtores. O Consecana visa estabelecer o preço da tonelada de cana a ser pago pelos industriais aos produtores independentes com base no ATR, ou seja, o teor de Açúcares Totais Recuperáveis da cana.

Basicamente, o Método Consecana de pagamento de cana verifica o faturamento obtido pela unidade industrial com os produtos (açúcar e etanol) por tonelada de cana e, através da participação estimada do custo de produção de cana no custo total (industrial + cana), determina uma parcela do faturamento total destinado ao pagamento do fornecedor.

⁷ Baseado em Manual do Cosnecana, FERNANDES (2003) e UDOP (2005).

⁸ Os estudos para implementação do sistema de pagamento de cana pelo teor de sacarose (PCTS) tiveram início no Brasil em outubro de 1972. O sistema foi implantado oficialmente no Estado de Alagoas em 1979 e no Estado de São Paulo na safra 1982/83. Na safra de 1998/99 o sistema de cálculos para valorização da tonelada de cana foi totalmente modificado, permanecendo a mesma sistemática de amostragem e análise. O sistema estabelece uma série de normas e procedimentos a serem seguidos rigorosamente quanto à amostragem, preparo da amostra, extração do caldo e determinações analíticas. Os detalhes podem ser obtidos no Manual do Consecana-SP ou através do site da ORPLANA (www.orplana.com.br).

Durante o ano safra, o Consecana-SP divulga até o 1º dia útil de cada mês, o preço médio acumulado do quilograma de ATR até o mês anterior, para a emissão da Nota de Entrada da Cana do mês anterior. Ao final do ano safra, até o dia 10 de maio, o Consecana-SP divulga “os preços médios ponderados finais do açúcar e do álcool, praticados nos seguimentos de mercado, calculados com base na curva real de velocidade de comercialização destes produtos durante a safra terminada”, segundo Artigo 19 do regulamento. Cada unidade produtora ajusta o valor da tonelada de cana de acordo com seu mix de produção de açúcar para o mercado interno e para exportação e volumes de álcool anidro e hidratado, bem como os preços dos produtos divulgados pelo Consecana-SP, considerando a porcentagem de participação do produtor de cana nesses produtos finais.

Fórmulas e cálculos

De acordo com o Manual do Consecana-SP, o teor de ATR de uma tonelada de cana deve ser calculado pela seguinte fórmula:

$$\text{ATR} = 10 \times 0,905 \times 1,0526 \times \text{PC} + 10 \times 0,905 \times \text{AR}$$

Onde:

10 = transformação de pol%cana (PC) em pol por tonelada de cana;

0,905 = coeficiente de recuperação para uma perda industrial de 9,5%;

1,0526 = transformação de pol em açúcar redutor (AR);

AR = açúcares redutores da cana.

$$\text{AR} = (3,641 - 0,0343 \times \text{Pureza}) \times (1 - 0,01 \times \text{Fibra}) \times (1,0313 - 0,00575 \times \text{Fibra})$$

Exemplo

Pol da Cana = 15,15%

Pureza do Caldo = 88,00%

Fibra da Cana = 14,10%

- Teor de AR = 0,5082%
- Teor de ATR = 148,9185 kg ATR/t cana

Valorização do ATR e preço da cana

Para obter o valor do kg de ATR em Reais de cada produto basta multiplicar os preços médios brutos dos produtos pelos respectivos fatores que convertem Reais por saco ou Reais por metro cúbico em Reais por kg de ATR (R\$/kg ATR), conforme exemplificado na Tabela II.1.

O valor do kg de ATR é obtido através da ponderação do Valor do kg de ATR em Reais de cada produto pela quantidade de ATR produzida pela unidade industrial em cada produto, também chamado de mix de produção. Uma vez determinado o valor do ATR, basta avaliar o teor de ATR da cana para se ter o seu preço bruto final. Considerando o valor do ATR apresentado na Tabela II.1 e um teor de ATR de 148,9185 kg ATR/t, o preço bruto final da cana seria de 39,27 R\$/t.

Tabela II.1. Exemplo para determinação do Valor do ATR.

Produto	Produção (t ou m³)	Fator ATR^a	ATR (kg)	Mix (%)	Participação fornecedor	Impostos	Fator^b	Preço (R\$/t ou m³)	Valor ATR (R\$/kg)
Açúcar mercado interno	75.000	1,0495	78.710.526	26,0	0,595	0,16697	0,4902	560,00	0,2745
Açúcar mercado externo	42.000	1,0495	44.077.895	14,6	0,595	0,02102	0,5761	560,00	0,3226
Álcool anidro direto	40.838	1,7651	72.082.998	23,8	0,621	0,05833	0,3439	885,00	0,3043
Álcool anidro residual	10.162	1,7651	17.936.908	5,9	0,595	0,05833	0,3295	885,00	0,2916
Álcool hidratado direto	34.440	1,6913	58.254.760	19,3	0,621	0,30280	0,2657	680,00	0,1806
Álcool hidratado residual	10.600	1,6913	17.929.746	5,9	0,595	0,30280	0,2545	680,00	0,1731
Álcool hidratado – outros fins	7.950	1,6913	13.447.310	4,4	0,621	0,23440	0,2917	800,00	0,2334
Total			302.440.143	100,0					0,2637

^{a.} kg ATR/(kg açúcar ou L álcool).

^{b.} Fator que converte R\$/t ou m³ em R\$/kg ATR, calculado pela fórmula: Fator = $\{ \{ [(1 - \text{Impostos}) / 1000] / \text{Fator ATR} \times \text{Participação Fornecedor} \} / [1 - (\text{PIS e COFINS})] \} \times 1000$. PIS e COFINS = 0,0365.

Pagamento de cana relativo

Introdução

O sistema de pagamento de cana Consecana utiliza como base a qualidade tecnológica da cana, expressa pela pol%cana, fibra%cana e pureza do caldo, que determinam o ATR. O ATR, sendo uma função principalmente da pol da cana, tem seu valor máximo quando esta também o atinge, gerando o inconveniente de os fornecedores de cana fazerem entregas concentradas nos meses de julho a setembro, quando a pol%cana é maior. Com isso, a usina se vê obrigada a utilizar muito mais cana própria no início e final da safra, exigindo uma estrutura de colheita adequada e fazendo com que o ponto ótimo de maturação deste contingente de cana seja perdido.

Por conta disso, avaliou-se a introdução de correções para minimizar ou eliminar as distorções existentes. Uma delas seria efetivamente distribuir a entrega de cana de fornecedores durante toda a safra em parcelas proporcionais à cana total da usina e à participação dos fornecedores. Esta solução seria suficiente para alterar o valor ponderado do ATR, tornando-o mais próximo da realidade. No entanto, causaria problemas a pequenos fornecedores que não podem entregar cana distribuída durante toda a safra. Outra solução seria a aplicação de um procedimento conhecido como Sistema de Pagamento Relativo (SPR), conforme utilizado na Austrália e África do Sul.

ATR relativo

No Estado de São Paulo, desde a safra 2006/2007, foi adotado o ATR relativo como método de linearização da entrega de cana durante o período de safra. A fórmula utilizada no pagamento relativo de cana é:

$$\text{ATRr} = \text{ATRfq} + \text{ATRus} - \text{ATRuq}$$

Onde:

ATRR = açúcar total recuperável relativo do fornecedor;

ATRFq = açúcar total recuperável do fornecedor na quinzena;

ATRus = açúcar total recuperável da usina (própria + fornecedor) na safra;

ATRUq = açúcar total recuperável da usina (própria + fornecedor) na quinzena;

O ATRus pode ser estimado pela média ponderada das últimas 5 safras da usina, considerando a cana total recebida (própria e fornecedores). Os demais valores são obtidos quinzenalmente com os resultados de análises e cálculos de médias ponderadas a partir da cana moída total.

A aplicação do ATR relativo, desta forma, não exige que a entrega de cana de fornecedores seja distribuída, em todas as quinzenas, na mesma proporção da participação da cana de fornecedores na cana total recebida pela usina. No final da safra pode-se calcular o valor real do ATR dos fornecedores da unidade industrial e então fazer as correções devidas se este foi maior ou menor que o estimado.

Vantagens do Sistema de Pagamento Relativo

- Manterá o mesmo valor para o ATR médio do fornecedor, independentemente da distribuição da entrega de cana durante toda a safra.
- O ATR da cana no início e final da safra serão maiores que o sistema convencional, incentivando a entrega nestes períodos.
- Os fornecedores terão como meta a elevação da média quinzenal de Pol%Cana e Pureza do caldo e conseqüentemente do ATR, aumentando os valores médios da safra (ou seja, maior valor para a tonelada de cana).
- Permitirá a entrega de cana de pequenos fornecedores em forma de pool, pela indiferença do período de entrega.
- Proporcionará a racionalização do sistema corte-carregamento-transporte do fornecedor e da unidade industrial, pela maior flexibilidade na entrega de cana.
- Reduzirá a estrutura para entrega de cana própria no início e final de safra, uma vez que o fornecedor terá incentivos para entrega nestes períodos.

Desvantagens do Sistema de Pagamento Relativo

- O fluxo de caixa de pagamento/recebimento de cana será alterado com maior desembolso no início e final da safra e menor no período intermediário.
- Ajustes finais somente serão possíveis após encerramento da safra, quando a qualidade da cana dos fornecedores na safra em curso será conhecida.

Anexo III

Validação do modelo de simulação

Para validar o modelo de simulação desenvolvido, foram considerados dados reais de quatro usinas (com características significativamente distintas), com os quais foram comparados os dados modelados para as produções totais de açúcar e álcool (anidro e hidratado) e os excedentes de energia elétrica e bagaço. Essa comparação foi feita para os dados acumulados de cada mês da safra de 2006 para todas as usinas avaliadas. A tabela apresenta as características principais destas usinas, e as tabelas mostram os principais parâmetros utilizados na modelagem e os resultados encontrados. Como se pode ver pelas tabelas abaixo, os resultados simulados foram satisfatoriamente próximos aos dados reais. Dentre as principais fontes de variação entre estes valores, merece ser destacado o consumo de vapor das usinas. Como o consumo não é constante ao longo da safra, e poucas usinas fazem algum monitoramento dessa variação, fica prejudicada uma comparação mais direta com os dados modelados. No caso do bagaço excedente, esta comparação também é prejudicada, uma vez que o monitoramento das usinas é geralmente bastante impreciso. Normalmente a determinação do bagaço excedente é baseada no dimensionamento da pilha de bagaço, que é convertida em massa através de um valor médio para a densidade do bagaço estocado.

Tabela III.1. Principais características das usinas analisadas.

	Usina 1	Usina 2	Usina 3	Usina 4
Moagem	7 Mtc/ano	3,5 Mtc/ano	4,5 Mtc/ano	1,8 Mtc/ano
Principais produtos	Açúcar, álcool anidro e hidratado e levedura	Açúcar, álcool anidro e hidratado	Açúcar, álcool anidro e hidratado	Açúcar, álcool anidro e hidratado
Sistema de geração	Cogeração “pura”	CP + CEST	Cogeração “pura”	CEST
Pressão e temp.	21 bar/310°C	21 bar/300°C e 65 bar/480°C	21 bar/300°C e 44 bar/420°C	70 bar/520°C
Ac. mecânico	Turbo-redutores	Turbo-redutores	Turbo-redutores	Eletrificado
Cons. de energia				
Mecânica	~18 kWh/tc	~17 kWh/tc	~17 kWh/tc	
Elétrica	~11 kWh/tc	~13 kWh/tc	~15 kWh/tc	~35 kWh/tc
Vapor	~450 kg/tc	~500 kg/tc	~470 kg/tc	~420 kg/tc

Tabela III.2. Parâmetros básicos da Usina 1.

		Abril	Mai	Junho	Julho	Agosto	Setembro	Outubro
Operação								
Total	dias	14	31	30	31	31	30	17
	h	336	744	720	744	744	720	408
Aproveitamento	%	99,1	99,5	97,5	98,3	95,1	92,7	64,6
Efetiva	h	333	740	702	731	708	667	263
Cana								
Moagem	tc	542.824	1.275.877	1.191.974	1.222.917	1.160.094	1.008.549	332.838
Cana álcool	tc	156.200	270.870	268.649	275.761	243.939	193.625	69.031
Cana açúcar	tc	386.624	1.005.007	923.325	947.156	916.155	814.924	263.807
Pureza caldo	%							
Pol	%	11,69	12,44	14,04	15,20	15,95	16,08	15,26
AR	%	0,64	0,60	0,56	0,51	0,48	0,47	0,48
Fibra	%	11,18	11,02	11,55	11,75	12,53	13,12	13,35
Destino da cana								
Açúcar	%	71	79	77	77	79	81	79
álcool	%	29	21	23	23	21	19	21
anidro	%	29	63	47	52	32	63	91
hidratado	%	71	37	53	48	68	37	9
Eficiências								
Lavagem	%	99,83	99,91	99,95	99,94	99,93	99,94	99,93
Moagem	%	96,59	96,73	96,85	96,80	96,77	96,56	96,28
Tratamento	%	99,64	99,62	99,66	99,56	99,53	99,53	98,83
Outras	%	93,75	99,61	99,11	97,54	97,84	97,57	107,34
Fermentação	%	92,04	89,74	91,23	91,62	91,28	91,58	91,20
Destilação	%	99,82	99,84	99,88	99,88	99,88	99,88	99,85
Rec. fábrica		0,60	0,67	0,75	0,72	0,72	0,70	0,66

Tabela III.3. Comparação entre dados reais e modelados para a Usina 1.

		Abril		Maio		Junho		Julho		Agosto		Setembro		Outubro	
		Real	Modelo	Real	Modelo	Real	Modelo								
Moagem	tch	1.630	1.630	1.724	1.724	1.698	1.698	1.673	1.673	1.640	1.640	1.511	1.511	1.263	1.263
Açúcar	t	25.621	24.462	79.162	80.861	90.730	92.072	97.307	97.172	84.803	99.002	84.803	86.410	24.614	27.090
Álcool															
Anidro	m ³	6.021	6.548	31.520	30.409	22.660	21.792	27.283	27.171	16.910	16.103	28.230	27.672	16.010	14.983
Hidratado	m ³	14.870	16.731	18.751	18.639	25.400	25.647	24.697	26.176	35.515	35.714	16.842	16.961	1.630	1.547
Energia elétrica															
Total	MW	16	16	17	17	17	18	17	18	18	19	18	18	22	22
	MWh	5.390	5.299	12.644	12.388	12.146	12.595	12.596	12.908	12.662	13.238	12.089	12.325	5.823	5.750
Excedente	MW	0,5	0,3	0,5	0,2	0,5	1,1	0,5	0,9	0,5	1,3	0,5	0,8	0,8	0,6
	MWh	163	87	344	137	358	792	389	679	375	938	319	525	216	160
	kWh/tc	0,3	0,2	0,3	0,1	0,3	0,7	0,3	0,6	0,3	0,8	0,3	0,5	0,7	0,5
Bagaço exc.	%	14	11	23	14	17	18	17	19	20	24	13	23	-28	-61

Tabela III.4. Parâmetros básicos da Usina 2.

		Junho	Julho	Agosto	Setembro	Outubro	Novembro
Operação							
Total	dias	30	31	31	30	31	30
	h	720	744	744	720	744	720
Aproveitamento	%	95,83	99,16	97,59	98,99	99,46	101,82
Efetiva	h	690	738	726	713	740	733
Cana							
Moagem	tc	624.863	622.142	678.750	549.223	524.811	412.972
Cana álcool	tc	262.809	310.086	336.611	274.605	272.857	217.770
Cana açúcar	tc	362.054	312.056	342.139	274.618	251.954	195.202
Pureza caldo	%	84,48	85,88	87,53	87,77	87,76	86,36
Pol	%	12,55	13,52	14,30	14,87	14,32	13,45
AR	%	0,74	0,50	0,41	0,37	0,34	0,35
Fibra	%	13,15	12,94	12,74	13,11	13,75	14,02
Destino cana							
açúcar	%	58	50	50	50	48	47
álcool	%	42	50	50	50	52	53
anidro	%	52	56	51	56	58	51
hidratado	%	48	44	49	44	42	49
Eficiências							
Lavagem	%	99,87	99,84	99,83	99,78	99,77	99,79
Moagem	%	96,40	96,54	96,63	96,60	96,33	96,04
Tratamento	%	99,56	99,63	99,60	99,48	99,52	99,52
Outras	%	96,44	96,60	95,95	96,83	97,00	96,40
Fermentação	%	91,99	92,04	92,18	91,86	91,90	91,87
Destilação	%	99,84	99,85	99,84	99,84	99,83	99,82
Pureza mel	%	51,28	53,27	58,44	60,56	60,55	70,47
Rec. fábrica		0,79	0,80	0,78	0,77	0,77	0,59

Tabela III.5. Comparação entre dados reais e modelados para a Usina 2.

		Junho		Julho		Agosto		Setembro		Outubro		Novembro	
		Real	Modelo	Real	Modelo	Real	Modelo	Real	Modelo	Real	Modelo	Real	Modelo
Moagem	tch	906	906	843	843	935	935	771	771	709	709	563	563
Açúcar	t	34.387	33.523	31.609	31.328	35.961	35.945	29.362	29.306	26.076	25.869	14.767	14.341
Álcool													
Anidro	m ³	14.222	13.909	17.428	17.646	17.557	18.302	16.473	17.336	17.077	16.933	12.619	12.447
Hidratado	m ³	13.675	13.400	14.149	14.471	17.403	18.352	13.295	14.216	13.073	12.798	12.741	12.481
Energia elétrica													
Total	MW	27	28	24	27	28	27	28	26	28	25	19	22
	MWh	18.391	19.572	17.780	19.782	20.337	19.731	19.694	18.684	20.804	18.544	14.039	15.816
Excedente	MW	15,6	17,3	15,3	18,0	16,6	15,8	17,0	15,6	17,1	14,1	9,8	12,2
	MWh	10.765	11.949	11.284	13.311	12.031	11.450	12.133	11.105	12.659	10.410	7.168	8.961
	kWh/tc	17,2	19,1	18,1	21,4	17,7	16,9	22,1	20,2	24,1	19,8	17,4	21,7
Bagaço exc.	%	8	1	7	0	12	0	-5	0	-2	0	1	3

Tabela III.6. Parâmetros básicos da Usina 3.

		Março	Abril	Maió	Junho	Julho	Agosto	Setembro	Outubro	Novembro	Dezembro
Operação											
Total	dias	10	30	31	30	31	31	30	31	30	12
	h	240	720	744	720	744	744	720	744	720	288
Aproveitamento	%	84,40	84,20	88,26	93,90	93,97	92,61	84,43	71,65	80,57	49,75
Efetiva	h	203	606	657	676	699	689	608	533	580	143
Cana											
Moagem	tc	80347	500829	581456	606475	611714	567654	487688	426933	456316	88636
Cana álcool	tc	52.518	124.673	134.232	133.638	144.575	149.789	107.843	140.846	126.430	39.438
Cana açúcar	tc	27.829	376.156	447.224	472.837	467.139	417.865	379.845	286.087	329.886	49.198
Pureza caldo	%	79	79,13	80,6	83,15	84,09	86,16	85,54	85,75	83,72	80,64
Pol	%	10,14	11,44	13,08	14,19	15,32	16,82	16,34	14,52	13,37	10,78
AR	%	1,145	1,234	1,275	0,983	1,331	1,292	1,309	0,822	0,855	1,343
Fibra	%	14,04	12,48	11,15	11,88	11,9	12,28	12,71	12,92	13,18	13,79
Destino da cana											
Açúcar	%	35	75	77	78	76	74	78	67	72	56
Álcool	%	65	25	23	22	24	26	22	33	28	44
Anidro	%	68	26	25	58	54	52	64	61	45	0
Hidratado	%	32	74	75	42	46	48	36	39	55	100
Eficiências											
Lavagem	%	99,42	99,45	99,52	99,66	99,68	99,67	99,69	99,47	99,48	99,31
Moagem	%	95,95	95,63	95,99	95,41	95,89	95,50	94,93	95,34	95,04	95,37
Tratamento	%	99,58	99,62	99,70	99,69	99,63	99,65	99,61	99,61	99,60	99,57
Outras	%	95,65	96,03	98,42	98,86	99,17	98,98	98,45	98,14	96,07	93,55
Fermentação	%	86,45	89,17	88,63	89,89	89,31	87,98	88,25	87,39	87,5	86,75
Destilação	%	100,14	100,87	101,74	102,35	102,31	102,92	102,34	102,19	102,74	104,62
Pureza mel	%	56,41	56,07	55,76	59,39	61,44	61,68	62,62	62,19	58,37	64,29
Rec. fábrica		0,64	0,64	0,68	0,68	0,68	0,72	0,70	0,71	0,71	0,54

Tabela III.7. Comparação entre dados reais e modelados para a Usina 3.

		Março		Abril		Maio		Junho		Julho		Agosto		Setembro	
		Real	Modelo	Real	Modelo	Real	Modelo	Real	Modelo	Real	Modelo	Real	Modelo	Real	Modelo
Moagem	tch	397	397	826	826	886	886	897	897	875	875	824	824	802	802
Açúcar	t	1.768	1.665	26.311	25.427	37.253	37.573	42.592	43.352	45.622	45.927	46.571	48.238	39.720	40.436
Álcool															
Anidro	m ³	2.209	2.545	4.766	4.874	5.905	5.876	15.073	15.090	15.925	15.715	14.567	14.434	14.827	14.409
Hidratado	m ³	1.087	1.250	14.340	14.478	18.659	18.397	11.360	11.404	14.008	13.972	13.965	13.905	8.673	8.459
Energia elétrica															
Total	MW	14,7	13,8	21,3	20,8	20,7	20,3	19,7	22,4	19,5	20,4	18,9	20,7	20,8	21,7
	MWh	2.976	2.805	12.920	12.590	13.583	13.313	13.293	15.157	13.651	14.259	13.020	14.294	12.643	13.205
Excedente	MW	5,4	4,5	9,2	8,7	8,9	8,5	8,3	11,0	8,1	9,0	7,5	9,4	8,4	9,4
	MWh	1.088	917	5.593	5.278	5.862	5.580	5.618	7.455	5.692	6.307	5.175	6.461	5.113	5.695
	kWh/tc	13,5	11,4	11,2	10,5	10,1	9,6	9,3	12,3	9,3	10,3	9,1	11,4	10,5	11,7
Bagaço exc.	%	0	11	1	17	0	0	7	7	14	11	16	15	24	16

		Outubro		Novembro		Dezembro	
		Real	Modelo	Real	Modelo	Real	Modelo
Moagem	tch	801	801	787	787	619	619
Açúcar	t	27.700	27.453	29.404	30.067	2.887	2.586
Álcool							
Anidro	m ³	11.758	12.158	8.121	7.694	0	0
Hidratado	m ³	7.871	8.113	10.340	9.815	4.830	4.180
Energia elétrica							
Total	MW	22,5	21,8	21,3	22,5	25,3	26,4
	MWh	11.988	11.624	12.338	13.078	3.623	3.777
Excedente	MW	9,3	8,6	8,6	9,9	9,6	10,7
	MWh	4.938	4.580	5.005	5.731	1.377	1.535
	kWh/tc	11,6	10,7	11,0	12,6	15,5	17,3
Bagaço exc.	%	30	19	29	23	6	17

Tabela III.8. Parâmetros básicos da Usina 4.

		Abril	Mai	Junho	Julho	Agosto	Setembro	Outubro	Novembro
Operação									
Total	dias	20	31	30	31	31	30	31	18
	h	480	744	720	744	744	720	744	432
Aproveitamento	%	87,58	82,99	91,68	85,61	96,96	95,03	91,10	67,06
Efetiva	h	421	617	660	637	721	684	678	290
Cana		333	331	334	334	326	318	318	319
Moagem	tc	122.847	179.973	203.881	194.855	215.760	186.391	174.448	68.722
Cana álcool	tc	51.855	84.760	90.301	86.166	92.642	82.733	82.563	50.062
Cana açúcar	tc	70.991	95.214	113.579	108.689	123.118	103.657	91.884	18.660
Pureza caldo	%	78,95	76,86	76,54	74,39	76,59	77,00	73,46	65,51
Pol	%	13,56	14,45	15,31	15,57	16,19	16,71	16,08	15,56
AR	%	0,64	0,60	0,50	0,57	0,56	0,54	0,62	0,57
Fibra	%	12,58	12,35	12,25	13,03	12,66	13,92	14,49	14,80
Destino da cana									
Açúcar	%	58	53	56	56	57	56	53	27
Álcool	%	42	47	44	44	43	44	47	73
Anidro	%	83	79	88	86	89	59	46	34
Hidratado	%	17	21	12	14	11	41	54	66
Perdas									
Lavagem	%	0,70	0,52	0,55	0,74	0,68	0,75	0,58	0,53
Moagem	%	3,21	2,85	2,91	2,95	3,01	3,25	3,79	4,54
Tratamento	%	1,51	1,16	1,26	0,82	0,76	0,70	0,84	0,86
Outras	%	2,74	0,67	0,47	0,93	1,39	1,00	0,44	0,53
Ef. fermentação	%	90,01	91,29	91,46	91,87	89,94	89,89	91,49	88,43
Ef. destilação	%	99,74	99,93	99,89	99,89	99,93	99,92	99,80	99,73
Pureza mel	%	53,70	59,50	64,69	65,04	66,07	63,53	58,14	59,87
Rec. fábrica		0,77	0,74	0,73	0,72	0,72	0,73	0,69	0,59

Tabela III.9. Comparação entre dados reais e modelados para a Usina 4.

		Abril		Maio		Junho		Julho		Agosto		Setembro		Outubro		Novembro	
		Real	Modelo	Real	Modelo	Real	Modelo	Real	Modelo								
Moagem	tch	292	292	291	291	309	309	306	306	299	299	272	272	257	257	237	237
Açúcar	t	7.172	7.230	11.179	11.268	13.731	13.667	12.766	12.497	15.196	14.903	13.412	13.764	12.367	12.501	1.348	1.103
Álcool																	
Anidro	m ³	4.076	4.123	7.248	7.402	8.633	8.751	8.188	8.354	9.138	9.612	5.726	5.558	4.654	4.433	2.624	2.701
Hidratado	m ³	816	921	1.928	2.005	1.123	1.055	1.285	1.156	1.114	1.101	4.045	4.106	5.516	5.715	5.079	5.135
Energia elétrica																	
Total	MW	25,7	26,0	28,8	28,9	29,1	28,9	28,6	28,9	31,3	30,5	31,1	30,5	28,0	27,1	42,0	41,0
	MWh	12.351	12.480	21.430	21.502	20.970	20.808	21.246	21.502	23.276	22.692	22.423	21.960	20.813	20.162	18.134	17.712
Excedente	MW	16,8	17,0	20,3	20,5	20,0	20,5	19,9	20,5	21,7	22,1	21,6	21,4	18,8	17,3	28,1	23,8
	MWh	8.044	8.160	15.090	15.252	14.367	14.760	14.773	15.252	16.177	16.442	15.548	15.408	13.947	12.871	12.151	10.282
	kWh/tc	65,5	66,4	83,8	84,7	70,5	72,4	75,8	78,3	75,0	76,2	83,4	82,7	79,9	73,8	176,8	149,6
Bagaço exc.	%	20	15	-20	-12	-7	-10	-5	-10	-5	-7	-7	-11	-3	-10	-20	-28

Anexo IV

Custo da palha

Atualmente, a única fonte de energia nas usinas de açúcar e álcool é o bagaço da própria cana. Como se trata de um resíduo industrial, separado nas moendas já nas condições adequadas para a queima, o seu custo como combustível é geralmente adotado como zero. Para os próximos anos, a palha da cana deverá se estabelecer como mais uma importante fonte energética para as usinas. No entanto, diferentemente do bagaço, a palha é um resíduo agrícola da produção de cana e, para que esteja disponível para o uso nas usinas, uma rota de colheita precisa ser desenvolvida.

No final da década de 90, o então Centro de Tecnologia da Copersucar (hoje Centro de Tecnologia Canavieira) estudou algumas rotas para a colheita da palha (HASSUANI et al., 2005). Para a avaliação econômica foram consideradas três alternativas de colheita (todas baseadas na colheita mecânica da cana):

- Alternativa 1: a colhedora de cana opera com os extratores ligados, e a palha deixada no solo é enfardada e transportada até a usina;
- Alternativa 2: a colhedora de cana opera com os extratores desligados. A palha é transportada juntamente com a cana picada e, na usina, a separação é feita por uma estação de limpeza a seco;
- Alternativa 3: o sistema de limpeza da colhedora de cana tem o segundo extrator desligado e o primeiro opera a uma rotação conveniente; assim, uma parte da palha é deixada no campo e a outra segue com a cana para ser separada em uma unidade de limpeza a seco na usina.

O caso de referência considerado para a avaliação dessas alternativas foi a colheita mecânica de cana crua, com a operação normal do sistema de limpeza, deixando a palha sobre o solo. Essas alternativas foram comparadas com este cenário base, e os efeitos positivos e negativos da

recuperação foram levados em conta para a determinação do custo da biomassa. Alguns dos efeitos econômicos considerados foram:

- Os custos adicionais ao caso base referentes ao enfardamento, transporte, processamento, impactos agrônômicos, uso de herbicida, produtividade de cana, efeitos de compactação do solo, etc.;
- Mudanças nas atividades a serem executadas na preparação do solo, plantio e cultivo, tanto pela simples eliminação de qualquer atividade ou pela diferença da performance de equipamentos quando estas atividades são excluídas;
- Redução da capacidade de moagem devido ao aumento da fibra (relacionado à adição de palha à cana);
- Diminuição da eficiência de extração devido ao arraste de açúcar pela fibra adicional.

Para cada alternativa, o desempenho das atividades de colheita, transporte, pesagem, amostragem, descarregamento, moagem, entre outras relacionadas ao fluxo de cana foram obtidas através de simulações (utilizando o software ARENA). Os dados agrícolas e industriais que afetariam de alguma maneira o montante de cana e palha entregue na usina e os rendimentos de produtos finais foram extraídos do banco de dados da Copersucar.

De acordo com as avaliações realizadas, a rota economicamente mais interessante seria a colheita da cana com a limpeza parcial da palha, deixando uma parte no solo para atuar como cobertura vegetal (alternativa 3). Neste caso, o custo da palha foi estimado em cerca de 30 R\$/t (ms), ao passo que a pior alternativa (Alternativa 2) apresentou um custo superior a 60 R\$/t (ms). Naturalmente, esses custos são válidos para as condições adotadas naquele estudo, fazendo com que condições particulares de diferentes usinas e níveis variados de recuperação possam causar impactos significativos nos valores finais.

Anexo V

Sensibilidade dos custos dos produtos da cana

Como apresentado no Capítulo 3, a cana representa a maior parcela dos custos do açúcar e do álcool. Diante disso, pode-se dizer que os custos de produção do açúcar e do álcool podem variar de usina para usina da mesma forma que o custo/preço da cana. A distância média de transporte e a produtividade são dois exemplos de parâmetros com grande impacto no custo final da cana posto usina, e que, portanto, têm reflexo direto no custo final de seus produtos. Além disso, a pol%cana, apesar de não afetar o custo da cana própria da usina, influi diretamente o rendimento industrial e, por conseguinte, os custos. Para ilustrar essa possibilidade de variação, aqui é apresentada uma análise de sensibilidade do custo do açúcar (e mel) e do álcool considerando alterações do custo da cana de acordo com a variação dos parâmetros apresentados acima. Com o intuito de se ter uma idéia sobre o qual seria o intervalo de variação, foram adotados dois casos extremos, refletindo o pior e o melhor caso para o custo da cana. No primeiro caso foram consideradas a pior produtividade, a maior distância de transporte e a pior pol, enquanto que no melhor caso foi adotado exatamente o oposto. Com base nos dados apresentados no Capítulo 8, foram selecionados os parâmetros apresentados na Tabela V.1.

Tabela V.1. Parâmetros adotados para a análise de sensibilidade.

	Unidade	Pior caso	Melhor caso
Produtividade	tc/ha	51,3	119,8
Distância média de transporte	km	39	9,3
Pol%cana	% colmo	12,76	15,19

A partir da estrutura de custos apresentada no Anexo I, no pior caso o custo de produção da cana foi estimado em cerca de 45 R\$/tc, ao passo que no melhor caso o custo foi avaliado em aproximadamente 20 R\$/tc. Considerando estes extremos, os custos de produção do açúcar e

álcool iriam variar de acordo com o que é indicado na Figura V.1, na qual os valores padrões refletem as condições assumidas no Capítulo 3.

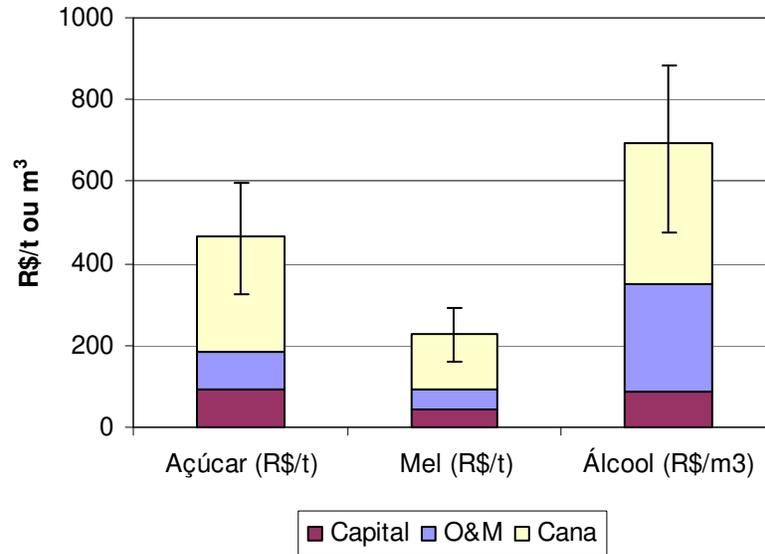


Figura V.1. Custo de produção do açúcar, álcool e mel (configuração 22-CP).

Anexo VI

Resultados das simulações do Capítulo 3

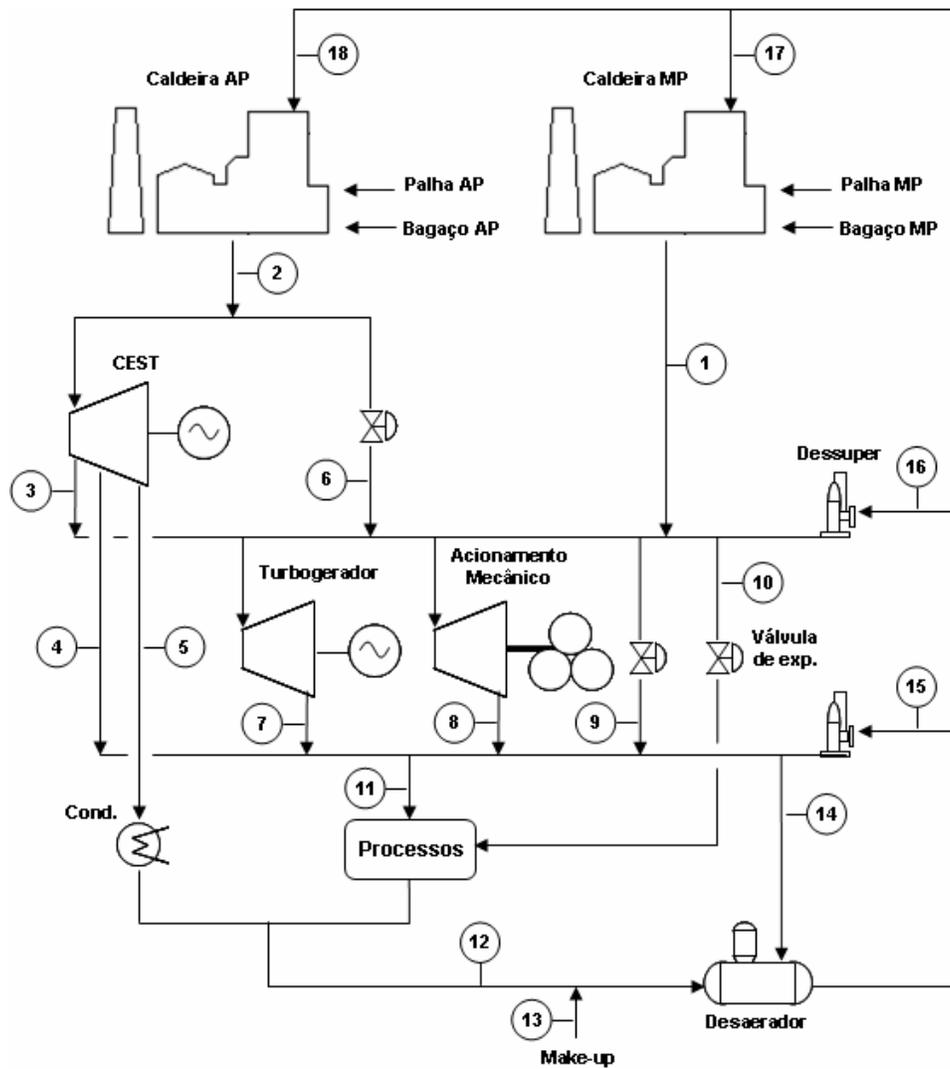


Figura VI.1. Fluxograma geral das configurações avaliadas (ver fluxos na Tabela VI.1).

Tabela VI.1. Resultado das simulações – fluxos referentes à Figura VI.1.

	22-CP			65-CP			90-CP			65-CEST		
	t/h	bar	°C	t/h	bar	°C	t/h	bar	°C	t/h	bar	°C
1	247,0	22	300	0,0	22	300	0,0	22	300	0,0	22	300
2	0,0	65	480	239,7	65	480	240,4	90	520	253,4	65	480
3	0,0	22	342	143,2	22	342	143,8	22	338	2,4	22	342
4	0,0	2,5	147	96,4	2,5	147	96,6	2,5	145	174,8	2,5	147
5	0,0	0,11	48	0,0	0,11	48	0,0	0,11	48	76,2	0,11	48
6	0,0	22	456	0,0	22	456	0,0	22	487	0,0	22	456
7	98,4	2,5	127	0,0	2,5	127	0,0	2,5	127	0,0	2,5	127
8	143,8	2,5	177	143,8	2,5	177	143,8	2,5	177	0,0	2,5	177
9	0,0	2,5	274	0,0	2,5	274	0,0	2,5	274	0,0	2,5	274
10	4,9			4,9			4,9			2,5		
11	245,1	2,5	135	245,1	2,5	135	245,1	2,5	135	166,7	2,5	135
12	237,5	1,25	106	237,5	1,25	106	237,5	1,25	106	233,0	1,25	86
13	12,5	1,25	30	12,5	1,25	30	12,5	1,25	30	12,3	1,25	30
14	1,7	2,5	135	1,7	2,5	135	1,7	2,5	135	10,1	2,5	135
15	4,7	2,5	106	6,6	2,5	106	6,5	2,5	106	1,9	2,5	106
16	0,0	22	106	5,5	22	106	4,9	22	106	0,1	22	106
17	247,0	22	106	0,0	22	106	0,0	22	106	0,0	22	106
18	0,0	65	106	239,7	65	106	240,4	90	106	253,4	65	106
Bag MP	58,9			0,0			0,0			0,0		
Pal MP	0,0			0,0			0,0			0,0		
Bag AP	0,0			57,3			58,1			60,5		
Pal AP	0,0			0,0			0,0			0,0		

Tabela VI.1. Continuação...

	90-CEST			65-CEST(AT) - safra			90-CEST(AT) – safra		
	t/h	bar	°C	t/h	bar	°C	t/h	bar	°C
1	0,0	22	300	0,0	22	300	0,0	22	300
2	250,5	90	520	287,2	65	480	283,9	90	520
3	2,4	22	338	2,4	22	342	2,4	22	338
4	174,7	2,5	145	178,3	2,5	147	178,2	2,5	145
5	73,4	0,11	48	106,5	0,11	48	103,3	0,11	48
6	0,0	22	487	0,0	22	456	0,0	22	487
7	0,0	2,5	127	0,0	2,5	127	0,0	2,5	127
8	0,0	2,5	177	0,0	2,5	177	0,0	2,5	177
9	0,0	2,5	274	0,0	2,5	274	0,0	2,5	274
10	2,5			2,5			2,5		
11	166,7	2,5	135	166,7	2,5	135	166,7	2,5	135
12	230,4	1,25	87	261,8	1,25	82	258,8	1,25	82
13	12,1	1,25	30	13,8	1,25	30	13,6	1,25	30
14	9,7	2,5	135	13,6	2,5	135	13,2	2,5	135
15	1,7	2,5	106	2,0	2,5	106	1,7	2,5	106
16	0,1	22	106	0,1	22	106	0,1	22	106
17	0,0	22	106	0,0	22	106	0,0	22	106

18	250,5	90	106	287,2	65	106	283,9	90	106
Bag MP	0,0			0,0					
Pal MP	0,0								
Bag AP	60,5								
Pal AP	0,0								

Tabela VI.2. Resumo da avaliação técnica.

		22-CP	65-CP	90-CP	65-CEST	90-CEST	65-CEST(AT)	90-CEST(AT)
Produtos da cana								
Açúcar	kg/tc	49,7	49,7	49,7	49,7	49,7	48,8	48,8
Álcool	L/tc	53,1	53,1	53,1	53,1	53,1	52,2	52,2
Energia elétrica								
Gerada								
Safra	MW	8,3	26,4	31,5	50,3	54,5	59,1	63,7
Entressafra	MW						28,2	29,9
Excedente								
Safra	MW	2,5	20,5	25,7	35,6	39,8	44,4	49,0
Entressafra	MW						25,9	27,5
Exportada total								
Safra	MWh	10.056	83.712	104.713	145.283	162.215	180.971	200.092
Entressafra	MWh						83.998	89.151
Exportada esp.								
Safra	kWh/tc	5,0	41,9	52,4	72,6	81,1	90,5	100,0
Entressafra	kWh/tc	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	42,0	44,6
Potência								
Total (EE+EM)	kWh/tc	33,0	69,9	80,4	102,6	111,1	166,1	178,5
Exportada (EE)	kWh/tc	5,0	41,9	52,4	72,6	81,1	132,5	144,6
Calor processos	kWh/tc	308,7	308,7	308,7	208,9	208,9	208,9	208,9
Calor/Potência		9,3	4,4	3,8	3,0	2,7	2,7	2,4
Balanço global								
Energia consumida								
Sacarose	MJ/tc	2190	2190	2190	2190	2190	2190	2190
Bagaço + imp.	MJ/tc	1730	1682	1707	1778	1778	2008	2008
Palha limpa	MJ/tc	0	0	0	0	0	612	612
Output de energia								
Açúcar	MJ/tc	754	754	754	754	754	741	741
Álcool	MJ/tc	1203	1203	1203	1203	1203	1183	1183
Energia elétrica	MJ/tc	18	151	188	262	292	477	521
Eficiência global		50.4%	54.4%	55.1%	55.9%	56.7%	49.9%	50.8%

Anexo VII

Análises econômico-financeiras do Capítulo 4

Tabela VII.1. Fluxo de caixa para a usina de referência.

Ano	-1	0	1	2	3	...	24	25
Investimento	(150,16)	(150,16)						
Capital de giro		(13,68)						13,68
Custos anuais								
Insumos			10,66	10,66	10,66		10,66	10,66
Mão-de-obra			8,85	8,85	8,85		8,85	8,85
Manutenção			12,01	12,01	12,01		12,01	12,01
Cana			74,00	74,00	74,00		74,00	74,00
Palha			3,36	3,36	3,36		3,36	3,36
Total			108,88	108,88	108,88		108,88	108,88
Receita								
Açúcar			54,98	54,98	54,98		54,98	54,98
Álcool			78,88	78,88	78,88		78,88	78,88
Terceiro produto								
Energia elétrica			37,10	37,10	37,10		37,10	37,10
Total			170,95	170,95	170,95		170,95	170,95
Lucro bruto			62,07	62,07	62,07		62,07	62,07
Depreciação			30,03	30,03	30,03			
Lucro tributável			32,04	32,04	32,04	...	62,07	62,07
Imposto			11,21	11,21	11,21		21,73	21,73
Fluxo de caixa	(150,16)	(163,83)	50,86	50,86	50,86		40,35	54,03
Fluxo descontado	(168,17)	(163,83)	45,41	40,54	36,20		2,66	3,18

Tabela VII.2. Fluxo de caixa para usina mais planta anexa de ácido cítrico.

Ano	-1	0	1	2	3	...	24	25
Investimento	(212,14)	(212,14)						
Capital de giro		(15,03)						15,03
Custos anuais								
Insumos			23,22	23,22	23,22		23,22	23,22
Mão-de-obra			10,16	10,16	10,16		10,16	10,16
Manutenção			14,36	14,36	14,36		14,36	14,36
Cana			74,00	74,00	74,00		74,00	74,00
Palha			3,36	3,36	3,36		3,36	3,36
Total			125,10	125,10	125,10		125,10	125,10
Receita								
Açúcar			40,68	40,68	40,68		40,68	40,68
Álcool			58,37	58,37	58,37		58,37	58,37

Terceiro produto			110,00	110,00	110,00		110,00	110,00
Energia elétrica			28,15	28,15	28,15		28,15	28,15
Total			237,21	237,21	237,21		237,21	237,21
Lucro bruto			112,11	112,11	112,11		112,11	112,11
Depreciação			42,43	42,43	42,43			
Lucro tributável			69,68	69,68	69,68	...	112,11	112,11
Imposto			24,39	24,39	24,39		39,24	39,24
Fluxo de caixa	(212,14)	(227,17)	87,72	87,72	87,72		72,87	87,90
Fluxo descontado	(237,59)	(227,17)	78,32	69,93	62,44		4,80	5,17

Tabela VII.3. Fluxo de caixa para usina mais planta anexa de creme de levedura.

Ano	-1	0	1	2	3	...	24	25
Investimento	(165,19)	(165,19)						
Capital de giro		(16,73)						16,73
Custos anuais								
Insumos			45,62	45,62	45,62		45,62	45,62
Mão-de-obra			10,01	10,01	10,01		10,01	10,01
Manutenção			12,51	12,51	12,51		12,51	12,51
Cana			74,00	74,00	74,00		74,00	74,00
Palha			3,36	3,36	3,36		3,36	3,36
Total			145,51	145,51	145,51		145,51	145,51
Receita								
Açúcar			48,93	48,93	48,93		48,93	48,93
Álcool			70,20	70,20	70,20		70,20	70,20
Terceiro produto			108,00	108,00	108,00		108,00	108,00
Energia elétrica			33,58	33,58	33,58		33,58	33,58
Total			260,71	260,71	260,71		260,71	260,71
Lucro bruto			115,20	115,20	115,20		115,20	115,20
Depreciação			33,04	33,04	33,04			
Lucro tributável			82,16	82,16	82,16	...	115,20	115,20
Imposto			28,76	28,76	28,76		40,32	40,32
Fluxo de caixa	(165,19)	(181,92)	86,44	86,44	86,44		74,88	91,61
Fluxo descontado	(185,01)	(181,92)	77,18	68,91	61,53		4,93	5,39

Tabela VII.4. Fluxo de caixa para usina mais planta anexa de lisina.

Ano	-1	0	1	2	3	...	24	25
Investimento	(201,35)	(201,35)						
Capital de giro		(16,12)						16,12
Custos anuais								
Insumos			36,96	36,96	36,96		36,96	36,96
Mão-de-obra			10,01	10,01	10,01		10,01	10,01
Manutenção			13,89	13,89	13,89		13,89	13,89
Cana			74,00	74,00	74,00		74,00	74,00
Palha			3,36	3,36	3,36		3,36	3,36
Total			138,22	138,22	138,22		138,22	138,22
Receita								

Açúcar			47,83	47,83	47,83		47,83	47,83
Álcool			68,63	68,63	68,63		68,63	68,63
Terceiro produto			118,37	118,37	118,37		118,37	118,37
Energia elétrica			31,48	31,48	31,48		31,48	31,48
Total			266,30	266,30	266,30		266,30	266,30
Lucro bruto			128,08	128,08	128,08		128,08	128,08
Depreciação			40,27	40,27	40,27			
Lucro tributável			87,81	87,81	87,81	...	128,08	128,08
Imposto			30,73	30,73	30,73		44,83	44,83
Fluxo de caixa	(201,35)	(217,47)	97,34	97,34	97,34		83,25	99,37
Fluxo descontado	(225,51)	(217,47)	86,91	77,60	69,29		5,48	5,85

Tabela VII.5. Fluxo de caixa para usina mais planta anexa de MSG.

Ano	-1	0	1	2	3	...	24	25
Investimento	(221,20)	(221,20)						
Capital de giro		(15,61)						15,61
Custos anuais								
Insumos			30,05	30,05	30,05		30,05	30,05
Mão-de-obra			10,01	10,01	10,01		10,01	10,01
Manutenção			14,68	14,68	14,68		14,68	14,68
Cana			74,00	74,00	74,00		74,00	74,00
Palha			3,36	3,36	3,36		3,36	3,36
Total			132,10	132,10	132,10		132,10	132,10
Receita								
Açúcar			43,43	43,43	43,43		43,43	43,43
Álcool			62,32	62,32	62,32		62,32	62,32
Terceiro produto			85,50	85,50	85,50		85,50	85,50
Energia elétrica			25,24	25,24	25,24		25,24	25,24
Total			216,49	216,49	216,49		216,49	216,49
Lucro bruto			84,39	84,39	84,39		84,39	84,39
Depreciação			44,24	44,24	44,24			
Lucro tributável			40,15	40,15	40,15	...	84,39	84,39
Imposto			14,05	14,05	14,05		29,54	29,54
Fluxo de caixa	(221,20)	(236,81)	70,33	70,33	70,33		54,85	70,46
Fluxo descontado	(247,74)	(236,81)	62,80	56,07	50,06		3,61	4,14

Estudo de caso: análise econômica para ácido cítrico

No Capítulo 4, além da avaliação técnica, também foram comparados os impactos da produção de diferentes produtos a partir da sacarose no desempenho econômico das usinas. Estas comparações foram feitas com base na análise financeira destas opções, considerando o fluxo de caixa geral da usina. Alternativamente, aqui é apresentado um estudo de caso considerando

estritamente a análise econômica, buscando determinar o custo de produção do terceiro produto da sacarose. Neste caso, a planta de produção foi avaliada separadamente da usina, como uma consumidora de caldo, açúcar, vapor e energia elétrica. Sendo assim, o custo de produção do produto foi determinado pela divisão do custo total anual da planta anexa pela sua produção anual, considerando as parcelas de capital, mão-de-obra, insumos, manutenção e utilidades. Com exceção do custo de utilidades (vapor e energia elétrica), as informações para o cálculo dos demais componentes estão apresentadas nas tabelas do Capítulo 4. Já para a determinação do custo de utilidades, a planta de energia da usina foi considerada como uma unidade independente, fornecedora de vapor e energia elétrica (ver Figura VII.1). Dessa forma, o custo desses produtos foi determinado distribuindo-se o custo total da planta de energia de acordo com o balanço exergético dos produtos. As tabelas abaixo mostram os resultados dessa análise econômica considerando o caso de uma planta de produção de ácido cítrico.

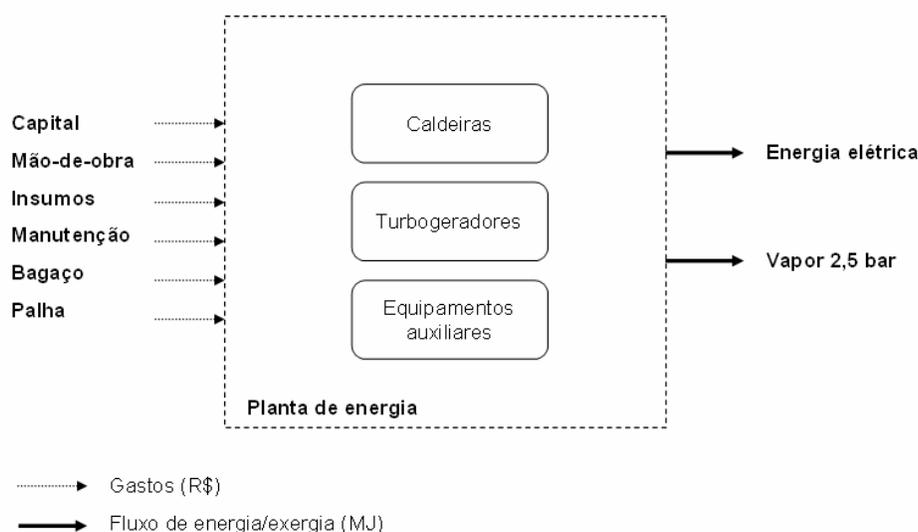


Figura VII.1. Representação esquemática da planta de energia.

Tabela VII.6. Custos associados à planta de energia^a (MR\$/ano).

Investimento (MR\$)	117,53
Insumos	2,07
Mão-de-obra	0,80
Manutenção	4,70
Palha	3,36

^a Baseado nas informações apresentadas no Capítulo 3.

Tabela VII.7. Balanço da planta de energia.

	Produção anual	Exergia^a	Custo
Vapor (2,5 bar) ^b	782763 ton	488 TJ	10,31 R\$/t
Energia elétrica ^c	299812 MWh	1079 TJ	59,52 R\$/MWh

a. Estado de referência: 1 bar / 25°C.

b. Vapor que segue para os processos (usina e planta anexa).

c. Geração total menos auto-consumo da planta de energia.

Tabela VII.8. Custo de produção do ácido cítrico.

Componente	R\$/t
Capital	333,11
Insumos	977,72
Utilidades	118,86
Mão-de-obra	26,18
Manutenção	52,25
TOTAL	1508,13