

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ  
INSTITUTO DE ENGENHARIA MECÂNICA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA**

**TESE DE DOUTORADO**

**Análise Termoeconômica Integrada das  
Plantas de Cogeração e Etanol em uma  
Destilaria Autônoma**

**Autor: José Carlos Escobar Palacio  
Orientador: Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora.  
Co-Orientador: Prof. Dr. Osvaldo Jose Venturini.**

Itajubá, Março de 2010

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ  
INSTITUTO DE ENGENHARIA MECÂNICA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA**

**TESE DE DOUTORADO**

**Análise Termoeconômica Integrada das  
Plantas de Cogeração e Etanol em uma  
Destilaria Autônoma**

**Autor: José Carlos Escobar Palacio**

**Orientador: Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora.**

**Co-Orientador: Prof. Dr. Osvaldo Jose Venturini**

**Curso: Doutorado em Engenharia Mecânica**

**Área de Concentração: Conversão de Energia**

Tese submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica como parte dos requisitos para obtenção do Título de Doutor em Engenharia Mecânica.

Itajubá, Março de 2010  
M.G. – Brasil

Ficha catalográfica elaborada pela Biblioteca Mauá –  
Bibliotecária Jacqueline Balducci - CRB\_6/1698

P 154a

Palácio, José Carlos Escobar

Análise Termoeconômica Integrada das Plantas de Cogeração  
e Etanol em uma Destilaria Autônoma./ José Carlos Escobar

Palácio. – Itajubá, (MG) : {s.n.}, 2010.

286p. : Il.

Orientador: Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora.

Co-orientador: Prof. Dr. Osvaldo José Venurini.

1. Etanol. 2. Cogeração. 3. Destilação. 4. Termoeconômica. 5.  
Simulação de Montecarlo. I. Lora, Electo Eduardo Silva, orient., II.  
Venturini, co-orient. III. Universidade Federal de Itajubá. IV. Título.

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ  
INSTITUTO DE ENGENHARIA MECÂNICA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA**

**TESE DE DOUTORADO**

**Análise Termoeconômica Integrada das  
Plantas de Cogeração e Etanol em uma  
Destilaria Autônoma**

**Doutorando: José Carlos Escobar Palacio**

**Composição da Banca Examinadora:**

**Prof. Dr. Sílvio de Oliveira Júnior - USP**

**Prof. Dr. Regis Lima Verde Leal - CENEA**

**Prof. Dr. Luis Augusto Horta Nogueira - UNIFEI**

**Prof. Dr. Vladimir Melian Cobas - IEM/UNIFEI**

**Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora (Orientador)**

**Prof. Dr. Osvaldo Jose Venturini (Co-orientador)**

**Itajubá, Março de 2010**

**M.G. – Brasil**

## **Dedicatória**

A Deus

A meus pais Laureano e Carmen

A meus irmãos Laureano e Martha

A minha esposa Maria Luiza

A meus avôs Carlos e Maria

Por tudo o amor que me brindam, ser minha companhia em todo momento é ser o mais certo em minhas horas incertas.

## **Agradecimentos**

A meu orientador Electo Silva pela oportunidade e confiança oferecida para a realização deste trabalho e por sua valiosa colaboração e amizade durante todos estes anos.

Ao meu co-orientador Osvaldo Venturini pela confiança, colaboração e amizade.

A minha esposa Maria Luiza por todo seu amor, carinho, compressão, paciência e ajuda durante todo este tempo.

Ao NEST pelo apoio financeiro oferecido para a realização das visitas técnicas.

Aos pesquisadores do NEST especialmente a Bruno Cantarutti, Marcio Leme, Mateus Rocha e os meus amigos José Joaquim Santos e Julio Augusto Mendes da Silva, por sua grande amizade e troca de idéias durante meus estudos.

A meus professores e amigos Marcos de Armas Teyra e Bienvenido Sarria por seus valiosos conselhos e orientações.

Aos membros da banca pelos aportes dados durante a qualificação e em especial ao professor Silvio de Oliveira Jr, pela troca de idéias em todos os congressos em que nos encontramos.

À família de Armas Del Cristo e a minha família em Colômbia por tudo o amor e apoio que na distancia sempre me oferecem.

A Roberto Passarelli e Luiz Henrique Soares, pela grande amizade.

A Edgar Yañez e Núbia Rios, por todo seu apoio e amizade.

A Josefina Ardila por todo.

Aos Engenheiros Omar Prias e Yesid Ojeda pela oportunidade e amizade.

Aos funcionários do ICIDCA, INGAR e à red Cyted especialmente Raúl Sabadi, Gabriela Corsano, Oscar Almazán e Antonio Valdes, pela valiosa colaboração oferecida e aportes durante as visitas técnicas realizadas. Ao Engenheiro Adler Moura Gomes da Dedini pelas informações e colaboração oferecida.

A Maria Dias, por toda sua ajuda para o esclarecimento de minhas dúvidas nas simulações do Hysys e pela amizade oferecida.

À CAPES, através do seu Programa de Bolsas de Estudo, pelo apoio financeiro.

Nuestro hogar es la primera escuela para la vida. En él incorporamos valores, normas, modelos a seguir, aprendemos a trabajar y a jugar, a disfrutar, a reír, a llorar, a soñar, a pelearnos y a perdonarnos. Es gracias a nuestra familia que aprendemos cuanto valemos y qué somos, a pesar de lo que hagamos, con un amor incondicional que nos permite y nos muestra el camino de lo que podemos llegar a ser, hacer y tener... Florencia Olivieri

## Resumo

**ESCOBAR, P. J. C. (2008)**, *Análise Termoeconômica Integrada das Plantas de Cogeração e Etanol em uma Destilaria Autônoma, Itajubá*, 260 p. Tese de Doutorado - Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá.

O objetivo deste trabalho é realizar uma análise termodinâmica integral de uma planta de cogeração acoplada a um sistema de destilação, numa destilaria autônoma.

Trabalhos anteriores têm analisado os dois sistemas separadamente, enquanto outros utilizam ferramentas termoeconômicas para a seleção do melhor esquema e cálculo do custo final dos produtos (eletricidade, álcool hidratado) considerando o sistema de destilação como um modelo caixa-preta. O presente trabalho propõe uma avaliação simultânea de dois sistemas acoplados considerando os parâmetros que intervêm na operação de cada um, utilizando como ferramenta uma metodologia exergoeconômica que permita melhorar a utilização energética na planta.

O estudo inclui a análise de diferentes esquemas de destilação acoplada a plantas de cogeração baseadas em turbinas de extração/condensação, operando com parâmetros de vapor na faixa de 4,2-12,0 MPa. Indicadores de baseados na Segunda Lei, custos exergéticos e indicadores de produtividade são utilizados como referencia na avaliação integrada das duas plantas.

Os resultados das alternativas consideradas são comparados com um caso base, o qual consiste em uma “destilaria convencional” operando com baixos parâmetros de vapor (2,1 MPa, 300 °C) e tecnologia convencional de destilação (destilação atmosférica).

As conclusões são realizadas tendo em conta a melhor solução esquemática e paramétrica para a operação integrada da destilaria com a planta de cogeração.

**Palavras chave:** Etanol, cogeração, Destilação, Termoeconomia, Simulação de Montecarlo.

## Lista de Figuras

Figura 1.1 Estado atual e distribuição das reservas de petróleo no mundo (BP, 2007) .....	3
Figura 1.2 Projeção da demanda de energia nos próximos anos. (Exxon Movil, 2004) .....	3
Figura 1.3 Variações na temperatura global do planeta (IPCC, 2007).....	5
Figura 1.4 Metodologia utilizada nos cálculos.....	11
Figura 2.1 A visão energética da cana-de-açúcar (Olivério, 2003).....	14
Figura 2.2 Aproveitamento de produtos e subprodutos da cana-de-açúcar (Olivério, 2003)...	14
Figura 2.3 Histórico da cogeração em Brasil (Lora, 2005) .....	17
Figura 2.4 Esquema do Ciclo Rankine – Componentes Principais .....	22
Figura 2.5 Ciclo Rankine Teórico .....	23
Figura 2.6 Ciclo Rankine - Efeito das Irreversibilidades. ....	24
Figura 2.7 Esquema de Sistema de Cogeração com Turbina de Contra-pressão .....	25
Figura 2.8 Sistema de Cogeração com Turbina de Contrapressão .....	25
Figura 2.9 Esquema de Sistema de Cogeração com Turbina de Extração e Condensação .....	26
Figura 2.10 Ciclo de Sistema de Cogeração com Turbina de Extração e Condensação .....	27
Figura 2.11 Esquema de um sistema BIG/GT acoplado ao esquema térmico de uma usina de açúcar (Lora, 2005).....	28
Figura 2.12 Resultados da simulação da implementação de um sistema BIG/GT numa usina Australiana de 600 t/h de capacidade (Hobson e Dixon, 1998). ....	31
Figura 2.13 Ganho energético com o aumento da pressão e temperatura do vapor de operação de turbinas a vapor (Azzolini, 2007). ....	32
Figura 2.14 Variação da potência de saída de um sistema de cogeração a vapor em .....	33
Figura 2.15 Efeito do Incremento da Pressão na caldeira num sistema de cogeração (Çengel e Boles, 2006).....	34
Figura 2.16 Comparação de ciclos térmicos a vapor ideais com diferentes pressões de condensação (Trubilov <i>et al</i> , 1985).....	35

Figura 2.17 Alternativas tecnológicas para a produção de quantidades iguais de eletricidade e calor. ....	38
Figura 2.18 Processo Básico de Produção de Açúcar e Álcool a partir da Cana-de-açúcar (Camargo, 1990). ....	44
Figura 3.1 Processo de extração acionado por turbinas. ....	49
Figura 3.2 Processo de extração por difusão: difusor horizontal (UNI-SYSTEMS, 2008) ....	50
Figura 3.3 Configuração de um sistema de aquecimento combinado ....	54
Figura 3.4 Configuração de um sistema de aquecimento com vapor “vegetal” ....	54
Figura 3.5 Evaporador de múltiplos efeitos com extrações de vapor “vegetal” para aquecimento. ....	56
Figura 3.6 Comparação do rendimento de processos fermentativos por batelada e contínua (Amorim, 2008). ....	60
Figura 3.7 Processo de fermentação contínua com recirculação das leveduras ....	61
Figura 3.8 Configuração geral de uma coluna de destilação. ....	65
Figura 3.9 Esquema de destilação para a produção de álcool fino (Garrido, 2009). ....	67
Figura 3.10 Esquema de destilação para a produção de álcool extrafino (Garrido, 2009). ....	67
Figura 3.11 Esquema de um sistema multipressão de destilação para a produção de álcool extrafino (Garrido, 2009). ....	68
Figura 3.12 Processo de destilação sem recirculação de vinhaças (adaptado de Meirelles, 2006). ....	69
Figura 3.13 Processo de destilação “Split-feed” ....	71
Figura 3.14 Processo de destilação “Split-feed” ....	72
Figura 3.15 Destilaria convencional com integração térmica à concentração de vinhaça ....	74
Figura 3.16 Fluxograma básico do processo de produção de álcool hidratado. ....	77
Figura 4.1 Estrutura física de uma destilaria autônoma ....	86
Figura 4.2 Estrutura produtiva da destilaria autônoma. ....	87
Figura 4.3 Divisão da exergia total. ....	97
Figura 5.1 Temperatura de ebulição de soluções aquosas de sacarose calculada a partir de diferentes modelos termodinâmicos e medidas experimentalmente (a 1 atm) (Dias, 2009) e (Hugot, 1998). ....	106
Figura 5.2 Dados de equilíbrio do sistema etanol-água comparando o modelo NRTL e dados experimentais (a 1 atm) ....	107
Figura 5.3 Representação esquemática das etapas de limpeza, preparação e moendas. ....	111
Figura 5.4 Etapas de tratamento físico-químico do caldo ....	113
Figura 5.5 Evaporação do Caldo ....	115

Figura 5.6 Sistema de resfriamento do caldo .....	116
Figura 5.7 Representação esquemática do sistema de fermentação .....	118
Figura 5.8 Sistema de destilação atmosférica.....	122
Figura 5.9 Sistema de destilação multipressão .....	125
Figura 5.10 Rendimento da produção de álcool hidratado e consumo específico do sistema de destilação atmosférica em função do teor alcoólico do vinho.....	130
Figura 5.11 Rendimento da produção de álcool hidratado e consumo específico do sistema de destilação multipressão em função do teor alcoólico do vinho .....	130
Figura 5.12 Produção específica de vinhaça na planta em função do teor alcoólico do vinho alimentado .....	131
Figura 6.1 Interação das diferentes etapas e fluxos que compõem o processo de produção de etanol (Olivério e Ribeiro, 2006).....	133
Figura 6.2 Estrutura física do cenário C1 (Caso Base).....	138
Figura 6.3 Diagrama de Pareto da demanda energética de vapor no processo (Dados baseados nas simulações realizadas no capítulo 5).....	139
Figura 6.4 Estrutura física para os cenários C2, C3, C4 e C5 (TME-DA, DF-TME-DA).....	140
Figura 6.5 Incrementos no valor da quantidade de eletricidade excedente pelo incremento no teor de vinho alimentado ao sistema de destilação no cenário C2. ....	143
Figura 6.6 Incrementos no valor da quantidade de eletricidade excedente pelo incremento no teor de vinho alimentado ao sistema de destilação no cenário C3. ....	144
Figura 6.7 Incrementos no valor da quantidade de eletricidade excedente pelo incremento no teor de vinho alimentado ao sistema de destilação no cenário C4. ....	144
Figura 6.8 Incrementos no valor da quantidade de eletricidade excedente pelo incremento no teor de vinho alimentado ao sistema de destilação no cenário C5. ....	145
Figura 6.9 Índices de geração de eletricidade excedente por tonelada de cana processada para o Cenário C6 com relação ao cenário C2 .....	147
Figura 6.10 Índices de geração de eletricidade excedente por tonelada de cana processada para o Cenário C7 com relação ao cenário C3 .....	149
Figura 6.11 Índices de geração de eletricidade excedente por tonelada de cana processada para o Cenário C8 com relação ao cenário C4 .....	150
Figura 6.12 Índices de geração de eletricidade excedente por tonelada de cana processada para o Cenário C9 com relação ao cenário C5 .....	151
Figura 6.13 Índices de geração de eletricidade excedente por tonelada de cana processada para o Cenário C6 quando são utilizadas duas tecnologias de destilação diferentes ...	152

Figura 6.14 Índices de geração de eletricidade excedente por tonelada de cana processada para o Cenário C7 quando são utilizadas duas tecnologias de destilação diferentes ...	153
Figura 6.15 Índices de geração de eletricidade excedente por tonelada de cana processada para o Cenário C8 quando são utilizadas duas tecnologias de destilação diferentes ...	154
Figura 6.16 Índices de geração de eletricidade excedente por tonelada de cana processada para o Cenário C9 quando são utilizadas duas tecnologias de destilação diferentes ...	155
Figura 6.17 Eficiência exergetica global para os cenários C1-C5.....	156
Figura 6.18 Comparação das eficiências globais da planta para os cenários C6 e C2 considerando diferentes alternativas tecnológicas nas etapas de extração e destilação .....	157
Figura 6.19 Comparação das eficiências globais da planta para os cenários C7 e C3 considerando diferentes alternativas tecnológicas nas etapas de extração e destilação .....	158
Figura 6.20 Comparação das eficiências globais da planta para os cenários C8 e C4 considerando diferentes alternativas tecnológicas nas etapas de extração e destilação .....	159
Figura 6.21 Comparação das eficiências globais da planta para os cenários C9 e C5 considerando diferentes alternativas tecnológicas nas etapas de extração e destilação .....	160
Figura 6.22 Estrutura produtiva do caso base.....	162
Figura 6.23 Estrutura produtiva dos cenários C2 – C5 e C6 – C9 .....	164
Figura 6.24 Estrutura produtiva dos cenários C6, C7, C8 e C9 (ME-DA, ME-DM e DF-ME-DA e DF-ME-DM) que consideram o uso de motores elétricos nas moendas.....	166
Figura 6.25 Custos exergeticos unitários dos principais fluxos do processo nos cenários C1-C5 .....	168
Figura 6.26 Custos exergeticos unitários para os cenários C6-C9 .....	169
Figura 6.27 Investimentos específicos requeridos nas destilarias autônomas para os diferentes cenários C2-C9 em função do tipo de sistema de extração e destilação utilizado	170
Figura 6.28 Receita especifica das alternativas tecnológicas consideradas no Cenário C6...	173
Figura 6.29 Receita especifica das alternativas tecnológicas consideradas nos Cenários C7, C8 e C9.....	174
Figura 6.30 Fluxograma para o estabelecimento de prioridades durante a modernização de uma destilaria autônoma.....	175
Figura 7.1 Produção de etanol hidratado brasileiro e preços médios pagos aos produtores excluindo impostos (UDOP, 2009 and CEPEA, 2009).....	178

Figura 7.2 Estrutura física de uma destilaria convencional (adaptado de Higa, 2003).....	179
Figura 7.3. Principais índices termodinâmicos avaliados para as diferentes destilarias considerando incrementos na capacidade e nos parâmetros de vapor.....	183
Figura 7.4 Fluxograma da metodologia de avaliação termoeconomica utilizada. ....	184
Figura 7.5 Investimentos específicos exigidos para destilarias de etanol em função dos parâmetros de vapor utilizados e da capacidade da planta .....	186
Figura 7.6 Divisão de custos e esquema de alocação no sistema da destilaria.....	187
Figura 7.7 Custo monetário unitário do álcool hidratado e da eletricidade.....	188
Figura 7.8 Estrutura produtivas das destilarias autônomas consideradas.....	189
Figura 7.9 Custos unitários de produção de eletricidade para diferentes parâmetros de vapor e capacidade das destilarias.....	191
Figura 7.10 Custos de geração da eletricidade considerando diferentes parâmetros de vapor e capacidades da planta com alocação de custo zero para o bagaço. ....	193
Figura 7.11 Representação esquematica do Valor Presente Líquido .....	195
Figura 7.12 Representação esquematica da TIR. ....	195
Figura 7.13 Representação esquematica do fluxo de caixa de um projeto.....	196
Figura 7.14 Valor Presente Líquido Específico para uma destilaria em função dos parâmetros de vapor e da capacidade da planta para preços de mercado do etanol e da eletricidade de 0,30 USD\$/l e 68,26 USD\$/MWh respectivamente. ....	199
Figura 7.15 Valor Presente Líquido Específico para uma destilaria em função dos parâmetros de vapor e da capacidade da planta para preços de mercado do etanol e da eletricidade de 0,17 USD\$/l e 68,26 USD\$/MWh respectivamente. ....	200
Figura 7.16 Plano de simulação de investimento .....	205
Figura 7.17 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e capacidade de moagem de 180 tc/h.....	207
Figura 7.18 Analise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e capacidade de moagem de 180 tc/h.....	208
Figura 7.19 Probabilidade do Valor Presente Líquido ser maior que zero numa destilaria autônoma em função da capacidade da planta e dos parâmetros de vapor utilizados .....	209
Figura AII.1 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e capacidade de moagem de 180 tc/h.....	240
Figura AII.2 Analise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e capacidade de moagem de 180 tc/h.....	241

Figura AII.3 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 6,0 MPa e capacidade de moagem de 180 tc/h.....	241
Figura AII.4 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 6,0 MPa e capacidade de moagem de 180 tc/h.....	242
Figura AII.5 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 8,0 MPa e capacidade de moagem de 180 tc/h.....	242
Figura AII.6 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 8,0 MPa e capacidade de moagem de 180 tc/h.....	243
Figura AII.7 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 12,0 MPa e capacidade de moagem de 180 tc/h.....	243
Figura AII.8 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 12,0 MPa e capacidade de moagem de 180 tc/h.....	244
Figura AII.9 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e capacidade de moagem de 280 tc/h.....	244
Figura AII.10 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e capacidade de moagem de 280 tc/h.....	245
Figura AII.11 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 6,0 MPa e capacidade de moagem de 280 tc/h.....	245
Figura AII.12 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 6,0 MPa e capacidade de moagem de 280 tc/h.....	246
Figura AII.13 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 8,0 MPa e capacidade de moagem de 280 tc/h.....	246
Figura AII.14 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 8,0 MPa e capacidade de moagem de 280 tc/h.....	247
Figura AII.15 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 12,0 MPa e capacidade de moagem de 280 tc/h.....	247
Figura AII.16 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 12,0 MPa e capacidade de moagem de 280 tc/h.....	248
Figura AII.17 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e capacidade de moagem de 380 tc/h.....	248
Figura AII.18 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e capacidade de moagem de 380 tc/h.....	249
Figura AII.19 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 6,0 MPa e capacidade de moagem de 380 tc/h.....	249

Figura AII.20	Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 6,0 MPa e capacidade de moagem de 380 tc/h.....	250
Figura AII.21	Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 8,0 MPa e capacidade de moagem de 380 tc/h.....	250
Figura AII.22.	Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 8,0 MPa e capacidade de moagem de 380 tc/h.....	251
Figura AII.23	Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 12,0 MPa e capacidade de moagem de 380 tc/h.....	251
Figura AII.24	Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 12,0 MPa e capacidade de moagem de 380 tc/h.....	252
Figura AII.25	Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e capacidade de moagem de 480 tc/h.....	252
Figura AII.26	Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e capacidade de moagem de 480 tc/h.....	253
Figura A.27	Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 6,0 MPa e capacidade de moagem de 480 tc/h.....	253
Figura AII.28	Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 6,0 MPa e capacidade de moagem de 480 tc/h.....	254
Figura AII.29	Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 8,0 MPa e capacidade de moagem de 480 tc/h.....	254
Figura AII.30	Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 8,0 MPa e capacidade de moagem de 480 tc/h.....	255
Figura AII.31	Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 12,0 MPa e capacidade de moagem de 480 tc/h.....	255
Figura AII.32	Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 12,0 MPa e capacidade de moagem de 480 tc/h.....	256
Figura AII.33	Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e capacidade de moagem de 580 tc/h.....	257
Figura AII.34	Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e capacidade de moagem de 580 tc/h.....	257
Figura AII.35	Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 6,0 MPa e capacidade de moagem de 580 tc/h.....	257
Figura AII.36	Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 6,0 MPa e capacidade de moagem de 580 tc/h.....	258

Figura AII.37 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 8,0 MPa e capacidade de moagem de 580 tc/h.....	259
Figura AII.38 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 8,0 MPa e capacidade de moagem de 580 tc/h.....	259
Figura AII.39 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 12,0 MPa e capacidade de moagem de 580 tc/h.....	260
Figura AII.40 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 12,0 MPa e capacidade de moagem de 580 tc/h.....	260

## Lista de Tabelas

Tabela 2.1 Composição elementar do bagaço de cana (% massa) (Garcia, 2002) .....	15
Tabela 2.2 Equações para determinar o poder calorífico do bagaço de cana, considerando os teores de sacarose, cinzas e umidade.....	15
Tabela 2.3 Características principais de diferentes sistemas de cogeração utilizados na atualidade (Cogen Europe, 2001). .....	20
Tabela 2.4 Vantagens e Desvantagens na aplicação de diferentes tipos de acionadores primários nos sistemas de cogeração (Cogen Europe, 2001). .....	21
Tabela 2.5 Vantagens relativas e desvantagens de sistemas BIG-GT baseados em três tipos de gaseificadores diferentes (Larson <i>et al.</i> , 2001).....	30
Tabela 2.6 Parâmetros para qualificação de cogeneradores segundo a resolução ANEEL 235/2006 .....	43
Tabela 3.1 Principais tipos de tecnologias de fermentação disponíveis no mundo (Moura e Medeiros, 2007).....	61
Tabela 3.2 Evolução no Rendimento Fermentativo (Amorim, 2008) .....	62
Tabela 3.3 Principais tipos de tecnologias de destilação disponíveis no mundo (Configurações D1.....D6) (Moura e Medeiros, 2007) .....	66
Tabela 3.4 Composição da mistura azeotrópica etanol-água para diferentes pressões .....	68
Tabela 3.5 Redução percentual de volume em função da concentração, e a equivalente relação vinhaça por litro de álcool (Freire e Cortez, 2000).....	73
Tabela 3.6 Valores mínimos do consumo de vapor em processo na indústria de açúcar e álcool obtidos como resultado da modelagem de diferentes variantes de sistemas de alta eficiência.....	74
Tabela 3.7 Média da Perda de açúcares nas destilarias Brasileiras .....	76
Tabela 4.1 Correlação dos fluxos da estrutura produtiva com a física.....	88
Tabela 4.2 Valores dos coeficientes da equação 4.21. ....	95
Tabela 4.3 Fração mássica dos elementos químicos do bagaço. ....	100

Tabela 5.1 Composição média da cana-de-açúcar.....	102
Tabela 5.2 Composição média do caldo da cana-de-açúcar .....	102
Tabela 5.3 Composição média do vinho para a produção de álcool hidratado (Batista, 2008) .....	103
Tabela 5.4 Principais modelos de propriedades termodinâmicas disponíveis nos simuladores comerciais .....	104
Tabela 5.5 Componentes utilizados na simulação.....	107
Tabela 5.6 Composição da cana-de-açúcar adotada para a simulações .....	109
Tabela 5.7 Parâmetros adotados nas etapas de limpeza, preparação e moendas.....	110
Tabela 5.8 Parâmetros adotados nas etapas de tratamento físico-químico.....	111
Tabela 5.9 Parâmetros de operação do sistema de evaporação (Dias,2008) .....	114
Tabela 5.10 Conversões consideradas nos fermentadores (Ensinas <i>et al.</i> , 2008). .....	117
Tabela 5.11 Especificações do processo de destilação atmosférica simulado .....	120
Tabela 5.12 Especificações do processo de destilação multipressão simulado.....	123
Tabela 5.13 Vazão mássica das principais correntes do processo.....	126
Tabela 5.14 Demanda de energia das diferentes etapas de produção de etanol .....	127
Tabela 5.15 Parâmetros dos evaporadores de múltiplos efeitos .....	127
Tabela 5.16 Rendimento total e consumo específico de vapor do sistema de evaporação ....	128
Tabela 5.17 Valores calculados dos principais parâmetros dos sistemas de destilação avaliados .....	128
Tabela 6.1 Cenários e alternativas analisados (Cenário I e Grupo II).....	136
Tabela 6.2 Principais parâmetros considerados no sistema de cogeração.....	140
Tabela 6.3 Principais parâmetros adotados na planta de produção de etanol.....	141
Tabela 6.4 Geração, consumo de energia e indicadores de desempenho nos diferentes cenários analisados .....	142
Tabela 6.5 Cenários avaliados (Grupo III) .....	146
Tabela 6.6 Modelo Termoeconômico do Caso base.....	162
Tabela 6.7 Modelo termoeconômico dos cenários C2- C5 (TME-DA, TME-DM, DF-TME- DA e DF-TME-DM) e C6-C9 (TME-DA, TME-DM, DF-TME-DA e DF-TME- DM) .....	164
Tabela 6.8 Modelo termoeconômico dos cenários C6, C7, C8 e C9 (ME-DA, ME-DM e DF- ME-DA e DF-ME-DM).....	166
Tabela 6.9 Custos monetários unitários dos principais fluxos nos cenários C1-C5.....	170
Tabela 6.10 Custos monetários unitários dos principais fluxos nos cenários C6-C9.....	171

Tabela 7.1 Características das caldeiras e das turbinas na destilaria com capacidade de 180 tc/h .....	180
Tabela 7.2 Características das caldeiras e das turbinas na destilaria com capacidade de 280 tc/h .....	180
Tabela 7.3 Características das caldeiras e das turbinas na destilaria com capacidade de 380 tc/h .....	180
Tabela 7.4 Características das caldeiras e das turbinas na destilaria com capacidade de 480 tc/h .....	181
Tabela 7.5 Características das caldeiras e das turbinas na destilaria com capacidade de 580 tc/h .....	181
Tabela 7.6 Parâmetros adotados para as simulações .....	181
Tabela 7.7 Valores percentuais de custos utilizados para equipamentos auxiliares, instalação, construção civil e de O & M durante o cálculo do custo de investimento (Barreda, 1999).....	185
Tabela 7.8 Modelo Termoeconômico das destilarias avaliadas .....	190
Tabela 7.9 Custos unitários do etanol para cada um dos cenários avaliados .....	191
Tabela 7.10 Custos de produção médios do etanol para cada um dos parâmetros apresentados na Figura 7.10 .....	192
Tabela 7.11 Estrutura do fluxo de caixa considerada.....	196
Tabela 7.12 Indicadores econômicos. ....	197
Tabela 7.13. Depreciação de Ativos nas centrais de cogeração .....	198
Tabela 7.14 Principais distribuições probabilísticas de uma variável analisada .....	203
Tabela 7.15. Considerações da distribuição para cada variável na simulação de Monte Carlo. .....	207

## Simbologia

### Maiúsculas

$C$	Custo Monetário [\$/h]
$C_p$	Calor Específico a Pressão Constante [MJ/kg.K]
$B$	Exergia [MW]
$H$	Entalpia [MW]
$M$	Massa Molar [kg/kmol]
$P$	Potência [MW]
$Q$	Calor [MW]
$R$	Constante Universal dos Gases [MJ/kmol.K]
$T$	Temperatura [°C, K]
$W$	Trabalho ou Potência Mecânica (de Eixo) [MW]

### Minúsculas

$c$	Custo Monetário Unitário [\$/MWh, \$/m <sup>3</sup> ]
$k$	Custo Exergético Unitário [kW/kW]
$e$	Exergia Específica [MJ/kg]
$h$	Entalpia Específica [MJ/kg]
$P$	Pressão [bar, Pa]
$S$	Entropia Específica [MJ/kg.K]
$y$	Fração Molar de um Elemento [fração]

## **Gregas**

$\eta$  Eficiência [%]

## **Subscritos**

H Sistema de Aquecimento do caldo

E Sistema de Evaporação do caldo

HF Sistema de Resfriamento do Caldo

F Sistema de Fermentação

D Sistema de Destilação

AEH Álcool Hidratado

## **Sumário**

<b>LISTA DE FIGURAS.....</b>	<b>IX</b>
<b>LISTA DE TABELAS.....</b>	<b>XVII</b>
<b>CAPÍTULO 1.....</b>	<b>1</b>
<b>INTRODUÇÃO.....</b>	<b>1</b>
<b>1.1 FATORES QUE INFLUEM NA FABRICAÇÃO E UTILIZAÇÃO DOS BIOCOMBUSTÍVEIS NO MUNDO.....</b>	<b>2</b>
1.1.1 Estado Atual das reservas de petróleo no mundo.....	2
1.1.2 Mudanças Climáticas.....	4
<b>1.2 OBJETIVOS.....</b>	<b>8</b>
<b>1.3 METODOLOGIA E FERRAMENTAS DE CÁLCULO.....</b>	<b>11</b>
<b>CAPÍTULO 2.....</b>	<b>12</b>
<b>COGERAÇÃO NA INDÚSTRIA SUCROALCOOLEIRA.....</b>	<b>12</b>
<b>2.1 DISPONIBILIDADE E CARACTERIZAÇÃO DOS RESÍDUOS DE BIOMASSA NA INDÚSTRIA SUCROALCOOLEIRA.....</b>	<b>13</b>
<b>2.2 DEFINIÇÃO, HISTÓRICO E ASPECTOS GERAIS DA COGERAÇÃO.....</b>	<b>16</b>
2.2.1 Benefícios da Cogeração.....	18
2.2.2 Classificação dos sistemas de cogeração.....	19

<b>2.3 CONSIDERACIONES TEORICAS, CICLOS E PARÂMETROS DOS SISTEMAS DE COGERAÇÃO UTILIZADOS NA INDÚSTRIA SUCROALCOOLEIRA. ....</b>	<b>22</b>
2.3.1 Considerações Teóricas sobre o Ciclo Rankine .....	22
2.3.2 Sistemas com Turbinas de Contrapressão .....	24
2.3.3 Sistemas com Turbinas de Extração e Condensação.....	26
2.3.4 Cogeração com Tecnologias Avançadas (Gaseificação de Bagaço e Turbinas a Gás).....	28
<b>2.4 INFLUÊNCIA DOS PARÂMETROS DE VAPOR SOBRE O DESEMPENHO DE SISTEMAS DE COGERAÇÃO BASEADOS EM TURBINA A VAPOR .....</b>	<b>31</b>
<b>2.5 TERMODINÂMICA DA COGERAÇÃO: INDICADORES DE DESEMPENHO... ..</b>	<b>37</b>
2.5.1 Índices de desempenho baseados na Primeira Lei.....	38
2.5.2 Índices de Desempenho pela Segunda Lei .....	41
<b>2.6 GERAÇÃO E UTILIZAÇÃO DE ENERGIA NA INDÚSTRIA SUCROALCOOLEIRA .....</b>	<b>44</b>
2.6.1 Aspectos gerais.....	44
<b>CAPÍTULO 3.....</b>	<b>47</b>
<b>DESTILARIA CONVENCIONAL, ETAPAS DE PRODUÇÃO DO ÁLCOOL HIDRATADO .....</b>	<b>47</b>
<b>3.1 Lavagem e preparação da cana.....</b>	<b>47</b>
<b>3.2 Extração do caldo .....</b>	<b>48</b>
3.2.1 Moagem.....	48
3.2.2 Difusão .....	50
<b>3.3 Tratamento do Caldo .....</b>	<b>52</b>
3.3.1 Peneiramento .....	52
3.3.2 Calagem.....	53
3.3.3 Aquecimento.....	53
3.3.4 Flasheamento .....	54
3.3.5 Sedimentação.....	54
3.3.6 Filtração .....	55
<b>3.4 Evaporação.....</b>	<b>55</b>

<b>3.5 Fermentação.....</b>	<b>57</b>
3.5.1 Subprodutos do processo de fermentação .....	57
3.5.2 Tipos de processos de fermentação .....	59
<b>3.6 Destilação.....</b>	<b>63</b>
3.6.1 Plantas atuais e tecnologias para integração energética nas destilarias do Brasil .....	69
<b>3.7 Alternativas de redução do consumo de vapor na planta.....</b>	<b>74</b>
<b>3.8 Perdas de açúcares durante o processo de produção de etanol.....</b>	<b>76</b>
<b>CAPÍTULO 4.....</b>	<b>78</b>
<b>TERMOECONOMIA E PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS .....</b>	<b>78</b>
<b>4.1 Termoeconomia .....</b>	<b>78</b>
4.1.1 Métodos algébricos.....	80
4.1.2 Teoria do custo exergético.....	80
4.1.3 Teoria Estrutural .....	81
4.1.4 Métodos de Análise exergoeconômica .....	81
4.1.5 Método do cálculo .....	82
4.1.6 Modelo Funcional Termoeconômico (TFA – Thermoeconomic functional approach) .....	82
4.1.7 Análise Funcional de Engenharia (Engineering Functional Analysis – EFA) .....	83
4.1.8 Teoria estrutural da Termoeconomia (STT).....	83
<b>4.2 Custo exergético.....</b>	<b>84</b>
4.2.1 Modelagem Termoeconômica .....	86
<b>4.3 Conceitos básicos e propriedades termodinâmicas aplicadas .....</b>	<b>90</b>
4.3.1 Propriedades Termodinâmicas dos fluxos.....	90
4.3.1.1 Caldo da cana-de-açúcar.....	91
4.3.1.1.1 Soluções de água-sacarose.....	91
4.3.1.1.2 Massa específica .....	91
4.3.1.1.3 Calor específico .....	91
4.3.1.1.4 Entalpia.....	92
4.3.1.1.5 Entropia .....	92
4.3.1.1.6 Coeficientes de atividade.....	93

4.3.1.2 Vinho fermentado - Soluções não ideais (mistura etanol-água).....	94
4.3.1.2.1 Propriedades em excesso .....	94
4.3.1.2.1.1 Entalpia em excesso .....	94
4.3.1.2.1.2 Energia livre de Gibbs .....	95
4.3.1.2.1.3 Entropia em excesso .....	96
4.3.1.2.1.4 Exergia.....	96
4.3.1.3.1 Exergia do caldo de cana .....	98
4.3.1.3.2 Exergia da mistura etanol-água .....	99
4.3.1.3.3 Exergia do Bagaço.....	100
<b>CAPÍTULO 5 .....</b>	<b>101</b>
<b>SIMULAÇÃO DA PLANTA DE PRODUÇÃO DE ETANOL.....</b>	<b>101</b>
<b>5.1 Composição da cana-de-açúcar .....</b>	<b>102</b>
<b>5.2 Escolha dos modelos termodinâmicos para a simulação das diferentes etapas de produção .....</b>	<b>104</b>
<b>5.3 Principais considerações realizadas para a criação da base de dados da planta.....</b>	<b>107</b>
5.3.1 Composição da cana-de-açúcar adotada para as simulações.....	109
5.3.2 Etapas Produtivas .....	110
5.3.2.1 Limpeza, preparação e moendas.....	110
5.3.2.2 Tratamento físico-químico .....	111
5.3.2.3 Evaporação .....	114
5.3.2.4 Resfriamento.....	116
5.3.2.5 Fermentação.....	116
5.3.2.6 Destilação .....	119
5.3.2.6.1 Atmosférica .....	120
5.3.2.6.2 Multipressão .....	123
<b>5.4 Principais resultados obtidos na simulação do processo de produção de etanol .....</b>	<b>126</b>
5.4.1 Vazão mássica das principais correntes do processo.....	126
5.4.2 Demanda de energia térmica das diferentes etapas de produção.....	127
5.4.2.1 Sistema de Evaporação .....	127
5.4.2.2 Análise energética do processo de destilação.....	128

<b>5.5 Influência do teor alcoólico do vinho no consumo energético da destilação e na produção de vinhaças durante a produção de etanol.....</b>	<b>129</b>
<b>CAPÍTULO 6.....</b>	<b>132</b>
<b>AVALIAÇÃO TERMODINÂMICA E TERMOECONÔMICA COMPARATIVA DE DUAS DESTILARIAS AUTÔNOMAS CONVENCIONAIS .....</b>	<b>132</b>
<b>6.1 Aspectos Gerais.....</b>	<b>133</b>
<b>6.2 Análise termodinâmica dos sistemas de cogeração utilizados atualmente no setor sucroalcooleiro .....</b>	<b>135</b>
6.2.1 Casos de Estudo.....	135
6.2.1.1 Destilaria convencional (Caso Base).....	137
6.2.1.2 Alternativas de modernização do sistema de cogeração (Cenários C2-C5).....	139
6.2.1.2.1 Impactos do teor alcoólico do vinho na geração de eletricidade excedente	143
6.2.1.3 Alternativas de modernização do sistema de produção de etanol (Cenários C6-C9) .....	146
<b>6.3 Comparação de cenários considerando a eficiência exergética global .....</b>	<b>156</b>
<b>6.4 Modelagem Termoeconômica dos distintos cenários considerados .....</b>	<b>160</b>
6.4.1 Considerações Realizadas.....	160
6.4.2 Custos exergéticos unitários dos principais produtos dos cenários C1-C5 .....	167
6.4.3 Custos monetários unitários .....	169
<b>6.5 Receitas obtidas nos diferentes cenários considerados .....</b>	<b>172</b>
<b>6.6 Seleção de alternativas de modernização utilizando a Termoeconomia como ferramenta.....</b>	<b>174</b>
<b>CAPÍTULO 7.....</b>	<b>176</b>
<b>ANÁLISE TERMOECONÔMICA, FINANCEIRA E DE RISCO, ABRANGENTE DE DESTILARIAS AUTÔNOMAS CONVENCIONAIS .....</b>	<b>176</b>
<b>7.1 Aspectos gerais.....</b>	<b>177</b>
<b>7.2 Descrição dos cenários avaliados .....</b>	<b>179</b>

<b>7.3 Resultados da avaliação termodinâmica .....</b>	<b>182</b>
<b>7.4 Avaliação econômica utilizando a Termoeconomia .....</b>	<b>183</b>
7.4.1 Levantamento econômico .....	184
7.4.2 Formação de custos .....	186
7.4.3 Aplicação da Termoeconomia .....	189
<b>7.5 Avaliação Econômica .....</b>	<b>194</b>
7.5.1 Critérios econômicos de decisão .....	194
7.5.1.1 Valor Presente Líquido .....	194
7.5.1.2 Taxa Interna de retorno.....	195
7.5.2 Fluxo de caixa.....	196
<b>7.6 Principais resultados .....</b>	<b>198</b>
<b>7.7 Simulação de Montecarlo.....</b>	<b>201</b>
7.7.1 Conceito.....	202
7.7.2 Aplicação da Simulação de Monte Carlo na área financeira.....	204
<b>CAPÍTULO 8.....</b>	<b>210</b>
<b>CONCLUSÕES.....</b>	<b>210</b>
<b>REFERÊNCIAS .....</b>	<b>212</b>
<b>ANEXOS .....</b>	<b>233</b>
<b>Anexo AI. Principais resultados da simulação em Hysys do Capítulo 5.....</b>	<b>234</b>
<b>Anexo AII. Principais resultados da simulação de Montecarlo para os diferentes cenários avaliados no Capítulo 7.....</b>	<b>240</b>

## Capítulo 1

# INTRODUÇÃO

Hoje, a humanidade está enfrentando, como fez o mitológico Orestes, - o assédio das três Fúrias ou Erenias: a fome, a falta de energia e a deterioração do meio ambiente. O ponto é, que é obrigatório derrotar todas essas três fúrias simultaneamente, pois qualquer uma delas, por si só, é capaz de acabar com nossa civilização. Atualmente, pela primeira vez na história, o ser humano pode ser a vítima de seu próprio gênio. Falando sobre energia, quando se analisa o problema como um todo, é evidente que a utilização eficiente dos recursos é uma abordagem estratégica a ser privilegiada, já que contribui na redução dos enormes níveis irracionais de consumo através do aumento na eficiência do uso dos combustíveis convencionais (sendo esta a melhor relação custo / benefício), mas é importante não esquecer a necessidade de encontrar novas fontes de combustível (Escobar *et al.*, 2009).

Do total de energia primária consumida no mundo 80,3% é oriunda de combustíveis fósseis, sendo que 57,7% deste valor são utilizados no setor de transportes (IEA, 2006).

A utilização intensiva e pouco eficiente dos combustíveis fósseis para o suprimento das necessidades energéticas da humanidade nas últimas décadas levou a uma diminuição considerável das suas reservas mundiais e aos prognósticos do seu esgotamento nas próximas décadas. Este fenômeno, conhecido como “Peak-Oil”, deve se caracterizar pela redução na produção mundial de petróleo a partir de 2010. Esta situação está provocando um aumento nos preços, conflitos bélicos e uma considerável preocupação dos governos em garantir a

segurança energética dos países consumidores. É unânime a opinião de que a era da energia barata já esta ultrapassada.

As mudanças climáticas, como resultado do aquecimento global provocado pela emissão de gases de efeito estufa, principalmente o dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), produto da queima de combustíveis fósseis, está provocando alterações significativas nos ecossistemas, e têm levado a aproximadamente 150.000 mortes adicionais por ano (Teske e Schäfer, 2007). O constante aumento na temperatura média da terra ameaça milhões de pessoas com um risco crescente de fome, enchentes e escassez de água, além de doenças, como a malária.

Tendo em conta os problemas acima descritos, a utilização de biomassa, em particular de biocombustíveis, para usos energéticos tornam-se cada dia mais interessante. Os biocombustíveis são substitutos diretos e imediatos para os combustíveis líquidos empregados no setor de transportes e podem ser facilmente integrados aos sistemas logísticos atualmente em operação.

Substituir uma porcentagem, por exemplo, de gasolina e diesel, por biocombustíveis (biodiesel ou bioetanol) é o caminho mais simples para aumentar a disponibilidade de combustíveis no setor de transportes (Camús e Laborda, 2006). Embora a utilização de biocombustíveis seja uma forma de substituição de uma quota de combustíveis fósseis no setor do transportes, a utilização eficiente dos recursos na cadeia produtiva do biodiesel e etanol é um aspecto indispensável que merece tanta atenção quanto o desenvolvimento de combustíveis alternativos.

## **1.1 FATORES QUE INFLUEM NA FABRICAÇÃO E UTILIZAÇÃO DOS BIOCOMBUSTÍVEIS NO MUNDO**

### **1.1.1 Estado Atual das reservas de petróleo no mundo**

As reservas mundiais de petróleo estão distribuídas de maneira extremamente irregular. Apenas algumas áreas reúnem características geológicas excepcionais que permitiram a formação e acúmulo de quantidades significativas de petróleo (Figura 1.1). O Oriente Médio concentra cerca de 65% das reservas mundiais de óleo, enquanto a Europa e Eurásia

respondem por 11,7%, a África 9,5 %, as Américas Central e do Sul 8,6%, a América do Norte 5%, e Ásia e Pacífico 3,4% (BP, 2007).

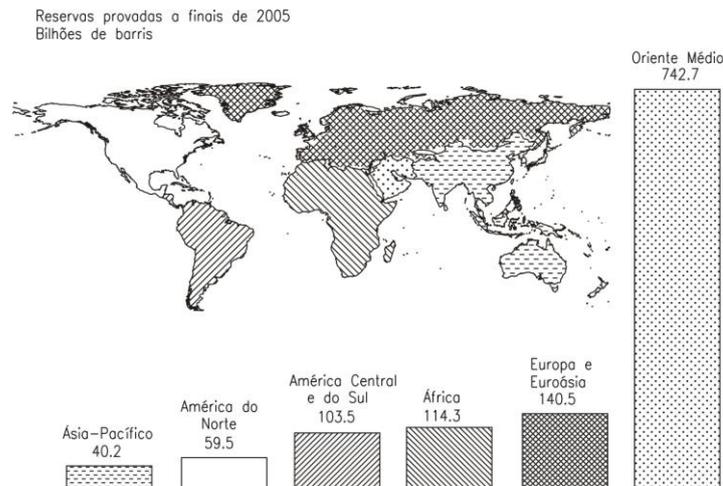


Figura 1.1 Estado atual e distribuição das reservas de petróleo no mundo (BP, 2007)

Um estudo recente (Exxon Movil, 2004) apresenta a projeção da demanda de energia mundial nos próximos anos (Figura 1.2). Nele se projeta o declínio da produção mundial de combustíveis fósseis e a necessidade da utilização de novas fontes de energia, que contribuiriam ao suprimento da demanda de energia.

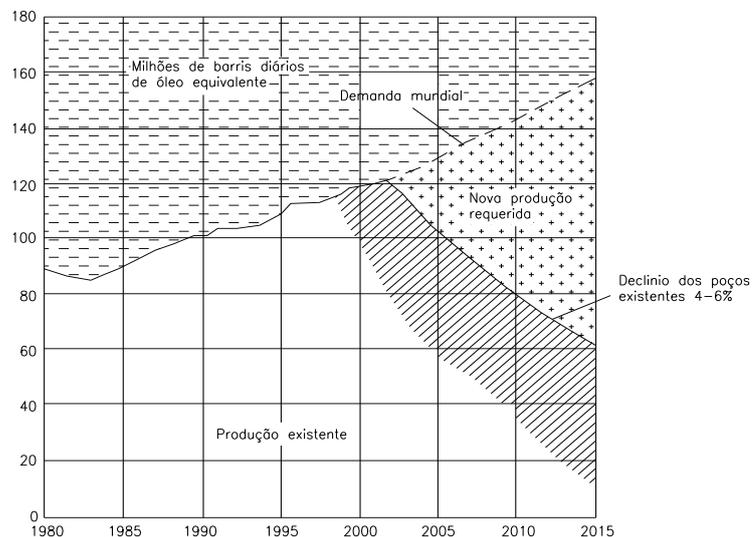


Figura 1.2 Projeção da demanda de energia nos próximos anos. (Exxon Movil, 2004)

## 1.1.2 Mudanças Climáticas

As mudanças climáticas ocorrem como resultado da variabilidade intrínseca dos sistemas climáticos e da ação de fatores externos, tanto naturais como antropogênicos. As emissões de gases de efeito estufa tendem a aquecer excessivamente o clima da terra. O relatório 4 do Painel Intergovernamental sobre Mudanças Climáticas – IPCC, reconhece como altamente provável que o aquecimento global seja o resultado líquido das atividades humanas (IPCC, 2007).

Um dos principais gases de efeito estufa é o CO<sub>2</sub>. No último século, as concentrações atmosféricas de CO<sub>2</sub> atingiram os seus níveis mais altos, como se observa na Figura 1.3 (Conn, 2006). Desde a época pré-industrial, as concentrações atmosféricas dos gases de efeito estufa têm aumentado como consequência das atividades humanas, este incremento é devido, principalmente, ao emprego insustentável dos combustíveis fósseis e as mudanças no uso da terra (IPCC, 2007).

As variações esperadas no clima incluem mudanças na intensidade e distribuição das precipitações, elevação do nível dos oceanos e um crescente aumento de frequência e intensidade de fenômenos climáticos extremos.

De acordo com o IPCC (2007 a) a demanda de biocombustíveis para o setor de transportes será de 45-85 EJ de biomassa primária ou 30-50 EJ de combustíveis. Esta mesma fonte indica um potencial global de fornecimento de biomassa, para o ano de 2050, de 125-760 EJ. Isto faz com que o uso energético da biomassa, na suas diferentes variantes, deva ser considerado como um elemento importante para a mitigação do efeito estufa.

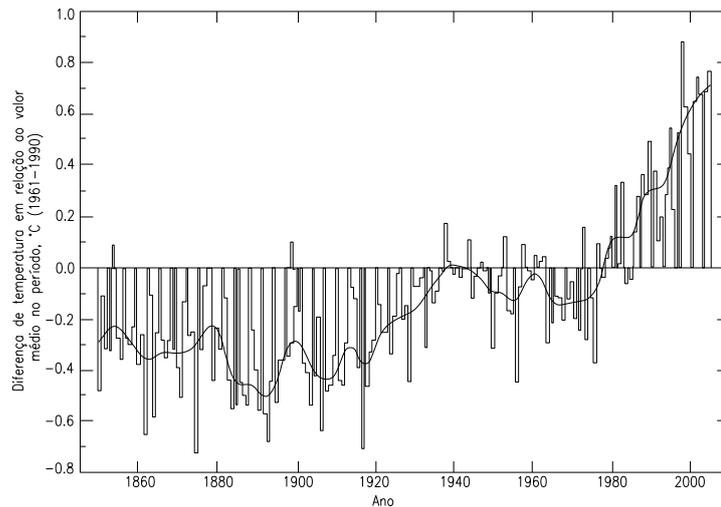


Figura 1.3 Variações na temperatura global do planeta (IPCC, 2007).

Dentro das alternativas energéticas atuais para um desenvolvimento sustentável e segurança energética tem-se o emprego dos biocombustíveis no setor de transportes, sendo o biodiesel e o bioetanol os mais conhecidos e utilizados.

Com relação ao etanol, este foi o combustível inicialmente previsto para os primeiros motores a Ciclo Otto desenvolvidos no início da indústria automotiva (Camus e Laborda, 2006). O desenvolvimento dos derivados de petróleo, com ampla oferta de diferentes combustíveis a baixo custo, tornou essas alternativas desinteressantes naquela época.

Atualmente muitas das dificuldades técnicas decorrentes de queima de biocombustíveis em motores a combustão interna, as quais apareceram nas tentativas iniciais de utilização destes combustíveis, foram resolvidas, o que os torna uma alternativa viável para substituição parcial dos combustíveis fósseis na indústria automotiva.

O bioetanol é definido pela U.S DOE (2007) como um combustível alternativo a base de álcool, produzido por fermentação e destilação de matérias-primas com alto conteúdo de açúcares ou amido. Além destas matérias-primas o etanol pode ser obtido a partir da “biomassa celulósica”, oriunda de árvores e ervas.

Qualquer quantidade de etanol pode ser misturado com a gasolina (American Coalition for Ethanol, 2007), embora as misturas mais utilizadas são E10 e E85, as quais contêm uma concentração de 10% e 85% de etanol, respectivamente. Pode-se empregar 100% de etanol como combustível, mas, da mesma forma que a mistura, 100% de E85 só pode ser empregado em automóveis multicompostíveis (flex-fuel).

Atualmente o etanol é utilizado como combustível, principalmente no Brasil, e como um aditivo para o aumento da octanagem da gasolina em países como Estados Unidos, Canadá e Índia (Agarwal, 2006).

Segundo dados da IEA (2007) espera-se que a participação dos biocombustíveis no setor de transportes aumente dos atuais 1% até valores próximos de 7%, em 2030. Isto representa um aumento equivalente a 146,7 Mtep (Milhões de toneladas equivalentes de petróleo), em 2004, até 155,5 Mtep em 2030. O maior incremento no consumo de biocombustíveis vai ocorrer nos Estados Unidos, Europa, Ásia e Brasil. O incremento no consumo nas demais regiões será modesto.

Na atualidade o etanol Brasileiro tem apresentado as maiores vantagens ambientais e econômicas com relação a sua produção e utilização de terras férteis para sua produção (Blottnitz e Curran, 2006), (Clemente, 2007). Embora o novo ciclo de expansão na indústria canavieira, com expectativas de crescimento sem precedentes da produção, tanto de açúcar como de etanol, faz com que o crescimento da indústria de etanol de cana-de-açúcar necessite de uma utilização racional de recursos, já que isto permitiria aumentar e garantir a sustentabilidade deste importante setor industrial do país.

Neste sentido, o Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento estabeleceu em seu plano nacional de agro-energia (2006-2011) entre suas prioridades de atuação na cadeia produtiva do etanol os seguintes aspectos:

- Desenvolver alternativas de aproveitamento integral da energia da planta de cana-de-açúcar, com melhoria dos processos atuais ou desenvolvimento de novos processos.
- Desenvolver tecnologias poupadoras de insumos e de eliminação ou mitigação de impacto ambiental.
- Definidas as prioridades de cada cadeia produtiva, propõe-se uma seqüência de eventos de pesquisa, concentrados, porém não restritos, nas seguintes ações:
- Desenvolvimento de estudos de ciclo de vida e balanço de energia de sistemas de produção de cana-de-açúcar, com objetivo de reduzir o input energético dos sistemas e a substituição de fontes de carbono fóssil por fontes renováveis.

- Melhoria de processos com ganhos de racionalização de uso de água e outros insumos.
- Melhoria dos processos de co-geração de energia.

O Ministério de Relações Exteriores (MRE, 2007) também destaca a importância no aumento da eficiência energética e do uso racional dos recursos empregados no ciclo de produção que devem ter os biocombustíveis, como o etanol, como primeiro passo na ampliação de sua utilização.

Dada a importância da indústria sucroalcooleira, diversos trabalhos a respeito têm sido desenvolvidos com o objetivo de analisá-la sob ângulos diferentes nos últimos anos. Alguns estudos são mais concentrados nas opções de tecnologias de cogeração, no potencial das mesmas, e em suas viabilidades econômicas (Coelho, 1992; Belotti e Moreau, 1995; Walter, 1994; Albert-Thenet 1991, Lora *et al.*, 2000; Lobo *et al.*, 2007; Pistore e Lora, 2006), enquanto outros utilizam ferramentas ou métodos de otimização, como a programação dinâmica, análise exérgica e termoeconômica (Paz e Cardenas, 1997; Barreda, 1999; Prieto e Nebra, 2002; Modesto *et al.*, 2006; Pellegrini e Oliveira, 2006; Ensinas *et al.*, 2006; Ensinas *et al.*, 2007; Lora *et al.*, 2007), e análise “pinch” (Pfeffer *et al.*, 2007; Ram e Banerjee, 2003; Ficarella e Laforgia, 1999; Higa, 2003). As áreas de estudo das usinas também são diferentes, já que para alguns trabalhos o processo de produção é o ponto principal a ser analisado (Higa, 1999; Fernandez e Nebra, 2003; Pellegrini e Oliveira, 2006 a), enquanto outros ficam centrados na geração de potência (Lora *et al.*, 2006; Ensinas *et al.*, 2006 a).

Um estudo feito por Nogueira (1987) utilizando ferramentas de simulação realizou uma análise da utilização de energia nas diferentes etapas de produção de álcool a partir da cana-de-açúcar, considerando a energia direta e indireta, associada aos insumos, materiais e equipamentos. Os resultados principais do estudo apresentam algumas oportunidades de uso racional de energia nas diferentes etapas do processo de obtenção do álcool e também a maximização da eletricidade excedente do processo de cogeração.

Recentemente, os trabalhos de Pellegrini (2009) e Ensinas (2008) analisaram, para plantas de produção de açúcar e álcool, alternativas de uso racional da energia, o primeiro enfocando seu trabalho numa avaliação termoeconômica-ambiental, e o segundo enfoca seu trabalho na aplicação do método “pinch” como ferramenta para a diminuição dos consumos energéticos da planta.

Este trabalho avalia algumas oportunidades para o avanço nos aspectos da sustentabilidade na produção de etanol de cana-de-açúcar numa destilaria do Brasil, no contexto de um uso racional e sustentável dos recursos utilizados no processo global de produção (planta de cogeração – destilaria de etanol), utilizando a Termoeconomia como ferramenta. Apresenta algumas possibilidades de melhora no rendimento energético do sistema de produção de etanol, visando a minimização dos seus impactos ambientais e consumos energéticos da planta, assim como uma análise de sensibilidade econômica da planta, considerando a venda de eletricidade e a produção de etanol. De igual forma pretende-se apresentar a influência na variação dos parâmetros de geração de vapor, e a seleção da tecnologia adequada no processo de produção de etanol, na eficiência global da planta e no custo final dos produtos obtidos (eletricidade e etanol).

Tendo em conta o anteriormente mencionado o presente trabalho estabelece como principais contribuições as respostas aos seguintes aspectos:

- Determinar quais são os custos finais de produção do etanol e da eletricidade em função das tecnologias de cogeração e de produção utilizadas na planta.
- Quais são os custos finais da eletricidade em função do critério de alocação de custo escolhido para o bagaço.
- Qual é a influencia dos parâmetros de vapor utilizados e da capacidade da planta na viabilidade econômica das destilarias autônomas.
- Atualmente quais são os parâmetros de vapor e tecnologias de produção de etanol que permitem obter uma maior eficiência global na planta de produção de etanol.

Para o cumprimento dos aportes anteriormente mencionados, os seguintes objetivos foram propostos.

## **1.2 OBJETIVOS**

### **Objetivo Geral**

Realizar uma análise termo-econômica integrada de uma destilaria autônoma, avaliando conjuntamente a planta de cogeração e a planta de produção, considerando diferentes tecnologias e parâmetros nos processos de cogeração e de destilação.

## Objetivos Específicos

- Revisão bibliográfica e levantamento, mediante visitas técnicas, dos indicadores e esquemas das diferentes alternativas tecnológicas atuais para a produção de etanol a partir da cana-de-açúcar.
- Simular e avaliar diferentes esquemas de cogeração a partir de ciclos a vapor e diferentes opções paramétricas, utilizando o software Gate-Cycle como ferramenta, considerando o uso do bagaço da cana.
- Simular e avaliar diferentes esquemas de destilação considerando os parâmetros de operação dos mesmos para a produção de álcool hidratado, utilizando o software Hysys.
- Determinar as propriedades termodinâmicas dos principais fluxos da planta.
- Analisar o comportamento termoeconômico do conjunto planta de cogeração-produção de etanol para os diferentes tipos de esquemas analisados. Elaboração de indicadores de desempenho e definição e implementação de um critério de eficiência global do sistema integrado.
- Determinar o custo exergético e monetário final dos produtos da planta (eletricidade e álcool hidratado), utilizando a exergoeconomia como ferramenta.
- Análise econômico-financeira das alternativas de cogeração – planta de produção a implementar na destilaria.
- Definição da melhor alternativa (planta de cogeração – destilaria) técnica e economicamente viável para a produção de etanol.
- Análise dos diferentes cenários econômicos numa destilaria autônoma, considerando a venda de eletricidade e a produção de etanol.

Além do capítulo 1, apresentado anteriormente, os seguintes capítulos são parte desta tese de doutorado.

No capítulo 2 é apresentada uma revisão sobre os critérios e aspectos gerais na seleção dos sistemas de cogeração, sua caracterização na indústria sucroalcooleira, principais

parâmetros de operação, fatores que influenciam seu rendimento, tendências na aplicação deste tipo de sistemas, caracterização dos consumos energéticos dos sistemas de produção acoplados ao sistema de cogeração, assim como uma análise dos principais indicadores de desempenho baseados na Primeira e na Segunda Leis da termodinâmica.

No capítulo 3 são apresentadas as principais características das etapas produtivas que compõem o sistema de produção de etanol, assim como alguns parâmetros que influenciam o comportamento destes sistemas.

No capítulo 4 são apresentadas as teorias termoeconômicas a implementar no caso de estudo, as metodologias de cálculo para a determinação das exergias do caldo de cana e da mistura etanol-água, as equações para os balanços de massa e energia para outras etapas da planta de destilação, assim como, a descrição das ferramentas computacionais a utilizar neste estudo.

No capítulo 5 é apresentada a modelagem das diferentes etapas do processo produtivo de produção de etanol (lavagem, moendas, tratamento do caldo, evaporação, fermentação e destilação).

No capítulo 6 é apresentado o modelo físico, termoeconômico do sistema planta de cogeração – planta de etanol, considerando diferentes tecnologias e parâmetros que contribuem no incremento da eficiência global da planta.

No capítulo 7 é realizada uma avaliação abrangente de plantas de produção de etanol, considerando parâmetros de vapor de 4,0 até 12,0 MPa e diferentes capacidades de moendas, visando a avaliação destes aspectos nos custos finais de produção da planta e na viabilidade econômica das plantas. De igual forma é apresentado neste capítulo uma análise de risco dos diferentes cenários avaliados, visando a determinação dos fatores que mais contribuem na viabilidade econômica de uma planta de produção de etanol, assim como as probabilidades de cada uma delas apresentar viabilidade econômica.

O capítulo 8 apresenta as conclusões deste estudo.

A tese conta ainda com anexos, onde estão os cálculos complementares, tabelas e resultados intermediários.

## 1.3 METODOLOGIA E FERRAMENTAS DE CÁLCULO

A metodologia e ferramentas computacionais utilizadas nas modelagens e cálculos deste trabalho são apresentadas na Figura 1.4

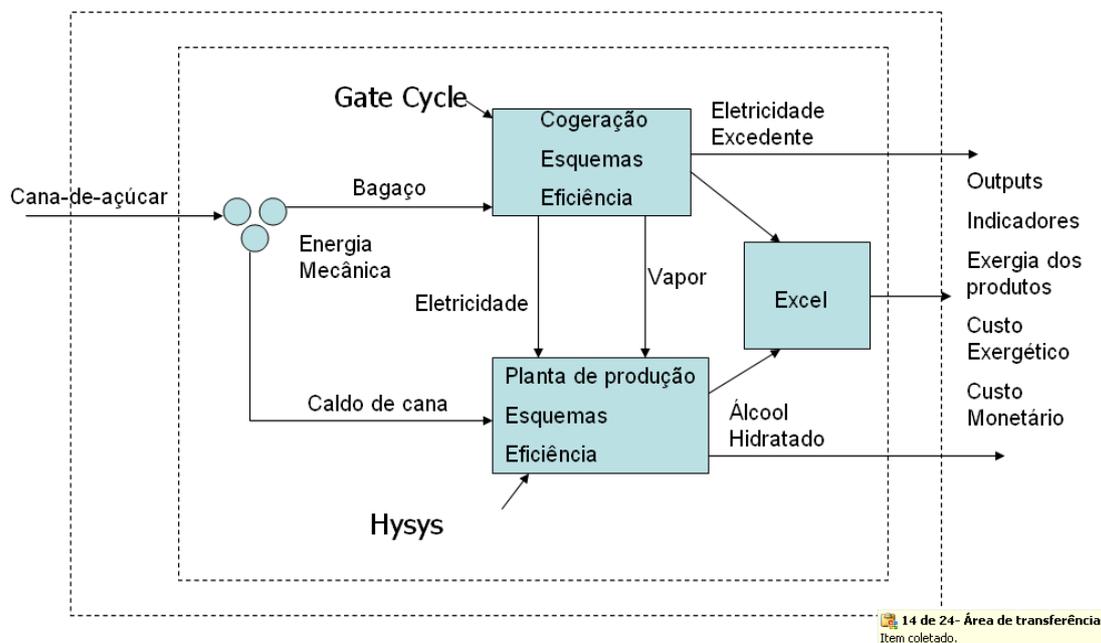


Figura 1.4 Metodologia utilizada nos cálculos.

Da Figura 1.4 observa-se que o sistema de cogeração vai ser modelado utilizando o software Gate-Cycle, enquanto as etapas do processo produtivo do etanol serão modeladas utilizando o software Hysys.

Inicialmente serão modeladas todas as etapas do processo produtivo do etanol visando a determinação da demanda térmica e elétrica das diferentes etapas produtivas do processo, posteriormente estas informações serão utilizadas no esquema da planta de cogeração do software Gate-Cycle.

Os resultados obtidos neste último programa são exportados a Excel onde serão construídos os modelos termoeconomicos dos cenários a avaliar.

## Capítulo 2

# COGERAÇÃO NA INDÚSTRIA SUCROALCOOLEIRA

Neste capítulo discute-se sobre o emprego da biomassa como fonte primária de energia para a geração de calor e/ou trabalho de forma combinada (sistemas de cogeração), na indústria sucroalcooleira.

O calor produzido numa câmara de combustão ou fornalha pode ser usado diretamente em processos de manufatura, ou para a geração de vapor em caldeiras, o qual posteriormente pode ser expandido através de uma turbina a vapor (ou ciclo Rankine) para a produção de potência mecânica. Outros sistemas que podem ser potencialmente utilizados para o aproveitamento energético da biomassa são os ciclos baseados em turbinas a gás. Neste caso é necessária a gaseificação ou pirólise prévia da biomassa para a sua conversão num combustível gasoso ou líquido.

A potência de eixo obtida nos ciclos anteriormente mencionados pode ser utilizada diretamente para o acionamento mecânico de equipamentos, tais como: moendas, ventiladores e bombas, ou para a geração de eletricidade. Da mesma forma que na utilização de combustíveis fósseis, a eficiência e o desempenho ambiental são dois fatores importantes a considerar no uso energético da biomassa (Overend, 2001).

Como qualquer outro potencial energético, aquele associado à cogeração na indústria de açúcar e álcool pode ser classificado segundo três categorias distintas, de magnitude decrescente, dadas a seguir: o potencial teórico, o potencial técnico e o potencial econômico.

O primeiro nível é determinado pela disponibilidade de energia primária. O potencial técnico condiciona a exploração do potencial teórico às limitações tecnológicas existentes e cresce à medida que os processos de conversão são aprimorados. O potencial econômico, por sua vez, restringe o potencial técnico ao conjunto de sistemas de cogeração que apresentam viabilidade econômica.

É importante que a análise de sistemas de cogeração aplicados à indústria de biocombustíveis seja feita à luz de critérios de otimização energética e ambiental, pois a difusão destes sistemas será tanto maior, quanto maior for sua competitividade, frente às alternativas tecnológicas de geração convencional disponíveis.

## **2.1 DISPONIBILIDADE E CARACTERIZAÇÃO DOS RESÍDUOS DE BIOMASSA NA INDÚSTRIA SUCROALCOOLEIRA**

A indústria sucroalcooleira dispõe de quantidades consideráveis de resíduos lignocelulósicos, tais como bagaço e a palha. A utilização destes resíduos para fins de cogeração, ou como matéria-prima para a produção de etanol requer dados sobre o potencial energético, a disponibilidade, poder calorífico e composição química. Estas informações são oferecidas a seguir.

A cana-de-açúcar é composta principalmente por fibra e caldo, no qual a sacarose está dissolvida. Após da extração do caldo da cana nos processos de moenda e extração, onde se recupera a sacarose, obtém-se como resíduo fibroso o bagaço. O conceito de bagaço inclui apenas o caule macerado, sem considerar a palha e os ponteiros. O conteúdo de fibra na cana-de-açúcar varia em torno de 15% e o poder calorífico inferior do bagaço de cana úmido é de aproximadamente 2300 kcal/kg (9536,4 kJ/kg). Em base energética 1 tonelada de bagaço equivale a aproximadamente 1,2 barris de petróleo (Figura 2.1) (Smouse *et al.*, 1998).

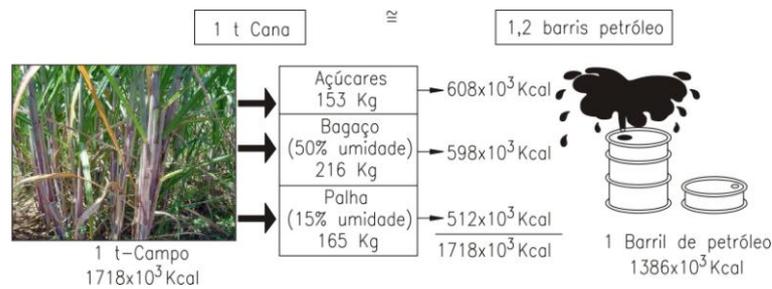


Figura 2.1 A visão energética da cana-de-açúcar (Olivério, 2003)

A Figura 2.2, apresenta de forma esquemática os principais produtos e subprodutos que podem ser obtidos a partir da cana-de-açúcar. Em termos de potencial energético, vale salientar que mais da metade (dois terços) da energia contida na cana está sob a forma de bagaço e de palha (Tetti, 2003). Tendo em conta o não aproveitamento energético e poluição do ar decorrente da queima da palha da cana-de-açúcar nos campos de colheita o seu aproveitamento está entre as metas futuras do setor sucroalcooleiro. Isto é, o aproveitamento da palha para a geração adicional de energia, seja na forma de calor ou eletricidade nos atuais sistemas de cogeração, ou futuramente através dos sistemas integrados com gaseificação e turbinas a gás (BIG-GT).

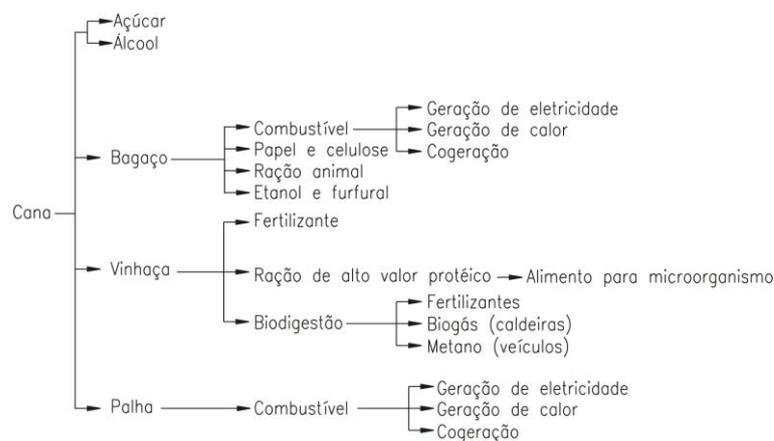


Figura 2.2 Aproveitamento de produtos e subprodutos da cana-de-açúcar (Olivério, 2003).

Atualmente, o bagaço obtido na produção de açúcar ou álcool é destinado basicamente à geração de energia, nas formas térmica, mecânica e elétrica, sendo a energia obtida pela queima deste resíduo nas caldeiras suficiente para suprir toda a demanda das unidades produtoras e ainda gerar excedentes exportáveis à rede elétrica. Além da utilização como fonte primária de energia na indústria do etanol, o bagaço da cana tem outras aplicações.

Recentemente, a utilização do bagaço em outros setores industriais tem apresentado um crescimento considerável, como no caso da indústria da polpa e papel, onde pode ser utilizado

como matéria-prima principal. Outra aplicação está na fabricação de plásticos industriais e tintas e também como suplemento animal. Nos próximos anos espera-se desenvolver comercialmente a produção de etanol mediante a hidrólise. Em algumas aplicações o bagaço é utilizado como substituto parcial da madeira na fabricação de chapas de compensados e na obtenção de produtos como o furfural, de alta reatividade, para a síntese de compostos orgânicos, com grande número de aplicações na indústria química e farmacêutica.

A composição química do bagaço varia de acordo com diversos fatores, dentre eles, o tipo de cana, o tipo de solo, as técnicas de colheita e até a forma de manuseio (Silva *et al.*, 2007). A composição elementar do bagaço de cana, segundo vários autores, compilados por Garcia (2002) é mostrada na Tabela 2.1

Tabela 2.1 Composição elementar do bagaço de cana (% massa) (Garcia, 2002)

Elemento	Valsechi	N. Dert	Tromp	Hugot	V.M.	Davies
Carbono	47,0	46,5	44,0	47,0	47,5	47,9
Hidrogênio	6,5	6,5	6,0	6,5	6,1	6,7
Oxigênio	45,0	46,0	48,0	44,0	44,4	45,4
Cinzas	1,5	1,0	2,0	2,5	2,0	-

No caso do bagaço, diferentes equações têm sido propostas na literatura para o cálculo do seu poder calorífico inferior. O PCI do mesmo depende muito do conteúdo de umidade e sacarose. As equações mais comuns são apresentadas na Tabela 2.2

Tabela 2.2 Equações para determinar o poder calorífico do bagaço de cana, considerando os teores de sacarose, cinzas e umidade.

Nº	Equação	Unidades	Referência
2.1	Fórmula de Van der Horst $PCI^t = 17\,791 - 42 A_{\zeta}^t - 200,8 W^t$	kJ/kg	Hugot (1972)
2.2	Fórmula de Hessey $PCI^t = 18\,092 - 51,5 A_{\zeta}^t - 205,2 W^t$	kJ/kg	Hugot (1972)

2.3	Fórmula de Baguant $PCI^t = 41,64 - 6,9 A\zeta^t - 47,64 W^t$	kcal/kg	Harrel & Baguant (1992)
2.4	Fórmula de Don $PCI^t = 18\,309 - 207,6 W^t - 196,05 A\zeta^t$	kJ/kg	Don (1969)
2.5	Fórmula de PLANASUCAR $PCS^t = 4\,450 - 43,27 W^t - 25,23 A^t$	kcal/kg	Sobral & Barbosa (1987)
2.6	Fórmula para colheita mecanizada $PCI^t = 18\,303 - 31,15 A\zeta^t - 207,3 W^t - 196,1 A^t$	kJ/kg	Meade-Chen (1977)

$A\zeta^t$  = teor de sacarose em peso, expresso em massa de trabalho.

A cana-de-açúcar é a matéria-prima que permite os menores custos de produção de açúcar e álcool, como consequência do uso dos próprios resíduos do processo para a produção da energia consumida no mesmo (MAPA, 2007).

## 2.2 DEFINIÇÃO, HISTÓRICO E ASPECTOS GERAIS DA COGERAÇÃO.

A cogeração é definida como a produção sequencial de energia elétrica ou mecânica e de energia térmica útil em processos industriais, a partir de uma mesma fonte de energia primária (CONAE, 2007). A cogeração não é uma tecnologia nova e tem sido utilizada há anos em muitas unidades industriais como um meio econômico de satisfazer, parcial ou totalmente, as suas necessidades térmicas e elétricas.

Historicamente, no Brasil, um dos grandes financiadores dos empreendimentos de cogeração (Figura 2.3) no setor sucroalcooleiro é o Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDES). Em 2001, deu-se início a um programa para financiar projetos de cogeração de eletricidade a partir do aproveitamento do bagaço da cana-de-açúcar, denominado “Programa de Apoio à Cogeração de Energia Elétrica a partir de Resíduos de Biomassa”. Com a realização desse programa, o BNDES pretendia estimular os cogeneradores a aumentar seus excedentes e colocá-los na rede pública.

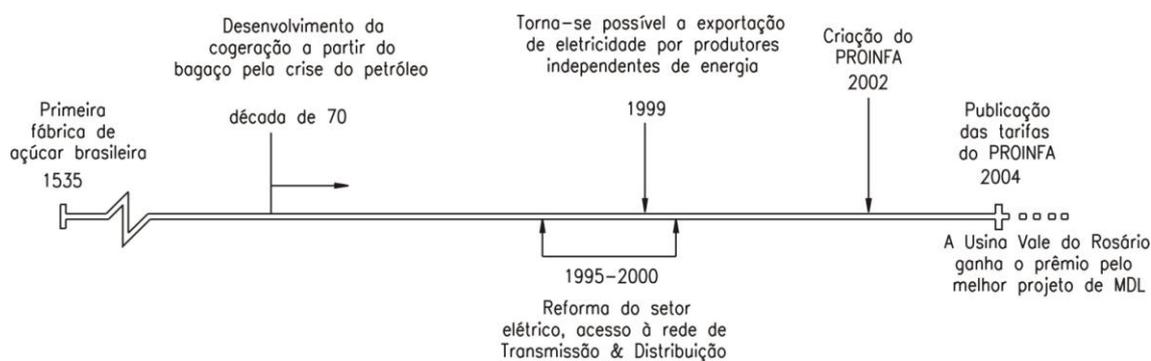


Figura 2.3 Histórico da cogeração em Brasil (Lora, 2005)

O PROINFA - Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica, criado pela Lei 10.438, em 26/04/2002, tem como principal objetivo aumentar a participação da energia elétrica, produzida por Produtores Independentes Autônomos, concebidos com base em fontes eólica, pequenas centrais hidrelétricas e biomassa, num total de 1.100 MW por fonte, no Sistema Elétrico Interligado Nacional (MME, 2007).

Atualmente o setor sucroalcooleiro tem em construção ou operação uma capacidade de 2.250 MW, além de 3.000 MW para consumo próprio. Outros 7.000 MW foram colocados à disposição no leilão de energia de reserva. O salto de capacidade ocorre porque as novas usinas virão com caldeiras mais eficientes na queima do bagaço e a colheita está sendo mecanizada, o que permite o uso da palha de cana (Agência Canal Energia, 2008).

Segundo cálculos feitos por Onório Kitayama e apresentados na Agência Canal Energia (2008), na safra 2012/2013, a expectativa é que o uso do bagaço e da palha gere mais 19.284 MW, além da capacidade atual. A palha, de acordo com o mesmo autor, apresenta um potencial de 10.000 MW, acrescentando ainda que, em 2020, a mesma contribuirá com 15.000 MW adicionais para o sistema elétrico brasileiro, colaborando para a segurança do abastecimento, já que a colheita ocorre no período seco, quando o nível nos reservatórios está baixo.

A melhoria dos processos de cogeração de energia é muito importante no crescimento da indústria de produção de etanol a partir de cana-de-açúcar, já que isto permitirá garantir a sustentabilidade deste importante setor industrial.

## 2.2.1 Benefícios da Cogeração

A aplicação de sistemas de cogeração permite a obtenção de diferentes benefícios econômicos, operacionais e ambientais, tendo em conta que a mesma é uma alternativa tecnológica de geração mais eficiente e menos poluente que os sistemas tradicionais de geração de energia. Entre os diferentes benefícios que os sistemas de cogeração oferecem, podem ser citados:

### Econômicos

- Reduz os riscos associados a incrementos nos preços da eletricidade para as indústrias que utilizam esta tecnologia.
- Diminui os custos associados à compra de energia primária no sistema
- Permite a venda de excedentes ao sistema elétrico.

### Operacionais

- Incrementa a eficiência na conversão e utilização de energia primária nos processos de geração térmica e elétrica.
- Melhora a qualidade da eletricidade mediante sistemas de controle que garantem a tensão e frequência requerida pelo sistema.
- Melhora a confiabilidade no fornecimento energético da usina.
- Aumenta o nível de automatização da operação.

### Ambientais

- Diminui o impacto ambiental associado à utilização de combustíveis fósseis, principalmente porque diminui a quantidade de energia primária demandada pelo sistema para produzir a mesma quantidade de energia útil.
- Baixa emissão de  $SO_x$  quando é utilizado o gás natural ou biomassa como combustível.
- Em alguns casos, onde a biomassa e alguns resíduos são anaerobicamente digeridos ou gaseificados, essas substâncias podem ser utilizadas como combustíveis nos sistemas de cogeração, o que permite diminuir a quantidade final de resíduos gerados no processo.

## 2.2.2 Classificação dos sistemas de cogeração

De acordo com a seqüência de produção de energia térmica e elétrica os sistemas de cogeração podem ser classificados como superiores (topping) e inferiores (bottoming). Nos ciclos superiores a energia primária é utilizada para a geração de energia elétrica num acionador primário e, na seqüência, a energia rejeitada pelo mesmo é aproveitada para a produção de “calor útil” no processo.

Por outro lado, nos ciclos inferiores a energia primária é utilizada inicialmente num processo industrial e o calor residual do mesmo é aproveitado para a produção de energia elétrica. Este tipo de sistema tem uma aplicação limitada a processos nos quais se gera uma energia térmica residual de elevada temperatura, por exemplo, os processos da indústria metalúrgica ou química.

Outra classificação geralmente utilizada nos sistemas de cogeração é baseada no acionador primário utilizado para a geração de energia elétrica. Dentro deste contexto tem-se:

- Sistemas de cogeração com turbinas a vapor
- Sistemas de cogeração com turbinas a gás
- Sistemas de cogeração com motores alternativos
- Sistemas de cogeração com ciclos combinados

Células a combustível e microturbinas a gás também podem ser utilizadas na geração de eletricidade em sistemas de cogeração, mas no caso das células, não estão disponíveis ainda para aplicações comerciais em grande escala (Oland, 2004).

A implementação atual de um sistema de cogeração ou outro baseado em diferentes acionadores primários apresenta uma série de características de operação, as quais são apresentadas de forma resumida na Tabela 2.3.

**Tabela 2.3** Características principais de diferentes sistemas de cogeração utilizados na atualidade (Cogen Europe, 2001).

Acionador Primário	Fonte Primária de energia	Faixa de pot. (MWe)	Relação Calor/ Eletricidade	Efic. da geração Elétrica	Efic. global	Qualidade do Calor
Turbina de Extração-condensação	Qualquer tipo de combustível	1-100+	3:1-8:1+	10-20%	Até 80%	Vapor a dois níveis de pressão ou mais
Turbina de Contrapressão	Qualquer tipo de combustível	0.5-500	3:1-10:1+	7-20%	Até 80%	Vapor a dois níveis de pressão ou mais
Ciclo combinado com turbina a Gás	Combustíveis gasosos e líquidos	3-300+	1:1 - 3:1*	35-55%	73-90%	- Vapor com nível médio de pressão e alta temperatura. - Água quente
Turbina a gás em ciclo aberto.	Combustíveis gasosos e líquidos	0.25-50+	1.5:1-5:1*	25-42%	65-87%	- Vapor com alto nível de pressão e temperatura. - Água quente
Motor de ignição por compressão	Combustíveis gasosos e líquidos	0.2-20	0.5:1-3:1*	35-45%	65-90%	- Vapor com baixo nível de pressão e temperaturas médias e baixas. - Água quente.
Motor de ignição por centelha	Combustíveis gasosos e líquidos	0.03-6	1:1-3:1	25-43%	70-92%	- Calor a média e baixa temperatura. - Água quente

\* Maiores relações Calor/Potência são obtidos nestes sistemas com queima suplementar.

Durante a seleção do tipo de acionador primário, para um sistema de cogeração, devem ser consideradas as vantagens e desvantagens das diferentes tecnologias (Tabela 2.4).

Além das vantagens operacionais, econômicas e ambientais, que podem resultar da implementação de cada um destes sistemas de cogeração, existem alguns pontos negativos comuns a todos os sistemas. Como o vapor e água quente não podem ser levados a longas distâncias, deverão existir demandas térmicas locais, sem as quais a eficiência térmica global do sistema de cogeração ficará prejudicada. Além disto, estas utilidades deverão ser geradas nas temperaturas requeridas localmente. Por estes motivos, a energia elétrica tem geralmente um peso maior que o calor, e as avaliações econômicas de uma instalação têm que levar estes fatos em consideração.

Da Tabela 2.3 e 2.4 fica evidente que nos casos de utilização de resíduos de biomassa como combustível e de alto consumo de vapor no processo a tecnologia a utilizar é o ciclo a

vapor. A relação Q/W (calor/eletricidade) para o processo de produção de açúcar e álcool fica na faixa de 9 a 11 para eficiências atuais de uso do vapor. Os sistemas com gaseificação de biomassa e ciclo combinado (BIG-GT) apresentam uma relação Q/W ainda menor, na faixa de 0,9-1,4, o que evidencia a necessidade de uma redução considerável no consumo de vapor para conseguir implementar estes sistemas nas usinas de açúcar e álcool. Uma solução intermediária poderia ser a manutenção de uma parte do sistema de cogeração com uma turbina de contrapressão.

Tabela 2.4 Vantagens e Desvantagens na aplicação de diferentes tipos de acionadores primários nos sistemas de cogeração (Cogen Europe, 2001).

<b>Acionador primário</b>	<b>Vantagens</b>	<b>Desvantagens</b>
Turbina a vapor	Alta eficiência de cogeração. Qualquer tipo de combustível. Operação flexível em relação à relação calor/potência. Capacidade de satisfazer diferentes níveis de demanda térmica. Ampla faixa de potências disponíveis. Longo tempo de vida útil.	Alta relação calor/potência requerida para sua aplicação. Alto custo. Partida demorada.
Turbina a Gás	Alta confiabilidade. Alta taxa de calor disponível. Controle da potência elétrica de saída. Alta relação de potência. Não precisa de água de resfriamento. Baixo investimento relativo. Disponível para vários combustíveis (diesel, LPG, nafta, gás natural). Baixo nível de emissões	Número limitado de aplicações em função da potência final desejada. Eficiência menor que os motores alternativos. Alto nível de ruído. Baixa eficiência a cargas parciais. Potência dependente da temperatura ambiente. Fornecimento de gás natural a altos níveis de pressão.
Motores Alternativos	Alta eficiência em cargas parciais. Baixo investimento relativo. Flexibilidade de operação para cargas-parciais Partida rápida. Permite a utilização de vários combustíveis. Pode operar com gás a baixa pressão.	Devem ser resfriados, mesmo se o calor recuperado não é reutilizável. Altos níveis de ruídos de baixa frequência. Alto custo de manutenção.

## 2.3 CONSIDERACIONES TEORICAS, CICLOS E PARÂMETROS DOS SISTEMAS DE COGERAÇÃO UTILIZADOS NA INDÚSTRIA SUCROALCOOLEIRA.

No setor sucroalcooleiro os arranjos usuais de cogeração utilizados são do tipo superior baseados em ciclos a vapor, portanto, nesta seção a análise fica centrada, principalmente no ciclo Rankine, do qual são derivados os sistemas de cogeração baseados em turbinas de contrapressão, turbinas de condensação e extração. Estas tecnologias são os principais acionadores primários utilizados neste setor.

Uma análise detalhada dos outros ciclos de cogeração pode ser encontrada em (Horlock, 1997; Balestieri, 2002; Oland, 2004). A seguir são apresentados os fundamentos teóricos do ciclo a vapor.

### 2.3.1 Considerações Teóricas sobre o Ciclo Rankine

O ciclo ideal das plantas de potência a vapor é o ciclo Rankine (Figura 2.4). O combustível é queimado numa caldeira para a produção de vapor, o qual aciona uma turbina para a produção de potência. Esta característica garante uma fácil adaptação deste ciclo às condições da indústria sucroalcooleira. Outro fato relevante relacionado a estes ciclos é a possibilidade de utilizá-los para a geração simultânea de potência e calor, o que pode ser efetuado mediante pequenas alterações do sistema.

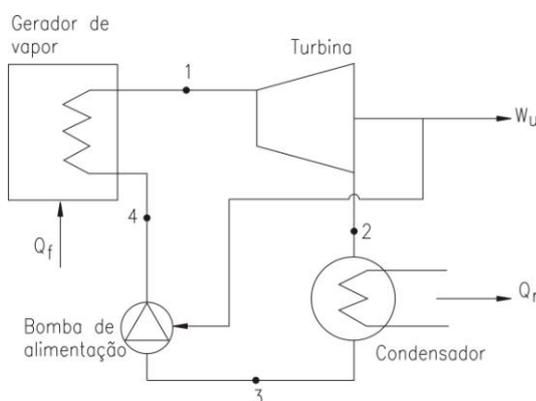


Figura 2.4 Esquema do Ciclo Rankine – Componentes Principais

O ciclo Rankine, por ser uma idealização, não inclui nenhuma irreversibilidade e está composto pelos seguintes processos termodinâmicos:

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

A Figura 2.5 mostra estes processos no diagrama T x s para um Ciclo de Rankine teórico simples:

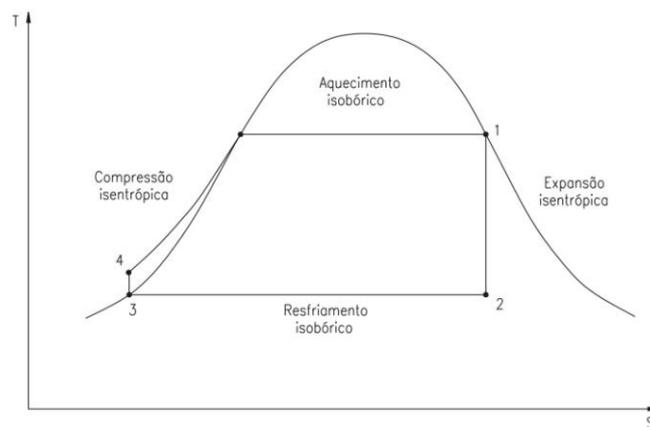


Figura 2.5 Ciclo Rankine Teórico

A eficiência térmica deste ciclo pode ser calculada como:

$$\eta_c = \frac{W_u}{Q_f} \quad (2.7)$$

Onde:

$W_u$  - Trabalho útil produzido pelo ciclo, dado pela diferença entre o trabalho produzido pela turbina e o consumido pela bomba de alimentação de água.

$Q_f$  - Calor fornecido ao sistema (insumo)

Porém, os ciclos reais normalmente empregados para a geração de potência apresentam alguns desvios em relação ao ciclo teórico: perdas de pressão nas tubulações do sistema,

perdas de calor do sistema para a vizinhança e as irreversibilidades nos processos de expansão e compressão, causando aumento de entropia (Figura 2.6).

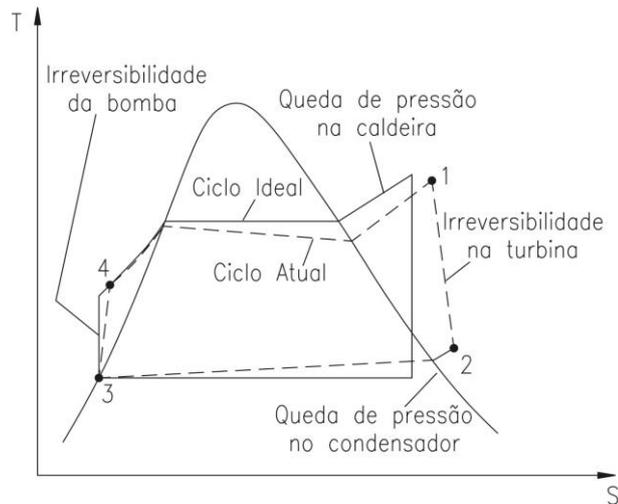


Figura 2.6 Ciclo Rankine - Efeito das Irreversibilidades.

Embora a geração de eletricidade e calor por sistemas convencionais de geração (caldeira e planta de geração elétrica) seja uma alternativa tecnológica possível, na indústria sucroalcooleira, a energia primária fornecida pelo combustível não é aproveitada eficientemente no ciclo.

Diante a necessidade de utilizar eficientemente a energia contida no combustível primário, é introduzido o conceito dos sistemas de cogeração, baseados em turbinas a vapor de contrapressão e extração-condensação, os quais permitem a geração simultânea da eletricidade e do calor demandados no processo, permitindo ainda a comercialização de excedentes ao sistema de transmissão de energia elétrica.

A seguir são analisados os principais sistemas de cogeração utilizados no setor sucroalcooleiro.

### 2.3.2 Sistemas com Turbinas de Contrapressão

A Figura 2.7 mostra um sistema típico de cogeração com turbina de contrapressão. O termo contrapressão se utiliza para indicar que o vapor na saída da turbina está a uma pressão igual, ou superior, à atmosférica, condição necessária para atender a demandas de calor em níveis de temperatura superiores a 100°C.

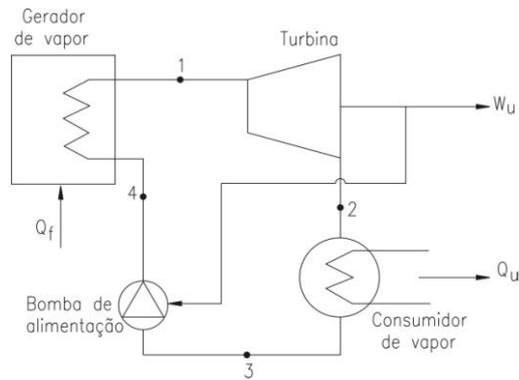


Figura 2.7 Esquema de Sistema de Cogeração com Turbina de Contra-pressão

A Figura 2.8 apresenta o ciclo termodinâmico de um sistema de cogeração com turbina de contrapressão no diagrama T-s. O ciclo de geração de potência está definido pela área (1-2-3-4-1), e o calor útil aproveitado no processo por (1-2'-3'-4-1).

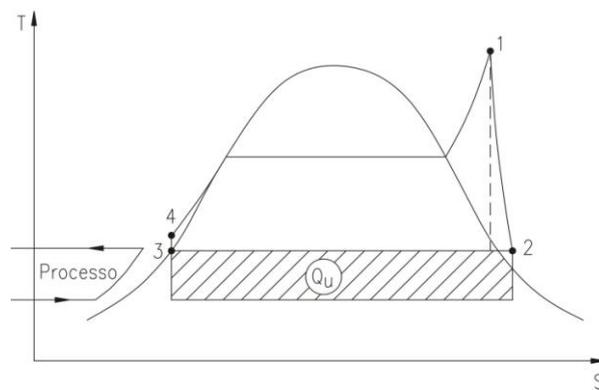


Figura 2.8 Sistema de Cogeração com Turbina de Contrapressão

Uma consideração importante sobre os sistemas de cogeração com turbinas de contrapressão é a incapacidade de operar sem um consumidor de vapor acoplado ao escape da turbina, que permita o fechamento do ciclo a vapor. Assim, a produção de energia depende da vazão de vapor demandada pelo processo, que definirá o trabalho gerado, de acordo com a característica da turbina. Isto torna estes sistemas pouco flexíveis do ponto de vista operacional.

Estes sistemas são característicos de unidades que visam à auto-suficiência, embora possam ser encontrados também em unidades que geram excedentes de energia elétrica.

### 2.3.3 Sistemas com Turbinas de Extração e Condensação

Este tipo de sistema ocupa uma posição intermediária entre um sistema de produção de potência e um sistema de cogeração com turbina de contrapressão, pois parte do vapor é condensada, como nos sistemas do primeiro grupo, enquanto outra parcela fornece calor útil a um processo, como indicado no ciclo da Figura 2.9.

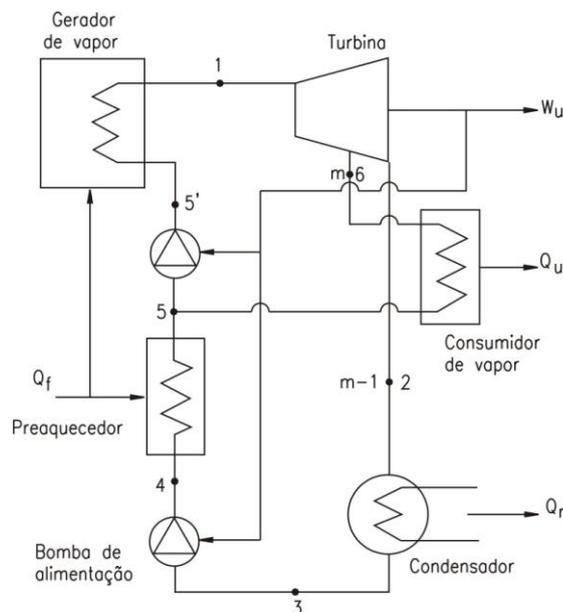


Figura 2.9 Esquema de Sistema de Cogeração com Turbina de Extração e Condensação

Os fluxos de energia correspondem a uma mistura entre os sistemas de produção de potência e de cogeração com turbina de contrapressão. Para facilitar o entendimento, pode-se dizer que a recuperação de energia da parcela de vapor extraído  $m$  (vide Figura 2.10) é realizada de acordo com o processo que ocorre em uma turbina de contrapressão (1-6-5'-1). Enquanto a parcela de vapor que é condensada  $1-m$ , obedece ao processo observado em uma planta de geração de potência (1-2-3-4-1).

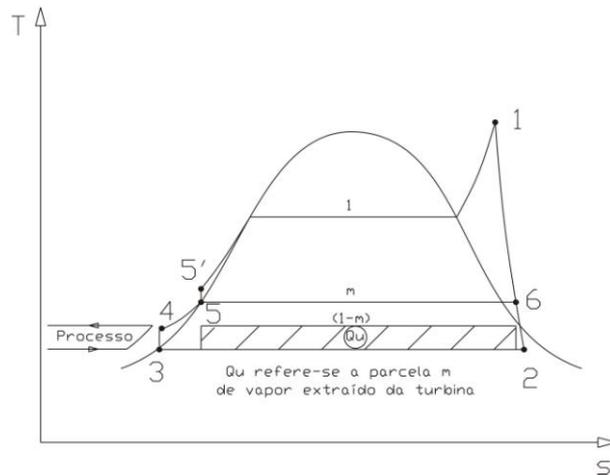


Figura 2.10 Ciclo de Sistema de Cogeração com Turbina de Extração e Condensação

Nestes sistemas é possível controlar o trabalho gerado regulando a vazão admitida na máquina, mantendo as condições do vapor enviado ao processo, praticamente constantes, uma vez que a extração possui um controle independente.

Evidentemente, existem limitações que definem as fronteiras inferiores e superiores para a geração de trabalho para cada ponto de operação da extração. Determinado pelo consumo de vapor pelo processo, que são dadas, respectivamente, pela vazão mínima de vapor necessária para a refrigeração dos estágios de condensação da turbina e pela vazão máxima de vapor que pode atravessar a seção de condensação da máquina. Considerando, todavia, que a admissão e a extração não restringirão o fluxo de vapor.

Ainda assim, a máquina pode ser dimensionada para que a faixa de operação apresentada acima seja bastante ampla, caso o processo assim o exija.

Esta capacidade é essencial quando se deseja produzir energia elétrica durante o ano todo em usinas de açúcar e álcool, pois possibilita a geração de eletricidade mesmo quando o consumo de vapor de processo é mínimo ou absolutamente inexistente, como o que ocorre ao longo do período da entressafra.

Os sistemas com turbinas de condensação e extração são recomendados para condições em que se deseja maximizar a saída de energia elétrica, ou quando a demanda de calor mostra-se reduzida, a ponto de impedir que a demanda de eletricidade seja atendida na condição de carga térmica máxima, por um sistema com turbina de contrapressão.

### 2.3.4 Cogeração com Tecnologias Avançadas (Gaseificação de Bagaço e Turbinas a Gás)

Uma quantidade considerável de eletricidade poderia ser gerada utilizando tecnologias avançadas com alta eficiência de conversão termomecânica. Neste sentido a tecnologia Integrada de Gaseificação e Turbinas a Gás (Biomass Integrated Gasifier / Gas Turbine, BIG/GT) pode ser muito atrativa para introdução nas usinas açucareiras com baixo consumo de vapor.

A tecnologia BIG-GT esteve em fase de testes em vários projetos demonstrativos na Europa, Estados Unidos e Brasil. Espera-se que os sistemas BIG-GT, que ainda estão em desenvolvimento, atinjam eficiências elétricas aproximadas de 32-41% (De Feber e Gielen, 2000).

Os elementos básicos de uma planta de potência BIG-GT são: secador de biomassa (idealmente alimentado por calor residual), um gaseificador para converter a biomassa em um gás combustível, um sistema de limpeza de gás, uma turbina a gás alimentada pela combustão do gás derivado da biomassa, uma caldeira de recuperação de calor (HRSG), e uma turbina a vapor (Figura 2.11).

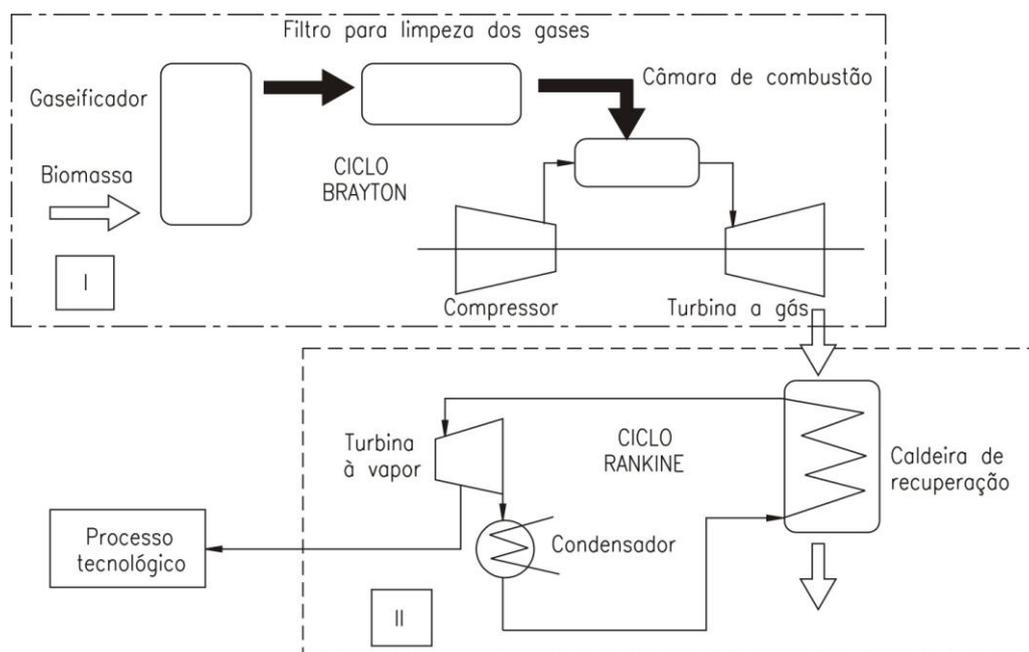


Figura 2.11 Esquema de um sistema BIG/GT acoplado ao esquema térmico de uma usina de açúcar (Lora, 2005)

Um sistema BIG-GT autônomo trabalha como uma planta térmica de potência independente, operando em ciclo combinado. Entre os elementos principais que compõem o sistema BIG-GT, o que ainda apresenta mais problemas tecnológicos é o gaseificador. Um dos problemas apresentados na utilização desta tecnologia está relacionado com a alimentação do bagaço de maneira contínua no gaseificador.

Três variantes da configuração do sistema BIG-GT estão em desenvolvimento comercial. A Tabela 2.5 resume as principais vantagens e desvantagens das três variantes, sendo que a principal diferença entre as mesmas reside no projeto do gaseificador.

Outro problema tecnológico apresentado neste tipo de sistema é o relacionado com a adaptação de turbinas a gás para operar com o gás de baixo poder calorífico produzido da gaseificação do bagaço (Rodrigues *et al.*, 2007). O poder calorífico da biomassa gaseificada pode ser 10 vezes mais baixo que o do gás natural e, portanto, maiores quantidades de combustível são requeridas para uma entrada equivalente de calor.

Uma planta BIG-GT integrada a uma usina de açúcar e álcool pode fornecer o vapor necessário para as plantas de açúcar e etanol durante a safra. Fora do período de safra a turbina a vapor pode operar em modo de condensação para a geração de eletricidade.

Com relação a geração de eletricidade excedente, consumo específico de vapor e a relação vapor/bagaço em caldeiras a vapor, Hobson e Dixon (1998) realizaram um estudo sobre a possibilidade de implementar sistemas BIG-GT nas condições das usinas açucareiras australianas (Figura 2.12). As conclusões principais foram:

- Para um consumo específico de vapor de 520 kg/tc (52 % de vapor em cana) a energia dos gases de escape da turbina não é suficiente para gerar o vapor de processo. Para este nível de consumo de vapor 70 % do bagaço deve ser desviado do gaseificador e alimentado diretamente aos geradores de vapor;
- A redução do consumo de vapor de 520 kg/tc para 400 kg/tc, aumenta a potência disponível do sistema BIG-GT de 88 a 148 MW. Uma redução adicional no consumo de vapor até 320 kg/tc leva a um aumento moderado da potência até 153 MW. Na mesma faixa de valores analisados, um sistema de vapor convencional aumenta a potência disponível desde 37 até 43 MW;

- A eficiência de geração utilizando a tecnologia BIG-GT com recuperação da palha de cana (37 %) é muito maior do que a obtida com a melhor tecnologia atualmente disponível.

Tabela 2.5 Vantagens relativas e desvantagens de sistemas BIG-GT baseados em três tipos de gaseificadores diferentes (Larson *et al.*, 2001).

<b>Modelo do Gaseificador</b>	<b>Vantagens</b>	<b>Desvantagens</b>
Gaseificação com ar a baixa pressão, (variante 1)	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fácil alimentação de combustível comparado a variante 3</li> <li>- Equipamento convencional de limpeza de gás.</li> <li>- Economicamente viável pelo tamanho.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Poluição secundária de água pelo sistema de limpeza de gás.</li> <li>- Custo adicional do compressor de gás combustível.</li> <li>- Limitado economicamente a capacidades médias.</li> </ul>
Baixa-pressão Aquecimento indireto (variante 2)	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fácil alimentação de combustível em comparação com a variante 3.</li> <li>- Equipamento convencional de limpeza de gás.</li> <li>- Dimensões reduzidas.</li> <li>- Gás de alto poder calorífico.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Poluição secundária de água pelo sistema de limpeza de gás.</li> <li>- Precisa de compressor para o gás combustível, mais de menor capacidade que o da variante 1.</li> <li>- Limitado economicamente a capacidades médias.</li> <li>- Operação do gaseificador mais instável que na variante 1.</li> </ul>
Gaseificação pressurizada com ar (variante 3)	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Alta eficiência devido a ausência do compressor de gás.</li> <li>- Sistema de limpeza de gases a quente e sem uso de água.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Maior dificuldade de alimentação do combustível</li> <li>- Limpeza do gás mais complexa.</li> <li>- Alta emissão de NOx.</li> </ul>

	- Economicamente viável para grandes escalas.	- Viável apenas para grandes capacidades.
--	---	---

Os ciclos baseados na tecnologia BIG-GT serão capazes de produzir até duas vezes mais eletricidade por unidade de biomassa consumida, e se espera que tenham menor custo específico de investimentos que os sistemas de geração baseados em turbinas a vapor de extração-condensação (Larson *et al.*, 2001).

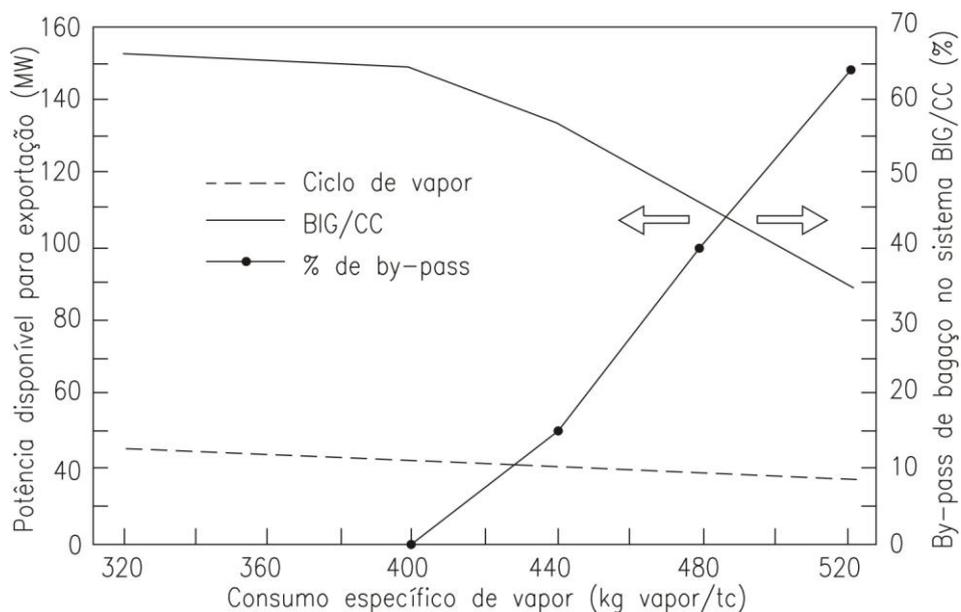


Figura 2.12 Resultados da simulação da implementação de um sistema BIG/GT numa usina Australiana de 600 t/h de capacidade (Hobson e Dixon, 1998).

## 2.4 INFLUÊNCIA DOS PARÂMETROS DE VAPOR SOBRE O DESEMPENHO DE SISTEMAS DE COGERAÇÃO BASEADOS EM TURBINA A VAPOR

Na indústria sucroalcooleira a eficiência térmica do ciclo Rankine ideal, adaptado para condições específicas, pode ser expressa em termos das temperaturas médias termodinâmicas, que vigoram durante os processos de interação térmica (fornecimento e rejeição de calor) através da expressão 2.8:

$$\eta_{ideal} = 1 - \frac{\bar{T}_{sai}}{\bar{T}_{ent}} \quad (2.8)$$

A expressão 2.8 mostra que a eficiência térmica do ciclo ideal tende a aumentar, a medida que a temperatura média na qual a energia é fornecida por transferência de calor (dos gases a alta temperatura para a água e o vapor na caldeira) aumenta ( $\bar{T}_{ent}$ ), e/ou a temperatura média na qual a energia é rejeitada (no condensador da turbina a vapor) diminui ( $\bar{T}_{sai}$ ).

Assim fica evidente que uma das vias de acréscimo da eficiência do ciclo a vapor é o aumento dos parâmetros do vapor utilizado em instalações comerciais. Hoje, a partir da adoção de ligas de aços de alta resistência mecânica a temperaturas elevadas, é possível atingir níveis de pressões de vapor na faixa de 2,1 a 12,0 MPa, e de temperaturas entre 485 e 530 °C, como parâmetros do vapor na entrada das turbinas industriais comercializadas (Azzolini, 2007). No ciclo a vapor de centrais termelétricas utilizam-se parâmetros do vapor mais altos, podendo atingir até 35,0 MPa e 600 °C.

A Figura 2.13 apresenta a evolução nos parâmetros de geração de vapor nos sistemas de cogeração da indústria sucroalcooleira a partir da década de 70.

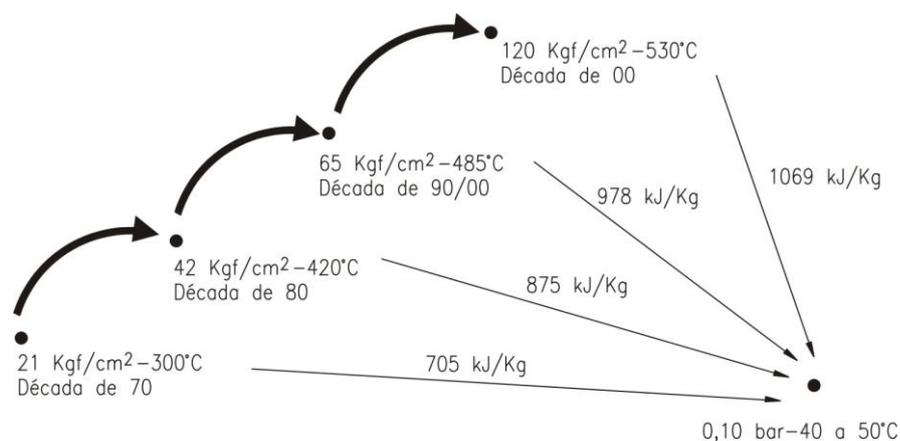


Figura 2.13 Ganho energético com o aumento da pressão e temperatura do vapor de operação de turbinas a vapor (Azzolini, 2007).

Na Figura 2.14 mostra-se num diagrama T x s (temperatura x entropia) a dependência da potência fornecida pelo ciclo do aumento dos parâmetros de vapor para uma dada temperatura de condensação.

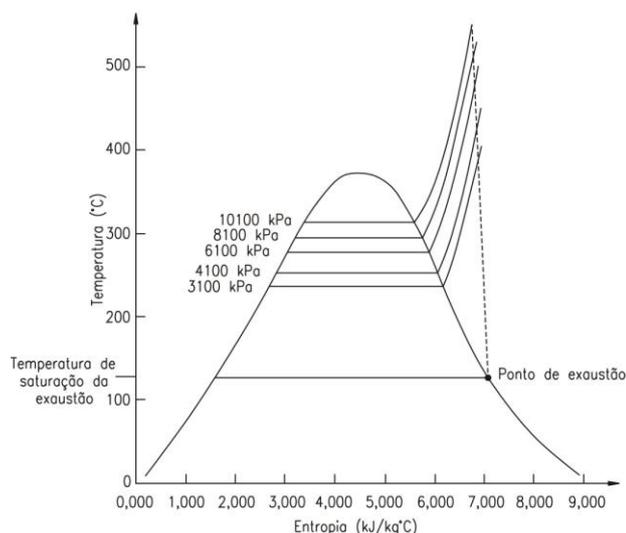


Figura 2.14 Variação da potência de saída de um sistema de cogeração a vapor em função da pressão e temperatura de entrada na turbina. (Inkson e Misplon, 2007)

O aumento nos parâmetros de geração de vapor resulta no aumento da eficiência térmica do ciclo, o que permite um uso mais eficiente do combustível fornecido ao sistema, assim como, a garantia de auto-suficiência da planta, ao mesmo tempo em que se eleva a quantidade excedente de eletricidade, disponível para comercializar com a rede elétrica.

O efeito do incremento da pressão da caldeira no rendimento do ciclo de potência a vapor é mostrado na Figura 2.15, onde se observa um acréscimo na potência líquida fornecida pelo ciclo. É importante ter em consideração que, para uma temperatura de entrada fixa na turbina, o ciclo se desloca para a esquerda e aumenta o conteúdo de umidade do vapor na saída da turbina, limitado em 13-14 % pela maioria dos fabricantes. Daí a necessidade de escolher pares temperatura/pressão que permitam satisfazer este requerimento.

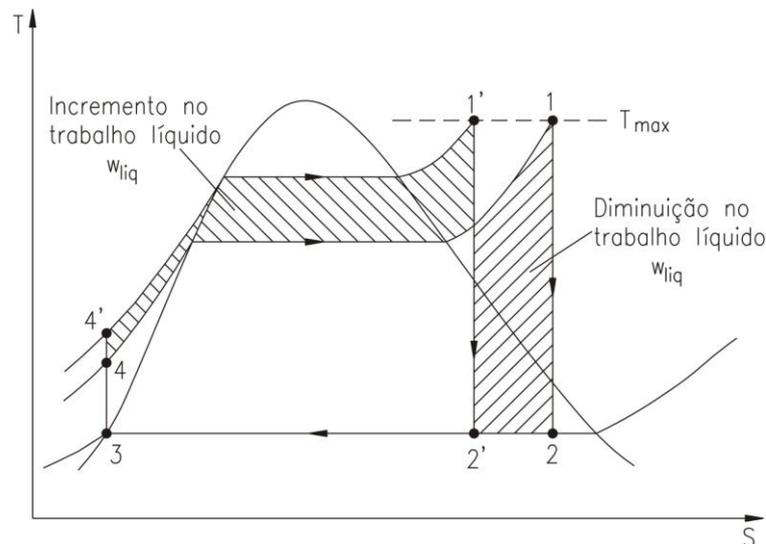


Figura 2.15 Efeito do Incremento da Pressão na caldeira num sistema de cogeração (Çengel e Boles, 2006).

Haywood (1985) apresenta os efeitos negativos decorrentes do aumento de pressão sem aumento simultâneo da temperatura. Estes efeitos negativos levam à diminuição da entalpia disponível a partir de certo limite de pressão, acompanhada do aumento da erosão das pás dos últimos estágios das turbinas, devido ao aumento da umidade do vapor com a conseqüente diminuição da eficiência isentrópica.

No caso das caldeiras com superaquecedores e turbinas a vapor, quando a temperatura de entrada do vapor está acima de 500 °C, são necessárias ligas especiais com o propósito de garantir a vida útil do equipamento. Para carcaças de turbinas, que operam em altas temperaturas, e caixas ou câmaras de vapor, a seleção do material envolve, principalmente, o atendimento dos requisitos de resistência mecânica a altas temperaturas e ductilidade. Estas propriedades são requeridas para acomodar os processos de fluência e fadiga térmica, que aumentam continuamente a partir da entrada em operação da turbina a vapor (Corrêa, 2004).

Quando a pressão do vapor de trabalho na caldeira do sistema de cogeração é maior que 6,0 MPa, os requerimentos na qualidade da água de alimentação e do vapor tem que ser mais rigorosos. Com a finalidade de prevenir e minimizar impurezas no vapor, que facilitam o acúmulo de incrustações nos superaquecedores, tubulações, palhetas das turbinas e sistemas de controle (Inkson e Misplon, 2007).

### Pressão de condensação do vapor

Um dos parâmetros mais importantes de um sistema de cogeração com turbinas de extração-condensação é a pressão no condensador, que deve permitir a obtenção da maior

eficiência possível no processo. A pressão mais baixa que pode ser obtida no condensador é a pressão de saturação correspondente à temperatura ambiente ou da água de condensação utilizada, uma vez que esta é a menor temperatura possível para a rejeição de calor ao meio circundante.

A diminuição da pressão do vapor de exaustão da turbina para os mesmos parâmetros iniciais do vapor  $p_0$  e  $t_0$ , provoca uma redução na temperatura de condensação, ou seja, da temperatura de rejeição de calor ao ambiente. Como consequência, isto leva ao aumento do salto entálpico disponível na turbina e do rendimento do ciclo. A Figura 2.16 mostra os processos de um ciclo a vapor operando com diferentes temperaturas de condensação ( $T_{cond2} < T_{cond1}$ ). A área marcada do gráfico corresponde ao trabalho adicional desenvolvido pelo ciclo a vapor.

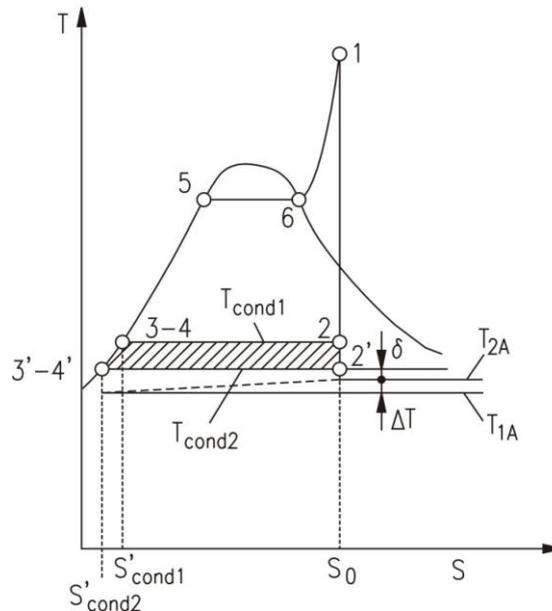


Figura 2.16 Comparação de ciclos térmicos a vapor ideais com diferentes pressões de condensação (Trubilov *et al*, 1985)

A temperatura de condensação do vapor está limitada pela temperatura da água de resfriamento e pode ser calculada pela equação:

$$T_{cond} = T_{1A} + \Delta T + \delta T \quad (2.9)$$

Onde:

$T_{1A}$  = Temperatura da água de resfriamento na entrada do condensador (°C)

$\Delta T$  = Aquecimento da água de resfriamento no condensador (°C) (assume valores desde 6-7 °C até 10-12 °C)

$\delta T$  = Diferença de temperatura entre o vapor saturado ( $T_{\text{cond}}$ ) e a água de resfriamento na saída do condensador ( $t_{2a}$ ), em °C. Geralmente na faixa de 5-10°C.

Valores típicos da pressão no condensador de uma turbina de extração-condensação, numa usina de açúcar e álcool, estão na faixa de 10-15 kPa.

Para se obter um valor de  $T_{\text{cond}}$  o mais perto possível de  $T_{1A}$ , é preciso aumentar a relação entre a vazão de água de resfriamento, e a vazão de vapor em condensação (multiplicidade de circulação), isto equivale a utilizar uma maior vazão de água de resfriamento por unidade mássica de vapor condensado. Outra opção é aumentar a superfície de troca de calor no condensador.

Assim, o problema do valor da temperatura de condensação converte-se num problema técnico-econômico, sendo que as unidades de maior potência caracterizam-se por ter uma menor temperatura de condensação. A temperatura da água de resfriamento  $T_{1A}$  depende das condições climáticas, e do tipo de resfriamento adotado para a água que deixa o condensador

Observa-se como a seleção dos parâmetros de operação de um ciclo de cogeração a vapor depende de uma série de fatores que podem definir a viabilidade econômica de um projeto de cogeração.

O trabalho extra, obtido pelo aumento da pressão e temperatura do ciclo, deverá justificar o maior investimento requerido em equipamentos (caldeira e turbina).

Na repotenciação dos sistemas de cogeração para a operação com altos parâmetros de pressão e temperatura (acima de 6,0 MPa / 500 °C). Outro fator a considerar é a eletrificação das moendas mediante a substituição das turbinas de acionamento mecânico, utilizadas na área de preparo e extração, por motores elétricos.

## 2.5 TERMODINÂMICA DA COGERAÇÃO: INDICADORES DE DESEMPENHO

Na prática os indicadores mais comuns para caracterizar o uso da energia em usinas de açúcar e álcool são:

- $C_{\text{vapor}}$ . Consumo específico de vapor no processo, expresso em kg de vapor utilizados no processo de fabricação por cada tonelada de cana moída (kg/tc). Outra forma de expressar o consumo específico de vapor é como “porcentagem de vapor em cana”;
- $I_{g.\text{bruto}}$ . Índice específico de geração bruta de eletricidade, expresso em kWh de eletricidade bruta por tonelada de cana moída (kWh/tc), incluindo o consumo próprio da usina;
- $I_{g.\text{exc}}$ . Índice específico de geração de eletricidade excedente, expresso em kWh de eletricidade excedente por tonelada de cana moída (kWh/tc)
- $I_{g.v}$ . Índice de geração de vapor. Representa a quantidade de vapor (em kg) gerado na caldeira por cada quilograma de bagaço utilizado como combustível (kg de vapor/kg de bagaço).

Para a avaliação da eficiência dos sistemas de cogeração, são utilizados diferentes indicadores baseados na Primeira e Segunda Lei da termodinâmica. Isto é devido à existência de dois produtos: eletricidade e/ou trabalho mecânico e calor, com diferentes qualidades.

A Primeira Lei da termodinâmica faz uma análise quantitativa da energia, e sustenta que esta não pode ser criada nem destruída, e constitui a base dos balanços de energia. Esta lei é uma ferramenta útil na avaliação da quantidade de energia consumida nos processos, embora não permite analisar a degradação da energia nos processos de transformação. A Segunda Lei da termodinâmica estabelece que não é possível a transformação completa do calor em trabalho. Esta pode ser definida como o trabalho máximo possível de ser obtido a partir de um determinado fluxo de energia, utilizando os parâmetros do ambiente como estado de referência. Assim, a exergia acaba sendo um indicador da qualidade de um fluxo de energia.

A análise exérgica baseado na Segunda Lei da termodinâmica tem em conta a disponibilidade da energia, assim como a degradação (perda de disponibilidade ou qualidade),

a qual ela é submetida durante um processo, permitindo a introdução de melhoras que aumentem a eficiência dos sistemas.

### 2.5.1 Índices de desempenho baseados na Primeira Lei.

Os indicadores termodinâmicos de desempenho baseados na Primeira Lei consistem basicamente na relação entre saída obtida e a entrada requerida de energia para sua obtenção (energia de saída /energia de entrada).

O calor e a eletricidade são comumente produzidos separadamente ou, no caso de sistemas de cogeração, simultaneamente. Em sistemas de produção independentes o vapor ou a água quente, como portadores energéticos, são produzidos em caldeiras perto do processo que demanda sua utilização, e a eletricidade é freqüentemente gerada em plantas centralizadas de potência (Figura 2.17).

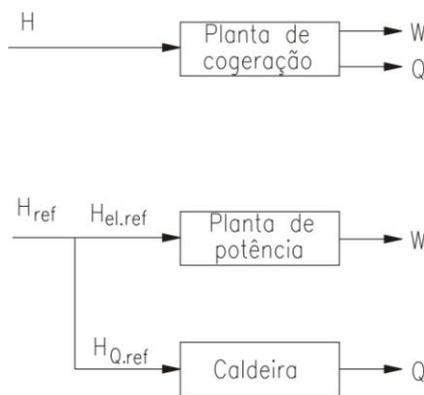


Figura 2.17 Alternativas tecnológicas para a produção de quantidades iguais de eletricidade e calor.

Para a comparação da demanda de energia primária das duas tecnologias, para iguais quantidades energéticas de eletricidade e calor produzidas, os parâmetros termodinâmicos de avaliação mais utilizados são (Nesheim e Ertesvag, 2007):

#### Eficiência térmica

$$\eta_{cald} = \frac{Q}{H} \quad (2.10)$$

## Eficiência elétrica da planta

$$\eta_{el} = \frac{W}{H} \quad (2.11)$$

Onde, W representa o trabalho mecânico ou a eletricidade produzida, Q a energia térmica no vapor produzido e H a energia de entrada, a qual é representada comumente pelo produto do poder calorífico inferior pela vazão do combustível (PCI).

As eficiências térmicas e elétricas da planta dependem da tecnologia selecionada, do nível de carga, das condições ambiente, do sistema de recuperação de calor, entre outros.

Para a avaliação da eficiência de Primeira Lei de um sistema de cogeração um parâmetro comumente utilizado é o Fator de Utilização de Energia, designado como FUE.

$$FUE = \frac{Q + W}{H} \quad (2.12)$$

Considerando que técnica, econômica e termodinamicamente a energia elétrica é diferente da energia térmica (Horlock, 1997), o FUE pode fornecer, em alguns casos, informações incompletas sobre o sistema avaliado, já que este parâmetro considera a equivalência entre calor e trabalho. Da equação (2.12) se observa que um alto valor do fator de utilização de energia pode estar associado a um pequeno valor de potência elétrica produzida, em comparação ao calor para processo. Portanto, este indicador não permite avaliar corretamente a operação do sistema de cogeração.

Quando é realizada a comparação de um sistema de cogeração com um sistema convencional de geração separada de eletricidade e calor, pode-se utilizar como parâmetro a energia poupada ao se adotar um sistema de cogeração. Esta quantidade de energia poupada é dada pelo índice de economia de energia, indicado pela sigla ESI em inglês (Energy Saving Index), o qual pode ser definido como:

$$ESI = H_{ref} - H \quad (2.13)$$

Onde:

$$H_{ref} = \frac{W}{\eta_{el,ref}} + \frac{Q}{\eta_{Q,ref}} \quad (2.14)$$

Na equação (2.14), o termo  $H_{ref}$ , refere-se a o total de energia do combustível de referência e os termos,  $\eta_{el,ref}$  e  $\eta_{cald,ref}$ , referem-se à eficiência térmica de uma planta de potência e de uma caldeira de referência, respectivamente, tomados como base de comparação para a realização do cálculo. A seleção destes valores pode ser baseada em valores médios de eficiência da instalação ou de equipamentos similares em instalações existentes, ou ainda em valores altos de eficiência de acordo com a melhor tecnologia disponível.

Com base nas expressões anteriormente definidas é possível o estabelecimento de outro índice de avaliação dos sistemas de cogeração, o qual é conhecido com o nome de Razão de Economia de Energia do Combustível (RPEC). Este índice é obtido pela divisão da equação (2.13) e (2.14):

$$RPEC = 1 - ESI \quad (2.15)$$

O indicador RPEC é utilizado em países como Itália, Bélgica e França (Ertesvåg, 2007). A equação (2.15) mostra que para altos valores de RPEC, acontecem os melhores índices de desempenho, ou seja, quando se tem valores baixos de ESI.

Nos Estados Unidos, o Public Utility Regulatory Policies Act (PURPA) de 1978, estabeleceu uma série de incentivos aos sistemas de cogeração. Assim, a partir de 1978, nos Estados Unidos, o indicador de eficiência dos sistemas de cogeração passou a ser conhecido como a eficiência PURPA, a qual é definida pela expressão:

$$\eta_{PURPA} = \frac{(W + 0,5Q)}{H} \quad (2.16)$$

Na expressão (2.16), a fração de 0,5 no numerador indica a fração de calor que idealmente pode ser convertida em trabalho.

Os critérios de avaliação da eficiência PURPA são:

- ✓  $\eta_{eel} \geq 0,425$  (ou 0,45 se o calor é <15% da saída total)
- ✓  $\eta_{Q,ref} = 0,90$

## 2.5.2 Índices de Desempenho pela Segunda Lei

A determinação do valor termodinâmico de um fluxo em termos do trabalho mecânico que poderia ser extraído dele, e as ineficiências e perdas dos sistemas energéticos, vinculam estreitamente a aplicação da Primeira e Segunda Lei da termodinâmica, aos citados sistemas, sendo a análise exérgica, uma ferramenta muito útil para uma análise sobre as irreversibilidades (perdas) internas e externas nos processos.

As eficiências exérgicas são úteis para avaliar a diferença entre meios de utilização de recursos energéticos, identificando os que são termodinamicamente eficazes e aqueles que são menos eficazes (Moran e Shapiro, 2002). As eficiências exérgicas também podem ser usadas para a avaliação da eficácia das medidas de engenharia tomadas para a melhoria do desempenho de um sistema térmico. Além disso, as eficiências exérgicas podem ser usadas para medir o potencial de melhoria no desempenho de um sistema de cogeração, comparando a eficiência desse sistema com a eficiência de sistemas convencionais de produção de eletricidade e calor. Uma sensível diferença entre esses valores sugere que uma melhora de desempenho é possível.

A eficiência exérgica para um sistema de cogeração pode ser definida como a relação entre a exergia dos produtos (calor e eletricidade) e a exergia de entrada (exergia do combustível), obtendo-se a seguinte expressão:

$$\eta_{exerg} = \frac{(B_w + B_Q)}{B_F} \quad (2.17)$$

Onde:

$\eta_{exerg}$  = Eficiência exérgica

$B_w$  = Exergia da energia elétrica o mecânica

$B_Q$  = Exergia da energia térmica entregue pelo sistema

$B_F$  = Exergia do combustível

Baseados neste conceito são definidos indicadores para a realização da avaliação exérgica dos sistemas de cogeração, um de eles é conhecido como o Índice de Irreversibilidade Evitada, representado pela sigla em inglês (RAI), o qual é dado pela expressão:

$$RAI = (1 - \Psi_{ref}) - \frac{(1 - \Psi)E_{in}}{E_{in,ref}} \quad (2.18)$$

Onde:

$E_{in}$  = Exergia de entrada (Exergia do combustível)

$\Psi_{ref}$  = Eficiência exergética de referência

$E_{in,ref}$  = Exergia de entrada de referência (Exergia do combustível)

Cabe ressaltar que o termo  $(1 - \Psi_{exerg})E_{in}$  representa a perda de exergia (irreversibilidade) de um certo sistema.

O Índice de Irreversibilidade Evitada é um indicador da melhoria realizada em um sistema térmico em relação a um caso de referência. Este índice diminui e pode ter um valor negativo quando a eficiência do sistema diminui consideravelmente com relação ao sistema de referência adotado.

No Brasil, o indicador de eficiência da Aneel aplicado na avaliação de sistemas de cogeração, é calculado pelas expressões:

$$\frac{E_t}{E_f} \geq 15\% \quad (2.19)$$

$$\left( \frac{E_t}{E_f} \right) \div X + \frac{E_e}{E_f} \geq Fc \quad (2.20)$$

Onde os termos  $E_e$ ,  $E_t$  e  $E_f$  correspondem aos fluxos energéticos de eletricidade, calor útil e energia térmica do combustível, e os valores dos parâmetros  $X$  e  $Fc$  são definidos em função do combustível e tecnologias empregados, conforme mostra a Tabela 2.6. Um nível mínimo de 15% na utilização de energia térmica do combustível é exigido.

**Tabela 2.6** Parâmetros para qualificação de cogeneradores segundo a resolução ANEEL

235/2006

<b>Fonte/potência elétrica instalada</b>	<b>X</b>	<b>Fc%</b>
<b>Derivados de Petróleo, Gás Natural e Carvão</b>		
Até 5 MW	2,14	41
Acima de 5MW e até 20 MW	2,13	44
Acima de 20 MW	2,00	50
<b>Demais combustíveis</b>		
Até 5 MW	2,50	32
Acima de 5 MW e até 20 MW	2,14	37
Acima de 20 MW	1,88	42
<b>Calor recuperado de processo</b>		
Até 5 MW	2,60	25
Acima de 5 MW e até 20 MW	2,17	30
Acima de 20 MW	1,86	35

### **Eficiência exergética global da planta**

Com o objetivo de analisar a eficiência exergética global da planta (sistema de cogeração, acoplado à planta de produção de etanol), considera-se a utilização da equação (2.21), a qual considera a exergia dos principais produtos da planta (excedente de eletricidade e álcool hidratado).

$$\eta_{\text{exerg, global}} = \frac{E_{e \text{ tan ol}} + E_{e \text{ .exced}}}{E_{\text{cana}}} \quad (2.21)$$

Onde:

Eetanol – Exergia do álcool produzido [kW]

Ee.exced. – Eletricidade excedente [kW]

Ecana. - Exergia da cana-de-açúcar [kW]

## 2.6 GERAÇÃO E UTILIZAÇÃO DE ENERGIA NA INDÚSTRIA SUCROALCOOLEIRA

### 2.6.1 Aspectos gerais.

Atualmente, só há um tipo de processo empregado comercialmente para a fabricação de açúcar e álcool a partir da cana-de-açúcar. As etapas produtivas básicas são sempre as mesmas para qualquer instalação que seja analisada, sendo que as mesmas podem ser representadas pela Figura 2.18:

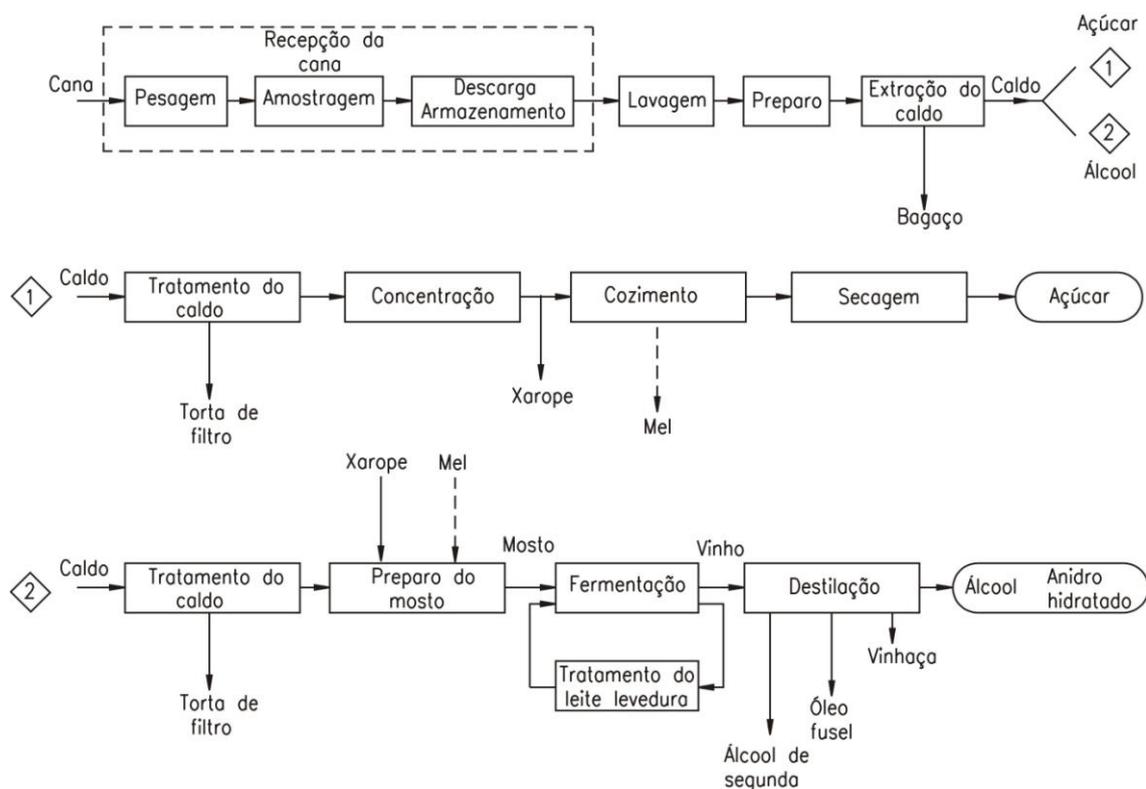


Figura 2.18 Processo Básico de Produção de Açúcar e Álcool a partir da Cana-de-açúcar (Camargo, 1990).

Para o caso da produção de álcool a partir da cana-de-açúcar, as etapas principais são:

1. Lavagem da cana
2. Extração do caldo: moagem ou difusão
3. Tratamento do caldo misto
4. Fermentação

5. Destilação: produção de álcool hidratado a 96 % v/v

6. Desidratação: produção de álcool anidro a 99,5% v/v

Porém, cada uma destas etapas pode ser realizada de diferentes formas, definidas pela tecnologia empregada. Assim, tanto a qualidade dos produtos, quanto a sua quantidade, é afetada pelo arranjo da usina. Do mesmo modo, a quantidade de insumos necessários para o processamento é dependente dos equipamentos que constituem a unidade.

Aproximadamente 40% das usinas brasileiras produzem eficientemente etanol, enquanto somente 5% têm as melhores condições para o aproveitamento da eficiência dos sistemas de cogeração (Reuters, 2007). Portanto, o conhecimento dos fatores que influem no melhoramento da eficiência global de um sistema de cogeração é de grande importância atual.

Os sistemas de cogeração utilizados na indústria sucro-alcooleira do Brasil baseiam-se, em grande parte, na utilização de turbinas de contrapressão. Porém, a tendência atual é a utilização de turbinas de condensação.

Encontram-se atualmente três níveis básicos de pressão de vapor vivo nas usinas e destilarias brasileiras:

- 2,1 MPa (abs);
- 4,2 MPa (abs);
- 6,5 MPa (abs).

Vale ressaltar que os parâmetros de pressão exatos encontram-se ao redor dos valores básicos apresentados acima, mas podem ser encontradas usinas com níveis de pressão de 8,0 a 12,0 MPa (abs). A temperatura do vapor apresenta pequenas variações para cada um dos níveis de pressão, sendo os valores comumente encontrados 300°C, 400°C e 500°C, respectivamente (Zampieri, 2005).

No caso do vapor de baixa, que é um parâmetro definido pelas condições do processo de produção e que define os valores de contrapressão das turbinas empregadas, encontram-se sempre valores da ordem de 250 kPa a, e temperatura em torno de 200 °C.

A vazão mássica de vapor varia em função da capacidade e do tipo de produto da usina, que define o consumo energético da planta, bem como a disponibilidade de bagaço.

Em qualquer programa de diversificação produtiva na indústria sucroalcooleira a cogeração é um componente importante. Toda a energia utilizada para o processamento da cana, seja térmica ou elétrica, é possível de ser gerada na própria usina, utilizando o bagaço resultante da extração do caldo. Porém a auto-suficiência, principalmente no que se refere à produção de eletricidade, depende do balanço energético global da usina, determinado pela estratégia adotada para a concepção da planta.

As usinas brasileiras, da mesma forma que a de outros lugares do mundo, tem consumos aproximados de vapor no processo em torno de 500 kg de vapor / tonelada de cana processada (Lora *et al.*, 2006). Nesta condição, a quase totalidade do bagaço produzido é consumido para geração de vapor a 2,2 MPa/300 °C. A quantidade de vapor produzida nas condições anteriormente descritas é suficiente para produzir toda a energia térmica, elétrica e mecânica, para o funcionamento da planta (Hassuani *et al.*, 2005).

Tanto no caso de turbinas de condensação-extração como no de sistemas avançados BIG-GT é importante reduzir o consumo de vapor no processo de fabricação, a fim de gerar mais eletricidade. No caso do sistema BIG-GT esta é uma condição necessária, pois este se caracteriza por uma produção de vapor consideravelmente menor que nos sistemas com ciclo a vapor.

A maximização da quantidade de eletricidade excedente numa indústria sucroalcooleira depende dos seguintes fatores: configuração do sistema de cogeração, eficiência na utilização da eletricidade e vapor consumido nos diferentes processos e as condições de operação do vapor (Bhatt e Rajkumar, 2001). Portanto, a otimização energética dos diferentes processos que compõem a planta é de grande importância na melhoria do rendimento térmico e econômico das plantas de produção de açúcar e álcool.

Usinas para a produção de açúcar, a partir de beterraba açucareira e destilarias de etanol a partir de milho, são muito mais eficientes no uso da energia que as usinas sucroalcooleiras que trabalham com cana-de-açúcar como matéria-prima. A razão está no fato das primeiras comprarem a fonte primária de energia (combustível). Sabe-se que o atual consumo de energia de uma usina de cana-de-açúcar pode ser reduzido de forma considerável mediante o aproveitamento de tecnologias disponíveis em fábricas de açúcar de beterraba e destilarias de etanol a partir de milho (Hassuani *et al.*, 2005).

## Capítulo 3

# Destilaria convencional, etapas de produção do álcool hidratado

Neste capítulo serão apresentadas as principais características de cada uma das diferentes etapas que compõem o processo de produção de etanol, as quais são descritas juntamente com as diferentes tecnologias disponíveis na atualidade para a redução do consumo energético na planta.

### 3.1 Lavagem e preparação da cana

A lavagem objetiva a eliminação de impurezas minerais (terra, pedras) e vegetais (folhas secas (palha) ou verdes, raízes, etc.) transportadas para a usina. Este procedimento reduz o desgaste dos equipamentos por erosão, os tempos de decantação e outros efeitos indesejados.

A limpeza da cana pode ser realizada por via “seca” ou por via “úmida”, entre as principais vantagens do processo de limpeza por via “seca” tem-se (Marques, 2008): (i) deixa de perder 2% do açúcar por TC na lavagem (~ 2 a 3 kg Aç/TC); (ii) economia de recursos hídricos e redução do impacto ambiental; (iii) menor necessidade de manutenção de grelhas da caldeira; (iv) melhoria na decantação e filtração do caldo e redução na produção de torta;

Logo após a lavagem, a cana-de-açúcar é conduzida ao processo de Preparo da Cana, o qual está composto por: um jogo de facas niveladoras, picador, desfibrador e eletroímã. O nivelador proporciona uma alimentação uniforme, enquanto, o picador e o desfibrador têm como objetivo aumentar a densidade da cana para aumentar a capacidade de moagem e romper ao máximo as células, para forçar uma maior eficiência de extração do açúcar. Já o eletroímã visa retirar possíveis materiais ferrosos que possam vir com a cana para evitar a quebra dos rolos das moendas.

## **3.2 Extração do caldo**

Existem atualmente duas alternativas tecnológicas para a extração do caldo da cana nas usinas, a primeira através do processo de moagem e a segunda utilizando a extração por difusão.

O primeiro método é o mais divulgado no Brasil e utiliza tandens compostos geralmente de 4 até 7 ternos de moendas, os quais podem ser acionados por turbinas de simples ou múltiplos estágios, e também por motores elétricos através da eletrificação das moendas. A segunda alternativa baseia-se no fenômeno de difusão, no qual duas soluções com diferentes concentrações, separadas por uma membrana permeável ou porosa, depois de algum tempo se misturam e adquirem a mesma concentração.

Os dois processos de extração do caldo da cana, moagem e difusão requerem a operação de preparação. A difusão necessita de um percentual de abertura de células em torno de 93%, enquanto na moagem, uma abertura de 88% é considerada satisfatória (Wanderley, 2005).

### **3.2.1 Moagem**

Desde meados dos anos 70 até 2006, o acionamento que monopolizou as aplicações no setor sucroalcooleiro foi o conjunto entre a turbina vapor + turbo redutor + redutor de baixa, ou engrenagens abertas, com aproximadamente 90% de domínio de mercado (Figura 3.1), Isto devido ao baixo preço na época e também ao pouco incentivo para aumentar a eficiência energética da planta (Revista Alcoobras, 2006). A demanda por equipamentos mais eficientes no setor abriu espaço para os motores elétricos, principalmente pelo incentivo da venda de energia elétrica.

Para aumentar a extração da sacarose no processo de moagem, realiza-se adição de água à cana num processo chamado de embebição, o qual pode ser classificado de acordo com as seguintes categorias:

- Simples: quando se adiciona água após cada terno da moenda;
- Composta: quando se adiciona água entre os dois últimos ternos e se faz retornar o caldo extraído deste último para o anterior e assim sucessivamente até o segundo terno;
- Mista: combinando, adição de água em mais de um terno e utilização de caldo diluído para a embebição;

A quantidade de água de embebição deve ser estabelecida de acordo com algumas características da cana, como por exemplo: teor de fibras e de açúcar. É necessário ter em conta que, quanto maior o volume de água empregado na embebição, maior será o consumo de energia utilizada para o bombeamento e evaporação do caldo. No Brasil o processo mais generalizado é a embebição composta.

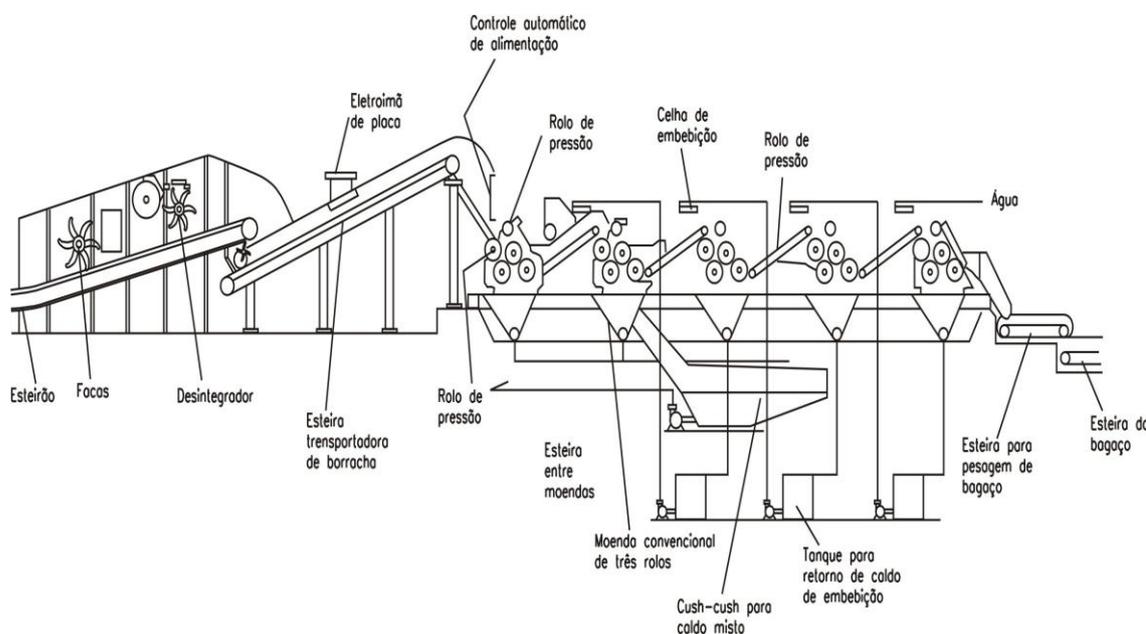


Figura 3.1 Processo de extração acionado por turbinas

O grão de extração obtido nas moendas varia na faixa de 92 a 96 % (refere-se à quantidade de sacarose extraída da cana pelas moendas) com um consumo específico de potência na faixa de 16 kWh/tc, incluindo os sistemas de preparo e motobombas (BNDES e CGEE, 2008). Alguns fatores que afetam a capacidade de moagem são:

- Preparo da cana;
- Eficiência de alimentação da moenda;
- Tamanho e tipo dos cilindros da moenda;
- Regulagem da bagaceira.

### 3.2.2 Difusão

A difusão consiste na condução da cana em aparelhos conhecidos como difusores, a fim de que a sacarose adsorvida ao material fibroso seja diluída e removida por lixiviação ou lavagem num processo de contracorrente. O difusor é uma tecnologia que desempenha as mesmas funções da moenda, mas com características de obter maior eficiência na extração.

No caso da moenda, quanto maior o índice de preparo, maior a extração do 1º terno, refletindo em uma maior extração em toda a bateria. No difusor, significa maior extração em todo o processo. No caso dos difusores, há um último terno para secagem do bagaço, que será o combustível nas caldeiras para geração de vapor. Já o preparo de cana em ambos é similar (etapa que antecede a extração, picagem e desfibragem da cana) (Valdes, 2008). Os tipos de difusores utilizados são:

- Difusores oblíquos (DDS);
- Difusores horizontais;
- Difusores circulares.

No Brasil é usado o difusor horizontal (Figura 3.2)

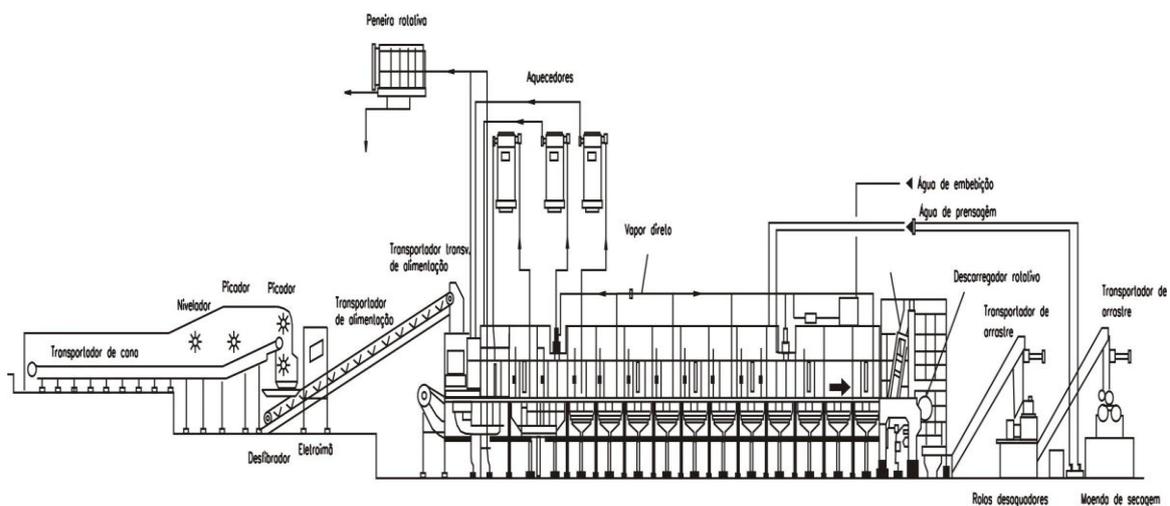


Figura 3.2 Processo de extração por difusão: difusor horizontal (UNI-SYSTEMS, 2008)

Com relação ao sistema de moendas, os difusores apresentam um menor consumo energético e um menor custo de operação e manutenção (UNI-SYSTEMS, 2008), não entanto, o espaço físico demandado é maior. Outra desvantagem relacionada a esta tecnologia é que carregam mais impurezas com o bagaço para as caldeiras, exigindo uma limpeza mais frequente das mesmas (Alcarde, 2007).

Para as tecnologias de extração por moendas ou por difusão a quantidade de caldo obtido no processo em função da taxa de embebição pode ser calculada de acordo com a expressão:

$$\text{Cana} + \text{Água de embebição} = \text{Caldo mixto} + \text{Bagaço}$$

A qual pode ser representada relativa a 100 unidades de cana como:

$$100+W = Q + B \tag{3.1}$$

Onde:

W= Água de embebição, % de cana-de-açúcar

Q = Quantidade de caldo obtido, % de cana-de-açúcar

B = Quantidade de bagaço obtido, % de cana-de-açúcar

O teor de fibra na cana é muito importante, pois, um baixo valor pode fazer com que a planta não tenha o combustível suficiente para seu sistema de cogeração, enquanto um valor muito alto dificulta a extração da sacarose.

De maneira geral, pode-se dizer que a cana-de-açúcar é composta de 83 a 92% de caldo absoluto e de 8 a 17 % de fibras. No Brasil, os teores de fibra mais baixos estão entre 7 e 8%, enquanto os mais altos estão entre 16 e 18%. A média encontrada na região sudeste é de 11%, variando entre 9 e 15%, sendo a porcentagem de fibra na cana recomendada de 12,5% (Bassetto, 2006)

O teor de fibras do bagaço cresce rapidamente depois da passagem pela primeira moenda, tendendo a permanecer constante nas últimas moendas. Geralmente, na última moenda a fração de fibra e a umidade estão perto de 50% (Hugot, 1986)

É importante ressaltar que o rendimento de uma destilaria depende de uma série de fatores, como: qualidade da cana; eficiência de lavagem; preparo para moagem; assepsia e eficiência da moenda, condução do processo fermentativo e tecnologia utilizada no processo de destilação. Estes dois últimos processos exigem uma série de cuidados que garantam sua qualidade de forma tal que se evitem problemas na transformação dos açúcares em álcool ou centrifugação do vinho e na destilação (incrustações nas colunas, etc.). Para isto é necessário um adequado processo de tratamento do caldo obtido nas moendas.

Para um adequado desenvolvimento dos processos de evaporação, fermentação e destilação, é preciso que o caldo de cana cumpra com determinados requerimentos de qualidade que são alcançados através das etapas de tratamento.

### **3.3 Tratamento do Caldo**

O tratamento do caldo para produção de álcool é realizado por meio de processos físicos e químicos compostos pelas seguintes etapas: peneiramento, calagem, aquecimento, decantação, concentração e resfriamento. As mesmas visam:

- Eliminação de impurezas grosseiras (bagacilho, areia, pedaços de cana, etc).
- Eliminação de partículas coloidais, responsáveis pelo incremento na formação de espuma e também por dificultarem a recuperação do fermento;
- Preservação de nutrientes, vitaminas, açúcares, fosfatos, sais minerais e aminoácidos livres, necessários ao metabolismo das leveduras;
- Minimização de contaminantes microbianos, os quais competem com as leveduras pelo substrato e podem produzir metabólitos tóxicos a estas, diminuindo a eficiência e a viabilidade do fermento.

#### **3.3.1 Peneiramento**

Os equipamentos utilizados nesta etapa são peneiras e hidrociclones, os quais conseguem eficiências de 70 a 85%, em função do teor de sólidos na alimentação, condições de operação, abertura de telas, etc. Esta etapa permite obter uma redução no entupimento e desgastes em equipamentos como válvulas e bombas.

Após passar pelo tratamento primário de peneiramento, o caldo é submetido a um tratamento mais completo que implica na adição de cal, aquecimento e posterior decantação.

### **3.3.2 Calagem**

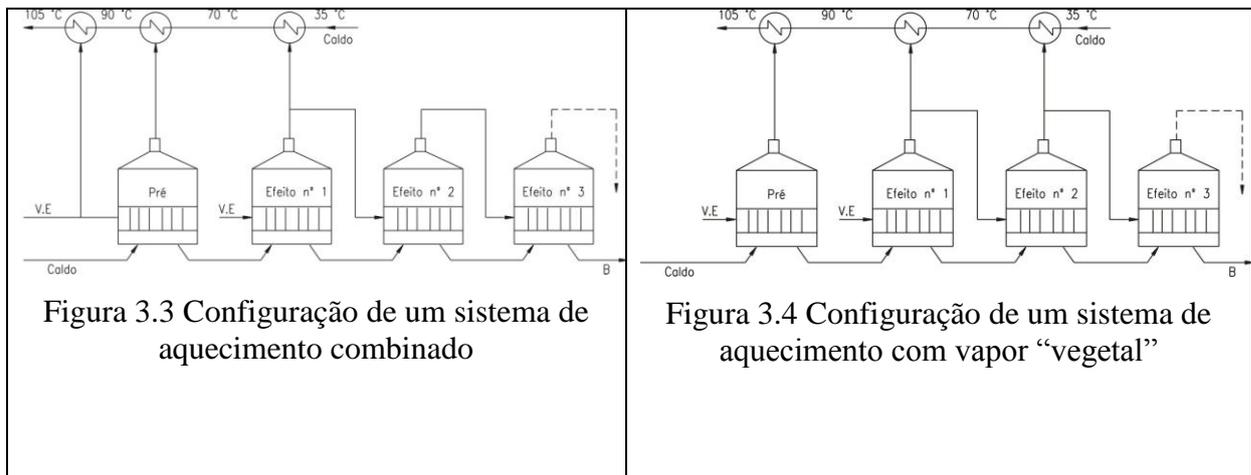
Trata-se do processo de adição do leite de cal ( $\text{Ca} [\text{OH}]_2$ ) ao caldo, elevando seu pH a valores da ordem de 6,8 a 7,2. A calagem é realizada em tanques, em processo contínuo ou descontínuo, objetivando o controle do pH final.

Esta etapa tem como objetivo principal a eliminação de corantes do caldo, neutralização de ácidos orgânicos e a formação de sulfito e fosfato de cálcio, produtos que, ao sedimentar, arrastam consigo impurezas presentes no líquido. O consumo da cal ( $\text{CaO}$ ) varia de 500 a 1.000g/tc, segundo o rigor do tratamento exigido (Copersucar, 2009).

### **3.3.3 Aquecimento**

Nesta etapa, o caldo é aquecido até aproximadamente 105°C, em aquecedores denominados primários e secundários. Nos primeiros o caldo é aquecido até uma temperatura aproximada de 82 a 93 °C, enquanto nos segundos, o caldo é aquecido até 105 °C. Para isto se podem usar diferentes esquemas tais como:

- a) Aquecimento com vapor de escape
- b) Aquecimento com vapor de escape combinado com vapor “vegetal” (Figura 3.3)
- c) Aquecimento com vapor “vegetal” (Figura 3.4)



A finalidade principal desta etapa é acelerar e facilitar a coagulação e floculação de colóides e não-açúcares protéicos, emulsificar graxas e ceras, ou seja, acelerar o processo químico, aumentando a eficiência da decantação, além de possibilitar a degasagem do caldo.

### 3.3.4 Flasheamento

Esta etapa utiliza um balão de flash que provoca uma diminuição brusca de pressão obtendo uma ebulição espontânea do caldo, eliminando assim o ar nele dissolvido que quando presente, dificulta a decantação das impurezas mais leves.

### 3.3.5 Sedimentação

É a etapa de purificação do caldo, pela remoção das impurezas floculadas nos tratamentos anteriores. Este processo é realizado de forma contínua em um equipamento denominado clarificador ou decantador

O caldo decantado é retirado da parte superior e enviado ao setor de evaporação para concentração. As impurezas sedimentadas constituem o lodo que normalmente é retirado do decantador pelo fundo e enviado ao setor de filtração para recuperação do açúcar nele contido. A quantidade de lodo retirada representa de 15% a 20% do peso do caldo que entra no decantador.

### **3.3.6 Filtração**

Antes de ser enviado aos filtros rotativos, o lodo retirado do decantador recebe a adição de aproximadamente, 3 kg a 5 kg de bagacilho/tc, que irão agir como auxiliar de filtração.

Esta filtração objetiva recuperar o açúcar contido no lodo, fazendo com que este retorne ao processo na forma de caldo filtrado. O material retido no filtro recebe o nome de torta e é enviado à lavoura para ser utilizado como adubo. É importante controlar a perda de açúcar na torta, pois seu valor não deve ser superior a 1%.

## **3.4 Evaporação**

Nesta etapa é eliminada água do caldo clarificado, até o mesmo atingir uma concentração de açúcares desejada na etapa de fermentação, além disto, o vapor “vegetal” obtido nos efeitos do sistema de evaporação pode ser utilizado em outras fases do processo industrial (ex, aquecimento).

Os evaporadores de múltiplos efeitos são construídos de forma tal que a evaporação ocorrida num de seus efeitos pode ser utilizada como fonte energética do seguinte efeito. Para isto é necessário a diminuição da pressão de cada efeito que o sistema apresente, estabelecendo assim uma diferença de temperatura que permitirá o adequado funcionamento do sistema (Figura 3.5).

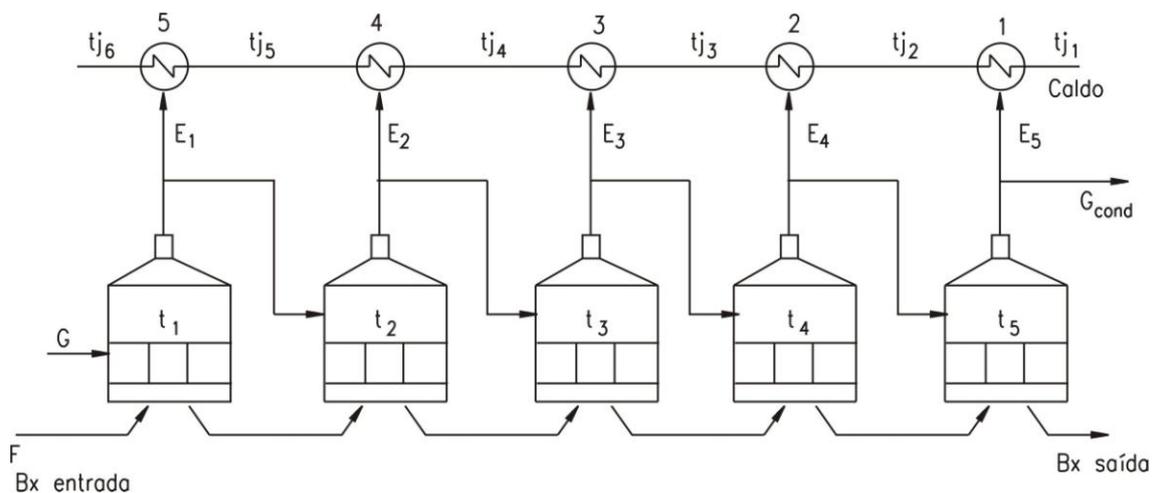


Figura 3.5 Evaporador de múltiplos efeitos com extrações de vapor “vegetal” para aquecimento.

A maioria das usinas brasileiras possui instalações com duas configurações básicas: Quíntuplo ou quádruplo efeito. Com relação à utilização de vapor das sangrias pode-se utilizar desde somente o vapor gerado no primeiro efeito (V1), até a utilização de sangrias de vapor gerado em todos os efeitos (V1 até V4). Com relação ao tipo de evaporador destaca-se a utilização de evaporadores tipo Roberts, e os de filme descendente

Algumas vantagens que apresenta o evaporador de película descendente (falling-film), em relação ao evaporador tipo Roberts são: alto coeficiente de troca térmica; menor área da instalação; limpeza química através do sistema CIP (Cleaning in Place); trabalho com menor diferença de temperatura entre o vapor do aquecimento e o caldo, permitindo que se altere o perfil das temperaturas de trabalho da evaporação e aumentando a eficiência de sangria dos vapores dos últimos efeitos, menor perda de açúcar (inversão de sacarose) (Sesso, 2005) e (GEA, 2009).

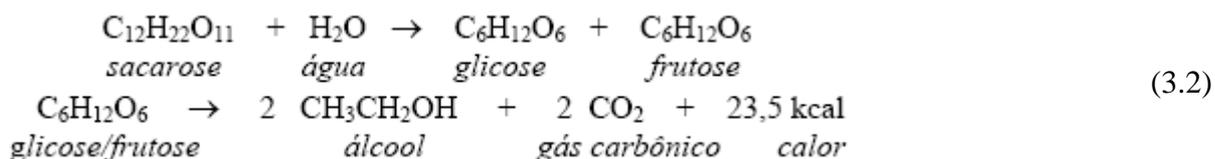
As variáveis mais sensíveis nos sistemas de evaporação são Pedraja *et al.*, (1990):

- Temperatura de alimentação do caldo clarificado
- °Brix desejado na saída dos evaporadores
- °Brix do caldo clarificado alimentado
- Vácuo no último efeito de evaporação
- Pressão do vapor de aquecimento

Uma vez que as principais impurezas do caldo tenham sido eliminadas e se atinja a concentração de açúcares desejada (22 °Brix), o mesmo é enviado ao processo de fermentação.

### 3.5 Fermentação

A fermentação alcoólica consiste na conversão dos açúcares em etanol, pela ação das leveduras. Esta transformação acontece através de uma complexa seqüência de reações que podem ser expressas, de maneira global, pelas seguintes reações químicas:



Segundo esta reação, a partir de 100 kg de glicose se obtém 51,1 kg de etanol e 48,9 kg de dióxido de carbono. Na prática, o rendimento real da produção de etanol é menor que o valor teórico, já que aproximadamente 5 a 10% da glicose é utilizada pelos microorganismos para a produção de novas células, bem como outros produtos de seu metabolismo (Friedrich, 1999).

#### 3.5.1 Subprodutos do processo de fermentação

Estima-se que 5 a 10% do açúcar metabolizado pela levedura seja desviado para gerar produtos secundários da fermentação, resultando num rendimento de 90 a 95% em etanol, conforme já observado por Pasteur em condições adequadas de fermentação (com mostos sintéticos). Entretanto, em condições industriais, nas quais fatores químicos, físicos e microbiológicos afetam a levedura, rendimentos de 90% são normalmente obtidos, o que implica em desvios de 10% do açúcar processado para a formação de outros produtos que não são o etanol.

Dessa forma, juntamente com o etanol e o CO<sub>2</sub>, o metabolismo anaeróbico permite a formação e excreção de glicerol, ácidos orgânicos (succínico, acético, pirúvico e outros),

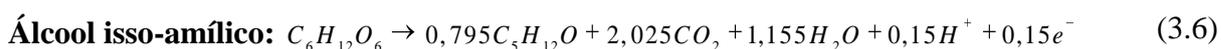
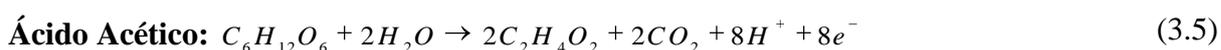
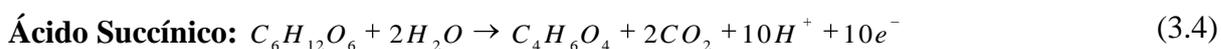
álcoois superiores, acetaldeído, acetoína, butilenoglicol, além de outros compostos de quantidade muito menor.

Na seqüência de reações enzimáticas para produção de ATP, e intrínsecas à formação de etanol, rotas metabólicas alternativas aparecem para propiciar a formação de materiais necessários à constituição da biomassa (polissacarídeos, lipídeos, proteínas, ácidos nucleicos e outros), bem como para a formação de outros produtos de interesse metabólico, relacionados diretamente ou indiretamente com a adaptação e sobrevivência dos microorganismos.

A formação de glicerol, composto orgânico mais abundante dos compostos secundários da fermentação, está associada à manutenção do equilíbrio redox celular, o qual é alterado quando da formação de ácidos orgânicos, biomassa e da presença de sulfito no mosto. A formação de glicerol também está relacionada a uma resposta ao estresse osmótico, quando de concentrações elevadas de açúcares ou de sais no mosto.

Já as razões fisiológicas que levam a levedura a produzir e excretar o ácido succínico (segundo produto orgânico secundário mais abundante) ainda não estão totalmente esclarecidas. Admite-se que sua formação se deve a um meio fermentativo inadequado, pois não há evidência de necessidade metabólica desse ácido pela levedura, na proporção em que é produzido. O ácido succínico numa ação sinérgica com o etanol exerceria uma intensa atividade antibacteriana, o que é notado durante uma fermentação alcoólica, dando às leveduras maior competitividade.

As equações a seguir representam a formação dos principais subprodutos durante o processo fermentativo:



O crescimento da levedura pode ser representado pela equação:



### 3.5.2 Tipos de processos de fermentação

O processo de fermentação pode ser realizado de maneira descontínua (em batelada) ou contínua. Nos processos descontínuos o produto a fermentar é colocado numa dorna de fermentação em conjunto com o microorganismo responsável pelo processo biológico, e se aguarda que o processo ocorra. Após um determinado tempo de fermentação, quando não se observam mais sinais de atividade na dorna, retira-se o mosto fermentado do reator e executam-se as operações unitárias necessárias para a recuperação do produto.

Estes processos apresentam vantagens de menores riscos de contaminação e grande flexibilidade de operação, mas para a obtenção de um bom rendimento ao final utilizam-se processos de fermentação mais elaborados como o de batelada alimentada e o contínuo. O processo de batelada alimentada conduz a rendimentos mais altos, compatíveis com o processo contínuo, pois mantém uma concentração de substrato mais elevada ao longo da fase de alimentação das dornas.

Os processos de fermentação contínua se caracterizam por possuir uma alimentação contínua da matéria-prima a fermentar, com uma determinada vazão, sendo o volume de reação mantido constante através da retirada contínua do mosto fermentado.

Sob alguns aspectos, os processos contínuos apresentam algumas vantagens sobre os descontínuos como: maior produtividade, facilidade no emprego de controles avançados e menor tempo de fermentação. Entre suas desvantagens tem-se a maior dificuldade no tratamento de infecções, e de mutações genéticas espontâneas.

A Figura 3.6, apresenta as diferenças no rendimento obtido pela fermentação batelada e contínua.

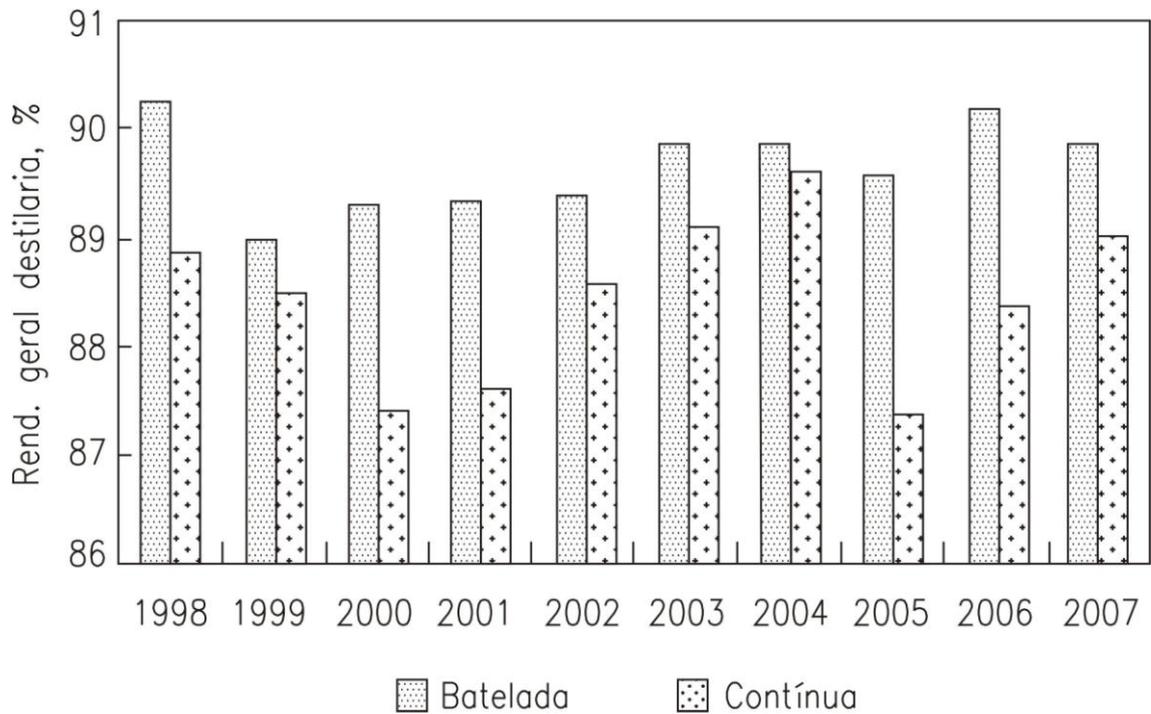


Figura 3.6 Comparação do rendimento de processos fermentativos por batelada e contínua (Amorim, 2008)

Uma variante largamente utilizada na fermentação é o processo de Melle-Boinot, o qual consiste na recuperação das leveduras das dornas após a conclusão da fermentação para sua posterior reutilização, evitando assim a etapa de elaboração de um novo pé-de-cuba para cada dorna (Figura 3.7). Tal processo originalmente foi concebido para o conceito de fermentação por batelada.

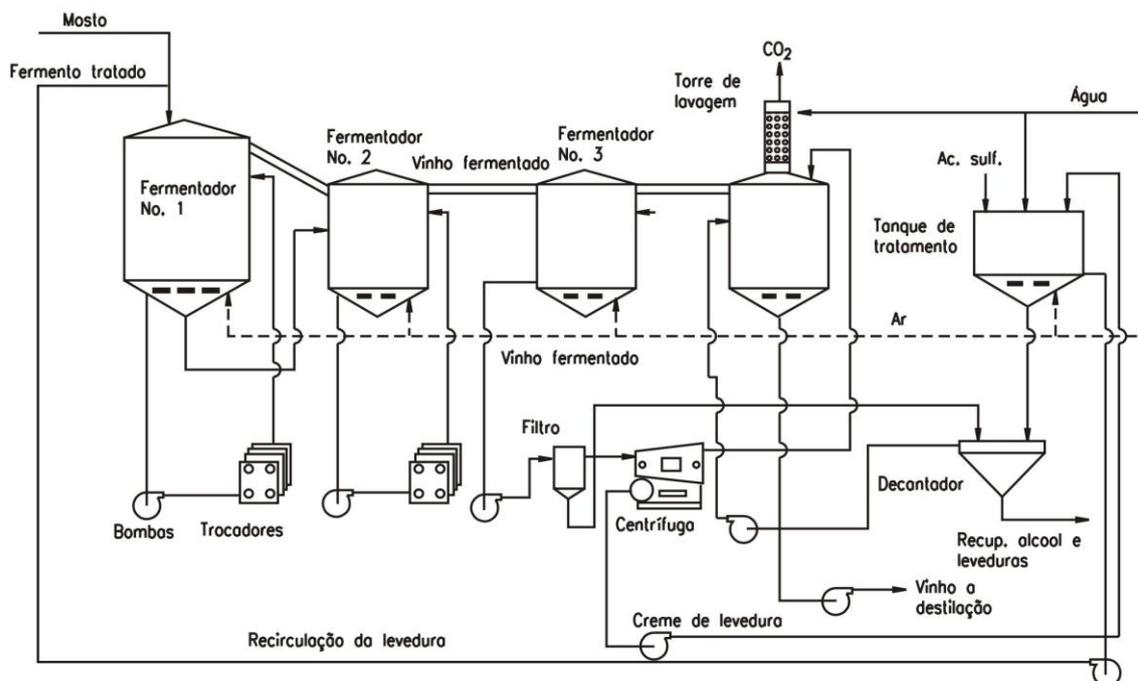


Figura 3.7 Processo de fermentação contínua com recirculação das leveduras

A recuperação do fermento é feita mediante a centrifugação do vinho resultante da fermentação do mosto, o que resulta em dois fluxos: um constituído pelo vinho livre das leveduras (delevedurado) e uma suspensão de leveduras, denominada leite de levedura. Normalmente a relação é de 90% de vinho delevedurado e de 10% de levedura (Camargo, 1990).

Outra variante tecnológica aplicada no processo de fermentação é a recirculação de vinhaças (em proporções na faixa de 55-70% em função da composição do caldo). Um resumo dos principais processos de fermentação é apresentado na Tabela 3.1.

Tabela 3.1 Principais tipos de tecnologias de fermentação disponíveis no mundo (Moura e Medeiros, 2007)

	Cont.	Por batelada	Leveduras floculantes - Sedimentação	Sem leveduras floculantes (Centrifugas)	Com recirculação das vinhaças	Com recirculação das leveduras	Leveduras imobilizadas
F1	X			X		X	
F2		X		X		X	
F3	X		X			X	
F4	X		X				X
F5	X			X	X	X	
F6	X		X		X	X	
F7	X			X			

As diferenças entre as configurações se devem ao fato dos processos serem contínuos ou descontínuos (por batelada), pela forma de recuperação da levedura e pela implementação ou não da recirculação das vinhaças. Em geral, partindo de critérios de custos e aparente facilidade de operação, a preferência deveria ser dada a processos contínuos com leveduras imobilizadas e recirculação das vinhaças. Porém, riscos de infecções, queda de rendimento e outros problemas fazem com que opções convencionais continuem com maior aceitação. A Tabela 3.2 apresenta a evolução no rendimento fermentativo obtido nas plantas de produção de etanol no Brasil.

Tabela 3.2 Evolução no Rendimento Fermentativo (Amorim, 2008)

<b>Década</b>	<b>Rendimento da fermentação (%)</b>
70	75-80
80	83-86
90	86-90
00	90-92

Embora o açúcar seja o componente mais importante na composição de uma matéria-prima a ser usada no processo de fermentação, é necessário ter em conta outros parâmetros tais como (Finguerut *et al.*, 2008):

- Concentração de açúcares no caldo na faixa de 14 a 23 %.
- Teor de macro e micronutrientes, principalmente nitrogênio, fósforo, magnésio, zinco e manganês. O teor total de sais (como os de potássio, sódio ou cálcio), e fatores de crescimento como vitaminas.
- pH na faixa de 3,5-6,2
- Presença de microorganismos potencialmente competidores do agente de fermentação
- Teor de sólidos insolúveis e presença de compostos tóxicos ou inibidores.

A temperatura do caldo que alimenta a dorna é um fator importante no rendimento da fermentação. O sistema de resfriamento de dorna é projetado para manter a temperatura de fermentação e não para resfriar o caldo. Portanto, o caldo proveniente do tratamento deve ser resfriado a temperaturas convenientes (20-30 °C) antes de ser direcionado à alimentação das dornas, de igual forma durante o processo fermentativo a temperatura nas dornas não deve exceder os 30 °C.

Qualquer alteração das características requeridas da matéria-prima aumenta o custo de produção, seja pela necessidade de agregar algum outro insumo, ou pela necessidade de um pré-tratamento mais caro, seja ainda por causar uma redução no rendimento em álcool ou no seu teor final.

O vinho obtido no processo de fermentação é composto basicamente por componentes em fase líquida, dentre os quais destacam-se o álcool (7 a 10 °GL) e a água (89 a 93%). Em quantidades bem menores encontram-se outros componentes como: alcoóis superiores, furfural, aldeído acético, ácidos succínico e acético, leveduras e bactérias, açúcares residuais, sais minerais. A presença destes contaminantes influencia na qualidade final do álcool com fins carburantes, portanto, alguns deles devem ser retirados durante o processo de destilação, mesmo que seu teor não seja diretamente especificado. Os critérios de qualidade do álcool carburante como, por exemplo, acidez total ( $\leq 30$  mg/L), condutividade elétrica ( $\leq 500$   $\mu$ S/m), teor de hidrocarbonetos ( $\leq 3,0\%$  em volume) e o pH de 6,0 a 8,0 no caso do álcool hidratado (Meirelles, 2006).

### 3.6 Destilação

A destilação é uma operação unitária de separação que se baseia nas diferenças de volatilidade dos componentes de uma mistura líquida a serem separados. Aproveitando que cada substância química evapora a diferente temperatura, é criada uma diferença de temperatura no interior da coluna de destilação, adicionando calor no fundo mediante um refulador (reboiler) e resfriando as correntes no topo da coluna.

A destilação proporciona o método mais barato e melhor para a separação de uma mistura líquida e seus componentes, exceto quando:

1. A diferença de volatilidade entre os componentes é muito pequena
2. Uma pequena quantidade do componente de alta ebulição é recuperada da alimentação. A destilação requer que toda a alimentação seja vaporizada a fim de recuperar esta pequena quantidade
3. Um componente é termicamente instável mesmo em condições a vácuo.
4. A mistura é extremamente corrosiva ou causa entupimentos.

A separabilidade de uma substância multicomponentes vai depender das propriedades da solução a destilar, das condições de operação e outras restrições adicionais (Sobocan e Glavic, 2000).

As propriedades da substância a destilar são:

- Número de componentes ou produtos que devem ser separados
- Quantidade ou fração mássica de cada componente da substância.
- Propriedades físicas (ponto de ebulição, solubilidade, volatilidade relativa, tensão superficial, etc.)
- Propriedades químicas (reação com outros componentes)
- Existência ou não de pontos de equilíbrio de fases (azeotrópos).

As condições de operação nas colunas são definidas por:

- Número de platôs na coluna
- Etapa de alimentação da substância
- Relação de refluxo
- Material do qual a coluna e feita
- Temperatura de alimentação da substância
- Pressão de operação na coluna, etc.
- Perfil de temperatura nos platôs e ao longo do corpo da coluna.
- Definição do componente principal leve e do componente principal pesado.

Restrições adicionais são usualmente específicas, de acordo com o caso de aplicação, tais como:

- Restrições no tamanho da coluna
- Restrições de temperatura
- Restrições de pressão
- Misturas azeotrópicas

Uma representação gráfica das correntes e componentes principais para evaporar e condensar a substância a destilar, utilizados em escala industrial nas colunas de destilação, são apresentados na Figura 3.8.

Segundo a posição de alimentação da coluna, esta se pode dividir em duas zonas principais, as quais são: zona de despojamento ou esgotamento e zona de enriquecimento ou retificação. Na primeira zona, procura-se extrair o componente mais volátil da substância a destilar para evitar perdas na corrente que se retira na parte inferior da coluna, a qual é conhecida com o nome de “corrente de fundo”. O vapor da parte superior da coluna é

condensado e dividido geralmente em duas correntes, conhecidas com os nomes de refluxo e destilado. Em determinados processos, com o propósito de melhorar a qualidade do composto de interesse, é necessária a realização de extrações laterais em etapas intermediárias, que são conhecidas com o nome de “saídas laterais” (“side-products” o “draws”, “pumparound”). Estas extrações são determinadas com base no perfil de composição e/o temperatura da coluna para purgar impurezas ou obter componentes com determinada concentração.

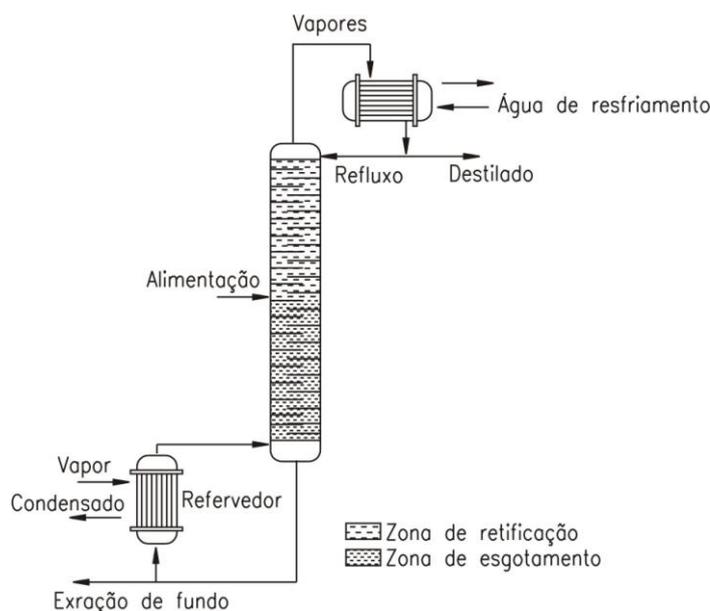


Figura 3.8 Configuração geral de uma coluna de destilação

O objetivo do sistema de aquecimento é o de fornecimento de energia para gerar o vapor que ascende através da coluna. A fonte mais comum de energia é o vapor de água. Embora seja comum a utilização de vapor vegetal do sistema de evaporação do caldo em destilarias anexas nas colunas de destilação.

Quando o processo permite o contato entre o vapor de água e o fluido de operação, utiliza-se diretamente o vapor para aquecer o líquido no fundo na coluna. Caso contrário, o vapor é utilizado mediante contato indireto, através de um trocador de calor conhecido com o nome de refeedor.

Por outro lado, o sistema de resfriamento é utilizado para a condensação dos vapores da parte superior da coluna e geração da fase líquida, que retorna à coluna e que em muitos casos é extraída como produto de topo. A condensação dos vapores pode ser total o parcial, dependendo da quantidade de vapor que se condensa no equipamento. Em alguns sistemas é utilizado um fluido de processo diferente da água de resfriamento para condensar estes

vapores e gerar uma recuperação de energia com duplo efeito simultâneo: condensação e pré-aquecimento.

A principal desvantagem do processo de destilação é o alto consumo energético em termos das utilidades requeridas, tais como vapor e água de resfriamento, para os respectivos processos de aquecimento e resfriamento.

Um resumo das principais tecnologias de destilação utilizadas no mundo é apresentado na Tabela 3.3

Tabela 3.3 Principais tipos de tecnologias de destilação disponíveis no mundo (Configurações D1.....D6) (Moura e Medeiros, 2007)

Colunas Atmosféricas	Colunas a vácuo	Colunas pressurizadas	Colunas com bandejas perfuradas	Colunas com bandejas valvuladas	Colunas de recheio	Colunas com concentração integrada da vinhaça	Concentração integrada das vinhaças
D1	X			X	X		Col B
D2		X	X	X	X		Col A
D3		X	X	X		X	Não
D4	X		X	X	X		Col A
D5		X			X	X	Não
D6	X	X			X		Não

As colunas utilizadas para a produção de álcool recebem os nomes de: esgotadoras, concentradoras, retificadoras, depuradoras (hidroseletora ou extrativa) e repasadora (desmetilizadora).

*Coluna esgotadora:* tem como objetivo principal eliminar a maior parte da água no vinho obtido junto com os sólidos suspensos, sais minerais e outros produtos não voláteis.

*Coluna concentradora:* concentra o álcool até aproximadamente 80- 85°GL.

*Coluna retificadora:* Sua principal função é alcançar o grau alcoólico desejado (95 - 96°GL) e eliminar ao mesmo tempo a maior quantidade de impurezas de cola.

*Coluna depuradora:* nesta coluna é realizada a separação da maior parte dos produtos de cabeça.

*Coluna desmetilizadora:* atua sobre o álcool concentrado, completando a separação de impurezas de cabeça principalmente.

As Figuras 3.9 e 3.10 apresentam arranjos de destilação atmosférica utilizados na produção de álcool fino e extrafino.

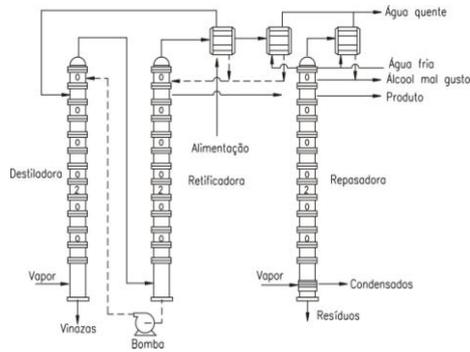


Figura 3.9 Esquema de destilação para a produção de álcool fino (Garrido, 2009)

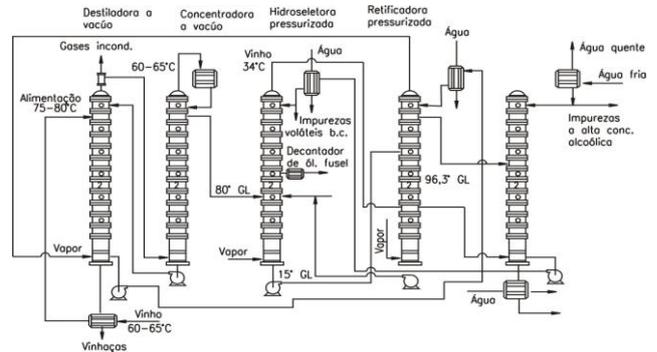


Figura 3.10 Esquema de destilação para a produção de álcool extrafino (Garrido, 2009)

A utilização de colunas pressurizadas e/ou a vácuo é realizada visando a um melhor aproveitamento da energia no sistema de destilação, através da possibilidade de integração com outros processos e a modificação do equilíbrio líquido-vapor das soluções aquosas do etanol, de tal forma que possa ser obtido um destilado com conteúdo mínimo de água, pela modificação do ponto azeotrópico com a variação da pressão de operação da coluna (Figura 3.11).

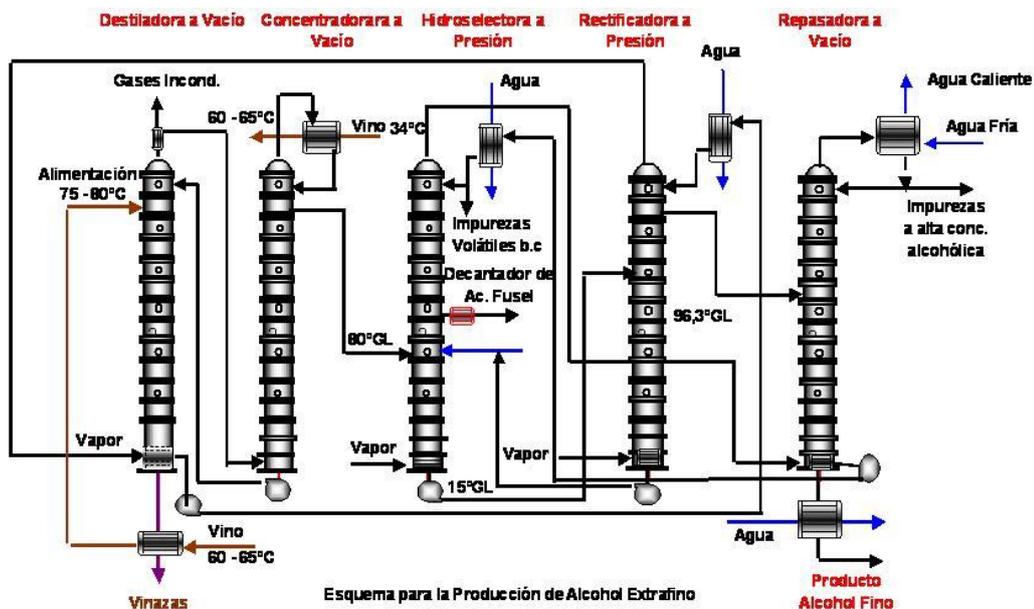


Figura 3.11 Esquema de um sistema multipressão de destilação para a produção de álcool extrafino (Garrido, 2009)

Com relação aos sistemas de destilação apresentados nas Figuras 3.9 e 3.10, o sistema multipressão da Figura 3.11 permite obter reduções no consumo de energia na faixa de 40 – 50 % (Garrido, 2009).

A Tabela 3.4 apresenta a variação da temperatura de ebulição e da composição da mistura azeotrópica etanol-água com a pressão (Marquini, 2007 apud Meloni, 1953).

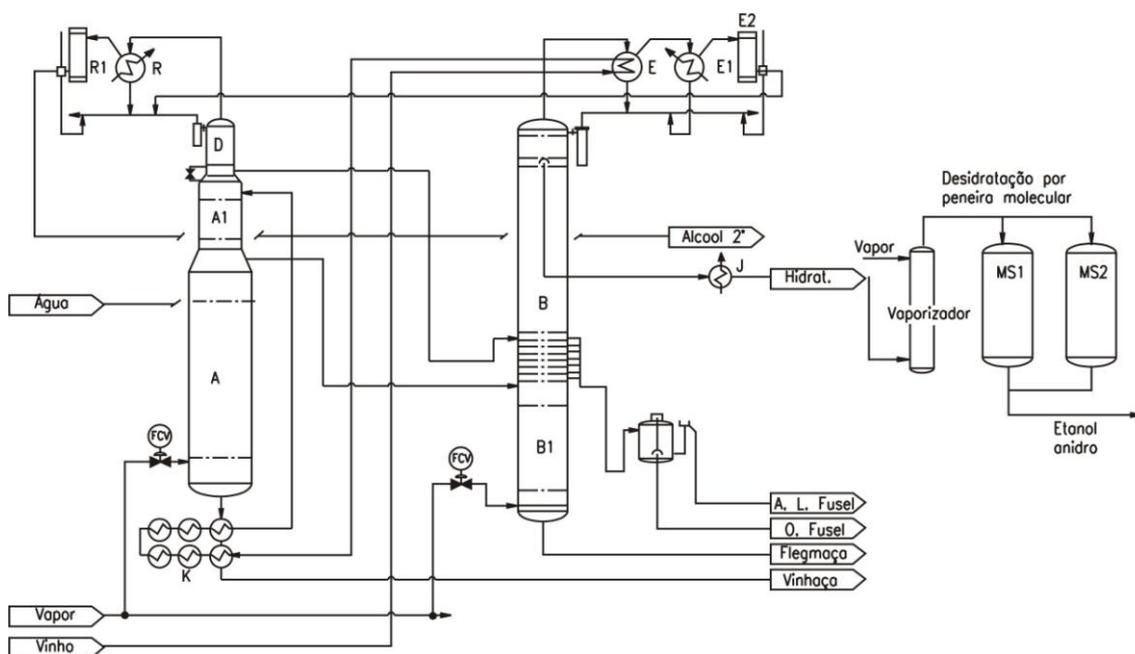
Tabela 3.4 Composição da mistura azeotrópica etanol-água para diferentes pressões

Pressão absoluta (mmHg)	Temperatura de ebulição (°C)	Composição da mistura azeotrópica (% peso)	
		Água	Etanol
70	27,96	0	100
94	33,35	0,50	99,5
129	39,50	1,30	98,70
208	47,63	2,70	97,30
404	64,04	3,75	96,25
760	78,15	4,43	95,57
1075	87,12	4,65	95,35
1451	95,35	4,75	95,25

### 3.6.1 Plantas atuais e tecnologias para integração energética nas destilarias do Brasil

Os processos de destilação alcoólicas mais frequentes nas usinas brasileiras possuem esquemas compostos por 5 colunas de destilação, as quais são chamadas de A, A1, D, B e B1. Sendo a coluna A utilizada para o esgotamento do vinho, A1 a coluna de epuração do vinho e D a coluna de concentração do álcool de segunda. O conjunto destas três colunas é chamado de coluna de esgotamento do vinho. O segundo conjunto chamado de coluna de retificação é onde se obtém o Álcool Hidratado e está composto pela coluna B, a qual é conhecida como coluna de enriquecimento e retificação, e a coluna B1 que é denominada de coluna de esgotamento.

Baseados nos dados apresentados por Camargo (1990) e Meirelles (2006) é possível descrever o sistema convencional de destilação, amplamente utilizado nas usinas Brasileiras (Figura 3.12)



**Figura 3.12** Processo de destilação sem recirculação de vinhaças (adaptado de Meirelles, 2006)

Com o propósito de diminuir o consumo de vapor no processo de destilação inicialmente o vinho alimentado ao sistema é pré-aquecido no condensador E. Seu aquecimento é completado por meio da recuperação de parte do calor da vinhaça no trocador

de calor K, obtendo-se temperaturas na faixa dos 90 °C, para posteriormente alimentar o topo da coluna A1.

A coluna A1 tem como finalidade a remoção do vinho das substâncias de maior volatilidade e dos gases contaminantes, além de complementar o seu aquecimento. Geralmente está composta por 4 bandejas. O vinho fermentado é alimentado na parte superior desta coluna e a flegma gerada é retirada na parte inferior da mesma.

A coluna D concentra os produtos mais voláteis ou produtos de cabeça, extraídos da coluna A1, facilitando com isto a extração dos compostos secundários. Os vapores obtidos no topo da coluna são condensados no trocador de calor R e no condensador auxiliar R1, obtendo-se um fluxo de etanol que posteriormente é dividido em um refluxo que volta ao topo da coluna e uma corrente de álcool de segunda. Esta coluna está composta geralmente por 6 bandejas.

A Coluna A, é a encarregada do esgotamento do vinho, portanto, deve garantir um bom esgotamento do mesmo e perdas muito baixas de etanol na corrente de fundo (vinhaça), a qual deve conter um teor máximo de 0,02% em massa de etanol. Para cumprir com seu propósito geralmente a coluna esta formada por 16 a 24 bandejas.

A flegma obtida no topo da coluna A, com teor alcoólico em massa aproximado de 40%, é enviada para a coluna B.

A coluna B tem como finalidade concentrar a flegma alcoólica gerada pela coluna A, e está composta por um número aproximado de 40 a 45 bandejas. Nela se produz o Álcool Hidratado, que é retirado numa bandeja localizada um pouco antes do topo. A extração de álcool líquido da coluna é resfriada no trocador de calor J. A maior parte do vapor produzido nesta coluna é condensado, e retorna à coluna enquanto uma pequena parte é retirada também como álcool de segunda. O álcool de segunda obtido é enviado a um tanque de armazenamento ou, alternativamente, realimentado ao topo da coluna D. Normalmente esta coluna inclui também retiradas de óleo fúsel em bandejas localizadas na parte inferior da mesma.

A corrente líquida que chega à base da coluna B contendo álcool é direcionada internamente para a coluna de esgotamento da flegma B1, já que as duas colunas estão localizadas uma acima da outra.

A coluna B1 tem como função exaurir o álcool contido na flegma que vem da coluna B, retirando desta os compostos mais voláteis. No fundo da mesma é obtida a flegmaça, a qual deve conter também um teor alcoólico máximo em massa de 0,02%.

O vapor demandado pelas colunas A e B1 pode ser fornecido por vapor vegetal, com pressão manométrica de  $0,7 \text{ kgf/cm}^2$ , ou por vapor de escape do sistema de cogeração com pressão manométrica de  $1,5 \text{ kgf/cm}^2$ , alimentados na base destas colunas.

No caso de uma usina que exporta energia elétrica, cada tonelada de vapor a menos demandada na destilaria pode ser utilizada para aumentar a geração de energia elétrica nas turbinas de condensação. Desta forma, pode ser válida a implementação de colunas operando em cascata térmica, por exemplo, a destilação com “split-feed”, que se caracteriza por permitir a integração energética entre colunas de destilação pressurizadas e de destilação à vácuo, na produção de álcool etílico hidratado carburante - AEHC (Figura 3.13).

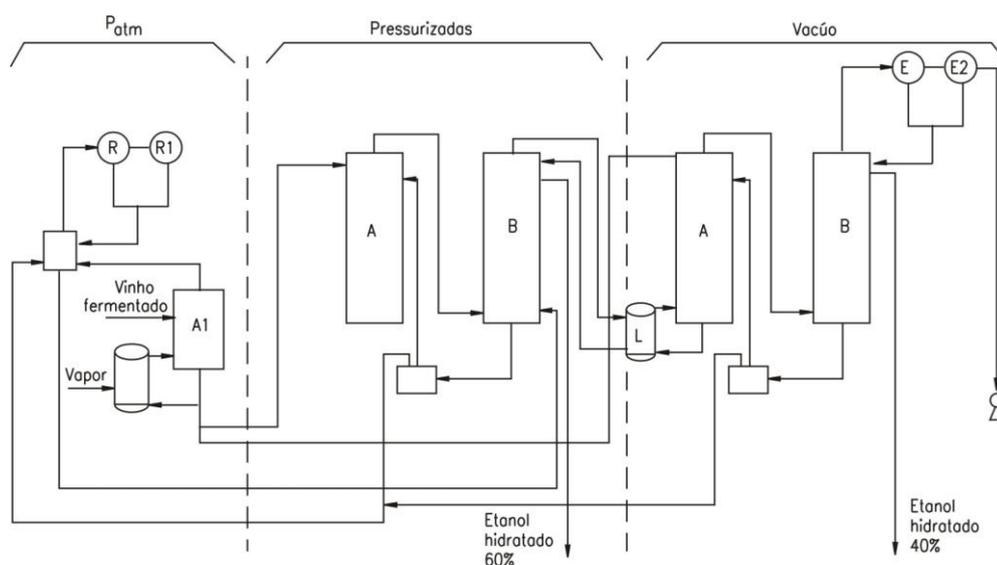


Figura 3.13 Processo de destilação “Split-feed”

Este processo se caracteriza por (Dedini, 2007):

- ✓ 60% no processo pressurizado (consumo de vapor)
- ✓ 40% no processo a vácuo (sem consumo de vapor)
- ✓ Uso de vapor de escape
- ✓ Não usa termo-compressor
- ✓ Consumo de 1,6 kg de vapor / litro AEH

O Split-feed, por implementar a integração energética dentro do processo de destilação, não é um sistema que possibilite a integração energética com concentração de vinhaças. Quando é necessária a concentração de vinhaças sem recirculação durante a fermentação, outro processo com muito potencial a ser utilizado, é a destilação com concentração de vinhaças termicamente integrada (Figura 3.14), a qual resulta em uma diminuição da demanda de água no processo e num aumento na concentração final da vinhaça de até 35%. Isto permite diminuir a proporção de vinhaça em relação ao álcool produzido na destilaria. Tendo em conta que a vinhaça in natura possui teor de sólidos muito baixos, mas que varia de 2 a 10% conforme a matéria-prima utilizada na fabricação de álcool. Nos processos em que só o caldo extraído da cana é utilizado na fabricação do álcool, o teor de sólidos da vinhaça é normalmente o mais baixo, o que resulta em volumes ainda maiores de vinhaça a ser descartada pela destilaria (Freire e Cortez, 2000).

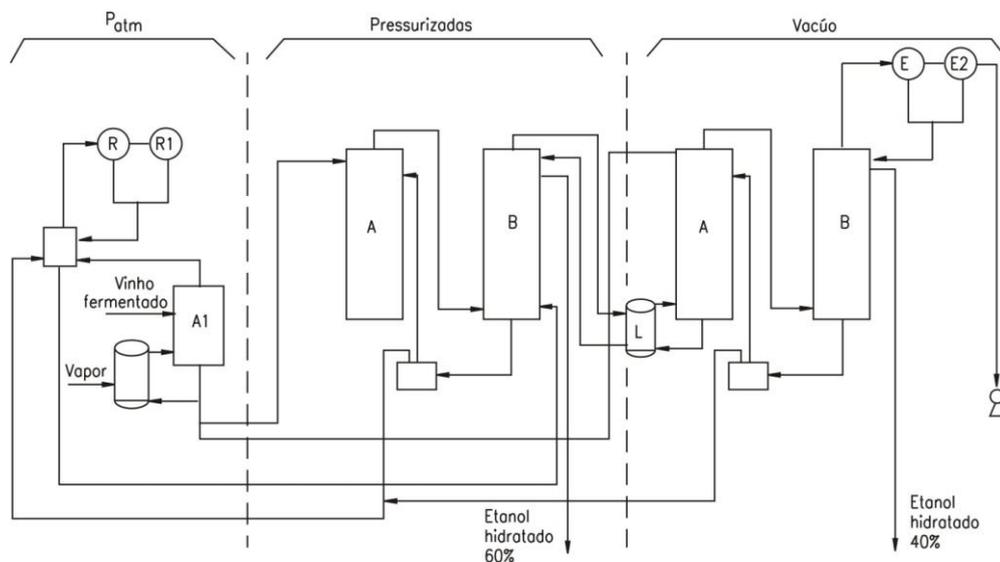


Figura 3.14 Processo de destilação "Split-feed"

Concentrar a vinhaça significa retirar água desse efluente sem perda dos seus sólidos constituintes, com a conseqüente redução do seu volume. Na Tabela 3.5, estão apresentadas a redução percentual de volume de vinhaça em função do Brix (concentração) e a equivalente relação vinhaça por litro de álcool produzido.

Tabela 3.5 Redução percentual de volume em função da concentração, e a equivalente relação vinhaça por litro de álcool (Freire e Cortez, 2000).

Concentração (°Brix)	Relação vinhaça/álcool	Redução de volume (%)
3	13	0
5	7,8	40
10	3,9	70
15	2,6	80
20	1,95	85
25	1,56	88
30	1,30	90
35	1,11	91,46
40	0,97	92,53
45	0,87	93,30
50	0,78	94
55	0,71	94,53
60	0,65	95

Esse sistema utiliza um processo simples e barato de destilação (D1), associado a uma integração energética com um conjunto de evaporação de vinhaças, que não consomem vapor além do normalmente consumido pelo sistema D1. Este conjunto consegue concentrar cerca de 60% de toda a vinhaça gerada até 35-40% Brix.

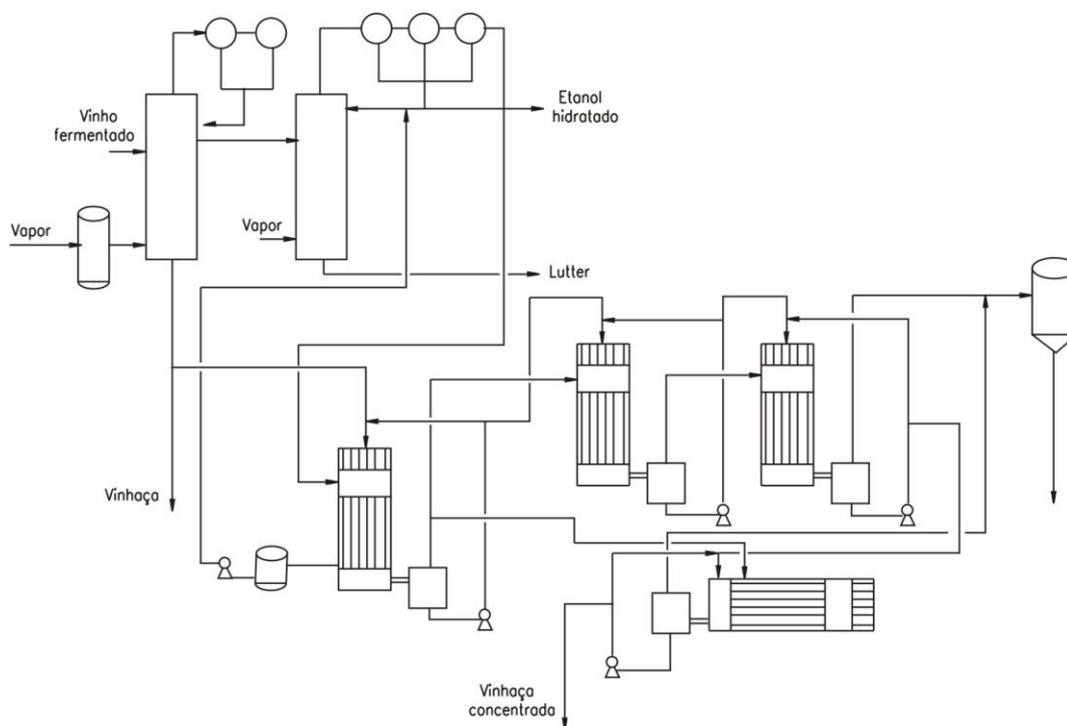


Figura 3.15 Destilaria convencional com integração térmica à concentração de vinhaça

### 3.7 Alternativas de redução do consumo de vapor na planta

Tendo em conta que o consumo de vapor influi, consideravelmente, sobre o índice de geração excedente é importante conhecer quais são os valores mínimos possíveis de atingir utilizando diferentes tecnologias. A Tabela 3.6 apresenta um resumo sobre diferentes estudos de alternativas de diminuição de consumo de vapor numa usina com fábrica de açúcar, tendo em conta diferentes parâmetros de operação e tecnologias utilizadas.

Tabela 3.6 Valores mínimos do consumo de vapor em processo na indústria de açúcar e álcool obtidos como resultado da modelagem de diferentes variantes de sistemas de alta eficiência.

Consumo de vapor (kg/tc)	Comentários sobre a tecnologia e parâmetros assumidos nos cálculos.	Referências
295	Evaporador de 6 efeitos, usina totalmente eletrificada, pressão de 80 bar e turbina de extração/condensação.	Chang <i>et al.</i> , (1999)
270	Quíntuplo efeito com dois evaporadores de película	Wunch &

	descendente (4° e 5° estágios), parâmetros do vapor 8,5 MPa e 525 °C, acionamento das moendas com vapor.	Avram-Waganoff,(1999)
258	Quíntuplo efeito com evaporadores de película descendente, aquecedores de caldo por condensado e tacho contínuos. Cálculos realizados em base da usina de açúcar Monimusk na Jamaica, 175 tc/h.	Ogden et al., (1990)
280	Usina de açúcar com destilaria anexa. Quíntuplo efeito. Extração de vapor do 1°, 2°, 3° e 4° efeitos para o aquecimento do caldo. Trocadores de calor regenerativos caldo/vinhaça e caldo/caldo. Agitação mecânica nos tachos. Tecnologia Flegstyl e peneiras moleculares na destilaria. Extração de vapor desde o 5° efeito para os tachos.	CTC, (1998)

Para o caso de usinas de açúcar e destilarias, as outras alternativas disponíveis para a redução do consumo de vapor e aumento na eletricidade gerada são (Hassuani *et al.*, 2005):

- Minimizar a quantidade de água utilizada nos tachos e centrífugas.
- Uso de vapor vegetal para o pré-aquecimento do caldo.
- Incrementar a temperatura da sangria a vapor com o propósito de ganhar mais energia do vapor sangrado.
- Usar aquecedores do tipo líquido/líquido na primeira etapa de aquecimento do caldo com condensado. Este procedimento serve também para diminuir a temperatura do condensado para seu uso como água de embebição nas usinas.
- Preaquecimento do vinho fermentado antes de ser destilado.
- Integração térmica das colunas de destilação.

Para uma redução no consumo de vapor no processo a valores de até 340 kg vapor/ton cana, numa usina típica, as seguintes alternativas são recomendadas por Hassuani *et al.* (2005)

- Sangria do vapor do 1, 2 e 3 efeito de evaporação para aquecimento do caldo.
- Trocadores de calor regenerativos para caldo versus vinhaças, caldo versus caldo e caldo versus condensado.

- Agitadores mecânicos para os cozedores a vácuo
- Sangria do vapor do 2º efeito de evaporação para os cozedores a vácuo.
- Concentração do xarope até 70ºBrix
- Utilizar tecnologia Flegstil<sup>1</sup> e tamises moleculares na destilaria de álcool.

Dentro desse contexto, passou-se a considerar a substituição de acionamentos mecânicos de baixa eficiência (turbinas a vapor de simples estágio com eficiências isentrópicas baixas) por motores elétricos (Hablein e Langhans, 1995).

### 3.8 Perdas de açúcares durante o processo de produção de etanol

Durante as diferentes etapas produtivas na destilaria ocorrem algumas perdas de açúcares, os quais devem ser controlados e reduzidos ao mínimo, a fim de evitar uma diminuição no rendimento total da destilaria.

As possíveis causas para as perdas de açúcar podem ser físicas (normalmente determináveis), químicas (pela inversão da sacarose ou decomposição de açúcares) e microbiológicas (pela ação das bactérias). A Tabela 3.7 mostra as principais perdas de açúcares na destilaria (Amorim, 2008).

Tabela 3.7 Média da Perda de açúcares nas destilarias Brasileiras

<b>Etapa</b>	<b>Perda de açúcar (%)</b>
Lavagem da cana	0,3
Extração	3,9
Perda na torta	0,46
Perda nas águas residuais	0,15
Destilação	0,2
Perdas indeterminadas	2,42

<sup>1</sup> Flegstil é um processo de destilação eficiente desenvolvido pela empresa DEDINI S.A.

Uma representação esquemática das diferentes etapas do processo produtivo pode ser observada na Figura 3.16

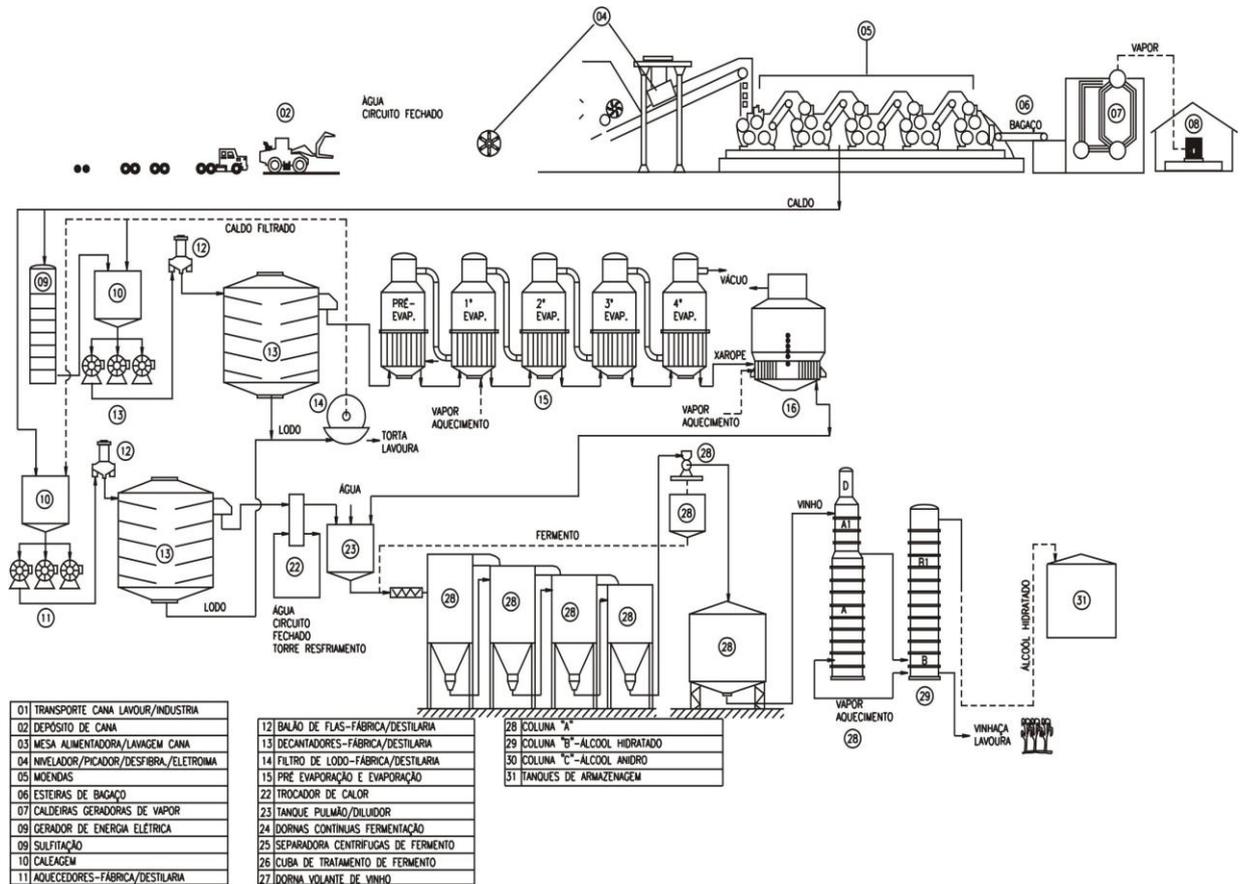


Figura 3.16 Fluxograma básico do processo de produção de álcool hidratado

## Capítulo 4

# TERMOCONOMIA E PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS

A aplicação conjunta de conceitos termodinâmicos e econômicos constitui na atualidade uma valiosa ferramenta na procura do conhecimento do processo de formação de custos num sistema produtivo. A Termoeconomia tem sido desenvolvida como uma valiosa ferramenta para a utilização eficiente de recursos energéticos, tendo em conta que a mesma permite a determinação das eficiências e perdas exergéticas em cada um dos volumes de controle de um sistema, assim como a detecção das ineficiências e cálculo de seu custo econômico na operação.

O claro conhecimento dos principais conceitos utilizados na Termoeconomia constitui-se como o primeiro passo na aplicação desta ferramenta em sistemas produtivos.

### 4.1 Termoeconomia

O primeiro emprego do termo “Termoeconomia”, é atribuído a Tribus e Evans em trabalhos da década de 1960 (Cerqueira,1999).

De acordo com Balestieri (2001), a Termoeconomia é um tema da Engenharia Térmica que envolve análise termodinâmica baseada na 2ª Lei (a análise exergética), princípios de

análise econômica e fundamentos de otimização matemática, de modo a prover ao projetista ou operador do sistema informações não disponíveis por meio das análises energéticas e econômicas convencionais.

A Termoeconomia combina a análise termodinâmica e econômica mediante a aplicação do conceito de custo (propriedade econômica) exergético (um conceito termodinâmico). Os métodos termoeconômicos baseados na exergia são chamados também de métodos exergoeconômicos. E pode ser classificada em três campos de estudo: alocação de custo, otimização de custo e análise de custo (Kim, 2010).

O objetivo da alocação de custo é estimar cada custo unitário dos produtos obtidos num sistema em função dos custos de entrada. Esta técnica é importante em sistemas de cogeração ou para um sistema de ciclo combinado que produz eletricidade e calor ao mesmo tempo, pois é necessário para a determinação do preço de venda, de cada produto.

O objetivo da otimização é minimizar o custo de um fluxo de entrada num sistema e maximizar o custo de um fluxo de saída (produtos) sob certas restrições. Usando esta técnica podem ser determinadas as condições ótimas de operação de um sistema energético.

Já o objetivo da análise de custo é avaliar o processo de formação de custo de um sistema e calculá-lo para cada estado e componente os custos. Esta informação pode ser usada para a avaliação de cada componente e sistema permitindo introduzir melhorias nos mesmos.

Valero *et al.*, (2006), estabelecem que os métodos termoeconômicos podem ser subdivididos em duas categorias: (a) os métodos de otimização que utilizam custos marginais com o propósito de minimizar os custos de um sistema o de seus componentes e (b) os métodos de contabilidade de custos baseado em custos médios, os quais permitem a partir de critérios físicos a avaliação do preço de múltiplos produtos numa planta ou a avaliação de diferentes alternativas de projeto e operação de uma planta.

Abusoglu e Kanoglu (2009) apresentam as diferentes metodologias termoeconomicas aplicadas na atualidade. Eles fazem sua análise partindo da classificação realizada por El-sayed e Gaggioli dos métodos termoeconômicos, que podem ser classificados em dois grupos: algébricos e de cálculos.

Cada uma destas categorias apresenta diversas subcategorias assim:

### 4.1.1 Métodos algébricos

Os métodos algébricos são baseados em equações algébricas de balanço de custo, derivadas de uma análise econômica convencional e equações auxiliares de custo para cada sub-componente de qualquer sistema analisado. Essas equações são relacionadas com o processo de formação de custos do sistema com o propósito de determinar os custos médios de produção.

### 4.1.2 Teoria do custo exergético

Esta teoria foi desenvolvida por Lozano e Valero (1993) e está baseada em um conjunto de proposições. Esta teoria permite a introdução de um novo conceito termodinâmico denominado custo exergético. Para um dado sistema são definidos os limites, nível de desagregação e o objetivo de produção. Define-se também o custo exergético de um fluxo físico ( $E^*$ ) como a quantidade de exergia necessária para produzir este fluxo.

O primeiro passo na aplicação desta metodologia é a divisão do sistema em subsistemas, que possam ser adaptados a um componente ou a um conjunto de componentes. Um único insumo e um único produto devem ser definidos para cada componente do sistema. Logo, um sistema de equações pode ser construído com um balanço de custo para cada subsistema a partir das seguintes proposições:

○ *Proposição 1* – os custos exergético e exergoeconômico são quantidades conservativas, por isso pode-se escrever uma equação de balanço para cada unidade do sistema. Nas equação de balanço de custo exergético, o lado direito será igualado a zero, e na determinação dos custo exergoeconômico, igualado aos outros custos associados ao sistema, com sinal negativo;

○ *Proposição 2* – Na ausência de informações externas, o custo exergético de um insumo suprido externamente ao sistema é igual à sua exergia e o custo exergoeconômico é o custo de aquisição do insumo;

○ *Proposição 3* – Todos os custos gerados no processo produtivo devem ser incluídos no custo final do produto. Logo, atribui custo zero a todas as perdas.

○ *Proposição 4a* – Se uma parcela ou todo o insumo de uma unidade é a variação de exergia de um fluxo que a atravessa, então o custo exergético unitário do fluxo é constante através da unidade;

○ *Proposição 4b* – Se o produto de uma unidade é composto por mais de um fluxo, então os custos exergéticos unitários de cada um destes fluxos são iguais.

### **4.1.3 Teoria Estrutural**

Esta teoria foi proposta por Valero *et al.*, (1993 e 1999) ao buscar uma metodologia de unificação da Termoeconomia, a qual é similar ao Análise Termoeconômica Funcional (TFA) apresentado por Frangopoulos (1991). Nesta metodologia o custo exergético determinado é distribuído entre todos os componentes de acordo com a variação de entropia em cada um.

### **4.1.4 Métodos de Análise exergoeconômica**

Esta metodologia foi proposta por Tsatsaronis, nela há duas possíveis variantes: custo específico e custo médio. Os custos médios apresentam um conceito semelhante à “Teoria do custo exergético”. Já no método do custo específico, o custo da adição de exergia ao material/corrente é determinado e alocado à unidade que faz uso aquela exergia. Isto quer dizer que um componente pode obter a exergia de uma corrente com diferentes custos, dependendo dos componentes que suprem a exergia para cada corrente.

Os métodos exergoeconômicos envolvem alguns parâmetros característicos tais como: diferença de custo relativa, fator exergoeconômico e eficiência exérgica. Pode-se dividir esta metodologia em três categorias:

- LIFO (Last-in-First-Out)
- SPECO/AVCO (Specific Exergy Costing/Average Cost):
- MOPSA (Modified Productive Structure Analysis).

#### **4.1.5 Método do cálculo**

O método do cálculo é baseado em equações diferenciais. Os custos dos fluxos em um sistema são determinados com base em procedimentos de otimização (baseados em multiplicadores de Lagrange) e são utilizados na determinação de custos marginais.

A seguir são apresentadas as principais metodologias baseadas em métodos de cálculo:

#### **4.1.6 Modelo Funcional Termoeconômico (TFA – Thermoeconomic functional approach)**

Esta metodologia é baseada no método Lagrangiano da otimização matemática e sua primeira aplicação foi no problema CGAM. A implementação completa deste modelo requer uma simulação correta do sistema a fim de determinar as derivadas de primeira ordem da função objetivo. Este método realiza uma decomposição do sistema em subcomponentes, que podem ou não podem corresponder a um componente físico do sistema. Cada componente tem um único produto, e custos podem ser determinados pela solução dos balanços de custos dos componentes do sistema.

A otimização na metodologia TFA é baseada no uso direto de um algoritmo de otimização. Além disso, introduz o conceito de “diagrama funcional” e determina somente uma função e um produto para cada componente, portanto, não são necessárias equações auxiliares para obter a solução do sistema.

Por outro lado, a definição das variáveis e da função objetivo é necessária para haver uma convergência ao ponto ótimo do sistema.

Para alcançar a solução ótima de sistemas mais complexos, Frangopoulos formulou a Metodologia Funcional Inteligente (Intelligent Functional Approach - IFA), a qual introduz melhorias ao TFA.

#### **4.1.7 Análise Funcional de Engenharia (Engineering Functional Analysis – EFA)**

A base da teoria EFA foi desenvolvida por Von Spakovsky e Evans. No modelo EFA, qualquer modelo termoeconômico existe em dois níveis: como um modelo base do sistema e como conjunto de modelos sub-agrupados. Estes dois modelos incluem informações sobre a geometria interna e composição material de cada sub-grupo. A extensão para qual os ótimos dos sub-grupos são consistentes com o ótimo do sistema global, depende como a isolação dos sub-grupos é estabelecida pela otimização do modelo base.

O procedimento de otimização dos métodos de cálculo é baseado no Princípio de Isolamento Termoeconômico (Principle of Thermoeconomic Isolation) proposto por Evans (1980).

A idéia começa pelos seguintes procedimentos: um componente de um sistema térmico é termoeconomicamente isolado do resto do sistema se sua produção (PI) e o custo unitário dos seus recursos ( $\lambda_i$ ) são quantidades conhecidas e independentes do resto das variáveis dos componentes

#### **4.1.8 Teoria estrutural da Termoeconomia (STT)**

Esta foi proposta como um padrão e formulação matemática comum para todas metodologias termoeconômicas que podem ser expressas por equações lineares. A teoria do custo exergético (TEC), a SPECO/AVCO e Análise Funcional Termoeconômica (TFA) podem ser classificadas como teoria estrutural. A LIFO pode ser reproduzida com a teoria estrutural.

Todas as metodologias termoeconômicas aplicadas na atualidade utilizam a exergia para a alocação dos custos, mesmo quando um ou vários subprodutos são gerados. Neste trabalho serão aplicados os conceitos da Teoria Estrutural, proposta por Valero *et al.*, (1992) e Valero *et al* (1993).

Na seqüência são descritos os conceitos básicos necessários para a aplicação da Teoria Estrutural.

## 4.2 Custo exergetico

O custo exergetico ( $E^*$ ) de um determinado fluxo de massa ou energia é definido como a quantidade de exergia requerida para produzi-lo ( $E$ ). Tendo em conta o conceito anterior, é possível definir o custo exergetico unitário ( $c$ ) de uma corrente como a quantidade de exergia requerida no input para obter uma unidade de exergia do produto, sendo representado pela expressão:

$$c = \frac{E^*}{E} \quad (4.1)$$

Dado que os processos reais são irreversíveis (ocorrem perdas e destruição de exergia), o custo exergetico será sempre em função do processo utilizado ( $B^* > B$ ).

Em conseqüência, o custo exergetico unitário será sempre maior que a unidade, e seu inverso, a eficiência exergetica, será sempre inferior à unidade.

$$\eta_{exerg} = \frac{1}{c} = \frac{E}{E^*} \quad (4.2)$$

Os custos exergeticos são uma medida da eficiência termodinâmica dos processos para produzir um determinado fluxo ou produto.

O custo monetário ou exergoeconômico, tem em conta o custo monetário do combustível consumido  $c_F$  (seu preço no mercado R\$/MJ), assim como os custos de instalação e operação da planta,  $Z$  (R\$/s), definindo a quantidade de dinheiro necessário para produzir um determinado fluxo de massa ou energia. As equações do balanço do custo econômico podem ser escritas da forma:

$$\dot{C}_p = c_F \cdot \dot{E}_F + \dot{Z} \quad (4.3)$$

Da mesma forma anterior o custo monetário unitário de um fluxo de massa ou energia é definido como a quantidade de unidades monetárias requeridas para produzir um determinado fluxo ou produto. Podem ser representados pela expressão:

$$c_p = \frac{c_F \dot{E}_F + \dot{Z}}{\dot{E}_p} \quad (4.4)$$

Os custos monetários são uma medida da eficiência econômica com que opera uma determinada planta.

Na aplicação da Termoeconomia não existe apenas um interesse na determinação dos custos dos produtos finais de uma planta, também é igualmente importante determinar os valores dos fluxos internos. Desta forma é possível encontrar o valor de cada produto final, observando também o processo de formação do mesmo na planta.

A determinação de todos os custos dos fluxos é muito útil na realização das análises de custo de oportunidade (trade-off) nos subsistemas que compõem uma planta industrial. Numa planta existente, este tipo de estudos permite determinar, por exemplo, a melhor estratégia para a realização de atividades de manutenção, assim como o desenvolvimento e implementação de estratégias de operação e controle. Igualmente, o processo de formação de custos pode ser utilizado para a determinação de melhorias a implementar no sistema ou para a otimização do projeto de um componente em particular do sistema.

O balanço de custo global para todo o sistema ou para cada componente do mesmo pode ser realizado utilizando a expressão:

$$\sum_{i=IN} c_i \dot{E}_i + \dot{Z} = \sum_{j=OUT} c_j \dot{E}_j \quad (4.5)$$

Onde  $B_i$  representa a exergia dos fluxos de entrada ao sistema ou componente e  $B_j$  representa a exergia dos fluxos de saída.  $c_i$  representam os custos unitários dos fluxos de entrada e  $c_j$  representa o valor dos fluxos de saída ou produtos, ambos a ser determinados.

No caso em que a planta de estudo tenha um único produto de saída, o custo unitário desse produto pode ser determinado pela expressão (4.5). No caso que a planta possua múltiplos produtos, a equação de balanço anterior não é suficiente para a determinação do custo final dos produtos, sendo necessários critérios adicionais para a determinação da relação entre os custos unitários dos diferentes produtos. Neste caso a exergia pode ser utilizada como base na alocação de custos dos produtos.

## 4.2.1 Modelagem Termoeconômica

### 4.2.1.1 Modelo físico de uma planta

Na análise termoeconômica de uma planta é necessário estabelecer o modelo físico da mesma, já que este permite estabelecer as propriedades características dos fluxos principais (pressão, temperatura, vazão, composição, energia, entalpia, entropia, etc.), os quais permitem definir os estados termodinâmicos. Os componentes reais de uma planta não necessariamente coincidem com os do modelo físico já que vários componentes do modelo físico podem englobar vários componentes reais de uma planta. Em função do detalhamento da análise a realizar este último aspecto é de grande importância.

A Figura 4.1, apresenta a estrutura Física de uma planta de produção de álcool.

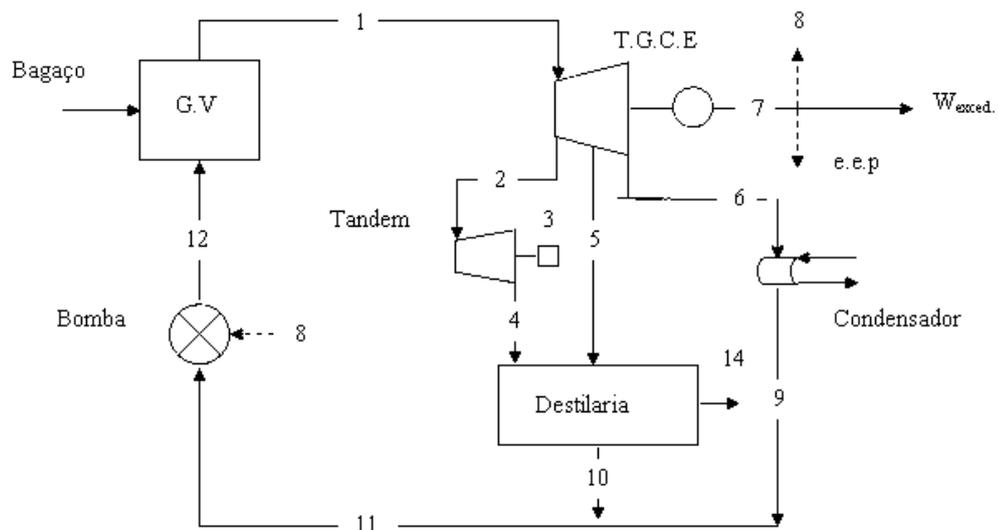


Figura 4.1 Estrutura física de uma destilaria autônoma

É necessário, como passo posterior à determinação do modelo físico da planta, a construção da estrutura produtiva da planta.

O modelo produtivo estabelece o propósito produtivo de cada componente do modelo físico (definições insumo-produto e a distribuição de recursos através da planta) e pode ser representado graficamente pelo diagrama da estrutura produtiva.

### 4.2.1.2 Construção da estrutura produtiva

A estrutura produtiva pode não ser parecida com a estrutura física e nem conter o mesmo número de unidades ou equipamentos. Enquanto a estrutura física de uma planta é única, é possível construir diferentes estruturas produtivas em função da definição insumo-produto, assim como da distribuição de recursos entre os componentes. Na estrutura produtiva cada unidade tem geralmente um único produto, que coincide com o insumo da outra unidade com a qual ela se relaciona.

Esta estrutura é composta por unidades reais (unidades físicas ou combinação delas, representadas por retângulos) e unidades fictícias (junções e separações, representadas por triângulos/losângulos e círculos, respectivamente) interligadas entre si, tendo em conta as seguintes condições: (i) cada unidade real tem um único produto e um único insumo; (ii) as junções têm a função de converter produtos de unidades anteriores em insumo para a próxima unidade; (iii) as separações ramificam o produto de uma unidade para ser usado como insumo de duas ou mais outras unidades; (iv) todos os insumos que entram na planta devem refletir no custo final dos produtos.

Uma representação esquemática da estrutura produtiva da Figura 4.1 é apresentada na Figura 4.2.

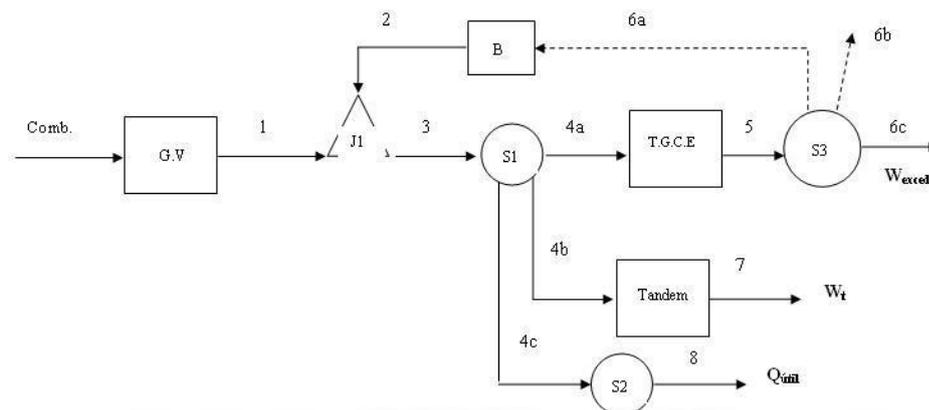


Figura 4.2 Estrutura produtiva da destilaria autônoma.

Os fluxos de entrada e saída das unidades da estrutura produtiva são magnitudes extensivas, as quais constituem o produto de uma quantidade (normalmente fluxo mássico) por uma qualidade (magnitude específica). As magnitudes aplicadas pela maioria das metodologias termoeconômicas são a exergia, neguentropia e o dinheiro.

Outras grandezas, como entalpia ou entropia, também podem ser utilizadas (Valero *et al.*, 2006).

Posteriormente à construção da estrutura produtiva é possível construir o modelo termoeconômico da planta, o qual é estabelecido por um sistema de equações que representam matematicamente a estrutura produtiva da planta. O objetivo principal deste sistema é a determinação dos custos unitários dos produtos, permitindo ainda obter os custos intermediários e seguir todo o processo de formação de custos na planta.

### 4.2.1.3 Modelo termoeconomico

O modelo termoeconômico tem no mínimo tantas equações quantas forem as unidades que compõem a respectiva estrutura produtiva. Como geralmente o número de fluxos é sempre maior que o número de unidades, as junções e as separações fornecem informações e equações auxiliares para que o sistema seja determinado, permitindo que se obtenha um único conjunto de solução. As separações podem fornecer equações complementares ou podem apenas fornecer informações sobre as relações entre os fluxos, o que permite determinar o sistema.

Para uma melhor compreensão da relação existente entre a estrutura física da Figura 4.1 e a produtiva da Figura 4.2, foi elaborada a Tabela 4.1. Nesta tabela a primeira coluna representa os fluxos da estrutura produtiva e a segunda os fluxos da estrutura física correspondente, por exemplo: o fluxo n°:1 da estrutura produtiva corresponde à diferença entre as exergias dos fluxos n°:1 e n°:12 da estrutura física ( $B_1 - B_{12}$ ) e assim sucessivamente. Cada fluxo da estrutura produtiva está expresso em função dos fluxos da estrutura física que o definem.

Tabela 4.1 Correlação dos fluxos da estrutura produtiva com a física.

<b>Fluxos</b>	<b>Referência Física</b>
1	$B_1 - B_{12}$
2	$B_{12} - B_{11}$
3	$B_1$
4a	$B_1 - B_2 - B_5 - B_9$
4b	$B_2 - B_4$
4c	$m_5 \cdot (b_5 - b_{10}) + m_4 \cdot (b_4 - b_{10})$
5	$B_7$
6a	$B_8 = e.e.b$
6b	$e.e.p$

6c	$W_{\text{exced.}}$
7	$B_3 = W_t$
8	$B_{14} = Q_{\text{útil}}$

#### 4.2.1.4 Aplicação da Neguentropia em Termoeconomia

Nos modelos termoeconômicos existem diversas opções para a distribuição de custos referidos a irreversibilidades.

De acordo com Cerqueira (1999), a neguentropia foi um termo introduzido por Frangopoulos em 1983, ao analisar um sistema de geração de potência com turbina de condensação, permite a distribuição dos custos da irreversibilidade de unidades, cuja função não é suprir exergia (ou parcela de exergia).

Num ciclo de potência o condensador tem a função de retirar a entropia do sistema ou suprir o sistema com neguentropia suficiente para cancelar o aumento da entropia do ciclo.

Lozano *et al.*, (1993a) utilizam o conceito de neguentropia na análise de um ciclo simples de potência a vapor. Na análise os autores consideram a produção de neguentropia no condensador pelo consumo de exergia do mesmo. Uche *et al.*, (2003) consideram a produção de neguentropia em todos os componentes do ciclo de cogeração a vapor onde ocorre condensação (desaeradores, trocadores de calor, processo).

Embora os autores consideram neste estudo que a neguentropia só é produto do condensador e subproduto dos outros processos onde ocorre condensação dado que estes últimos componentes tem um propósito produtivo que pode ser expresso em termos de exergia.

A aplicação da neguentropia em Termoeconomia tem apresentado algumas inconsistências devido às arbitrariedades de acordo com o apresentado por Santos *et al* (2006). Os mesmos autores apresentam nesse trabalho que essas inconsistências apresentadas na aplicação da neguentropia podem-ser evitadas se o fluxo de neguentropia for aplicado junto com os fluxos de entalpia, mediante a substituição do fluxo de exergia pelo fluxo de entalpia (Santos *et al.*, 2008).

Os fluxos de neguentropia num determinado processo podem-ser representados pela expressão:

$$S = m.T_0.(s_{saída} - s_{entrada}) \quad (4.6)$$

Onde  $T_0$ , representa a temperatura do estado de referência selecionado, e  $s_{saída}$  e  $s_{entrada}$ , representam a variação de entropia num determinado volume de controle.

## 4.3 Conceitos básicos e propriedades termodinâmicas aplicadas

Dado que na determinação dos custos exergéticos de um sistema é necessária a definição dos diferentes equipamentos e etapas que compõem o processo, assim como, o conhecimento dos valores exergéticos das diferentes correntes que interagem no sistema, é de grande importância estabelecer a metodologia de cálculo das diferentes propriedades termodinâmicas dos fluxos de massa e energia da planta.

Devido à grande quantidade de fluxos envolvidos numa destilaria autônoma faz-se necessário, no presente estudo, uma diferenciação dos mesmos de acordo com sua natureza. Assim para as diferentes etapas do processo de produção os seguintes fluxos foram estabelecidos.

- Dissoluções de água-sacarose
- Combustível
- Vapor
- Condensado
- Eletricidade
- Soluções não ideais (mistura etanol-água)

### 4.3.1 Propriedades Termodinâmicas dos fluxos

Nesta seção uma ênfase especial é dada ao cálculo das propriedades termodinâmicas das soluções de água-sacarose e das soluções não ideais (mistura etanol-água), assim como da água e do vapor de água.

### 4.3.1.1 Caldo da cana-de-açúcar

Após do processo de moenda é obtido o caldo de cana, o qual constitui o fluxo mais importante no processo de obtenção de álcool hidratado. O caldo é uma solução multicomponente de compostos orgânicos e inorgânicos, onde quase o 90% dos compostos orgânicos são sacarose e uma pequena quantidade (2-4)% é glicose e frutose (Parra, 2003).

#### 4.3.1.1.1 Soluções de água-sacarose

O cálculo das propriedades dos fluxos das soluções água-sacarose é baseado na metodologia proposta por Nebra e Fernández (2005), a qual por vez é baseada em correlações e equações de autores como (Peacock, 1995; Kadlec *et al.*, 1981; Gyftopoulos *et al.*, 1991; Starzak e Peacock, 1997; Balzhiser *et al.*, 1980; Hougen *et al.*, 1964).

#### 4.3.1.1.2 Massa específica

Uma expressão válida para temperaturas menores que 100 °C para o cálculo da massa específica do caldo de cana é a correlação proposta por Peacock (1995):

$$\rho = 1000 \left[ 1 + \frac{Brix}{54000} \right] \left[ 1 - \frac{0.036(T - 20)}{160 - T} \right] \quad (4.7)$$

#### 4.3.1.1.3 Calor específico

Para o cálculo do calor específico do caldo de cana é possível a utilização da correlação proposta por Kadlec *et al* (1981) a qual é definida pela expressão:

$$c_p = 4,1868 - 0,0297 \frac{Brix}{100} + 0,000046 \left( \frac{Brix}{100} \right) \left( \frac{Pureza}{100} \right) + 0,000075 \left( \frac{Brix}{100} \right) (T) \quad (4.8)$$

#### 4.3.1.1.4 Entalpia

È possível determinar a entalpia do caldo de cana, a uma dada pressão, a partir das correlações do calor e volume específico variando com a temperatura, de acordo com a expressão apresentada por Gyftopoulos *et al* (1991).

$$h(T, p) = h(T_0, p_0) + \int_{T_0}^T c_p(T', p) dT' + \int_{p_0}^p \left[ v(T_0, p') - T_0 \left( \frac{\partial v(T, p')}{\partial T} \right)_{p'} \right]_{T=T_0} dp' \quad (4.9)$$

Logo, desconsiderando o segundo termo da expressão anterior, substituindo o valor de  $c_p$  obtido na expressão 4.8 e integrando a expressão 4.9, obtem-se como resultado a equação 4.10:

$$h = [4.1868 - 0.0297 \frac{Brix}{100} + 0.000046 (\frac{Brix}{100}) (\frac{Pureza}{100})] T + 0.0000375 (\frac{Brix}{100}) (T^2) \quad (4.10)$$

#### 4.3.1.1.5 Entropia

Para a determinação da variação de entropia do caldo de cana é necessária a integração da expressão:

$$\Delta_s = \int_{T_0}^T \frac{c_p(T', p)}{T'} dT' - \int_{p_0}^p \left[ \left( \frac{\partial v(T, p')}{\partial T} \right)_{p'} \right]_{T=T_0} dp' \quad (4.11)$$

Da mesma forma que no caso da entalpia o segundo termo da expressão 4.11 pode ser desconsiderado, obtendo como resultado, ao resolver a integral, a equação 4.12:

$$\Delta_s = [4,1868 - 0,05018625 \frac{Brix}{100} + 0,000046 (\frac{Brix}{100}) (\frac{Pureza}{100})] \ln \left( \frac{T}{T_0} \right) + 0,000075 (\frac{Brix}{100}) (T - T_0) \quad (4.12)$$

### 4.3.1.1.6 Coeficientes de atividade

O coeficiente de atividade da água na solução água- sacarose é dado pela expressão 4.13, a qual é apresentada por Peacock (1995) Apud Nebra e Fernández (2005) e Pellegrini e Oliveira (2006).

$$\ln \gamma_{agua} = \frac{-2141,4052}{T} y_{sac}^2 \left[ 1 + (A)(y_{sac}) + (B)(y_{sac}^2) \right] \quad (4.13)$$

Onde os coeficientes A e B são iguais a:

$$A = -1,0038$$

$$B = -0,24653$$

Os valores de referência da equação 4.13 são:  $\gamma_{agua} = 1$  para um valor de  $y_{sac} = 0$ , consequentemente,  $y_{agua} = 1$ .

Através da utilização da relação de Gibbs-Duhem é possível o cálculo da atividade da sacarose na solução, utilizando a expressão 4.14 dada por Balzhiser *et al* (1980).

$$\sum_i y_i \cdot d \ln \gamma_i = 0 \Rightarrow \int_{y_{sac}}^{y_{sac,sat}} d \ln \gamma_{sac} = - \int_{y_{sac}}^{y_{sac,sat}} \frac{y_{agua}}{y_{sac}} d \ln \gamma_{agua} \quad (4.14)$$

O estado de máxima solubilidade corresponde a aquele no qual a solução está em equilíbrio com a sacarose sólida pura, logo, o valor de referência para a atividade da sacarose corresponde a sacarose pura.

$$\gamma_{sac,sat} = \frac{1}{y_{sac,sat}} \quad (4.15)$$

Substituindo a equação 4.13 em 4.14, e integrando entre os estados genérico e saturado definidos obtem-se a equação 4.16:

$$\ln \left( \frac{\gamma_{sac,sat}}{\gamma_{sac}} \right) = \frac{2121,4052}{T} \left[ 2 \cdot y_{sac} + \frac{3 \cdot A - 2}{2} \cdot y_{sac}^2 + \frac{4 \cdot B - 3 \cdot A}{3} \cdot y_{sac}^3 - B \cdot y_{sac}^4 \right]_{\text{genérico}}^{\text{saturado}} \quad (4.16)$$

### 4.3.1.2 Vinho fermentado - Soluções não ideais (mistura etanol-água)

Para a determinação da exergia da corrente composta pela mistura etanol-água, obtida após do processo de fermentação e posterior ao processo de destilação, onde o produto obtido apresenta uma concentração de 96% de álcool e 4% de água aproximadamente, é necessária a determinação das propriedades em excesso da mistura.

#### 4.3.1.2.1 Propriedades em excesso

Dado que frequentemente as soluções líquidas são mais facilmente tratadas através de propriedades que medem o seu afastamento do comportamento de solução ideal, uma propriedade em excesso pode ser definida como a diferença entre o valor real da propriedade de uma solução e o valor que ela teria em uma solução ideal na mesma temperatura, pressão e composição.

Segundo Smith *et al* (2007) as peculiaridades do comportamento de misturas líquidas são mais enfaticamente reveladas nas propriedades em excesso, sendo as de principal interesse neste estudo a entalpia (HE), a energia de Gibbs (GE) e a entropia (SE). Assim, tem-se as expressões:

$$H^E = H - H^{id} \quad (4.17)$$

$$S^E = S - S^{id} \quad (4.18)$$

$$G^E = G - G^{id} \quad (4.19)$$

Ou também

$$G^E = H^E - TS^E \quad (4.20)$$

##### 4.3.1.2.1.1 Entalpia em excesso

A entalpia em excesso é determinada a partir de experimentos de misturas. Um trabalho experimental realizado por Larkin (1975), apresenta como resultado principal a obtenção de uma correlação para a determinação da entalpia em excesso para a mistura etanol-água em função da composição e temperaturas de 298,15; 323,15; 331,15; 343,15; 363,15 e 383,15 K.

Os resultados obtidos por Larkin podem ser representados por uma equação da forma da equação 4.21:

$$H^E = x \cdot (1 - x) \cdot \sum_{i=0}^m a_i \cdot x^i \text{ [J/mol]} \quad (4.21)$$

Na equação (4.21),  $i=0, 0,5; 1,5; 2,5; 4,5$ , cada um dos coeficientes  $a_i$  pode ser determinado a partir dos dados apresentados na Tabela 4.2.

Tabela 4.2 Valores dos coeficientes da equação 4.21.

	<b>bi/10<sup>5</sup></b>	<b>ci/10<sup>3</sup></b>	<b>d<sub>i</sub></b>
<b>a<sub>0</sub></b>	-3,63868	1,83829	-2,32763
<b>a<sub>0.5</sub></b>	9,25982	-4,83586	6,37228
<b>a<sub>1.5</sub></b>	-14,04894	7,51661	-10,11280
<b>a<sub>2.5</sub></b>	10,91318	-5,89498	7,98868
<b>a<sub>4.5</sub></b>	-2,79986	1,50557	-2,03127

Sendo os coeficientes  $a_i$  obtidos pela expressão:

$$a_i = b_i + c_i(T / K) + d_i(T / K)^2 \quad (4.22)$$

#### 4.3.1.2.1.2 Energia livre de Gibbs

Existem tabelas de dados experimentais disponíveis do valor da energia de excesso de Gibbs para a mistura etanol-água na faixa de temperatura de 303,15 até 363,15 K, no estudo realizado por Pemberton e Mash (1978). Embora é possível a determinação destes valores com um erro aproximado de 3% pela utilização da expressão apresentada por Smith *et al* (2007) para uma mistura binária:

$$G^E = RT \left[ x_{e\text{tan ol}} \cdot \ln(\gamma_{e\text{tan ol}}) + x_{a\text{gua}} \cdot \ln(\gamma_{a\text{gua}}) \right] \quad (4.23)$$

Onde  $\gamma_{e\text{tan ol}}$  e  $\gamma_{a\text{gua}}$ , representam os coeficientes de atividade do etanol e da água respectivamente, na mistura. Estes coeficientes podem ser determinados pelas equações de Van Laar apresentadas em Perry e Green (1981):

$$\ln \gamma_{e \tan ol} = A_{12} \cdot \left( \frac{A_{21} \cdot y_{agua}}{A_{12} \cdot y_{e \tan ol} + A_{21} \cdot y_{agua}} \right)^2 \quad (4.24)$$

$$\ln \gamma_{e \tan ol} = A_{21} \cdot \left( \frac{A_{21} \cdot y_{e \tan ol}}{A_{12} \cdot y_{e \tan ol} + A_{21} \cdot y_{agua}} \right)^2 \quad (4.25)$$

Sendo o valor do coeficiente  $A_{12}=1,6798$  e o do coeficiente  $A_{21}=0,9227$

#### 4.3.1.2.1.3 Entropia em excesso

Diferentemente dos valores de Entalpia e Energia de Gibbs, a entropia em excesso não é medida diretamente, mas pode ser determinada a partir da equação (4.20) escrita da forma:

$$S^E = \frac{H^E - G^E}{T} \quad (4.26)$$

As propriedades em excesso são freqüentemente funções fortemente dependentes da temperatura, mas em temperaturas normais não são fortemente influenciadas pela pressão.

Uma vez definidas as expressões para o cálculo das propriedades termodinâmicas dos fluxos que intervêm no sistema global da planta é possível o cálculo das exergias dos mesmos.

#### 4.3.1.2.1.4 Exergia

A exergia (ou disponibilidade energética) de um sistema termodinâmico, num dado estado, é definida como o trabalho máximo que se pode obter levando-se o sistema ao estado de equilíbrio com o ambiente (estado de referência), num processo reversível. Num processo real (irreversível), tem-se uma parte da energia que não é possível aproveitar é dizer de trabalho não realizável, que dá uma medida da irreversibilidade do processo (Çengel e Boles, 2007).

Segundo Szargut (1988) e Kotas (1985) a exergia pode ser dividida em quatro partes: física, cinética, potencial, e química. A Figura 4.3 apresenta uma representação gráfica desta divisão.

Para calcular a exergia é necessário que se defina qual é o estado de referência, já que o valor desta, depende tanto do estado termodinâmico no que se encontra a substância que constitui o sistema, assim como da temperatura pressão e composição química do ambiente de referência selecionado.

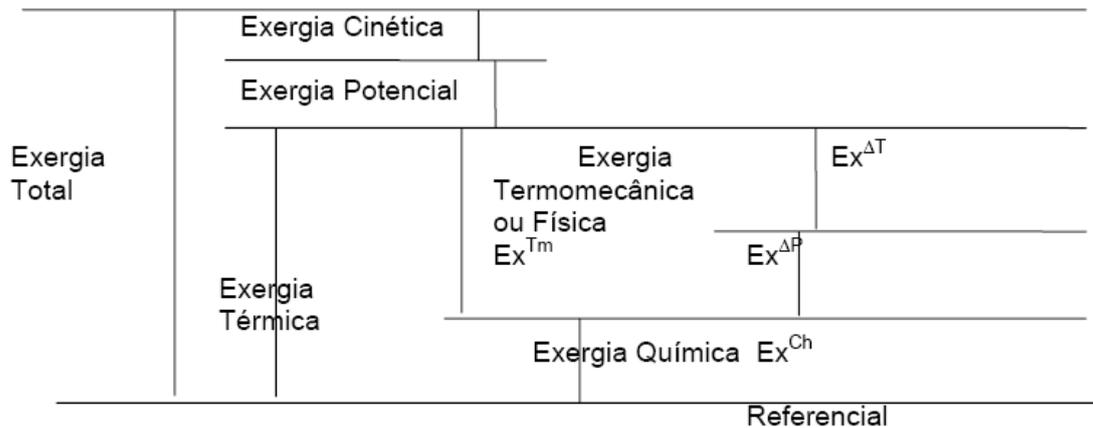


Figura 4.3 Divisão da exergia total

Assim a exergia total de uma corrente de matéria pode ser definida pela expressão:

$$B = B_{física} + B_{cinética} + B_{potencial} + B_{química} \quad (4.27)$$

Geralmente na análise de diferentes processos os efeitos das exergias cinética e potencial são desconsiderados, obtendo-se a expressão:

$$B = B_{física} + B_{química} \quad (4.28)$$

A exergia física: é definida como o trabalho máximo obtido em processos reversíveis quando uma quantidade de matéria é levada do estado inicial ( P e T) ao estado de equilíbrio de pressão e temperatura ( $P_0$  e  $T_0$ ) do ambiente. Se uma região do espaço dispõe de pressão e temperatura maior que o ambiente, existe um potencial com relação ao meio (Szargut, 1988). Quando a pressão e a temperatura do sistema se igualam com o meio, afirma-se que esse é o Estado Inativo Restrito, portanto, não há mais capacidade de se gerar trabalho ou calor.

A exergia física pode ser decomposta em duas outras partes, uma referente à temperatura ( $B_T$ ), e a outra referente à pressão ( $B_M$ ), tem-se então que:

$$B = B_T + B_M \quad (4.29)$$

A exergia química pode ser definida como o trabalho que pode ser obtido por uma substância desde a sua condição inicial até a condição de equilíbrio químico com o meio ambiente.

Da mesma forma que a exergia física, a química pode ser segmentada em duas partes, a primeira devido às diferenças de concentrações entre as condições iniciais da região do espaço e as condições do ambiente (não reativas); e a segunda devido às reações químicas entre as substâncias. Dessa forma a exergia química de uma substância pode ser definida como:

$$B_{química} = B_{NR} + B_R \quad (4.30)$$

Sendo  $B_{NR}$  e  $B_R$  as parcelas não reativas e reativas, respectivamente.

A divisão das exergias físicas e químicas em seus componentes pode ser muito útil na realização de cálculos mais exatos de eficiências exergéticas e na determinação dos custos exergéticos (Tsatsaronis, 2007).

Uma vez definidos os conceitos de exergia é possível determinar as expressões de cálculo para os fluxos que intervêm no sistema de cogeração-destilação.

#### 4.3.1.3.1 Exergia do caldo de cana

As parcelas física e química da exergia das soluções sacarose-água podem ser determinadas segundo (Kotas, 1985), citado por Nebra e Fernández (2005) e Pellegrini e Oliveira (2006):

##### Exergia física

$$b = h(T, p) - h(T_0, p_0) - T_0 [s(T, p) - s(T_0, p_0)] \quad [\text{kJ/kg}] \quad (4.31)$$

##### Exergia Química

$$b_{química} = \frac{1}{M_{sol}} [y_{sac} \cdot b_{química,sac}^{00} + y_{agua} \cdot b_{química,agua}^{00}]$$

$$+R.T_0 \cdot [y_{sac} \cdot \ln \frac{y_{sac} \cdot \mathcal{Y}_{sac}}{p_0} + y_{agua} \cdot \ln \frac{y_{agua} \cdot \mathcal{Y}_{agua}}{p_0}] \quad (4.32)$$

Sendo os valores da exergia química padrão da sacarose e da água iguais a:

$$b_{química,sac}^{00} = 6007800 \text{ [kJ/kmol]}$$

$$b_{química,agua}^{00} = 900 \text{ [kJ/kmol]}$$

### 4.3.1.3.2 Exergia da mistura etanol-água

As parcelas físicas e químicas da exergia total da mistura etanol-água estão dadas pelas expressões (Modesto *et al.*, 2005):

#### Exergia física

$$\begin{aligned} b = & x_{agua} [h_{agua}(T, p) + h_E(T, p)] - x_{agua} [h_{agua}(T_0, p_0) + h_E(T_0, p_0)] \\ & + x_{etanol} [h_{etanol}(T, p) + h_E(T, p)] - x_{etanol} [h_{etanol}(T_0, p_0) + h_E(T_0, p_0)] \text{ [kJ/kg]} \\ & - T_0 \cdot [x_{agua} [s_{agua}(T, p) + s_E(T, p)] - x_{agua} [s_{agua}(T_0, p_0) + s_E(T_0, p_0)]] \\ & + x_{etanol} [s_{etanol}(T, p) + s_E(T, p)] - x_{etanol} [s_{etanol}(T_0, p_0) + s_E(T_0, p_0)] \end{aligned} \quad (4.33)$$

#### Exergia química

$$b_{química} = x_{etanol} \cdot b_{etanol}^{00} + x_{agua} \cdot b_{agua}^{00} \quad (4.34)$$

Os valores da exergia química padrão do etanol e da água são:

$$b_{etanol}^{00} = 29700 \text{ [kJ/kg]}$$

$$b_{agua}^{00} = 60 \text{ [kJ/kg]}$$

Outra corrente de interesse que intervêm no processo é aquela relacionada com correntes de água e de vapor. No cálculo destas últimas a parcela química da exergia é desprezível, já que elas não entram em reações químicas e, portanto, a sua composição química não é alterada no processo.

Assim a exergia da água e do vapor estão dadas pela expressão:

$$b = h(T, p) - h(T_0, p_0) - T_0 [s(T, p) - s(T_0, p_0)] \quad (4.35)$$

### 4.3.1.3.3 Exergia do Bagaço

De acordo com Parra (2003), a exergia química da fibra do bagaço pode ser calculada usando o método proposto por Szargut *et al.*, (1988) para combustíveis sólidos úmidos. Vale lembrar que durante os processos de embebição com caldo durante a difusão, o bagaço é considerado um combustível úmido. Sendo assim, para o bagaço é possível a utilização da equação [12.21].

$$b_b = \beta \cdot (PCI + L \cdot Z_w) + b_w \cdot Z_w \quad (4.36)$$

Onde:

$b_b$  – exergia específica do bagaço [kJ/kg]

$L$  – entalpia de vaporização da água [2442 kJ/kg]

$b_w$  – exergia química da água líquida\* [50 kJ/kg]

$Z_w$  – fração em massa da água presente no bagaço úmido [51%]

$Z_x$  – fração em massa dos diferentes elementos químicos [Tabela 4.3]

Tabela 4.3 Fração mássica dos elementos químicos do bagaço.

$Z_{H2}$	$Z_C$	$Z_{O2}$	$Z_{N2}$
0,065	0,47	0,44	-

Fonte: Parra (2003), valores reportados da Tabela 3.2 para diferentes composições químicas do bagaço, de acordo com Hugot (1986).

$\beta$  - coeficiente em massa de hidrogênio, carbono, oxigênio e nitrogênio presentes no bagaço.

$$\beta = \frac{(1,0412 + 0,2160 \cdot \frac{Z_{H2}}{Z_C} - 0,2499 \cdot \frac{Z_{O2}}{Z_C} \left[ 1 + 0,7884 \cdot \frac{Z_{H2}}{Z_C} \right] + 0,0450 \cdot \frac{Z_{N2}}{Z_C})}{(1 - 0,3035 \cdot \frac{Z_{O2}}{Z_C})} \quad (4.37)$$

## Capítulo 5

# SIMULAÇÃO DA PLANTA DE PRODUÇÃO DE ETANOL

A partir das informações apresentadas no capítulo 3, e outras adicionais recopiladas a partir de uma visita técnica é possível a simulação das diferentes etapas do processo de produção de etanol, utilizando para isto o software comercial Hysys v. 3.1. O Hysys ou ASPEN HYSYS é uma ferramenta de modelagem de processos que permite o planejamento conceitual de projetos, otimização, gestão de processos, acompanhamento de desempenho de processos de produção como aqueles da indústria de processamento de petróleo e gás, refino de petróleo e processos químicos em geral. Aspen HYSYS é um elemento central das aplicações de engenharia da aspenONE AspenTech's ® Process.

Hysys oferece uma abrangente base termodinâmica para o cálculo das propriedades físicas, de transporte e do comportamento de fases para diferentes componentes ou substâncias. Além disso, o Hysys apresenta uma livreria de modelos de equipamentos e de operações unitárias incluindo destilação, reações, operações de transferência de calor, para a realização de simulações tanto no estado estacionário como no estado dinâmico.

A informação obtida nas simulações permite determinar a demanda térmica e elétrica das diferentes etapas de produção que deverá ser suprida pelo sistema de cogeração da planta (Vide Anexo AI).

A seguir serão apresentadas as considerações realizadas em cada uma das diferentes etapas.

Para isto se faz necessário a definição dos componentes que formarão parte da base de dados do simulador tendo como ponto de partida a composição média da cana-de-açúcar.

## 5.1 Composição da cana-de-açúcar

A composição média da cana-de-açúcar no Brasil é apresentada na Tabela 5.1

Tabela 5.1 Composição média da cana-de-açúcar

<b>Composição</b>	<b>Teor (%)</b>
Água	65 - 75
Açúcares	11 - 18
Fibras	8 - 14
Sólidos solúveis	12 - 23

A composição química do caldo misto obtido durante o processo de extração pode variar em função de uma série de fatores, tais como: variedade da cana, estado de maturação, clima, tipo de solo, região entre outros fatores (Tabela 5.2).

Tabela 5.2 Composição média do caldo da cana-de-açúcar

<b>Constituintes</b>	<b>Sólidos solúveis (%)</b>
<b>Açúcares</b>	<b>75 - 93</b>
Sacarose	70 - 91
Glicose	2 - 4
Frutose	2 - 4

<b>Sais</b>	<b>3,0 - 5,0</b>
De ácidos inorgânicos	1,5 - 4,5
De ácidos orgânicos	1,0 - 3,0
<b>Proteínas</b>	<b>0,5 - 0,6</b>
Amido	0,001 - 0,05
Gomas	0,3 - 0,6
Ceras e graxas	0,05 - 0,15
Corantes	3 - 5

Durante o processo de fermentação a composição do caldo da cana-de-açúcar muda pela transformação dos açúcares realizada pelas leveduras. A composição média do vinho obtido após o processo de fermentação é apresentada na Tabela 5.3

Tabela 5.3 Composição média do vinho para a produção de álcool hidratado (Batista, 2008)

<b>Componente</b>	<b>Concentração (%)</b>	<b>Ponto de Ebulição (°C)</b>
Água	0,93482925	100
Etanol	0,0645	78,40
Metanol	3,2e-07	64,70
Isopropanol	1,02e-06	82,40
Propanol	3e-05	97,10
Isobutanol	2,775e-05	108,00
Álcool Isoamílico	0,0001425	132,00
Acetato de Etila	7,69e-06	77,10
Acetaldeído	1,577e-05	20,20
Acetona	1,5e-05	56,53
Crotonaldeído	1,2e-05	102,00
Ácido Acético	0,0004351	118,10

Observa-se da Tabela 5.3 que, a exceção do metanol, a maioria dos compostos minoritários são álcoois que possuem uma volatilidade menor do que a do etanol. Alguns componentes não alcoólicos como: acetaldeído, ácido acético, acetato de etila e crotonaldeído, também fazem parte dessa mistura, apresentando alguns, uma volatilidade maior que a do etanol.

## 5.2 Escolha dos modelos termodinâmicos para a simulação das diferentes etapas de produção

Este primeiro passo é essencial dado que o mesmo afetará todas as tarefas subseqüentes no desenvolvimento do cálculo das propriedades físicas da simulação. A Tabela 5.4, apresenta os principais modelos para o cálculo das propriedades termodinâmicas disponíveis nos softwares comerciais.

Tabela 5.4 Principais modelos de propriedades termodinâmicas disponíveis nos simuladores comerciais

Modelos de Equações de Estado	Modelos para o cálculo dos coeficientes de atividade
Benedict-Webb-Rubin(BWR)-Lee-Starling Hayden-O'Connell* Hydrogen-fluoride equation of state for hexamerization* Ideal gas law* Lee-Kesler (LK) Lee-Kesler-Plöcker Peng-Robinson (PR) Perturbed-Hard-Chain Predictive - SRK Redlich-Kwong (RK) Redlich-Kwong-Soave (RKS) RKS or PR with Wong-Sandler mixing rule	Electrolyte NRTL Flory-Huggins NRTL Scatchard-Hildebrand UNIQUAC Universal Functional Activity Coefficient Model-UNIFAC Van Laar Wilson
	<b>Special Models</b> API sour-water method Braun K-10 Chao-Seader Grayson-Streed Kent-Eisenberg Steam Table

Os principais fatores que devem ser considerados na escolha dos modelos de propriedades termodinâmicas são (Carlson, 1996):

- Propriedades de interesse;
- Composição da mistura;
- Intervalo de pressão e temperatura
- Disponibilidade dos parâmetros.

A escolha do método adequado permitirá tornar confiáveis as diferentes interpretações e extrapolações em relação às propriedades do sistema como: temperatura, pressão e composição.

Na simulação dos diferentes processos químicos que compõem a planta de produção de etanol, o cálculo das propriedades físicas é baseado nos modelos de equilíbrio líquido/vapor (LVE). Principalmente no que se refere às etapas de evaporação e destilação.

A termodinâmica do equilíbrio de fases fornece equações que relacionam as propriedades físico-químicas de uma solução às composições das fases, à temperatura e à pressão. Normalmente, a relação entre os critérios de equilíbrio e a realidade física é feita mediante o coeficiente de atividade para as fases líquidas e o coeficiente de fugacidade para a fase vapor.

Neste sentido, o equilíbrio de fases das soluções aquosas de açúcares envolvendo as etapas de extração, tratamento, evaporação e resfriamento do caldo foi realizada utilizando o modelo Non-Random-Two-Liquid (NRTL), para o cálculo do coeficiente de atividade da fase líquida, e a equação de estado Soave-Redlich-Kwong (SRK), para a fase vapor. As vantagens da utilização do modelo NRTL ficam evidenciadas ao comparar os resultados da variação da temperatura de ebulição de soluções aquosas de sacarose obtida pelo simulador, com dados encontrados na literatura, e com outros modelos existentes. (Figura 5.1) (Dias, 2009) e (Hugot, 1998).

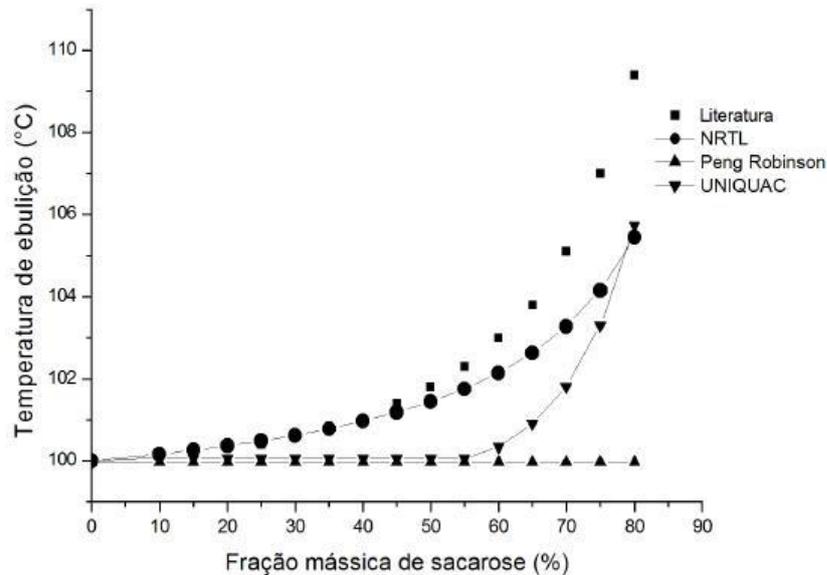


Figura 5.1 Temperatura de ebulição de soluções aquosas de sacarose calculada a partir de diferentes modelos termodinâmicos e medidas experimentalmente (a 1 atm) (Dias, 2009) e (Hugot, 1998).

No comportamento dos modelos termodinâmicos, observa-se que o modelo NRTL segue a mesma tendência que os valores reportados na literatura, mas apresenta menores temperaturas de ebulição para a faixa de 40 a 80% de concentração de sacarose. No entanto, tendo em consideração que o presente trabalho utilizará concentrações de açúcares com no máximo 65 % em massa de sacarose, o modelo selecionado se ajusta às condições da literatura, apresentando um desvio máximo de 1,5 °C.

Observa-se da Tabela 5.3 que, após o processo de fermentação, existem outros compostos no vinho que são diferentes daqueles do caldo que alimenta o sistema de fermentação, isto como consequência da transformação dos açúcares em álcool e a geração de alguns subprodutos pelo metabolismo das leveduras.

Entre as metodologias reportadas na literatura para o cálculo dos coeficientes de atividade nos estudo da mistura etanol-água incluindo subprodutos da fermentação tem-se os modelos NRTL, método UNIQUAC (universal quasi-chemical), Van Laar, etc. (Faúndez e Valderrama, 2004; Quintero *et al.*, 2008; Faúndez *et al.*, 2006 e Faúndez e Valderrama, 2009).

Neste trabalho foi selecionado o modelo NRTL para o cálculo do comportamento da fase líquida nas etapas de fermentação e destilação, isto devido à boa capacidade do método em reproduzir os dados experimentais da mistura etanol-água (Faúndez e Valderrama, 2009) (Figura 5.2).

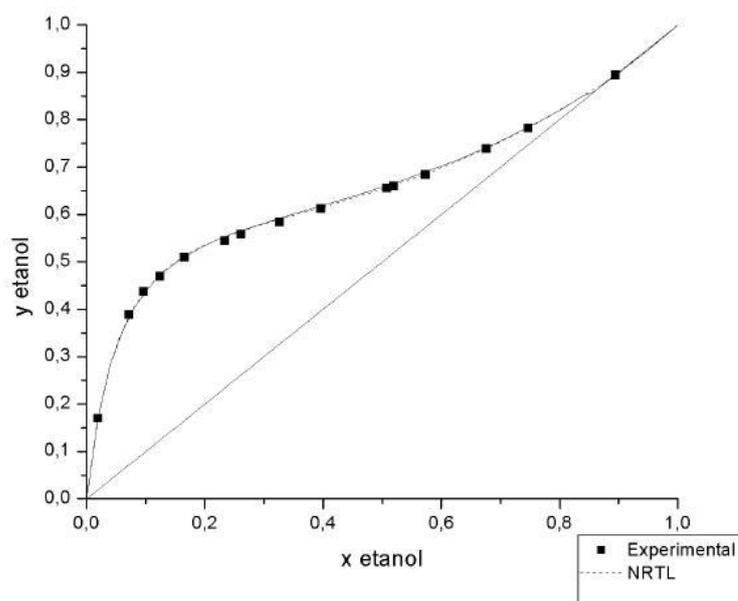


Figura 5.2 Dados de equilíbrio do sistema etanol-água comparando o modelo NRTL e dados experimentais (a 1 atm)

Para o cálculo do coeficiente de atividade da fase vapor foi selecionado a equação de estado SRK.

### 5.3 Principais considerações realizadas para a criação da base de dados da planta

Além das substâncias descritas, o caldo contém outras impurezas normalmente em suspensão, como finas partículas de bagaço (bagacilho), terra (argila e areia) e ar dissolvido no caldo. De acordo com a composição da cana-de-açúcar (Tabela 5.1), e do vinho fermentado (Tabela 5.3) se faz necessária a incorporação de componentes hipotéticos (não presentes na base de dados) na base de dados do simulador, de forma tal que a simulação realizada seja semelhante à condição de operação real da planta (Tabela 5.5).

Tabela 5.5 Componentes utilizados na simulação

Composto	Nome no simulador	Composto Hipotético	Nome no simulador
Sacarose	Sucrose	Bagaço	Celulose
Glicose	Dextrose		Hemicelulose

Água	H2O		Lignina
Etanol	Ethanol	Terra	Terra
Glicerol	Glycerol	Sais	Sais de potássio
Ácido succínico	SuccinicAcid		Minerais
Ácido acético	AceticAcid		Fosfato de cálcio
Álcool iso-amílico	3-M-1-C4ol	Insumos	Ca(OH) <sub>2</sub>
Hidrogênio	Hydrogen		H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>
Amônia	Ammonia	Impurezas	Ácido aconítico
Ácido sulfúrico	H2SO4	Leveduras	Levedura

A incorporação dos componentes hipotéticos foi realizada baseada nas considerações apresentadas por Ensinas *et al.*, (2008) e Mantelatto (2005):

Composição do bagaço: celulose, hemicelulose, lignina.

Impurezas da cana-de-açúcar constituídas somente por sais e ácidos.

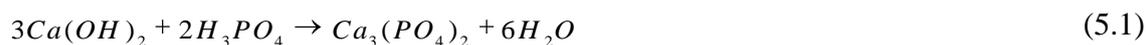
Foi criado o componente hipotético “Sais de potássio”, já que dentre os sais, os de potássio constituem aproximadamente 60% do total presente nas cinzas. Dentre os sais de potássio, o que aparece em maior quantidade é Cloreto de Potássio, sendo consideradas as propriedades do mesmo, como base deste componente hipotético.

Para a simulação dos ácidos orgânicos foi criado o componente hipotético “Ácido Aconítico”, tendo em consideração que o mesmo apresenta uma concentração aproximada três vezes maiores do que todos os outros ácidos juntos (málico, glicólico, oxálico, cítrico, etc.).

O componente hipotético “Terra” foi incorporado, baseado nas propriedades da Sílica (SiO<sub>2</sub>), principal componente da areia.

Os minerais foram representados na simulação através da criação do componente hipotético “Minerais”, o qual é baseado nas propriedades do Oxido de potássio (K<sub>2</sub>O).

Na etapa de tratamento do caldo foi considerada a incorporação dos componentes: Ácido fosfórico (H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>) e cal (Ca(OH)<sub>2</sub>), os quais são os insumos principais utilizados durante esta etapa para a obtenção de Fosfato de cálcio (Ca<sub>3</sub>(PO<sub>4</sub>)<sub>2</sub>) o qual é produzido a partir da reação dos primeiros componentes, segundo a reação:



Para a etapa de fermentação a Levedura foi considerada como outro componente hipotético com fórmula molecular  $CH_{1,8}O_{0,9}N_{0,145}$

Para a criação dos componentes hipotéticos sólidos (celulose, hemicelulose, lignina, ácido fosfórico, terra, levedura) somente é necessária a incorporação do peso molecular (M) e da densidade ( $\delta$ ). Já no caso dos componentes líquidos (ácido aconítico) e sólidos em solução (sais de potássio, minerais,  $Ca(OH)_2$  e fosfatos de cálcio) é necessário fornecer o ponto de ebulição (PE).

### 5.3.1 Composição da cana-de-açúcar adotada para as simulações

A partir dos dados apresentados nas Tabelas 5.4 e 5.5, é possível adotar a composição da cana-de-açúcar utilizada na simulação do sistema a qual é apresentada na Tabela 5.6.

Tabela 5.6 Composição da cana-de-açúcar adotada para a simulações

Componente	Teor (% em massa)
Sacarose	13,30
Celulose	4,77
Hemicelulose	4,53
Lignina	2,62
Açúcares redutores <sup>2</sup>	0,62
Minerais	0,20
Impurezas	1,79
Água	71,57
Terra	0,6

<sup>2</sup> Açúcares redutores (AR), é o termo que se usa para designar a glicose (dextrose) e frutose (levulose). O termo origina-se na capacidade que estes monossacarídeos possuem de reduzirem o óxido de cobre.

## 5.3.2 Etapas Produtivas

Os balanços de massa e energia das etapas produtivas descritas no capítulo 3, foram simuladas de acordo com as seguintes considerações

### 5.3.2.1 Limpeza, preparação e moendas

Foram utilizados “Splitters” para a representação do sistema de limpeza pela via “úmida”, e para a representação do conjunto dos 5 ternos de moenda da planta. O fornecimento da energia mecânica das moendas é realizado por turbinas de vapor de simples estágio (Figura 5.3).

A Tabela 5.7 apresenta os principais parâmetros adotados para a simulação destas etapas.

Tabela 5.7 Parâmetros adotados nas etapas de limpeza, preparação e moendas

<b>Parâmetros</b>	<b>Valor</b>
Terra retirada da cana [%]	70
Perdas de açúcares na limpeza – “Úmida” [%]	2
Água de embebição [%]*	30
Temperatura Água de embebição [°C]	70
Consumo de potência mecânica (Preparo e extração) [kWh/tc]	16
Eficiência das moendas [%]	96
Umidade do bagaço [%]	50

\* Porcentagem em massa em relação ao caldo alimentado

O caldo misto obtido nas moendas é enviado para a realização do tratamento físico-químico, enquanto, o bagaço produzido é enviado às caldeiras.

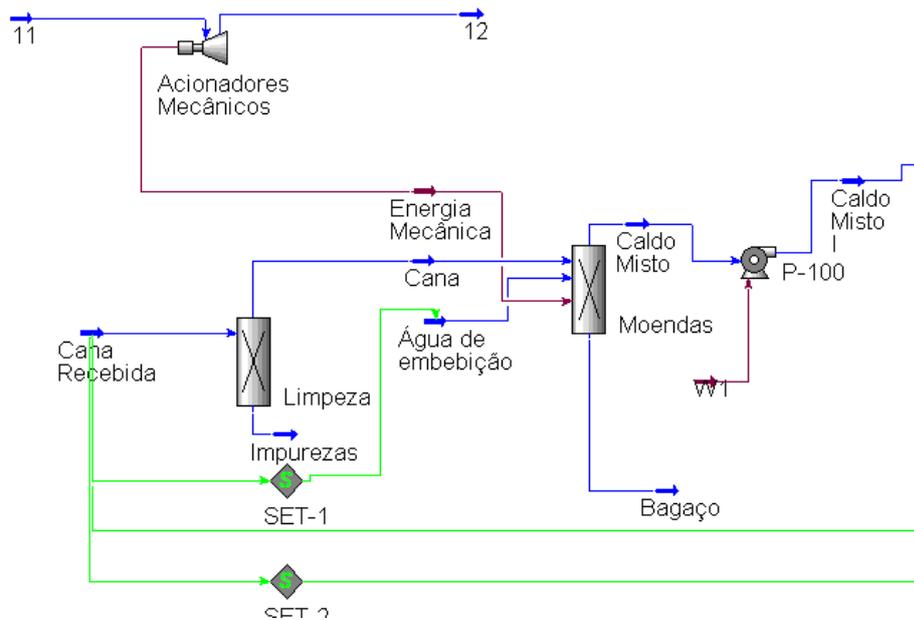


Figura 5.3 Representação esquemática das etapas de limpeza, preparação e moendas.

### 5.3.2.2 Tratamento físico-químico

A Tabela 5.8 apresenta os principais parâmetros adotados na etapa de tratamento físico-químico do caldo.

Tabela 5.8 Parâmetros adotados nas etapas de tratamento físico-químico

Parâmetros	Valor
Eficiência de remoção de fibras e terra [%]	82,3
Leite de cal adicionada [kg/tc]	0,9
Preaquecimento do caldo 1 Efeito [°C]*	35-64
Preaquecimento do caldo 2 Efeito [°C]*	64-85
Preaquecimento do caldo 3 efeito [°C]**	85-105
Bagacilho adicionado [kg/tc]	30
Produção de torta de filtro [kg/tc]	40
Perdas de açúcares na torta [%]	1

\*Utilizando vapor “vegetal” do segundo e do terceiro efeito de evaporação

\*\* Utilizando vapor de escape do sistema de cogeração

A remoção de fibras e terra, realizada através de peneiras e hidrociclones, foi representada na simulação a través de um “Splitter”. Posteriormente foi considerada a adição

de uma quantidade de ácido fosfórico num tanque, determinada a partir do teor inicial de fosfato no caldo, o qual possui um valor aproximado de 0,01% e um teor final necessário, considerado igual a 0,03%. O caldo fosfatado é pré-aquecido até uma temperatura de 85 °C utilizando vapor vegetal, antes da adição de cal nos aquecedores primários (Figura 5.4).

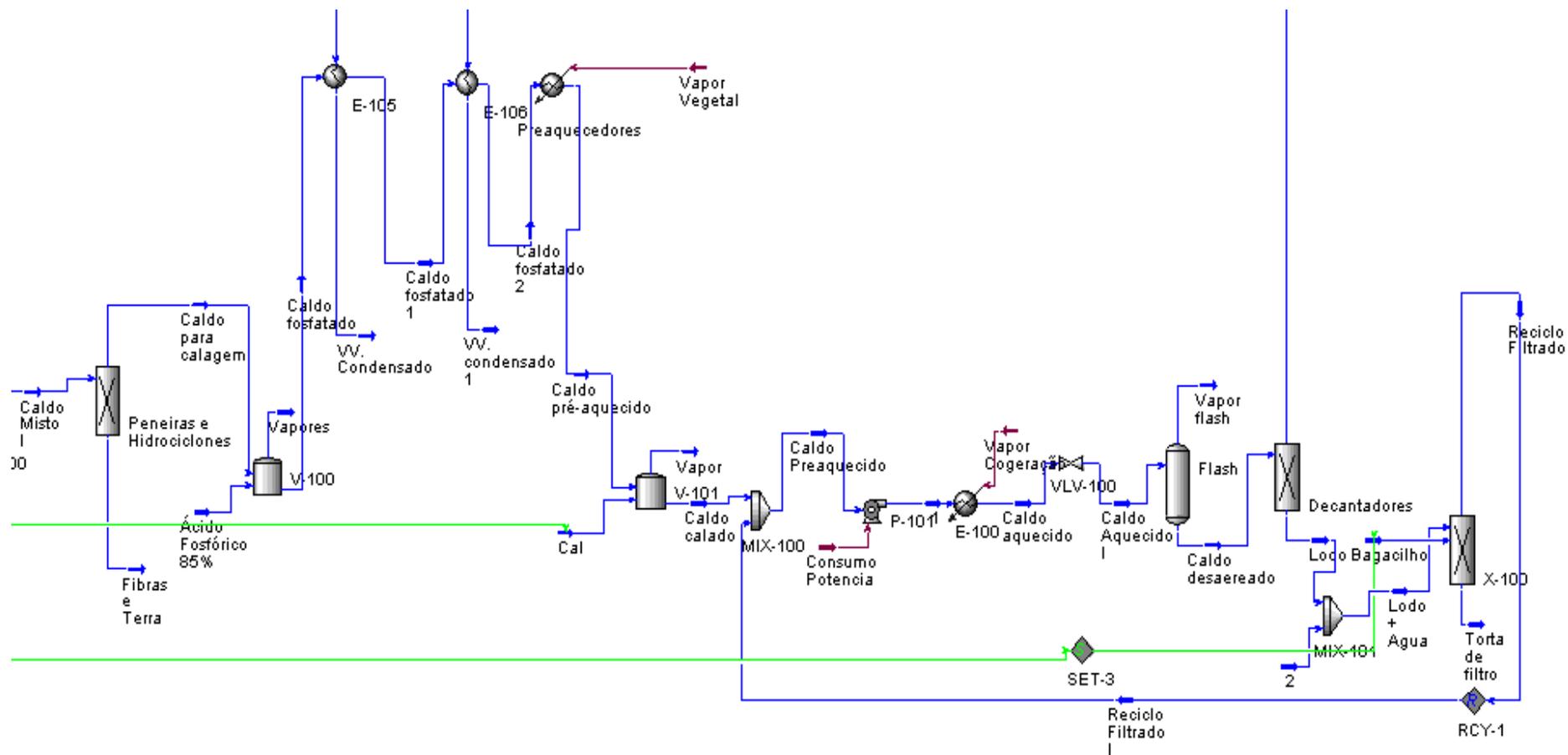


Figura 5.4 Etapas de tratamento físico-químico do caldo

Após a calagem o caldo é misturado com o reciclo do filtrado obtido no filtro de lodo dos decantadores e bombeado a uma pressão de 250 kPa e aquecido até uma temperatura de 105°C utilizando vapor de escape do sistema de cogeração, posteriormente, é desaerado e enviado aos decantadores para a remoção do lodo.

O decantador foi representado por um “Splitter” e nele são retiradas, com o lodo produzido, todas as fibras, terra e sais de cálcio. Para a recuperação dos açúcares contidos no lodo é realizada a adição de água no lodo numa quantidade de 100% do total de torta de filtro produzida (Camargo, 1990). A mistura de lodo+água é encaminhada aos filtros que também são representados por um “Splitter”. Antes dos filtros é adicionado o bagacilho, de modo a aumentar a retenção de sólidos, e é produzida a torta de filtro.

### 5.3.2.3 Evaporação

Não existe no simulador HYSYS v. 3.1 uma operação unitária correspondente a evaporação. Não entanto, foi possível a simulação de um sistema de evaporação de múltiplos efeitos composto de um pré-evaporador e 4 efeitos através do uso de separadores, que permitem a separação das fases líquida e vapor das correntes de alimentação do caldo a concentrar. O caldo proveniente da etapa de tratamento é separado em duas correntes, na primeira 51% do caldo é enviado ao sistema de evaporação, e o restante, com uma concentração aproximada de 15°Brix, é misturada ao caldo concentrado obtido nos evaporadores, o qual possui uma concentração de 65 °Brix, até atingir uma concentração final de 22 °Brix. Os parâmetros de operação do sistema de evaporação são apresentados na Tabela 5.9

Tabela 5.9 Parâmetros de operação do sistema de evaporação (Dias,2008)

<b>Efeito</b>	<b>Pressão (kPa)</b>	<b>Temperatura (°C)</b>
<b>Pré-evaporador</b>	169,6	115,5
<b>1° Efeito</b>	135,4	108,8
<b>2° Efeito</b>	101,0	100,6
<b>3° Efeito</b>	52,9	83,8
<b>4° Efeito</b>	20,0	64,6

Uma representação esquemática do sistema de evaporação considerado durante as simulações é apresentado na Figura 5.5

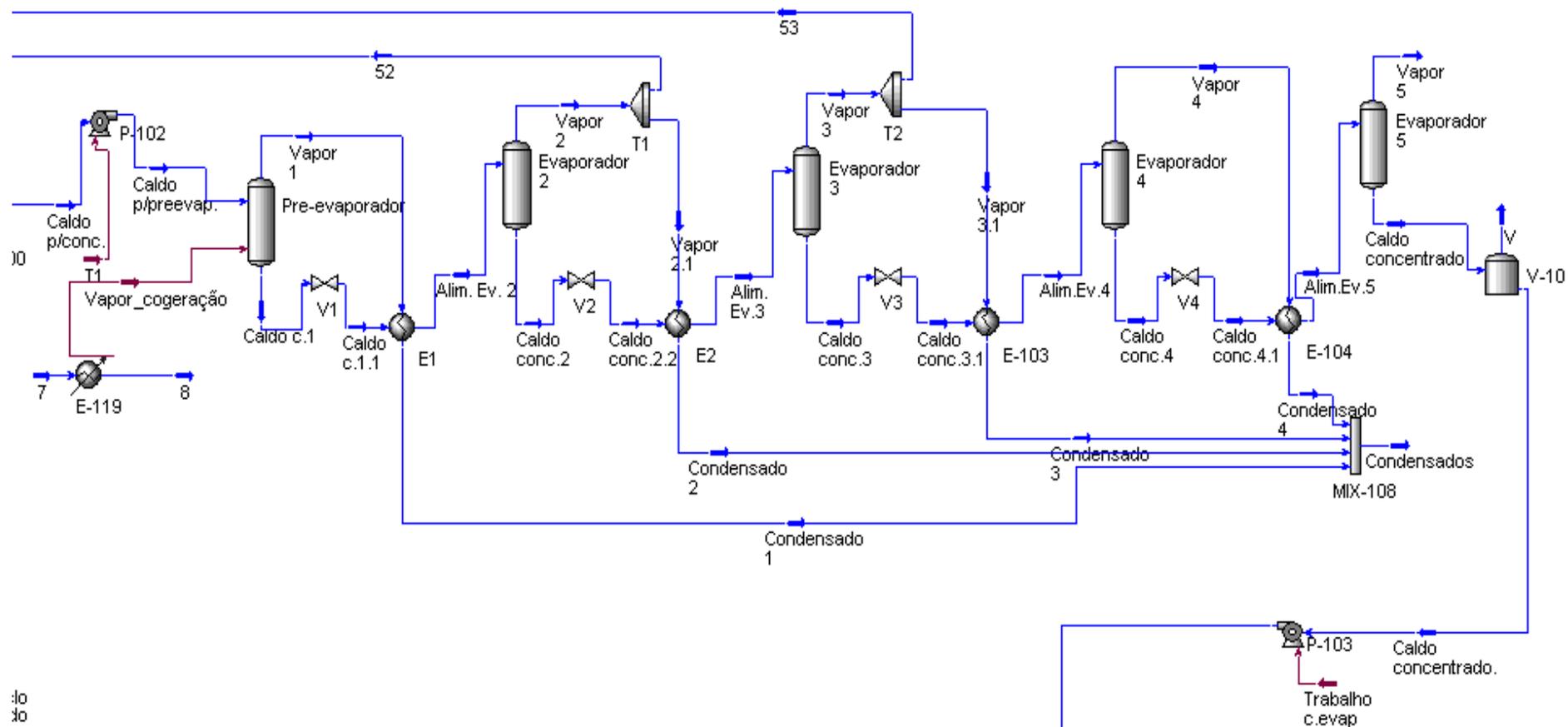


Figura 5.5 Evaporação do Caldo

São realizadas extrações do primeiro e do segundo efeito do sistema de evaporação para o pré-aquecimento do caldo na etapa de tratamento. Os condensados obtidos no sistema são recolhidos num coletor para sua posterior utilização em outros setores da planta. Parte do caldo concentrado obtido é armazenado num tanque para auxiliar na preparação do mosto a alimentar nas dornas de fermentação diante eventuais paradas na planta.

### 5.3.2.4 Resfriamento

Nesta etapa o caldo com uma concentração de 22 °Brix é resfriado até uma temperatura de 28 °C antes de ser enviado ao sistema de fermentação (Figura 5.6).

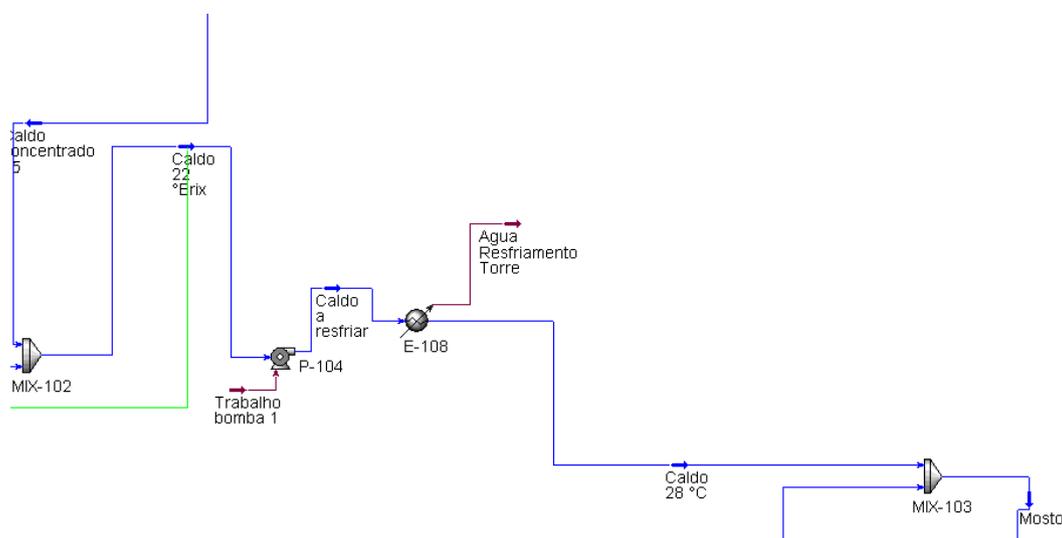


Figura 5.6 Sistema de resfriamento do caldo

### 5.3.2.5 Fermentação

Foi considerado um sistema de fermentação contínuo composto por 5 dornas de fermentação, com recuperação das leveduras.

Esta etapa do processo foi simulada utilizando reatores de conversão, onde são consideradas as principais transformações dos açúcares em álcool e também a geração de alguns subprodutos como: glicerol, ácido succínico, álcool iso-amílico, ácido acético e crescimento das leveduras. Como limitante desta abordagem para o processo de fermentação tem-se que a utilização de reatores de conversão não permite descrever a variação do teor de

álcool para diferentes temperaturas. Isto exigiria a utilização de modelos cinéticos mais detalhados, os quais não foram considerados neste etapa do trabalho.

Foram considerados 5 reatores de conversão, onde a transformação dos açúcares é realizada por etapas de acordo com as reações (3.3), (3.4), (3.5), (3.6) e (3.7), apresentadas no capítulo 3, até atingir os valores apresentados na Tabela 5.10.

Tabela 5.10 Conversões consideradas nos fermentadores (Ensinas *et al.*, 2008).

Produto	Conversão (%)
Etanol	90,48
Glicerol	2,67
Ácido Succínico	0,29
Àcido Acético	1,19
Álcool iso-amílico	$3,1 \times 10^{-4}$
Crescimento das leveduras	1,37

O sistema de resfriamento das dornas está constituído por uma bomba e um trocador de calor a fim de manter a temperatura no fermentador em 28 °C. O CO<sub>2</sub>, obtido como subproduto no processo de fermentação do caldo arrasta quantidades de etanol que precisa ser recuperado. Para isto é considerada uma coluna para lavagem dos gases e recuperação da corrente de etanol (Figura 5.7).

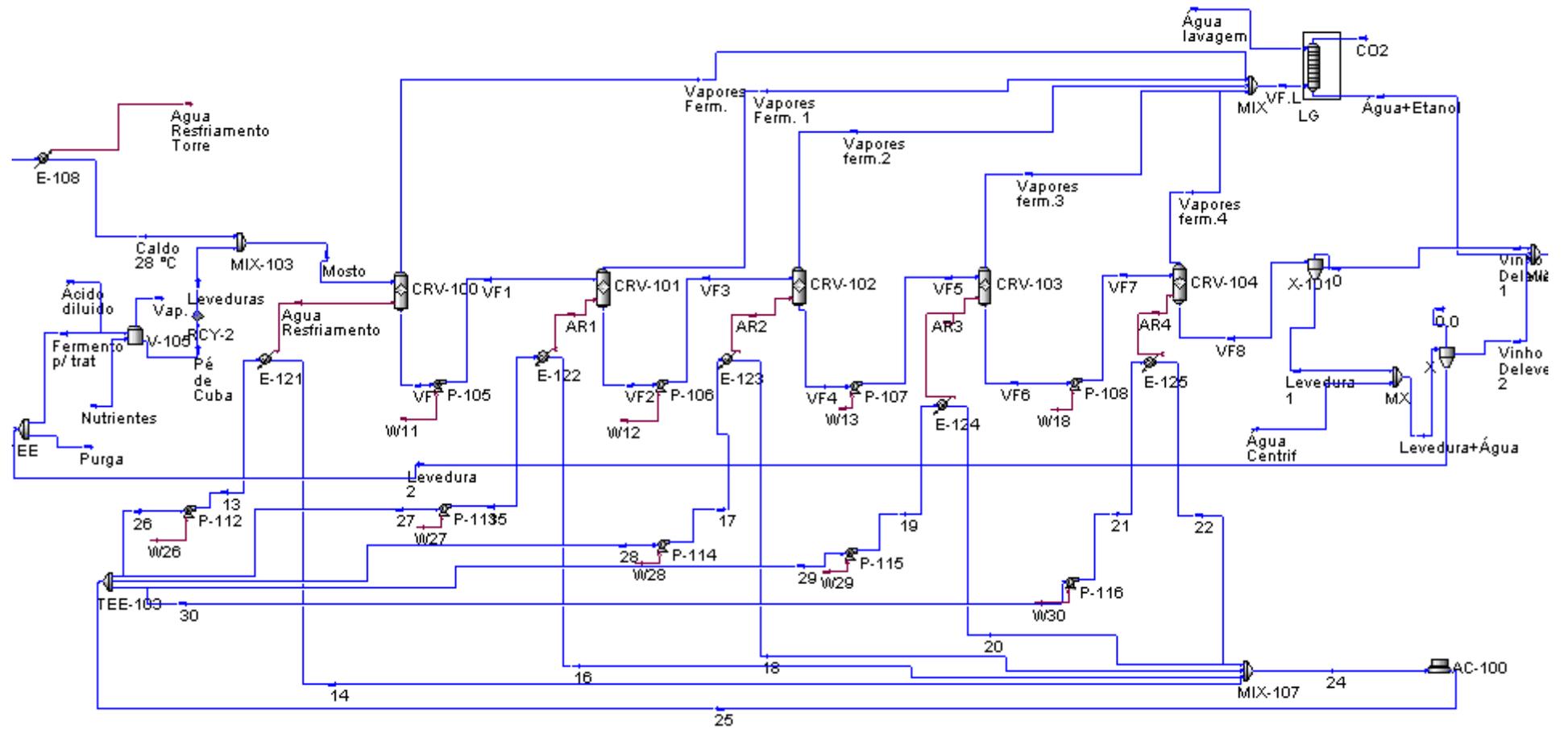


Figura 5.7 Representação esquemática do sistema de fermentação

A vazão de água alimentada à torre de lavagem é calculada de forma tal que a corrente de água+vinho obtida no fundo apresente uma concentração de etanol de aproximadamente 2%.

As centrífugas para a recuperação das leveduras foram simuladas como separadores de sólidos, já que não existe esta operação unitária no Hysys. Foram consideradas duas centrífugas que recuperam 100% das leveduras, das quais 95% são enviadas para a etapa de tratamento e o 5% é purgada. Na prática existe uma pequena fração das leveduras que vai com o vinho para a dorna de alimentação do sistema de destilação.

Na seção de tratamento do fermento, foi considerada a adição de uma quantidade de ácido sulfúrico de 5g/tc, de modo a atingir uma concentração no pé-de-cuba igual a 27% de células em volume.

Para as condições simuladas o vinho resultante obtido possui uma concentração de 8 % de etanol. Sendo necessária a etapa de destilação para a obtenção do etanol hidratado com as especificações necessárias.

### **5.3.2.6 Destilação**

Para os dois sistemas de destilação considerados foram realizadas as seguintes considerações:

- Retirada de álcool de segunda na coluna D e de óleo fúsel na coluna B. Desta forma através da coluna D são retirados do vinho os contaminantes mais voláteis, como acetaldeídos, CO<sub>2</sub>, etc, poupando esse trabalho nas colunas subseqüentes, enquanto, na coluna B, com a retirada do óleo fúsel (alcoóis de cadeia longa, pesados) é garantida a boa qualidade do álcool hidratado produzido.
- Utilização de vapor indireto nas colunas, utilizando um refeedor, em lugar da injeção direta de vapor. Isto porque a borbotagem (injeção direta) apresenta algumas desvantagens em relação ao vapor indireto, como: aumento na quantidade de vinhaça, ou pelo custo do vapor quando não se utiliza vapor “vegetal”.

As especificações dos processos de destilação simulados foram adaptadas de Dias (2008) e são apresentadas nas Tabelas 5.11 e 5.12.

### 5.3.2.6.1 Atmosférica

O esquema de destilação atmosférica considerado está baseado na descrição do sistema de destilação realizado no Capítulo 3. Algumas adaptações foram efetuadas a fim de realizar um adequado desenvolvimento desta etapa. Como pode ser observado na Figura 5.8, as colunas A, A1 e D foram consideradas separadamente, enquanto as colunas B e B1 foram reunidas em uma única coluna, desta forma, as primeiras bandejas da coluna BB1 representam a coluna B e as últimas à coluna B1.

Tabela 5.11 Especificações do processo de destilação atmosférica simulado

<b>Coluna D</b>	
Número de pratos	5
Pressão no topo [kPa]	133,8
Pressão no fundo [kPa]	136,3
Temperatura no condensador [°C]	35
Fração de álcool de segunda reciclada à coluna D	0,99
<b>Coluna A1</b>	
Número de pratos	6
Pressão no topo [kPa]	136,3
Pressão no fundo [kPa]	139,3
<b>Coluna A</b>	
Número de pratos	16
Pressão no topo [kPa]	139,3
Pressão no fundo [kPa]	152,5
Posição de retirada de vapor de flegma	17
Fração mássica de etanol na vinhaça [%]*	0,02
Recuperação de etanol no vapor de flegma [%]*	76
<b>Coluna B, B1</b>	
Número de pratos	43
Pressão no topo [kPa]	116
Pressão no fundo [kPa]	135,7
Posição de alimentação de vapor de flegma	22
Posição de alimentação de flegma líquida	22

Posição de retirada de óleo fúsel	25
Fração mássica do álcool hidratado*	0,935
Vazão de óleo fúsel (kg/h)*	78 <sup>a</sup>

\* Especificações realizadas para a simulação

<sup>a</sup>corresponde a 3% do total de Álcool Hidratado produzido



### 5.3.2.6.2 Multipressão

O esquema de destilação multipressão está baseado nas especificações das colunas do sistema de destilação atmosférica. No entanto, para este caso, com o propósito de permitir um melhor aproveitamento energético do sistema, as colunas operam sob diferentes níveis de pressão, conforme apresentado na Tabela 5.11.

Desta forma é criada uma diferença de temperaturas entre as colunas que permite que as colunas B, B1 possam fornecer parte da energia demanda pelas colunas A, A1, D, o que contribui para a diminuição da demanda térmica do sistema de destilação.

Tabela 5.12 Especificações do processo de destilação multipressão simulado

<b>Coluna D</b>	
Número de pratos	5
Pressão no topo [kPa]	19
Pressão no fundo [kPa]	20
Temperatura no condensador [°C]	41
Fração de álcool de segunda reciclada à coluna D	0,99
<b>Coluna A1</b>	
Número de pratos	6
Pressão no topo [kPa]	20
Pressão no fundo [kPa]	22
<b>Coluna A</b>	
Número de pratos	16
Pressão no topo [kPa]	22
Pressão no fundo [kPa]	25
Posição de retirada de vapor de flegma	17
Fração mássica de etanol na vinhaça [%]*	0,02
Recuperação de etanol no vapor de flegma [%]*	76
<b>Coluna B, B1</b>	
Número de pratos	45
Pressão no topo [kPa]	101,3

Pressão no fundo [kPa]	135,7
Posição de alimentação de vapor de flegma	22
Posição de alimentação de flegma líquida	22
Posição de retirada de óleo fúsel	26
Fração mássica do álcool hidratado*	0,935
Vazão de óleo fúsel (kg/h)*	88

\* Especificações realizadas para a simulação

Da Tabela 5.12 se observa que pressão das correntes de flegma líquida (20 kPa) e do vapor de flegma (22 kPa) obtidas nas colunas D e A são inferiores à pressão da coluna B, B1, sendo necessário um incremento na pressão destas correntes. O incremento de pressão da flegma líquida é realizado através da incorporação de uma bomba, enquanto, o incremento de pressão da corrente do vapor de flegma é obtido através da incorporação de dois estágios de compressores com resfriamento intermediário.

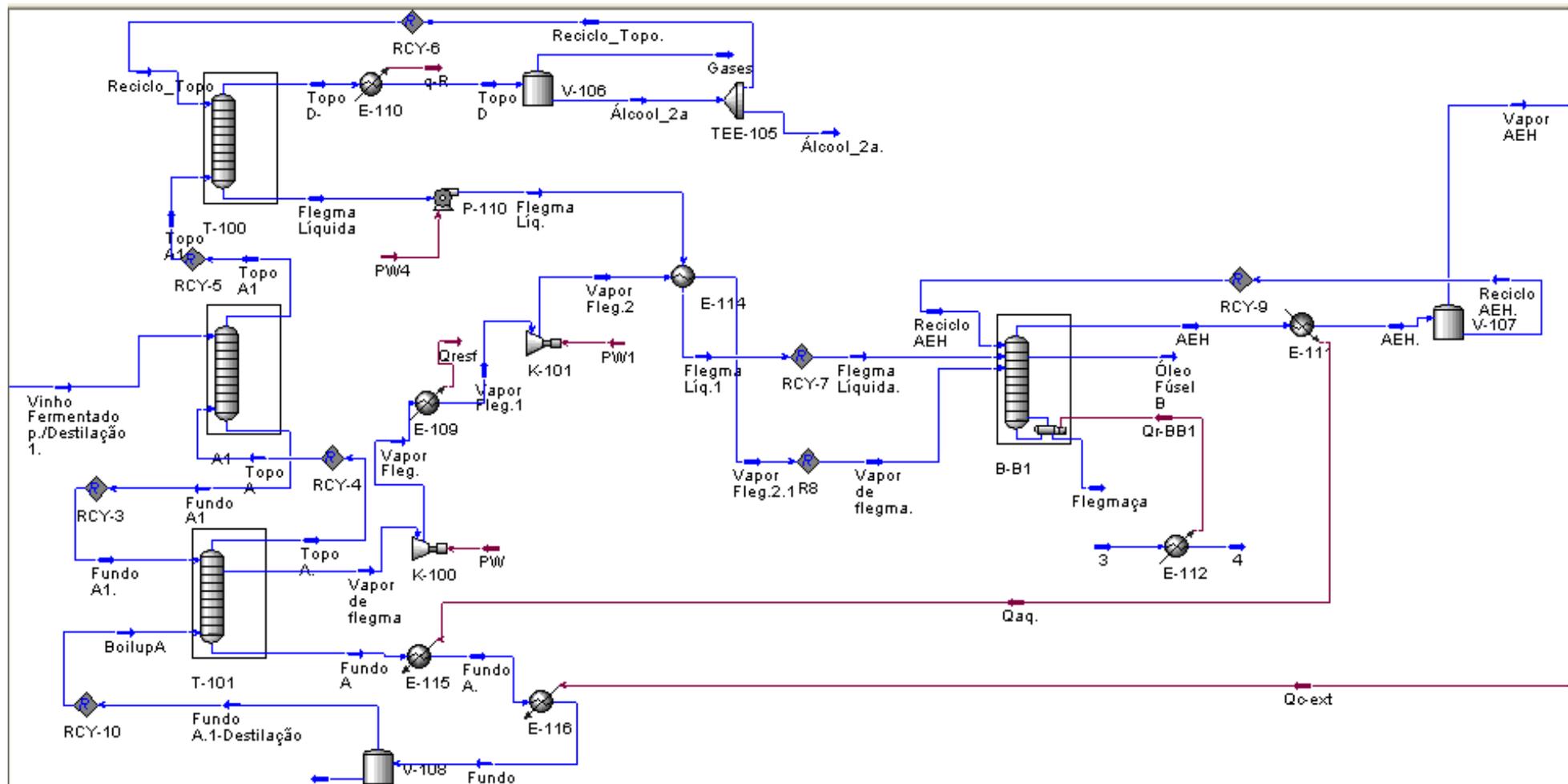


Figura 5.9 Sistema de destilação multipressão

O primeiro compressor incrementa a pressão do vapor de flegma até uma pressão de 50 kPa, alcançando sua temperatura um valor de 125 °C, para uma eficiência politrópica de 77 %. Depois disto a corrente é resfriada 5°C acima de sua temperatura de saturação , que é da ordem de 74 °C, com propósito de evitar a formação de gotas no compressor. No segundo compressor a pressão de corrente de vapor é elevada a 120 kPa , alcançando sua temperatura um valor de 157 °C. Isto permite que esta corrente seja utilizada para pré-aquecer a corrente de flegma líquida obtida na coluna D, que possui uma temperatura de 44 °C, desta forma a temperatura da corrente líquida aumenta até 88 °C, enquanto a temperatura da corrente de vapor diminui até 101 °C.

A comparação dos resultados obtidos nos dois sistemas de destilação analisados serão apresentados nos itens seguintes.

## **5.4 Principais resultados obtidos na simulação do processo de produção de etanol**

Os principais resultados obtidos na simulação da planta estão referidos à demanda de vapor e energia elétrica nas diferentes etapas de produção.

### **5.4.1 Vazão mássica das principais correntes do processo**

As vazões das principais correntes do processo de produção de álcool hidratado são apresentadas na Tabela 5.13

Tabela 5.13 Vazão mássica das principais correntes do processo

<b>Corrente</b>	<b>Vazão (t/h)</b>
Cana-de-açúcar	380
Caldo misto	391,9
Bagaço	91,2
Caldo fosfatado	389,4
Caldo clarificado	387,7

Torta de filtro	15,2
Caldo para concentração (65 °Brix)	197,8
Caldo (15 °Brix)	189,9
Caldo concentrado (65 °Brix)	41,2
Mosto (22 °Brix)	231,1
Vinho Fermentado	306,4

## 5.4.2 Demanda de energia térmica das diferentes etapas de produção

Uma vez conhecidas as principais correntes do processo, foi determinado o consumo de energia das mesmas e os principais resultados são apresentados na Tabela 5.14.

Tabela 5.14 Demanda de energia das diferentes etapas de produção de etanol

<b>Etapa</b>	<b>Vazão (t/h)</b>	<b>Ti (°C)</b>	<b>Te (°C)</b>	<b>Q (kW)</b>
Aquecedores primários *	389,4	35	85	21464,22
Aquecedores secundários**	432,6	85	105	8017,79
Evaporação	197,8	100	62	40825,94
Resfriamento	231,1	62	28	15519,85
Destilação Atmosférica* **	32,6	82	28	42805,01

\*Utilizando vapor “vegetal”

\*\*Utilizando vapor de escape

\*\*\* Para um teor alcoólico de 8,0 % no vinho fermentado alimentado

### 5.4.2.1 Sistema de Evaporação

As vazões e temperaturas dos condensados obtidos em cada um dos diferentes efeitos do sistema de evaporação são apresentados na Tabela 5.15

Tabela 5.15 Parâmetros dos evaporadores de múltiplos efeitos

<b>Corrente</b>	<b>Vazão (t/h)</b>	<b>Temperatura (°C)</b>
Condensado 1	60,89	109
Condensado 2	18,79	101

Condensado 3	4,94	95
Condensado 4	6,08	82
Vapor 5° efeito	7,21	62,01

O rendimento total e o consumo específico de vapor do sistema de evaporação são apresentados na Tabela 5.16

Tabela 5.16 Rendimento total e consumo específico de vapor do sistema de evaporação

Variável	Valor
Rg (t água evaporada/t vapor)	2,35
CEv (t vapor/t água evaporada)	0,43

Rg: Rendimento global evaporação

CEv: Consumo específico de vapor

#### 5.4.2.2 Análise energética do processo de destilação

Os principais parâmetros considerados nos sistemas de destilação considerados (atmosférica e multipressão) são apresentados na Tabela 5.17.

Tabela 5.17 Valores calculados dos principais parâmetros dos sistemas de destilação avaliados

Parâmetro	Unidade	Destilação Atmosférica	Destilação Multipressão
Álcool Hidratado (AEH)	m <sup>3</sup> /h	32,6	32,6
Vinhaça	m <sup>3</sup> /h	255,7	239,22
Flegmaça	m <sup>3</sup> /h	24,19	39,43
Vinhaça produzida	I <sub>vinhaça</sub> /I <sub>AEH</sub>	8,6	8,7
Q ref (Col A)	kW	30134,70	26433,01
Q ref (Col B)	kW	12670,31	9328,54
Q ref (total)	kW	42805,01	35761,55
Q cond (Col D)	kW	449,78	12607,95
Q cond (Col B1)	kW	13919,45	22325,68
Q cond (total)	kW	14369,23	34933,63

Consumo vapor (0,17 MPa )	kg/h	68787,16	21997,09
Consumo esp. de vapor	kg/l <sub>AEH</sub>	2,13	0,69
Potência Compressor 1	kW	--	1449,21
Potência Compressor 2	kW	--	1808,47

Observa-se da Tabela 5.17 que, através da utilização de um sistema de destilação multipressão em lugar de um sistema de destilação atmosférica convencional, é possível diminuir em aproximadamente 68 % o consumo específico de vapor demandado pelo sistema. No entanto, este tipo de sistema demanda a utilização de energia elétrica do sistema de cogeração para a compressão da corrente de flegma que alimenta a coluna B-B1. A determinação dos impactos que tem a aplicação de cada um destes sistemas na eficiência global da planta será realizada no Capítulo 6.

## **5.5 Influência do teor alcoólico do vinho no consumo energético da destilação e na produção de vinhaças durante a produção de etanol**

Dada a influência que podem ter as diferentes etapas prévias ao processo de destilação no consumo energético da mesma, foi analisado o impacto do teor alcoólico do vinho obtido no processo de fermentação, nos consumo energético dos sistemas de destilação atmosférica e multipressão, e no rendimento final de produção de etanol da planta.

Foram consideradas variações no teor alcoólico do vinho na faixa de 7 – 9 %. Os principais resultados obtidos são apresentados na Figuras 5.10 e na Figura 5.11.

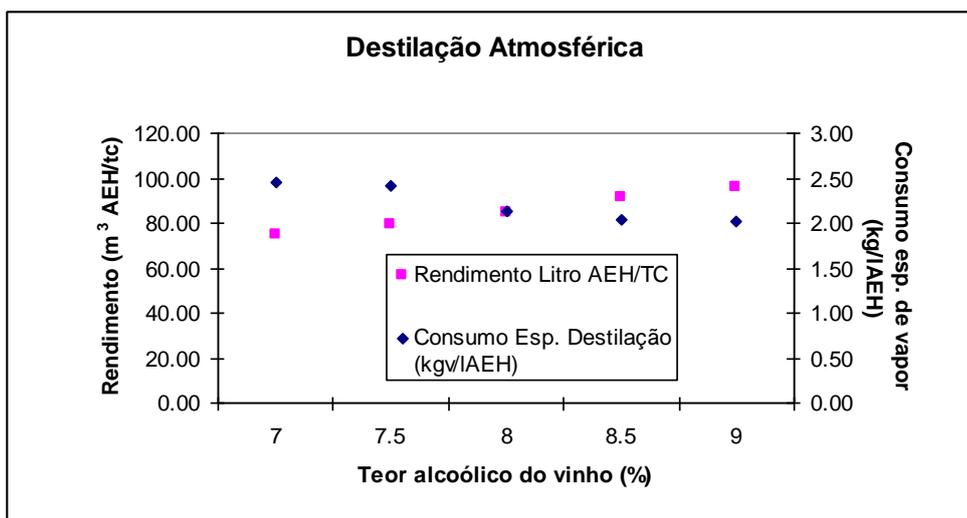


Figura 5.10 Rendimento da produção de álcool hidratado e consumo específico do sistema de destilação atmosférica em função do teor alcoólico do vinho

Observa-se da Figura 5.10, que o incremento no teor alcoólico do vinho alimentado ao sistema de destilação atmosférico de 7 a 9% permite obter uma diminuição de 18% no consumo específico de vapor do sistema e um incremento de 28 % na quantidade total de álcool hidratado produzido pela planta.

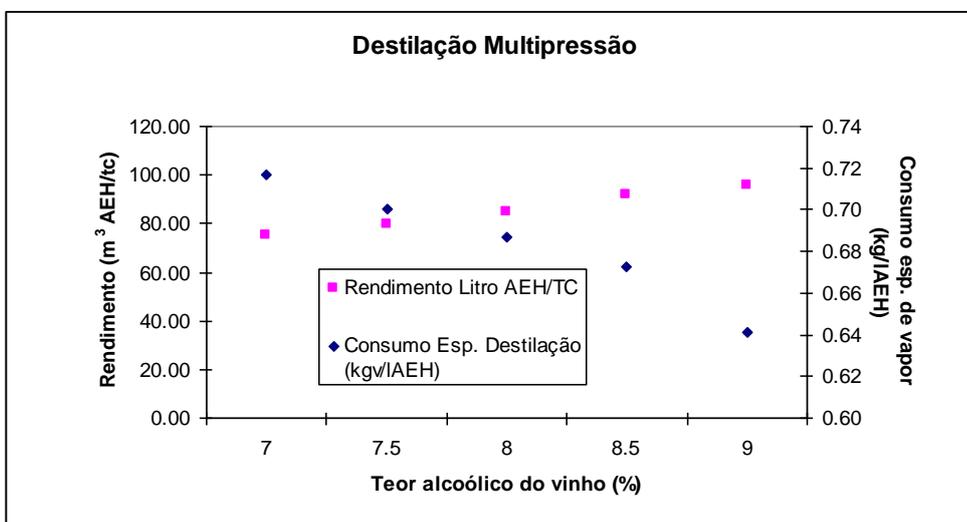


Figura 5.11 Rendimento da produção de álcool hidratado e consumo específico do sistema de destilação multipressão em função do teor alcoólico do vinho

A Figura 5.11 mostra que no sistema de destilação multipressão é possível a diminuição de aproximadamente 3% no consumo específico de vapor do sistema a cada 0,5% de elevação no teor alcoólico do vinho.

O incremento no teor alcoólico do vinho tem, além das vantagens associadas à diminuição do consumo energético dos sistemas de destilação, impactos ambientais favoráveis, relacionados à quantidade de vinhaça produzida. Uma descrição detalhada dos impactos ambientais associados às alternativas de disposição final das vinhaças pode ser encontrada em Rocha (2009).

A quantidade de vinhaça obtida no sistema de destilação por litro de álcool hidratado produzido para diferentes concentrações do vinho alimentado é apresentada na Figura 5.12.

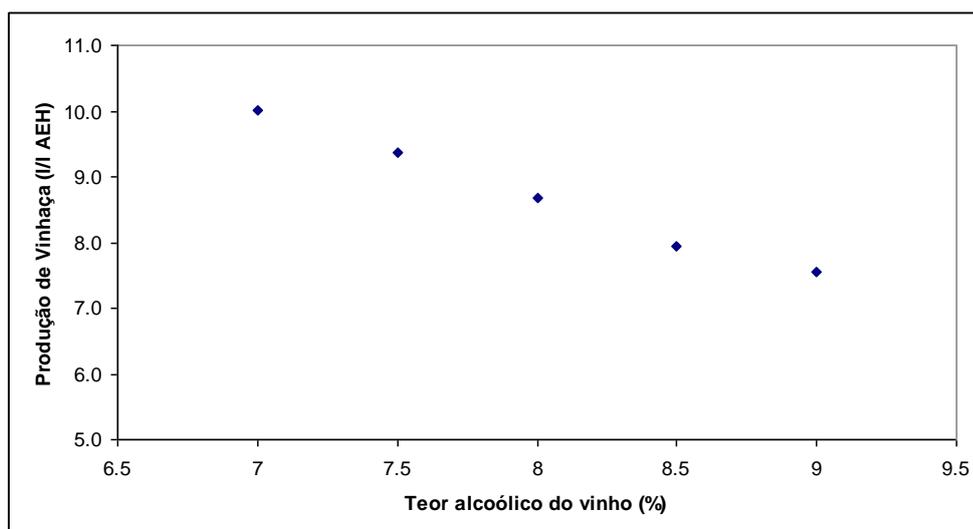


Figura 5.12 Produção específica de vinhaça na planta em função do teor alcoólico do vinho alimentado

Observa-se da Figura 5.12, que a produção de vinhaça por litro de álcool hidratado produzido diminui em aproximadamente 6% a cada 0,5% de incremento no teor alcoólico do vinho. Isto demonstra que, quanto menor for o teor alcoólico do vinho maior a quantidade de vinhaça produzida e vice-versa. Sendo necessário um adequado controle do tratamento do caldo obtido nas moendas e uma adequada condução do processo de fermentação, de forma tal que se garanta sempre um elevado teor alcoólico do vinho que alimenta os sistemas de destilação.

Os resultados obtidos nas simulações do presente capítulo serão utilizados como referência para os análises realizados nos capítulos 6 e 7 do presente trabalho.

## Capítulo 6

# AVALIAÇÃO TERMODINÂMICA E TERMOECONÔMICA COMPARATIVA DE DUAS DESTILARIAS AUTÔNOMAS CONVENCIONAIS

O interesse dos produtores na geração de excedentes de eletricidade como um produto adicional com valor agregado no setor sucroalcooleiro do Brasil tem levado nos últimos anos à incorporação de caldeiras e turbinas de alta pressão nos sistemas de cogeração das plantas de produção. No entanto para a maximização dos excedentes de energia é necessário tornar os processos de produção mais eficientes, o que tem levado à integração térmica das diferentes etapas de produção, assim como à introdução de novas tecnologias que permitam diminuir os consumos de vapor nas diferentes etapas do processo produtivo.

Entre as tecnologias disponíveis para serem implementadas no processo de uma destilaria autônoma visando uma maior eficiência energética, tem-se a introdução de caldeiras e turbinas operando com altos parâmetros de vapor no sistema de cogeração. Já nos processos de preparação e extração do caldo tem-se: a substituição das turbinas de simples estágio por turbinas de múltiplos estágios ou eletrificação das moendas, utilizando motores elétricos. Nos processos de produção de etanol tem-se a utilização de evaporadores de múltiplos-efeitos, e integração térmica dos mesmos com outras etapas do processo, como o tratamento do caldo e a destilação e finalmente a utilização de sistemas de destilação multipressão em lugar dos sistemas atmosféricos convencionais.

## 6.1 Aspectos Gerais

Em qualquer programa de diversificação produtiva na indústria sucroalcooleira a cogeração é um componente importante. Toda a energia utilizada para o processamento da cana, seja térmica ou elétrica, é possível de ser gerada na própria usina, utilizando o bagaço resultante da extração do caldo. Porém a auto-suficiência, principalmente no que se refere à produção de eletricidade, depende do balanço energético global da usina, determinado pela estratégia adotada para a concepção da planta.

A vazão mássica de vapor varia em função da capacidade e do tipo de produto da usina, que define o consumo energético da planta, bem como a disponibilidade de bagaço.

Numa destilaria convencional as principais áreas de geração e consumo de energia são:

- Caldeiras (geração de vapor)
- Turbinas e geradores elétricos (geração de eletricidade)
- Acionadores mecânicos (preparo e extração do caldo da cana)
- Processos de produção (tratamento do caldo, evaporação, destilação)

A Figura 6.1 apresenta uma representação gráfica da interação das diferentes etapas e fluxos que compõem o processo de produção de etanol.

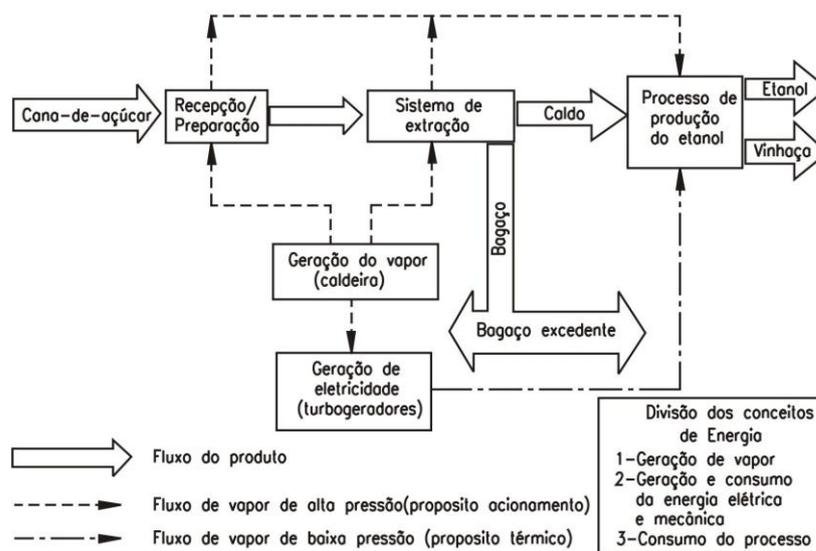


Figura 6.1 Interação das diferentes etapas e fluxos que compõem o processo de produção de etanol (Olivério e Ribeiro, 2006).

A Figura 6.1 mostra que o vapor produzido nas caldeiras primeiramente é utilizado para a geração de eletricidade nos turbogeradores e para o sistema de preparo e extração do caldo

da cana. Nos processos de moenda e geração de eletricidade o vapor é expandido até a pressão requerida pelos diferentes processos de produção.

Tendo em consideração os aspectos anteriormente mencionados, é possível determinar quais são os custos exergéticos e econômicos que apresentam maior importância na destilaria de etanol, os quais são: do vapor gerado nas caldeiras, da potência mecânica produzida pelas moendas, da eletricidade produzida pela planta de cogeração e, finalmente do álcool hidratado produzido pelo sistema de destilação (AEH).

Na seção de moagem uma maneira de reduzir o consumo energético é através da substituição das turbinas de vapor de simples estágio por: turbinas a vapor de múltiplos estágios, motores elétricos ou utilizando difusores. Outro aspecto importante é minimizar o consumo de energia mecânica no processo.

Para as etapas do processo de fabricação de etanol, várias soluções estão disponíveis para reduzir o consumo de energia. Entre elas podem-se encontrar (Oliveiro e Ribeiro, 2006): (i) sistemas de evaporação de múltiplos efeitos para a concentração do caldo com baixo consumo de vapor (ii) utilização de um sistema de destilação mais eficiente, com menor consumo de vapor por litro de etanol produzido, (iii) utilização do vapor “vegetal” da evaporação como fonte térmica nos sistemas de destilação.

Outra possibilidade de redução de energia nos sistemas de destilação é a utilização de sistemas de destilação multi-pressão.

Finalmente o aumento do teor alcoólico do vinho fermentado na faixa de 10 a 12% pode economizar mais de 15% do vapor, mas, isto dependente das condições do processo de fermentação.

A fim de avaliar as melhorias obtidas numa destilaria autônoma em função do sistema de cogeração empregado e de possíveis melhorias tecnológicas incorporadas nos processos visando a diminuição da demanda térmica de energia para a maximização da quantidade de eletricidade excedente da planta, o presente capítulo será dividido em duas partes.

Nesta primeira etapa do capítulo será avaliado o desempenho da planta, ao se introduzir melhorias no rendimento do processo fermentativo, mudanças no sistema de cogeração e nos parâmetros de vapor utilizados. Também será avaliado o impacto da introdução de novas tecnologias para os sistemas de moagem e destilaria sobre a geração de eletricidade excedente e eficiência global da planta.

Na segunda parte serão avaliados os impactos sobre os custos exergéticos unitários e nos custos unitários monetários finais de produção, a incorporação de tecnologias mais eficientes em seus processos cogeração, moagem e destilação, assim como as receitas obtidas pela planta, como resultado do incremento na quantidade de eletricidade excedente produzida.

## **6.2 Análise termodinâmica dos sistemas de cogeração utilizados atualmente no setor sucroalcooleiro**

### **6.2.1 Casos de Estudo**

Como foi descrito no capítulo 2, atualmente existem dois tipos de configurações comercialmente disponíveis para o setor sucroalcooleiro. A primeira baseada em turbinas de contrapressão e a segunda baseada em turbinas de extração/condensação.

Partindo desta consideração inicial foram estabelecidos diferentes cenários de avaliação para uma destilaria autônoma baseada nos sistemas de cogeração anteriormente mencionados.

Em geral serão analisados 9 casos de estudo (C1...C9), divididos num cenário C1 considerado o “caso base” ou de referência e dois grandes grupos: grupo II (C2...C5) e grupo III (C6..C9).

A capacidade de moagem considerada para todos os cenários avaliados é de 380 tc/h.

#### **Cenário C1**

C1 – Caso Base (Referência) Destilaria convencional baseada em um sistema de cogeração operando com turbinas de contrapressão e parâmetros de vapor de 2,0 MPa. Sistema de extração baseado em turbinas de simples estágio e sistema de destilação atmosférico.

#### **Grupo II**

C2-C5: Cenários com modernização do sistema de cogeração que utilizam turbinas de extração/condensação e parâmetros de vapor na faixa de 4,0 – 12,0 MPa. Sistema de extração baseado em turbinas de múltiplos estágios e destilação atmosférica.

As variantes do grupo II serão inicialmente comparadas com o Cenário I, que corresponde ao caso base (referência), visando determinar o impacto que tem a substituição do sistema de cogeração baseado em turbinas de contrapressão por outro, baseado em turbinas de extração/condensação e parâmetros de vapor na faixa de 4,2 – 12,0 MPa, na eficiência global da planta e nos custos exergéticos e monetários dos principais produtos numa destilaria autônoma.

Neste caso, é mantido o mesmo processo de produção de etanol, e são utilizadas turbinas de múltiplos estágios em substituição das turbinas de simples estágio nas moendas.

### Grupo III

C6-C9: Cenários com diferentes alternativas de modernização do sistema de produção de etanol considerando a utilização de sistemas de extração baseados em motores elétricos, difusores, e destilação multipressão. Os parâmetros de vapor considerados neste grupo são os mesmos do grupo II.

As variantes do grupo III e II serão comparadas visando determinar o impacto das diferentes alternativas de modernização no processo de produção de etanol na eficiência global da planta, nos custos exergéticos e monetários dos principais produtos da planta.

A Tabela 6.1 apresenta um resumo dos cenários considerados e as alternativas tecnológicas avaliadas em cada um deles.

Tabela 6.1 Cenários e alternativas analisados (Cenário I e Grupo II)

<b>Equipamentos e Parâmetros</b>	<b>C1 (Caso base)</b>	<b>C2</b>	<b>C3</b>	<b>C4</b>	<b>C5</b>
Caldeiras: 2,0 MPa (abs) @ 300 °c	X				
Caldeira: 4,2 MPa (abs) @ 420 °C		X			
Caldeira: 6,0 MPa (abs) @ 490 °C			X		
Caldeira: 8,0 MPa (abs) @ 510 °C				X	
Caldeira: 12,0 MPa (abs) @ 520 °C					X
<b>Geradores Elétricos</b>					
Turbinas de contrapressão	X				
Turbinas de Extração/Condensação		X	X	X	X
<b>Moenda</b>					
Turbina de simples estágio	X				

Turbina Múltiplos Estágios		X	X	X	X
<b>Evaporação</b>					
Evaporação múltiplos efeitos (EM)	X	X	X	X	X
<b>Destilação</b>					
Destilação Atmosférica (DA)	X	X	X	X	X

O cenário C1 será considerado o de referência (caso base) para a avaliação de dos incrementos na eficiência global das plantas, através das modificações propostas nos cenários C2-C5.

### 6.2.1.1 Destilaria convencional (Caso Base)

De acordo com o apresentado na Tabela 6.1, as alternativas tecnológicas consideradas para o Caso Base são: sistema de cogeração baseado em turbinas de vapor de contrapressão operando com parâmetros de vapor de 2,0 MPa e 300 °C. Nas etapas produtivas se considera a utilização de turbinas de simples estágio (TSE) como acionadores principais das moendas, um sistema de evaporação de múltiplos efeitos (EM) e um sistema de destilação atmosférica convencional (DA).

As principais características operacionais da planta são:

O processo de produção de etanol é formado por um sistema de evaporação de 5 efeitos com um rendimento de 2,36 t de água evaporada/t de vapor, e um consumo de vapor no sistema de destilação de 2,3 kg de vapor/litro de AEH (Figura 6.2).

Outros equipamentos e parâmetros considerados foram:

- ✓ Três caldeiras de baixa pressão a bagaço, operando a uma pressão de 21 bar e 300°C, e produzindo 60, 75 e 73 toneladas de vapor por hora, respectivamente. A eficiência considerada nos geradores de vapor foi de 80%.
- ✓ Três turbogeradores a contrapressão com capacidade de 1,2; 1,4 e 3 MW. Eficiência isentrópica das turbinas de 70%
- ✓ Sistema de preparo da cana e extração da sacarose baseado em turbinas de acionamento mecânico de simples estágio. Eficiência das turbinas de acionamento mecânico 40%.
- ✓ Produção de álcool hidratado 32,7 m<sup>3</sup>/h.

O vapor produzido nas caldeiras e distribuído da seguinte forma na planta:

Turbogeradores (57,36 t/h), preparo da cana e extração da sacarose (97 t/h), usos vários nos diferentes processos (7,8 t/h). O vapor gerado e expandido nos turbogeneradores e na moenda até uma pressão de 0,25 MPa e temperatura de aproximadamente 115 °C, para sua posterior utilização no processo. A demanda de vapor nos processos de aquecimento, evaporação do caldo é destilação é apresentada na Figura 6.3

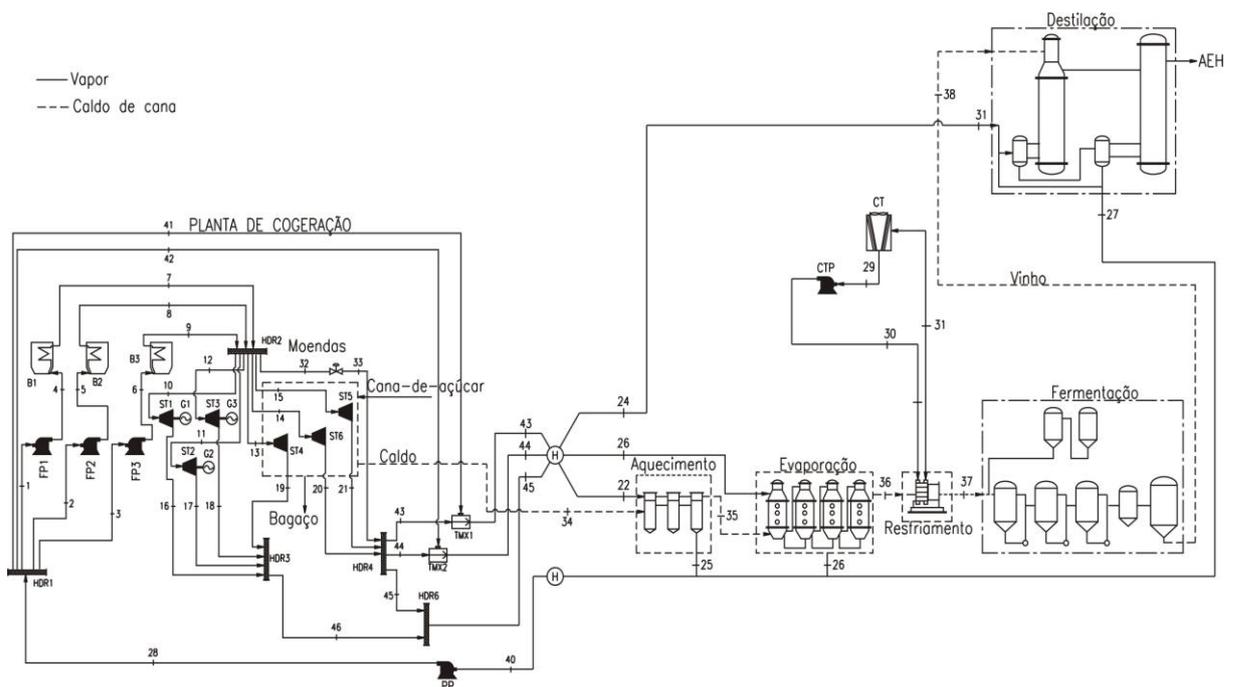


Figura 6.2 Estrutura física do cenário C1 (Caso Base)

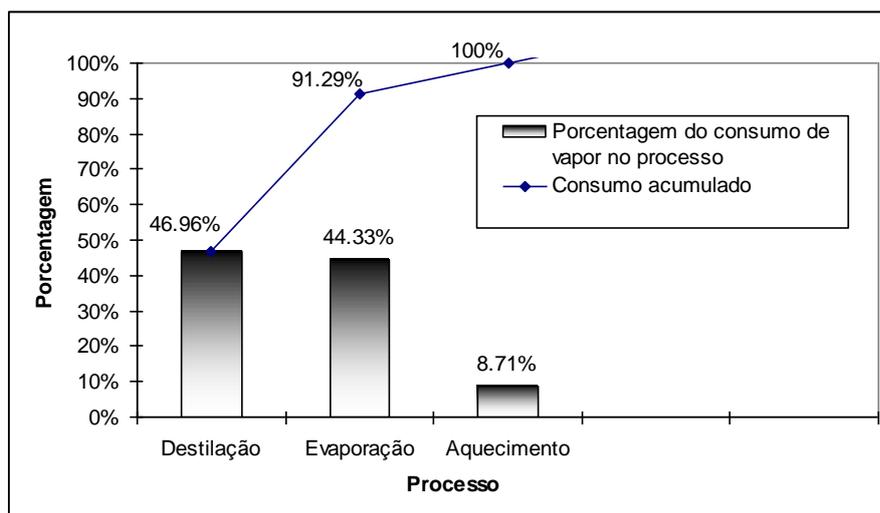


Figura 6.3 Diagrama de Pareto da demanda energética de vapor no processo (Dados baseados nas simulações realizadas no capítulo 5)

A figura mostra que as etapas de destilação e evaporação demandam o 91,29% de todo o vapor usado na planta. Portanto, as medidas de conservação energética que permitam incrementar a eficiência da planta devem-se concentrar no melhoramento destas etapas.

### 6.2.1.2 Alternativas de modernização do sistema de cogeração (Cenários C2-C5)

Com o propósito de quantificar as melhorias na destilaria, quatro cenários diferentes serão avaliados, neles serão considerados a substituição do sistema de cogeração do caso base que opera com parâmetros de pressão e temperatura de 2,0 MPa e 300 °C por outros que operam com parâmetros de pressão e temperatura de 4,2 MPa e 420°C, 6,0 MPa e 490°C, 8,0 e 510°C e finalmente 12,0 MPa e 520 °C.

Uma representação esquemática da estrutura física para os cenários C2, C3, C4 e C5 (TME-DA, DF-TME-DA) é apresentada na figura 6.4.

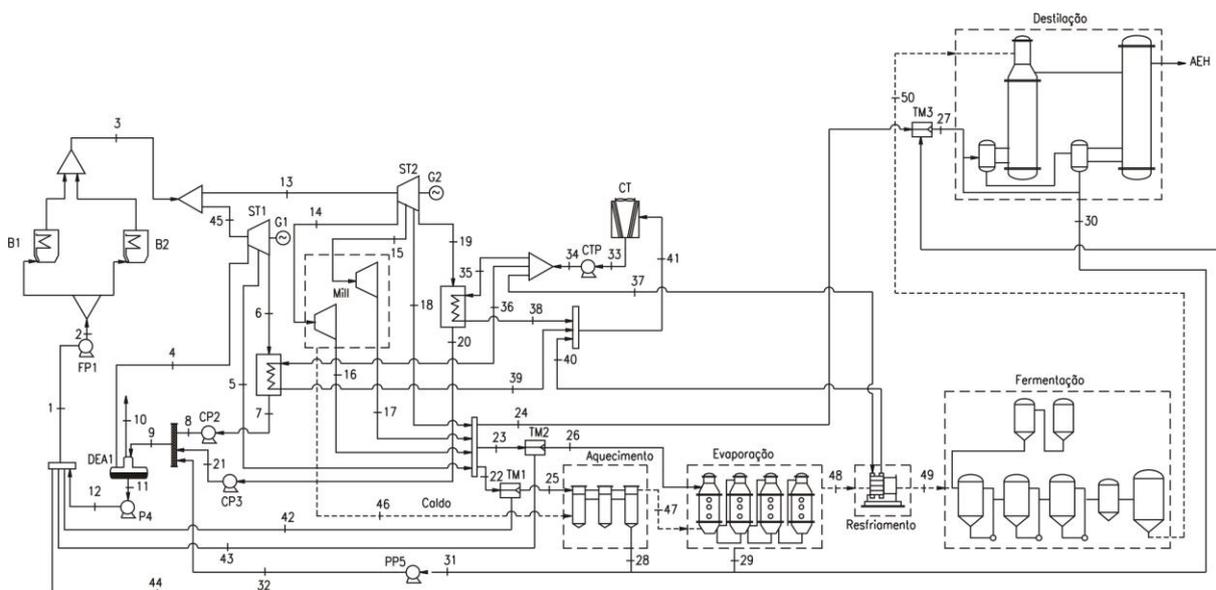


Figura 6.4 Estrutura física para os cenários C2, C3, C4 e C5 (TME-DA, DF-TME-DA)

Visando o estabelecimento de um cenário de referência comum para os casos de estudo C2-C5 descritos na Tabela 6.1, sua avaliação foi realizada considerando constantes os parâmetros descritos na Tabela 6.2.

Tabela 6.2 Principais parâmetros considerados no sistema de cogeração

<b>Dados de produção e energia para o sistema de cogeração e moendas</b>	<b>C2-C5</b>
Capacidade de moenda da planta [tc/h]	380
Duração da safra dias e aprov. do tempo [%]	210 / 85
Produção de vapor [t/h]	250
Consumo esp. de vapor no processo [ $\text{kg}_v/\text{tc}$ ]	388
PCI do bagaço [kJ/kg]	7562
Umidade do bagaço [%]	50
Pressão de condensação CEST 1 [kPa]	12
Pressão de condensação CEST 2 [kPa]	12
Eficiência das caldeiras [%]	88
<b>Sistema de moendas</b>	
Mill 1 – 4	
<b>Pressão do vapor de entrada [kPa abs]</b>	2200
Temperatura do vapor de entrada [°C]	320
Pressão de exaustão [kPa abs]	170

Consumo esp. Energia mecânica [kWh/tc]	16
Eficiência Isentrópica [%]	70

Nos processos de aquecimento, evaporação, resfriamento, fermentação e destilação do caldo, têm-se os parâmetros apresentados na Tabela 6.3

Tabela 6.3 Principais parâmetros adotados na planta de produção de etanol

<b>Dados de produção e energia para a destilaria</b>	<b>C2-C5</b>
Produção de etanol [m <sup>3</sup> /h]	32,68
<b>Aquecimento</b>	
Demanda de vapor [t/h]	12,99
Temperatura do vapor na entrada [°C]	115
Temperatura do vapor na saída [°C]	80
<b>Evaporação</b>	
Concentração do caldo misto na entrada [°Brix]	15
Concentração do caldo misto na saída [°Brix]	65
Demanda de vapor [t/h]	66,16
Temperatura do vapor na entrada [°C]	115
Temperatura do vapor na saída [°C]	69
<b>Resfriamento</b>	
Temperatura da água de entrada [°C]	25
Temperatura da água de saída [°C]	34
Temperatura do caldo na entrada [°C]	68
Temperatura do caldo na saída [°C]	28
<b>Fermentação</b>	
Concentração do vinho fermentado [%]	8
<b>Destilação</b>	
Concentração do álcool hidratado [%]	93,5
Demanda de vapor [t/h]	68,79
Temperatura do vapor na entrada [°C]	115
Temperatura do vapor na saída [°C]	60

a: Teor alcoólico do vinho 8%

Com os dados da Figura 6.3 e da Tabela 6.3 diferentes configurações das plantas diferentes plantas foram modeladas no software Gate-Cycle. A partir desses modelos foi possível obter indicadores de desempenho baseados na Primeira Lei ( $I_{g.exced.m}$ ), e na Segunda Lei ( $\eta_{exerg}$  e  $\eta_{exerg}$  global). Os principais resultados da avaliação termodinâmica da planta integrada (cenários C1-C5) são apresentados na Tabela 6.4.

Tabela 6.4 Geração, consumo de energia e indicadores de desempenho nos diferentes cenários analisados

Cenário	Consumo de vapor no processo [kg <sub>v</sub> /tc]	Consumo de Energia Mecânica [kWh]	Potência Instalada [MW]	Eletricidade Excedente [MW]	$\eta_{exerg}, \%$	$\eta_{exerg, global} \%$	$I_{g.exced.m}$ kWh/tc
<b>C1 (Caso base)</b>	388	7220	5,6	1,00	20,46	33,77	2,63
<b>C2</b>	388	6080	31	26,38	21,06	41,06	69,43
<b>C3</b>	388	6080	38	32,71	22,38	41,29	86,08
<b>C4</b>	388	6080	41	35,83	23,25	41,63	94,29
<b>C5</b>	388	6080	44	38,82	24,32	42,18	102,15

Os resultados apresentados na Tabela 6.5 mostram:

Para uma mesma vazão de vapor produzido nas caldeiras e tecnologias de evaporação convencional e destilação atmosférica, quando aumentam os parâmetros de pressão e temperatura, de 2,0 até 12,0 MPa e se utiliza sistemas de extração do caldo baseado em turbinas de múltiplos estágios, os índices de geração de eletricidade excedente aumentam de 2,63 a 102,15 kWh/tc.

Outro fator que pode afetar o desempenho das destilarias anteriormente mencionadas é o teor alcoólico do vinho produzido, já que o mesmo afeta o consumo energético do sistema de destilação da planta.

### 6.2.1.2.1 Impactos do teor alcoólico do vinho na geração de eletricidade excedente

Para cada um dos cenários anteriormente avaliados (C2-C5) foi determinado o impacto que tem a concentração do vinho obtido no processo de fermentação sobre a geração de eletricidade excedente da planta. Isto foi realizado considerando os resultados apresentados na Figura 5.10 do Capítulo 5.

Desta forma é possível quantificar, para um teor alcoólico do vinho variando na faixa de 7,0-9,0 %, o consumo específico de vapor da destilaria por tonelada de cana processada, o qual apresenta valores na faixa de 382-414 kgv/tc para as condições anteriormente apresentadas. Tomando-se como referência uma produtividade média de álcool hidratado de 86 litros por tonelada de cana processada, e a utilização de destilação atmosférica.

Para o cenário C2 (CEST/4,2MPa @420 °C), a redução do consumo específico de vapor em 17 %, pelo incremento no teor alcoólico do vinho permite incrementar em aproximadamente 3 % a quantidade de eletricidade excedente produzida na planta (Figura 6.5).

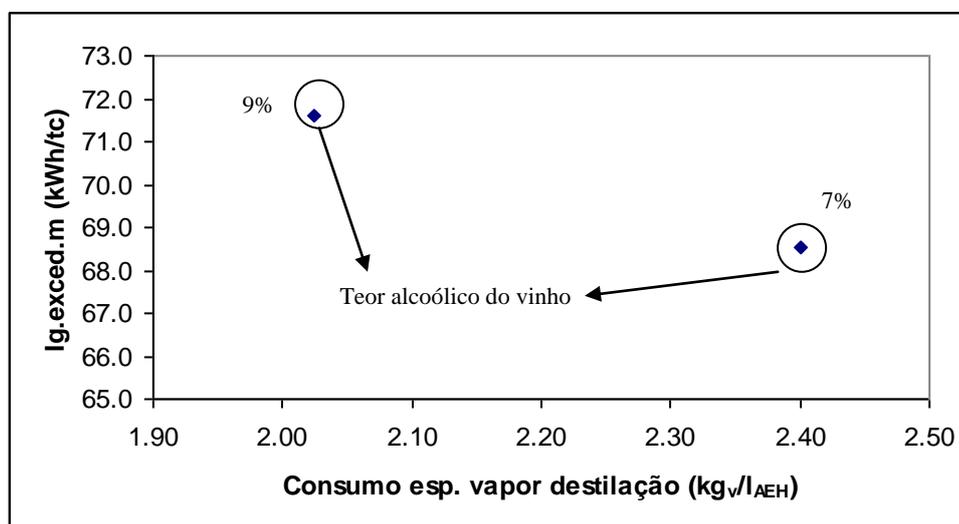


Figura 6.5 Incrementos no valor da quantidade de eletricidade excedente pelo incremento no teor de vinho alimentado ao sistema de destilação no cenário C2.

Quando o sistema de cogeração opera com parâmetros de vapor de 6,0 MPa /490 °C (cenário C3), os índices de geração de eletricidade excedente aumentam em aproximadamente 4 % (Figura 6.6).

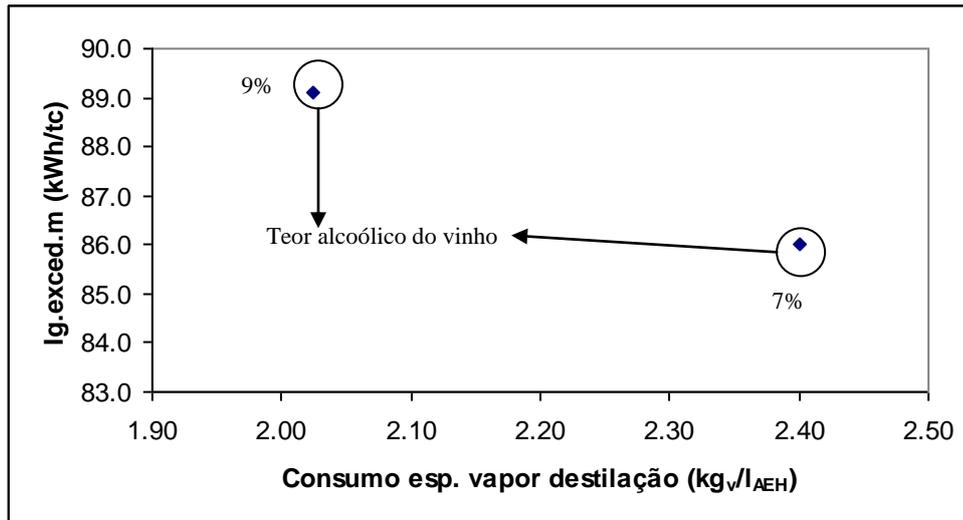


Figura 6.6 Incrementos no valor da quantidade de eletricidade excedente pelo incremento no teor de vinho alimentado ao sistema de destilação no cenário C3.

A Figura 6.7, apresenta o incremento nos índices de geração de eletricidade excedente para o cenário C4 (8,0 MPa/510 °C). Neste caso o índice de geração de eletricidade excedente é incrementado em 5 %.

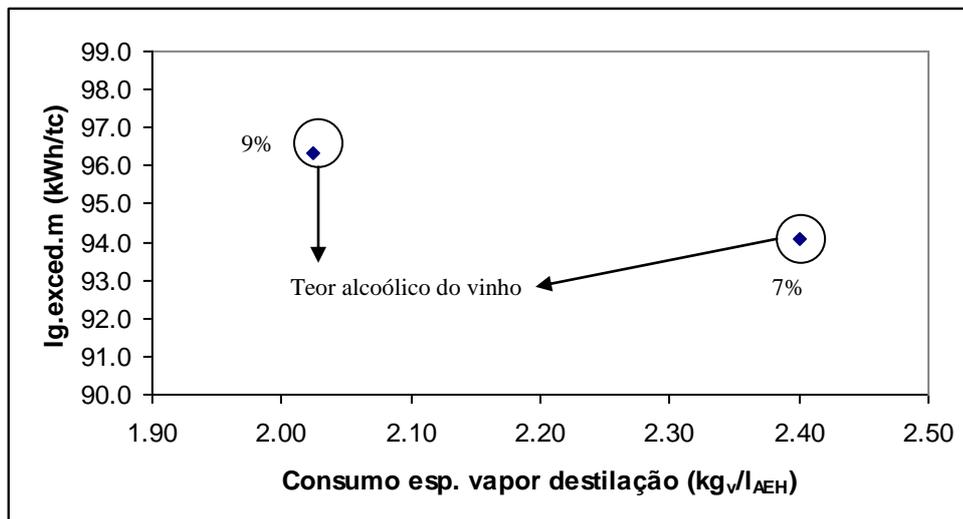


Figura 6.7 Incrementos no valor da quantidade de eletricidade excedente pelo incremento no teor de vinho alimentado ao sistema de destilação no cenário C4.

Para o cenário C5, que utiliza parâmetros de vapor de 12,0 MPa e 520 °C, os índices de geração de eletricidade excedente são incrementados em 6 %.

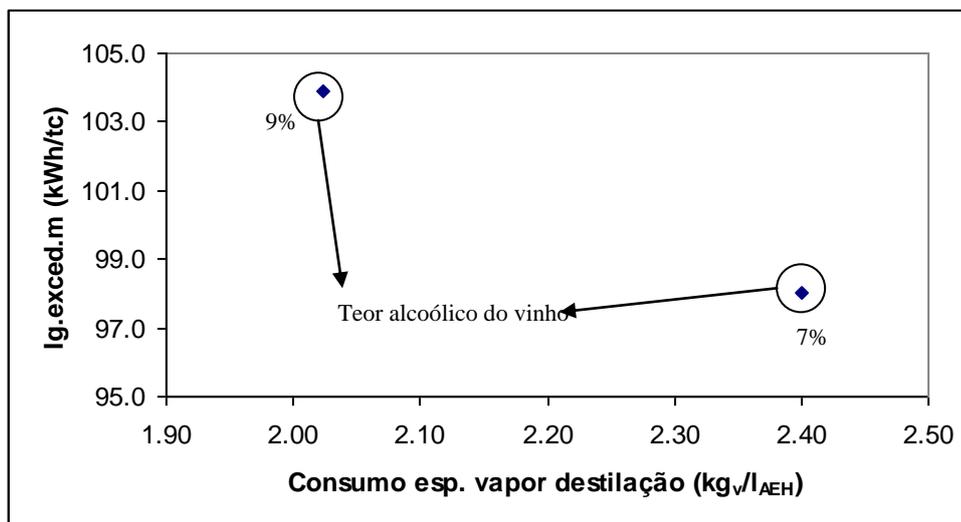


Figura 6.8 Incrementos no valor da quantidade de eletricidade excedente pelo incremento no teor de vinho alimentado ao sistema de destilação no cenário C5.

Os incrementos anteriores na geração de eletricidade excedente, são obtidos através da redução de consumo de vapor no processo utilizando medidas de conservação energética, neste caso, no sistema de fermentação, o que contribui para o melhor aproveitamento energético da planta. O controle do processo fermentativo pode ser realizado muitas vezes com medidas que não requerem grandes investimentos e com a capacitação adequada do pessoal envolvido nas etapas de produção.

Outra alternativa para o incremento da eficiência global da planta é através da incorporação de tecnologias mais eficientes nas diferentes etapas do processo produtivo do etanol.

A seguir serão avaliadas medidas de conservação energética na planta através de ações que requerem investimentos e que, portanto, podem afetar o custo final de produção da eletricidade e do etanol. Neste sentido serão avaliados os impactos da substituição das moedas e do sistema de destilação na eficiência global da planta e nos custos finais de produção dos principais produtos (eletricidade e álcool hidratado).

Desta forma é possível estabelecer prioridades para a planta, quando se considera a modernização das diferentes etapas produtivas na planta de produção de etanol.

### 6.2.1.3 Alternativas de modernização do sistema de produção de etanol (Cenários C6-C9)

Para cada uma das alternativas de cogeração anteriormente avaliadas (cenários C2-C5) foram implementadas várias alternativas tecnológicas. A primeira refere-se ao sistema de moendas escolhido e sua influencia no balanço global da planta (TSE, TME, ME, DTME e DME) e a segunda avalia o impacto que tem a substituição do sistema de destilação atmosférica por um sistema multipressão (DA por DM) no balanço global da planta. A Tabela 6.5 apresenta um resumo dos cenários avaliados neste caso, identificados de C6-C9.

Tabela 6.5 Cenários avaliados (Grupo III)

<b>Equipamentos e Parâmetros</b>	<b>C6</b>	<b>C7</b>	<b>C8</b>	<b>C9</b>
Caldeira: 4,2 MPa (abs) @ 300°C -CEST	X			
Caldeira: 6,0 MPa (abs) @ 490°C – CEST		X		
Caldeira: 8,0 MPa (abs) @ 510°C - CEST			X	
Caldeira: 12,0 MPa (abs) @ 520°C – CEST				X
<b>Geradores Elétricos</b>				
Turbinas de contrapressão				
Turbinas de Extração/ Condensação	X	X	X	X
<b>Moenda</b>				
Turbina Múltiplos Estágios (TME)	X	X	X	X
Motores Elétricos (ME)	a	X	X	X
Difusor – Turbina Multiples estágios (DF-TME)	X	X	X	X
Difusor – Motores Elétricos (DF-ME)		X	X	X
<b>Evaporação</b>				
Múltiplos efeitos (EME)	X	X	X	X
<b>Destilação</b>				
Atmosférica (DA)	X	X	X	X
Multipressão (DM)	X	X	X	X

a: Não é economicamente viável (Pistore e Lora; 2006)

Os ganhos energéticos em cada um dos cenários C6, C7, C8 e C9 serão comparados com os dos casos C2, C3, C4 e C5 respectivamente. Isto é C6 é comparado com C2, C7 com

C3 e assim sucessivamente. A comparação é realizada mantendo o sistema de destilação atmosférico em todos os cenários considerados.

Desta forma é possível quantificar as melhorias obtidas nos índices de geração de eletricidade excedente, quando é modificado o sistema de extração do caldo, porém mantendo constantes as etapas posteriores (ex, evaporação e destilação).

Os pontos correspondentes aos cenários C2, C3, C4 e C5 (TME-DA) correspondem ao ponto inferior na parte (a), (b) e (c) das Figuras 6.9, 6.10, 6.11 e 6.12, os mesmos são tomados como referências na quantificação dos impactos que tem a sistema de moendas utilizado na geração de excedentes elétricos nos novos cenários considerados (C6-C9).

### Comparação Grupos II e III

#### Cenário C6 e C2

A Figura 6.9 apresenta os índices de geração de eletricidade excedente para um sistema de cogeração operando com parâmetros de vapor de 4,2 MPa, sistema de extração baseado em turbinas de múltiplos estágios (C2-TME-DA) e sistema de difusores baseado em turbinas de múltiplos estágios (C6-DF-TME-DA).

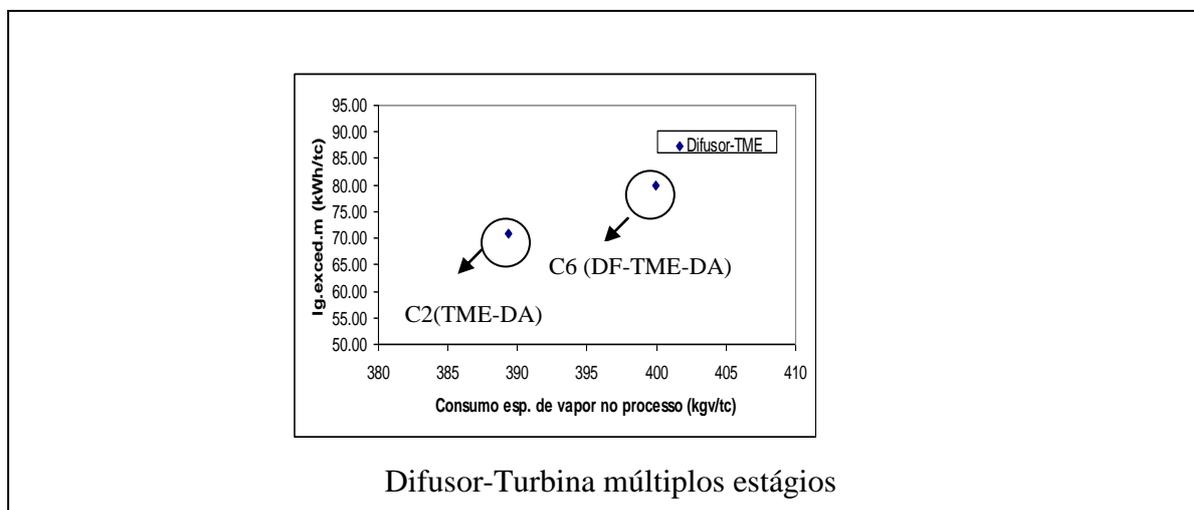


Figura 6.9 Índices de geração de eletricidade excedente por tonelada de cana processada para o Cenário C6 com relação ao cenário C2

Observa-se da Figura 6.9 que através da incorporação de um sistema de difusão, baseado em turbinas de múltiplos estágios, é possível obter incrementos de aproximadamente

11 % na quantidade de eletricidade excedente da planta. Isto apesar do sistema de difusores apresentar um maior consumo de vapor nas etapas posteriores à extração, dado a menor concentração obtida no caldo (~13 °Brix) no sistema de difusores. No entanto, este sistema demanda uma quantidade de vapor de alta pressão 55 % menor no sistema de extração por difusores em comparação com o sistema baseado em turbinas de múltiplos estágios, o que permite obter quantidades de eletricidade excedente superiores.

### Cenário C7 e C3

Neste item o sistema de extração baseado em turbinas de múltiplos estágios (C3-TME-DA) correspondente a um sistema de cogeração operando com parâmetros de vapor de 6,0 MPa é comparado com 3 sistemas de extração diferentes. O primeiro é um sistema de difusores baseado em turbinas de múltiplos estágios (C7-DF-TME-DA), o segundo é um sistema de moendas eletrificadas (C7-ME-DA) e o terceiro é um sistema de difusão baseado em motores elétricos (C7-DF-ME-DA).

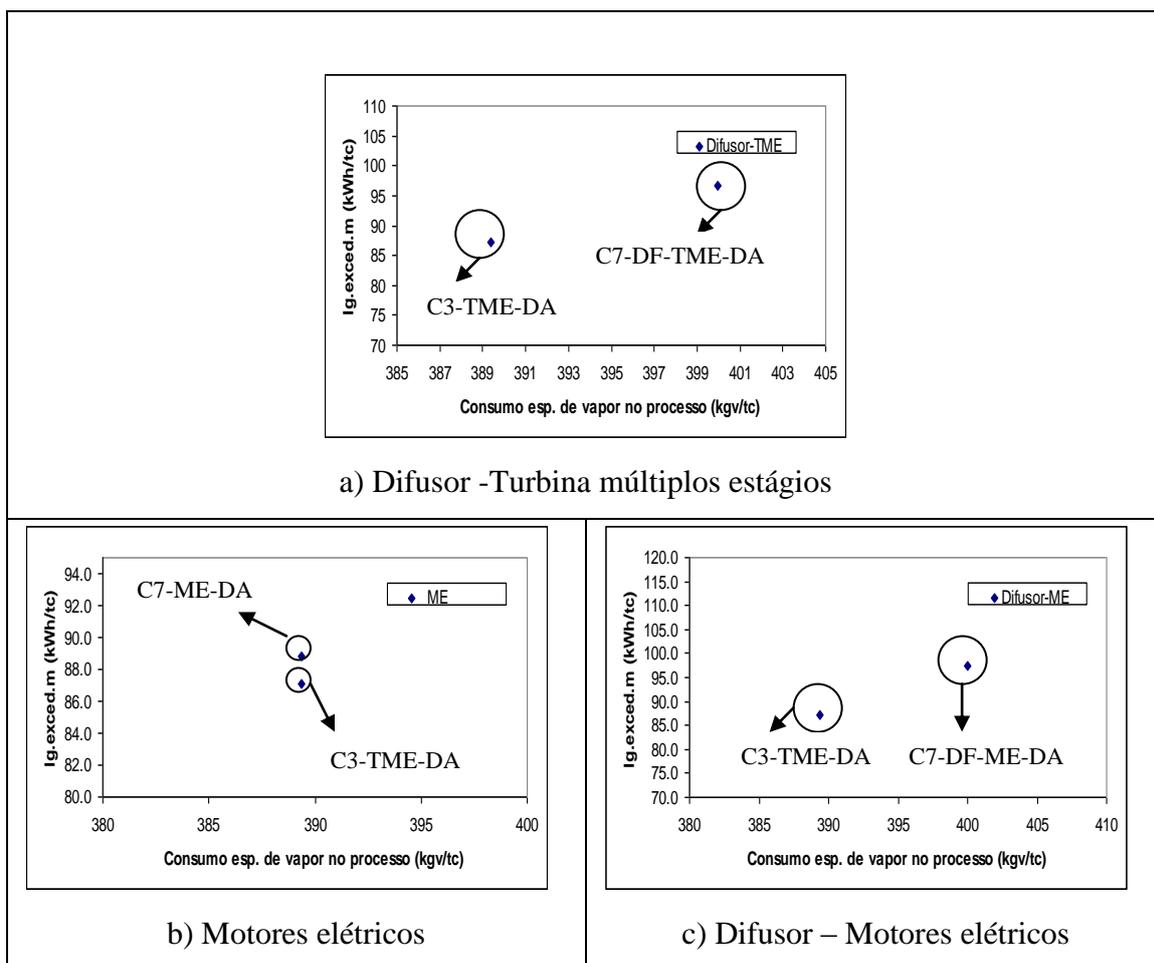


Figura 6.10 Índices de geração de eletricidade excedente por tonelada de cana processada para o Cenário C7 com relação ao cenário C3

Observa-se da Figura 6.10 (a) (b) e (c) que através da incorporação de um difusor, baseado em turbinas de múltiplos estágios, no Cenário C7, é possível obter um incremento de 10 % na quantidade de eletricidade excedente, enquanto a eletrificação das moendas convencionais permite obter incrementos de 2 % e a implementação de um sistema de difusores baseado em motores elétricos permite elevar em 11 % a quantidade de eletricidade exportada pela planta.

É possível observar na Figura 6.10 (b) que a eletrificação das moendas não representa ganhos significativos na quantidade de eletricidade excedente da planta quando o consumo específico de vapor no processo se mantém igual ao do sistema baseado em turbinas de múltiplos estágios. Portanto, é necessária a incorporação de medidas que contribuam para a redução do consumo de vapor no processo para incrementar os índices de eletricidade excedente, de uma forma razoável neste cenário.

Apesar de ser pouco o incremento na quantidade de eletricidade excedente obtidos na planta quando a eletrificação da moenda é realizada e os parâmetros de vapor são mantidos, a eletrificação das moendas é uma tendência consolidada no setor sucroalcooleiro principalmente por outras vantagens relacionadas com sua implementação como (Tateyama, 2007):

- Fim da oscilação na extração do caldo, que no caso das turbinas dependem da pressão do vapor.
- Os motores de indução empregados nas soluções propostas são praticamente livres de manutenção
- Não há necessidade de água no acionamento; não é necessário redimensionar as linhas de vapor e de água de resfriamento.
- Sua aplicação elimina a caixa de redução de alta rotação indispensável no acionamento com turbinas a vapor;

#### **Cenário C8 e C4**

Os principais resultados da análise comparativa dos cenários C8 (DF-TME-DA; ME-DA e DF-ME- DA) e C4 (TME-DA) são apresentados nas Figuras 6.11 (a), (b) e (c).

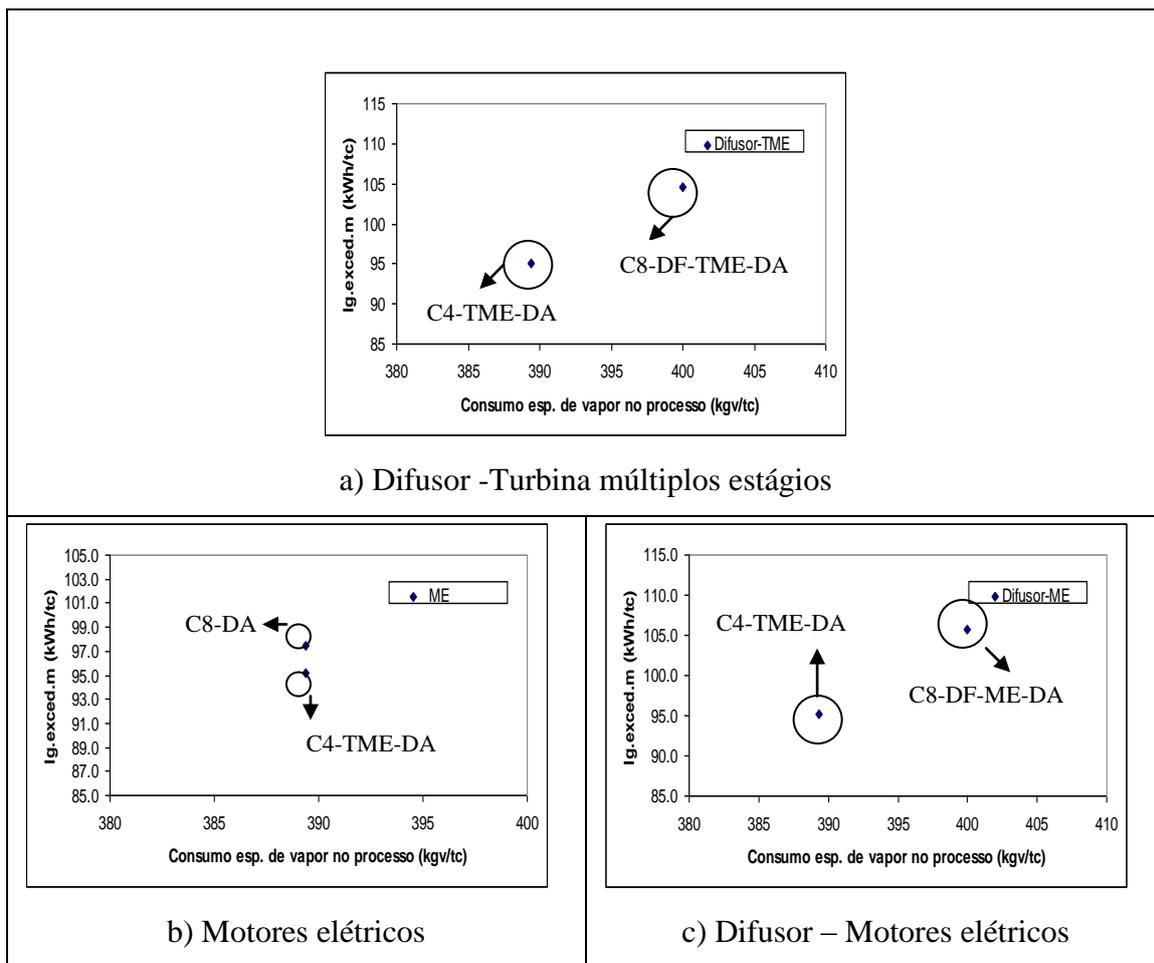


Figura 6.11 Índices de geração de eletricidade excedente por tonelada de cana processada para o Cenário C8 com relação ao cenário C4

O cenário C8, que considera a utilização de parâmetros de vapor de 8,0 MPa no sistema de cogeração a substituição das turbinas de múltiplos estágios nas moendas, permite a obtenção de incrementos de 10, 3 e 11%, quando o sistema de extração é baseado em difusores que utilizam turbinas de múltiplos estágios, motores elétricos e difusores baseados em motores elétricos, respectivamente.

### Cenário C9 e C5

Finalmente, as Figuras 6.12 (a), (b) e (c), apresentam os principais resultados da análise comparativas dos cenários C9 (DF-TME-DA; ME-DA e DF-ME-DA) e C5 (TME-DA).



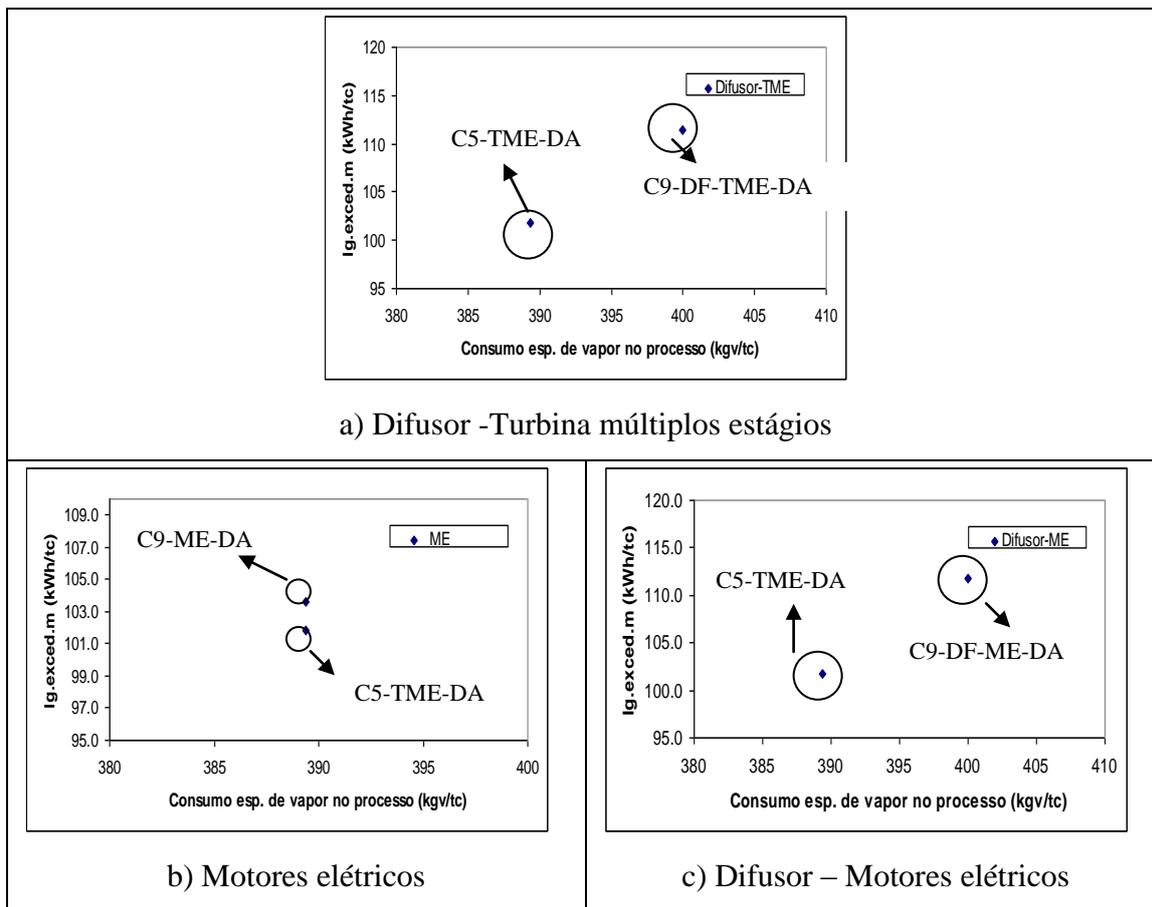


Figura 6.12 Índices de geração de eletricidade excedente por tonelada de cana processada para o Cenário C9 com relação ao cenário C5

Quando os parâmetros de vapor utilizados são de 12,0 MPa (Cenário C9), as mudanças no sistema de extração (DF-TME, ME e DF-ME) permitem obter incrementos de 9, 2 e 10% nos índices de geração de eletricidade excedente da planta quando comparados com o sistema (TME).

### Índices de geração de eletricidade excedente dos cenários avaliados no Grupo III quando são utilizadas duas tecnologias de destilação diferentes

#### Cenário C6

O cenário C6 considera a utilização de turbinas de múltiplos estágios (TME) no sistema de moendas e a substituição do sistema de destilação atmosférico, por um sistema de destilação multipressão (DM) Também, considera a substituição do sistema de moendas TME, por outro, baseado em difusor que utiliza turbinas de múltiplos estágios para as etapas de desfibrção e ajuste da umidade do bagaço ao sair do difusor.

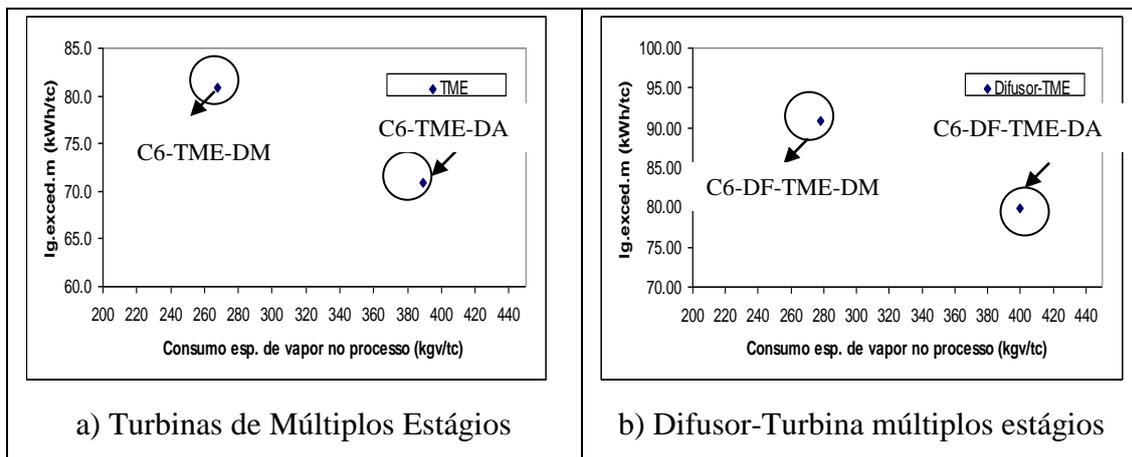


Figura 6.13 Índices de geração de eletricidade excedente por tonelada de cana processada para o Cenário C6 quando são utilizadas duas tecnologias de destilação diferentes

Da Figura 6.13 (a), observa-se que é possível obter uma redução de 31 % no consumo de vapor da planta ao substituir o sistema de destilação atmosférico pelo sistema de destilação multipressão, isto eleva o índice de geração de eletricidade excedente de 70 a 80,9 kWh/tc.

Ao substituir o sistema de destilação atmosférico por o sistema de destilação multipressão (Figura 6.13 (b)) quando a planta utiliza um sistema de extração de caldo baseado num difusor que utiliza turbinas de múltiplos estágios, pode-se incrementar o índice de geração de eletricidade excedente em 14 %.

### Cenário C7

No cenário C7 (sistema de cogeração 6,0 MPa e 490 °C) foram avaliados os impactos que tem a incorporação de sistemas de extração de caldo utilizando: turbinas de múltiplos estágios (TME), sistemas de difusores com turbinas de múltiplos estágios (DF-TME), motores elétricos (ME) e difusores com motores elétricos (DF-ME), sobre a quantidade de eletricidade excedente por tonelada de cana moída, considerando ainda sistemas de destilação atmosférica (DA) e multipressão (DM). Sendo os principais resultados obtidos apresentados na Figura 6.14.

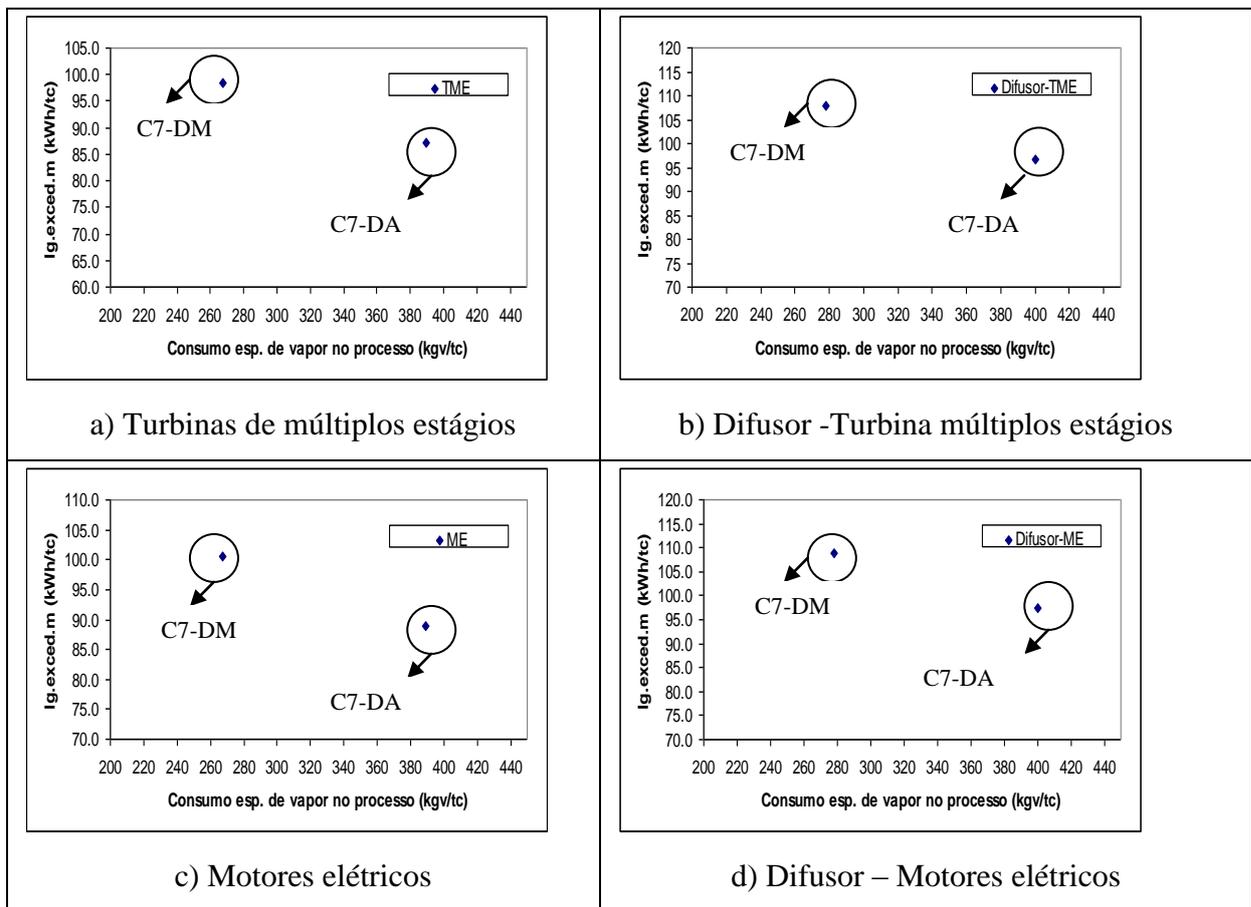


Figura 6.14 Índices de geração de eletricidade excedente por tonelada de cana processada para o Cenário C7 quando são utilizadas duas tecnologias de destilação diferentes

A Figura 6.14, mostra que é possível obter incrementos de 13 % na quantidade de eletricidade excedente da planta quando o sistema de destilação atmosférico é substituído por um sistema de destilação multipressão conservando o sistema de extração baseado em turbinas de múltiplos estágios.

Existe a possibilidade de incrementar os índices de geração de eletricidade excedente em 24 %, 15 %, e 25 %, nos cenários (DF-TME, ME e DF-ME), quando o sistema de destilação utilizado é multipressão em lugar de um sistema de destilação atmosférico.

### Cenário C8

Para o cenário C8 (sistema de cogeração baseado em turbinas de extração/condensação com parâmetros de vapor de 8,0 MPa e 510 °C), realiza-se as mesmas considerações que o Cenário C7, no que se refere aos sistemas de extração e destilação utilizados.

Os principais resultados para este cenário são apresentados na Figura 6.15

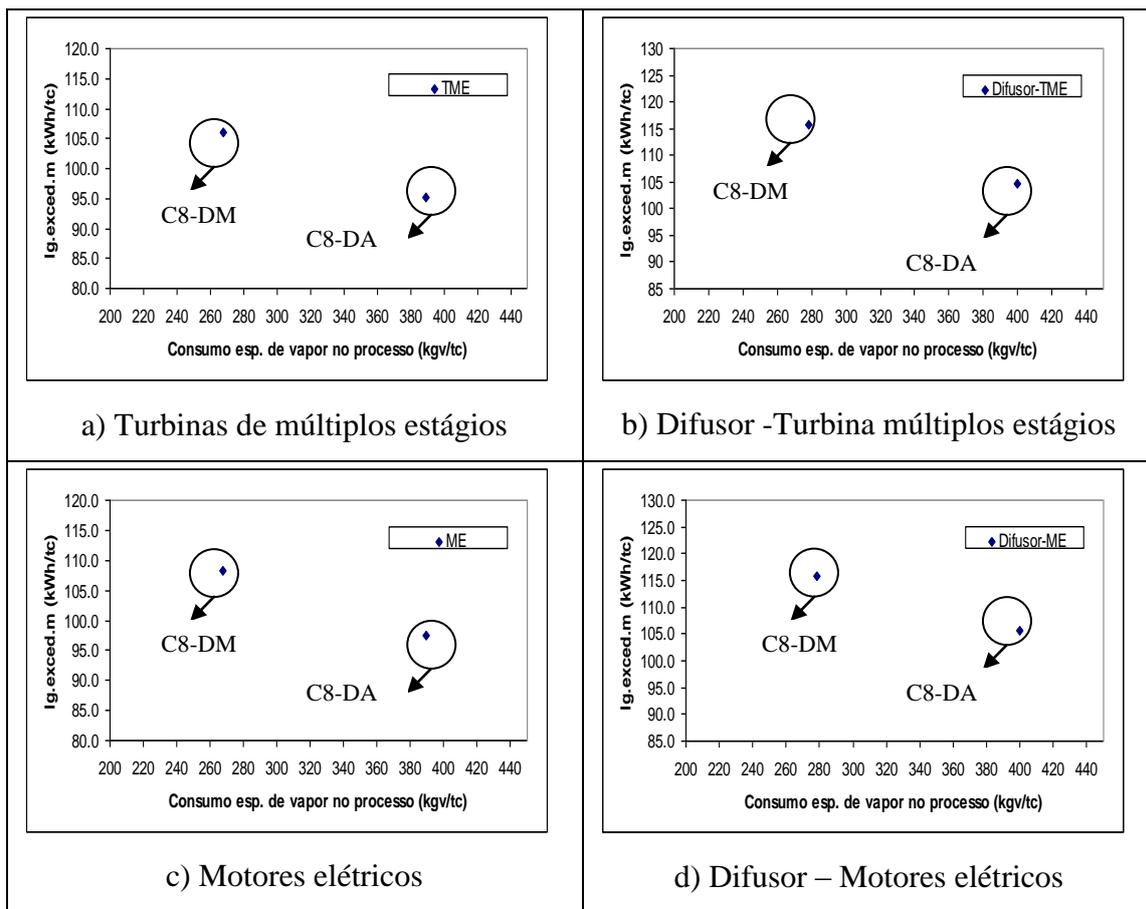


Figura 6.15 Índices de geração de eletricidade excedente por tonelada de cana processada para o Cenário C8 quando são utilizadas duas tecnologias de destilação diferentes

A Figura 6.15 mostra que com relação ao Cenário C8-DA, quando o sistema de destilação considerado é multipressão, os incrementos na quantidade de eletricidade excedente são de 12%, 22%, 14 % e 22 %, para os casos de TME, DF-TME, ME e DF-ME respectivamente.

### Cenário C9

O Cenário C9 (sistema de cogeração baseado em turbinas de extração/condensação operando com parâmetros de 12,0 MPa e 520 °C) realiza as mesmas considerações dos cenários C7 e C8, no que se refere aos sistemas de extração do caldo nas moendas e na destilação. Os principais resultados são apresentados na Figura 6.16.

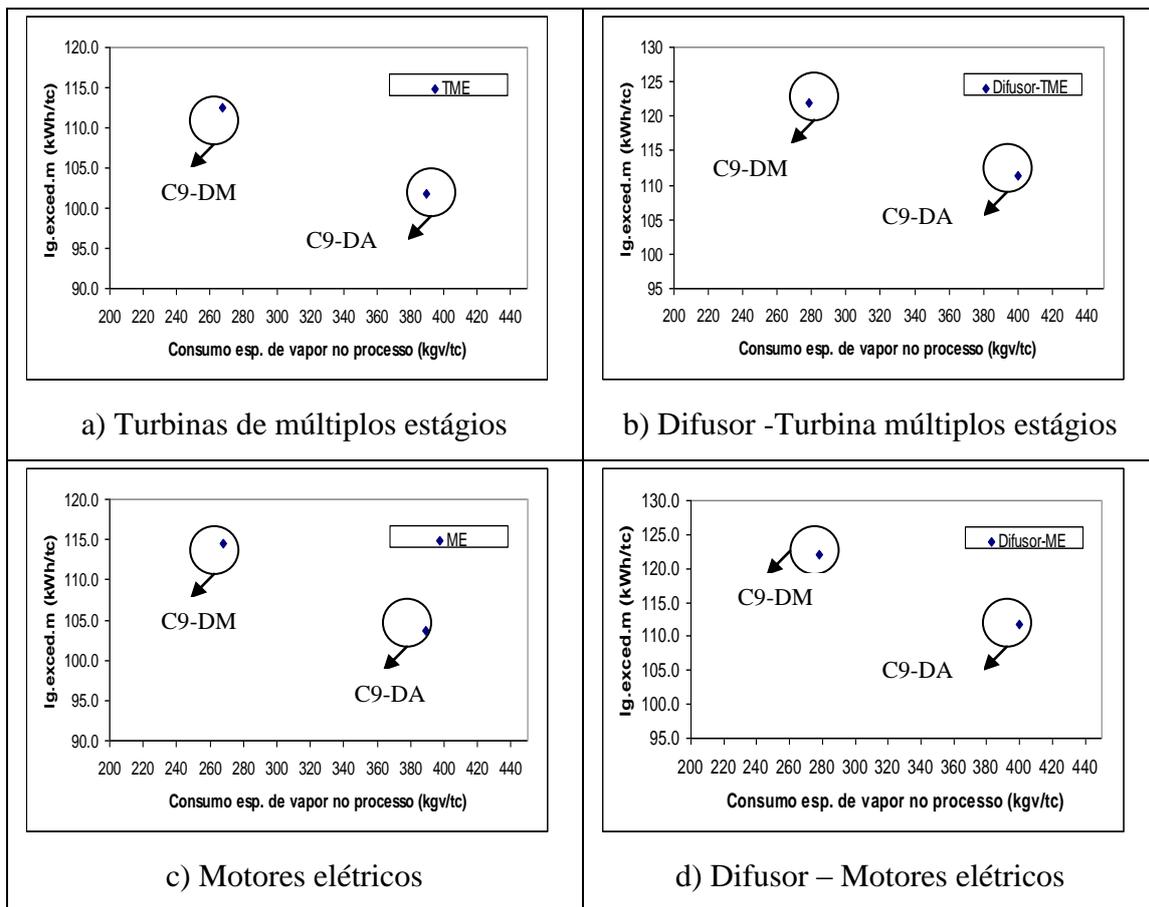


Figura 6.16 Índices de geração de eletricidade excedente por tonelada de cana processada para o Cenário C9 quando são utilizadas duas tecnologias de destilação diferentes

A Figura 6.16 mostra que, se o sistema de destilação atmosférico é substituído por um sistema de destilação multipressão os incrementos da eletricidade excedente na planta para cada um desses sistemas de extração (TME, DF-TME, ME e DF-ME), são de 10, 20, 12 e 20%, respectivamente.

Observa-se dos resultados apresentados nas Figuras, 6.9, 6.10, 6.11 e 6.12 que os maiores índices de eletricidade excedente das destilarias são obtidos quando são utilizados parâmetros de vapor de 12,0 MPa e 520 °C, combinados com tecnologias de difusores juntamente com motores elétricos no sistema de extração e um sistema de destilação multipressão para este caso o índice de geração de eletricidade excedente é de 120 kWh/tc. É importante ressaltar como a diminuição no consumo energético da planta exerce um papel muito importante na elevação dos parâmetros de vapor dos sistemas de cogeração, permitindo maximizar a quantidade de eletricidade comercializada com a rede elétrica.

No que se refere a incrementos na quantidade de excedentes elétricos pela eletrificação das moendas, os mesmos são baixos quando as moendas são eletrificadas e os parâmetros de vapor com os que opera a planta são mantidos constantes C7,C8,C9 (ME-DA e ME-DM).

A seguir serão determinadas as eficiências globais que apresentam as destilarias quando são considerados os cenários C1-C5 e C6-C9

### 6.3 Comparação de cenários considerando a eficiência exergética global

A Figura 6.17, apresenta os valores das eficiências globais da planta determinados para os cenários C1-C5.

Da mesma forma que para os índices de eletricidade excedente por tonelada de cana processada, serão quantificadas as melhorias obtidas nos cenários C2-C5, com relação ao Caso Base (cenário C1) e nos cenários C6-C9 a partir dos resultados obtidos nos cenários C2-C5.

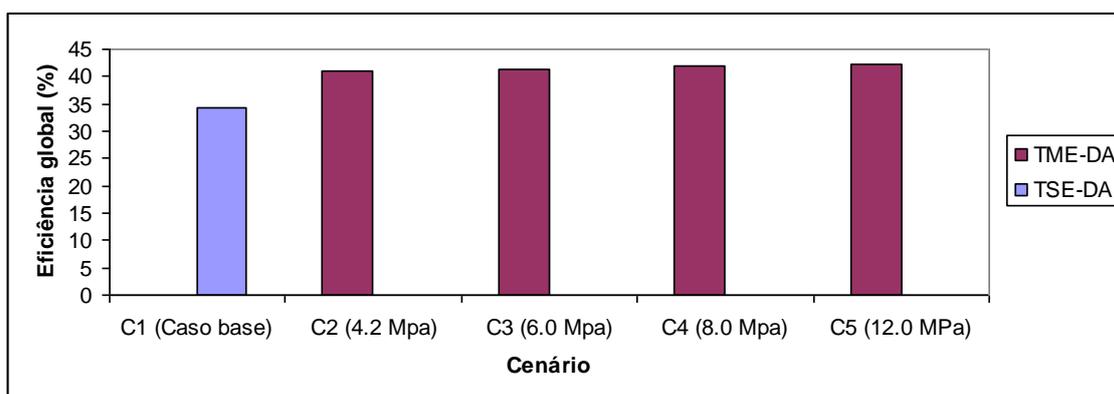


Figura 6.17 Eficiência exergética global para os cenários C1-C5

Observa-se da Figura 6.17 que a substituição de um sistema de cogeração baseado em turbina de contrapressão por outros sistemas de cogeração baseados em turbinas de extração/condensação, que operem com parâmetros de vapor de 4,2 MPa (cenário C2), 6,0 MPa (cenário C3), 8,0 MPa (cenário C4) e 120 MPa (cenário C5) permite obter incrementos na eficiência global da planta de 16, 17, 18 e 19 %, respectivamente, ao permitir elevar a produção de excedentes elétricos produzidos pela planta.

### Comparação das eficiências exergéticas globais das plantas para os Grupos II e III

A Figura 6.18 apresenta a comparação da eficiência global obtida no Cenário C6, que introduz diferentes alternativas tecnológicas às consideradas inicialmente no cenário C2, sendo possível quantificar as melhorias obtidas, quando os sistemas de extração e destilação do cenário C2 são alterados.

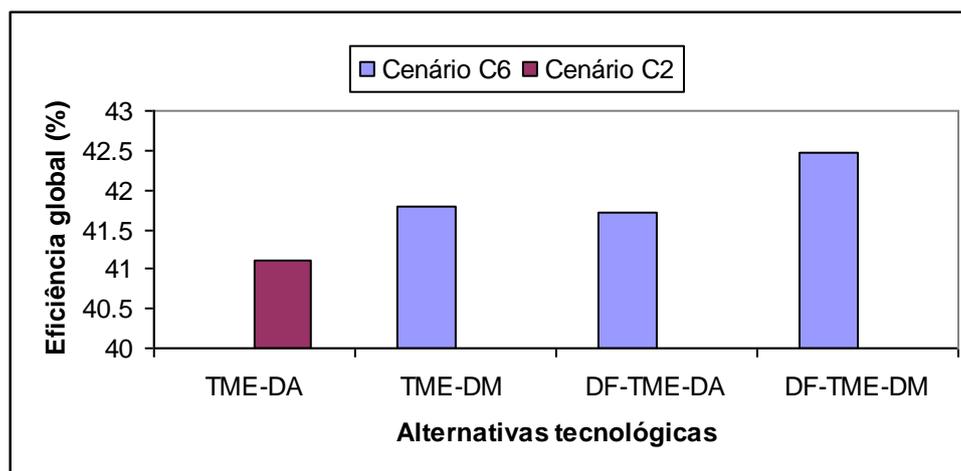


Figura 6.18 Comparação das eficiências globais da planta para os cenários C6 e C2 considerando diferentes alternativas tecnológicas nas etapas de extração e destilação

Da Figura 6.18 é possível observar que quando no sistema de cogeração que opera com parâmetros de vapor de 4,2 MPa, se o sistema de extração baseado em turbinas de múltiplos estágios é mantido e o sistema de destilação atmosférico é trocado por um multipressão (TME-DM) a eficiência global da planta é incrementada em 2%. Porém, se o sistema de extração é trocado por outro, baseado em difusores utilizando turbinas de múltiplos estágios mantendo o sistema de destilação atmosférica (DF-TME-DA) é possível obter um incremento de 1% neste indicador.

Quando os sistemas de extração e destilação são modernizados simultaneamente (DF-TME-DM) o incremento na eficiência global da planta é de 3%.

As melhorias introduzidas na eficiência global pela utilização de diferentes alternativas tecnológicas na planta de produção de etanol quando o sistema de cogeração opera com parâmetros de vapor de 6,0 MPa são apresentadas na Figura 6.19.

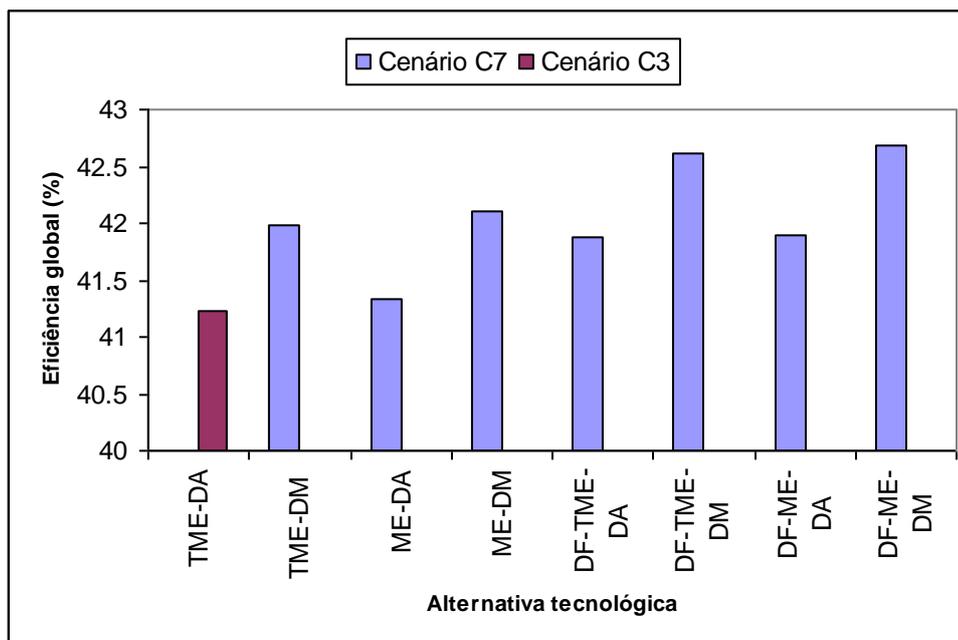


Figura 6.19 Comparação das eficiências globais da planta para os cenários C7 e C3 considerando diferentes alternativas tecnológicas nas etapas de extração e destilação

Para o cenário C7, quando é implementado um sistema de destilação multipressão em lugar do sistema atmosférico mantendo o sistema de extração baseado em turbinas de múltiplos efeitos (C7-TME-DM), o incremento na eficiência global da planta é de 2 %.

As alternativas ME-DA, ME-DM, DF-TME-DA, DF-TME-DM, DF-ME-DA e DF-ME-DM do Cenário C7 permitem incrementar em 1, 2, 1.6, 3, 2 e 4 %, respectivamente, a eficiência global da planta.

A comparação dos cenários C8 e C4 é apresentada na Figura 6.16. Observa-se desta figura que a utilização de sistemas de extração baseado em turbinas de múltiplos estágios combinado com um sistema de destilação multipressão (TME-DM) permite obter incrementos de 2 % na eficiência global da planta.

A implementação de moendas acionadas por motores elétricos, utilizando sistemas de destilação atmosférica e multipressão (ME-DA e ME-DM), permite obter incrementos na eficiência global de 0,33 e 1,4%, respectivamente.

Quando os sistemas de moendas utilizam difusores baseados em turbinas de múltiplos estágios ou em motores elétricos e sistemas de destilação atmosféricos (DF-TME-DA e DF-ME-DA) os acréscimos na eficiência são de aproximadamente 1 %. Eles ainda podem ser

aumentados em 3 % através da utilização de sistemas de destilação multipressão (DF-TME-DM e DF-ME-DM).

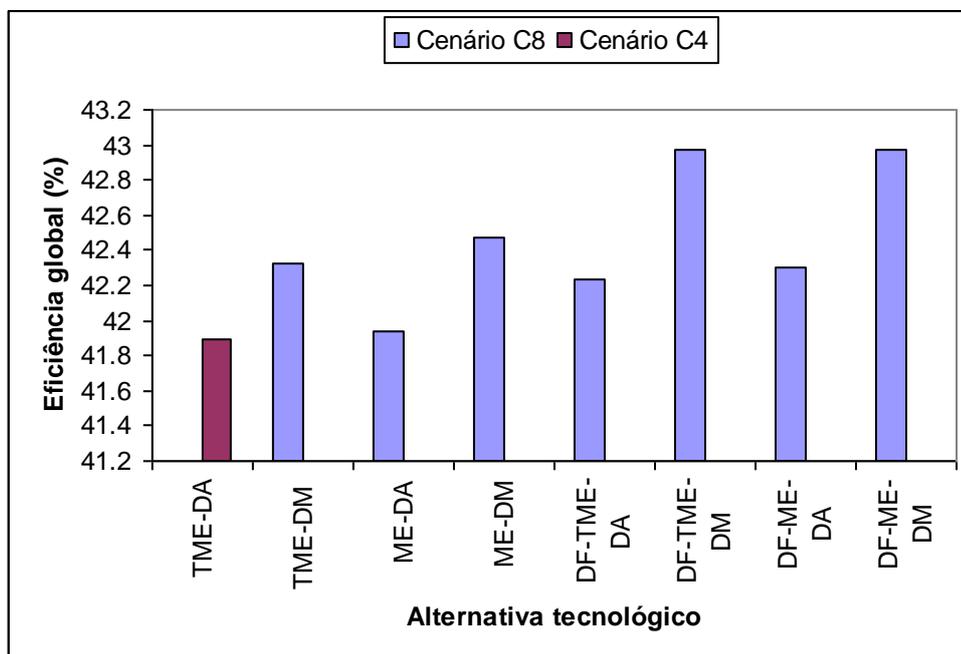


Figura 6.20 Comparação das eficiências globais da planta para os cenários C8 e C4 considerando diferentes alternativas tecnológicas nas etapas de extração e destilação

Finalmente a comparação dos cenários C9 e C5 é realizada na Figura 6.21. Observa-se desta figura que é possível obter um incremento de 2 % na alternativa (TME-DM), de 0,3 % na alternativa (ME-DA), de 2 % na alternativa (ME-DM), de 1,5 % na alternativa (DF-TME-DA), de 3 % na alternativa (DF-TME-DM), de 2 % na alternativa (DF-ME-DA), e de 3 % na alternativa (DF-ME-DM).

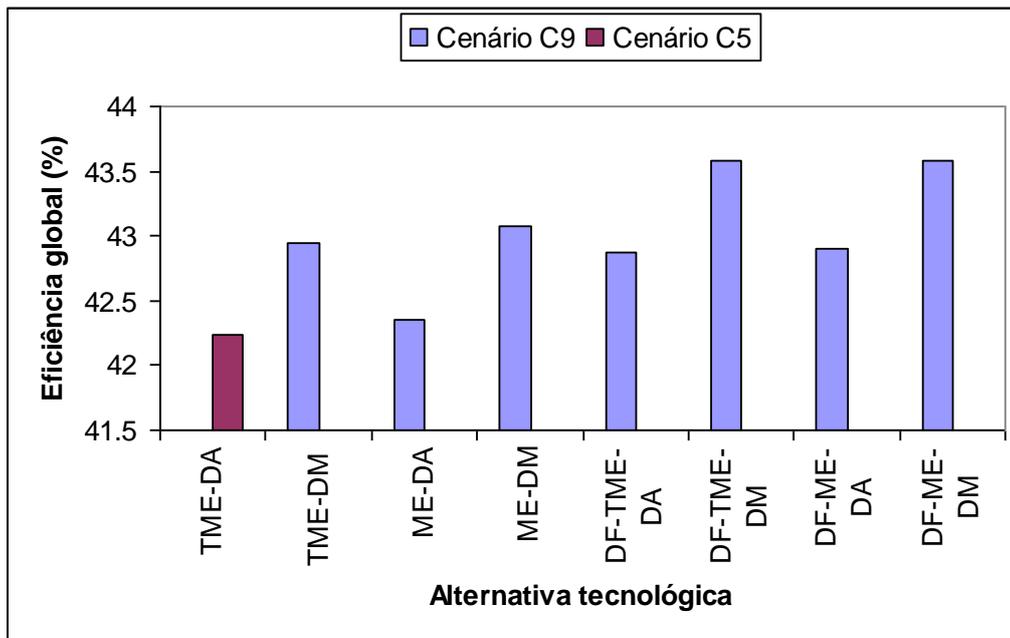


Figura 6.21 Comparação das eficiências globais da planta para os cenários C9 e C5 considerando diferentes alternativas tecnológicas nas etapas de extração e destilação

## 6.4 Modelagem Termoeconômica dos distintos cenários considerados

Foram elaborados vários modelos termoeconômicos, considerando um sistema de cogeração baseado numa turbina a contrapressão (caso base), e o mesmo é comparado com as alternativas de modernização propostas (cenários C2-C5 e C6-C9).

### 6.4.1 Considerações Realizadas

Na avaliação termoeconômica dos diferentes cenários considerados foram realizadas algumas considerações as quais são descritas a seguir:

Os motores elétricos das bombas utilizadas foram incorporados no mesmo volume de controle das bombas consideradas. Nas estruturas produtivas dos cenários C2 a C9 foi considerada a inclusão do condensador, na mesma unidade ou sistema de geração de eletricidade (turbina de condensação/extração). O procedimento mais adequado envolveria a

internalização da neguentropia, que não faz parte deste trabalho, uma abordagem detalhada é encontrada em (Santos, 2009). Portanto, foi utilizada a exergia total.

As estruturas físicas e produtivas dos cenários C6 (TME-DM, DF-TME-DA e DF-TME-DM), C7 (TME-DM, DF-TME-DA e DF-TME-DM), C8 (TME-DM, DF-TME-DA e DF-TME-DM) e C9 (TME-DM, DF-TME-DA e DF-TME-DM), são as mesmas, pois a diferença entre um caso e outro está relacionada somente com a elevação dos parâmetros do vapor das caldeiras de 4,2 MPa (abs.) até 12,0 MPa (abs.), não havendo alterações no número de equipamentos.

Já as estruturas produtivas dos cenários C7 (ME-DA, ME-DM), C8 (ME-DA, ME-DM) e C9 (ME-DA, ME-DM) são diferentes, porque é considerada a substituição das turbinas de acionamento mecânico por motores elétricos.

Para o caso dos cenários C7 (DF-TME-DA, DF-TME-DM, DF-ME-DA e DF-ME-DM), C8 (DF-TME-DA, DF-TME-DM, DF-ME-DA e DF-ME-DM) e C9 (DF-TME-DA, DF-TME-DM, DF-ME-DA e DF-ME-DM), que utilizam difusores, a estrutura produtiva dos mesmos é semelhante à dos cenários C7 (TME-DA, TME-DM, ME-DA, ME-DM), C8 (TME-DA, TME-DM, ME-DA, ME-DM) e C9 (TME-DA, TME-DM, ME-DA, ME-DM), que também utilizam turbinas a vapor e motores elétricos em seus sistemas de moagem.

Com base na estrutura física, são definidos os fluxos que representam insumos, produtos e perdas em cada equipamento ou unidade produtiva, o que permite reunir as informações necessárias para construir o diagrama ou estrutura produtiva da planta. A estrutura produtiva para o Caso Base é apresentada na Figura 6.22.

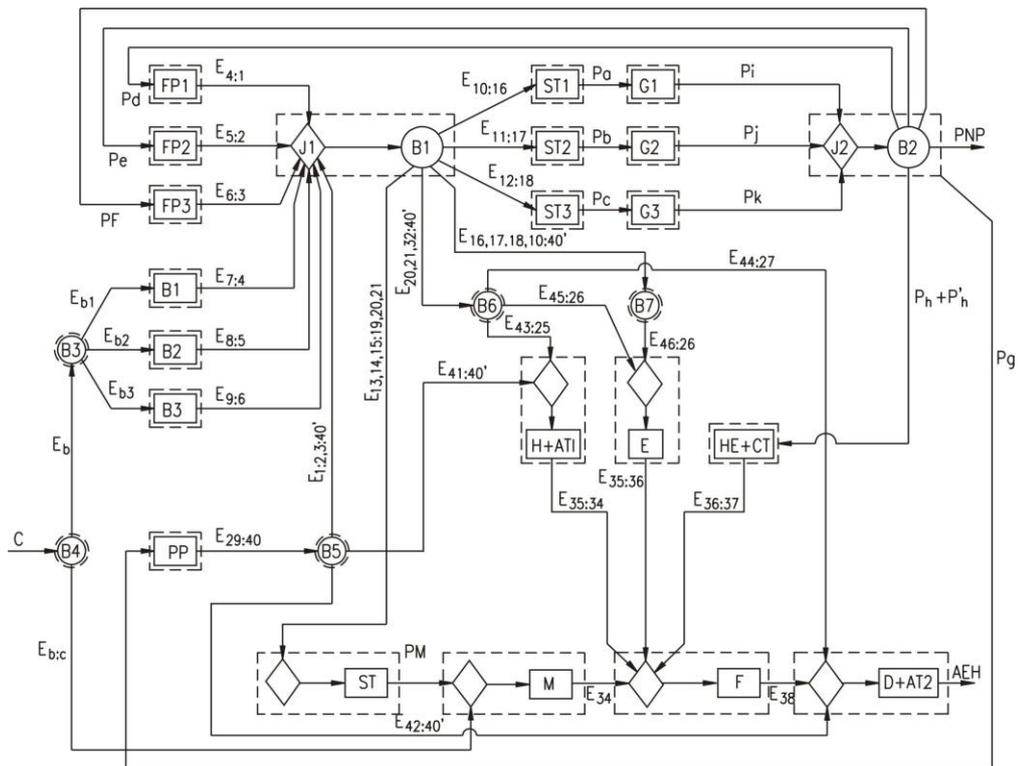


Figura 6.22 Estrutura produtiva do caso base

A partir da Figura 6.22 é possível a construção do modelo termoeconômico da planta (Tabela 6.6). Todos os insumos que entram na planta influem no custo final dos produtos.

Tabela 6.6 Modelo Termoeconômico do Caso base

Nome	Unidade Produtiva	Unidade Física	Equação
Bifurcação	B4	---	$c_{Bagaço} \cdot E_{Bagaço} + c_{caldo} \cdot E_{caldo} - c_{cana} \cdot E_{cana} = C_{cana}$
Caldeira	B1	Caldeira 1	$c_{7:4} \cdot E_{7:4} - c_{b1} \cdot E_{b1} = \dot{Z}_{Caldeira1}$
Caldeira	B2	Caldeira 2	$c_{8:5} \cdot E_{8:5} - c_{b2} \cdot E_{b2} = \dot{Z}_{Caldeira2}$
Caldeira	B3	Caldeira 3	$c_{9:6} \cdot E_{9:6} - c_{b3} \cdot E_{b3} = \dot{Z}_{Caldeira3}$
Bomba de alta pressão 1	FP1	Bomba de alta pressão 1	$c_{4:1} \cdot E_{4:1} - c_{Pd} \cdot E_{Pd} = \dot{Z}_{FP1}$
Bomba de alta pressão 2	FP2	Bomba de alta pressão 2	$c_{5:2} \cdot E_{5:2} - c_{Pe} \cdot E_{Pe} = \dot{Z}_{FP2}$
Bomba de alta pressão 3	FP3	Bomba de alta pressão 3	$c_{6:3} \cdot E_{6:3} - c_{Pf} \cdot E_{Pf} = \dot{Z}_{FP3}$
Bomba retorno de	PP	Bomba retorno de	$c_{29:40} \cdot E_{29:40} - c_{Pg} \cdot E_{Pg} = \dot{Z}_{PP}$

condensado do processo		condensado do processo	
Turbina	ST1	Turbina Contrapressão 1	$c_{Pa} \cdot E_{Pa} - c_{10:16} \cdot E_{10:16} = \dot{Z}_{ST1}$
Turbina	ST2	Turbina Contrapressão 2	$c_{Pb} \cdot E_{Pb} - c_{11:17} \cdot E_{11:17} = \dot{Z}_{ST2}$
Turbina	ST3	Turbina Contrapressão 3	$c_{Pc} \cdot E_{Pc} - c_{12:18} \cdot E_{12:18} = \dot{Z}_{ST3}$
Junção + Bifurcação	J1-B1	---	$c_{10:16} \cdot E_{10:16} + c_{11:17} \cdot E_{11:17} + c_{12:18} \cdot E_{12:18} +$ $c_{16,17,18,10:40'} \cdot E_{16,17,18,10:40'} + c_{20,21,32:40'} \cdot E_{20,21,32:40'} +$ $c_{13,14,15:19,20,21} \cdot E_{13,14,15:19,20,21} - c_{4:1} \cdot E_{4:1} -$ $c_{5:2} \cdot E_{5:2} - c_{6:3} \cdot E_{6:3} = 0$
Junção + Bifurcação	J2-B2	---	$c_{Pd} \cdot E_{Pd} + c_{Pe} \cdot E_{Pe} + c_{Pf} \cdot E_{Pf} + c_{Pg} \cdot E_{Pg} + c_{PNP} \cdot E_{PNP}$ $c_{Ph+Ph'} \cdot E_{Ph+Ph'} - c_{Pi} \cdot E_{Pi} - c_{Pj} \cdot E_{Pj} - c_{Pk} \cdot E_{Pk} = 0$
Gerador	G1	Gerador 1	$c_{Pi} \cdot E_{Pi} - c_{Pa} \cdot E_{Pa} = \dot{Z}_{G1}$
Gerador	G2	Gerador2	$c_{Pj} \cdot E_{Pj} - c_{Pb} \cdot E_{Pb} = \dot{Z}_{G2}$
Gerador	G3	Gerador 3	$c_{Pk} \cdot E_{Pk} - c_{Pc} \cdot E_{Pc} = \dot{Z}_{G3}$
Bifurcação	B3	---	$c_{b1} \cdot E_{b1} + c_{b2} \cdot E_{b2} + c_{b3} \cdot E_{b3} - c_b \cdot E_b = 0$
Bifurcação	B5	---	$c_{42:40'} \cdot E_{42:40'} + c_{41:40'} \cdot E_{41:40'} + c_{1,2,3:40'} \cdot E_{1,2,3:40'} -$ $c_{29:40} \cdot E_{29:40} = 0$
Bifurcação	B6	---	$c_{44:27} \cdot E_{44:27} + c_{45:26} \cdot E_{45:26} + c_{43:25} \cdot E_{43:25} -$ $c_{20,21,32:40'} \cdot E_{29:40} = 0$
Bifurcação	B7	---	$c_{46:26} \cdot E_{46:26} - c_{16,17,18,10:40'} \cdot E_{16,17,18,10:40'} = 0$
Torre de resfriamento	HE+CT	Torre de resfriamento	$c_{36:37} \cdot E_{36:37} - c_{Ph+Ph'} \cdot E_{Ph+Ph'} = \dot{Z}_{TR}$
Aquecimento	H+AT1	Aquecimento	$c_{35:34} \cdot E_{35:34} - c_{43:25} \cdot E_{43:25} - c_{41:40'} \cdot E_{41:40'} = \dot{Z}_{H+AT1}$
Evaporação	E	Evaporação	$c_{35:36} \cdot E_{35:36} - c_{46:26} \cdot E_{46:26} - c_{45:26} \cdot E_{45:26} = Z_E$
Acionadores Mecânicos	ST	Acionadores Mecânicos	$c_{PM} \cdot E_{PM} - c_{13,14,15:19,20,21} \cdot E_{13,14,15:19,20,21} = \dot{Z}_{ST}$
Moendas	M	Moendas	$c_{34} \cdot E_{34} + c_{PM} \cdot E_{PM} - c_{B:C} \cdot E_{B:C} = \dot{Z}_M$
Fermentação	F	Fermentação	$c_{38} \cdot E_{38} - c_{36:37} \cdot E_{36:37} - c_{35:36} \cdot E_{35:36} -$ $c_{35:34} \cdot E_{35:34} = \dot{Z}_F$
Destilação	D	Destilação	$c_{AEH} \cdot E_{AEH} - c_{44:27} \cdot E_{44:27} - c_{38} \cdot E_{38} -$ $c_{42:40'} \cdot E_{42:40'} = \dot{Z}_{D+AT2}$

A estrutura produtiva dos cenários C2- C5 (TME-DA, TME-DM, DF-TME-DA e DF-TME-DM) e C6-C9 (TME-DA, TME-DM, DF-TME-DA e DF-TME-DM) é apresentada na Figura 6.23.

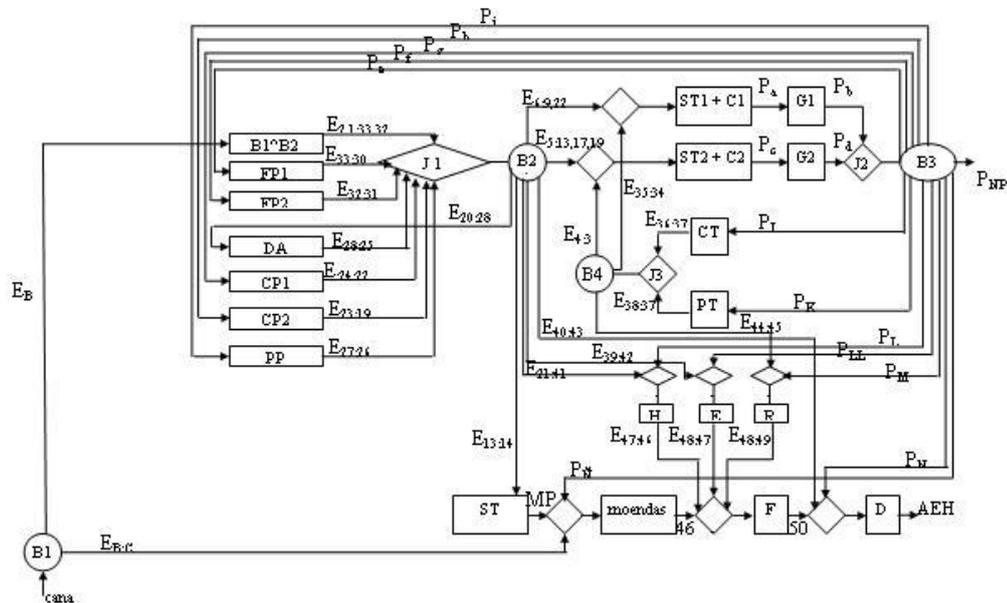


Figura 6.23 Estrutura produtiva dos cenários C2 – C5 e C6 – C9

O modelo termoeconômico dos cenários C2- C5 (TME-DA, TME-DM, DF-TME-DA e DF-TME-DM) e C6-C9 (TME-DA, TME-DM, DF-TME-DA e DF-TME-DM) é apresentado na Tabela 6.7.

Tabela 6.7 Modelo termoeconômico dos cenários C2- C5 (TME-DA, TME-DM, DF-TME-DA e DF-TME-DM) e C6-C9 (TME-DA, TME-DM, DF-TME-DA e DF-TME-DM)

<b>Turbinas múltiplos estágios</b>	
<b>Unidade</b>	<b>Equação</b>
Junção B1	$c_B \cdot E_B + c_{B:C} \cdot E_{B:C} - c_{cana} \cdot E_{cana} = 0$
B1^B2	$c_{2,1:33,32} \cdot E_{2,1:33,32} - c_B \cdot E_B = \dot{Z}_{B1^B2}$
FP1	$c_{33:30} \cdot E_{33:30} - c_{P_e} \cdot E_{P_e} = \dot{Z}_{FP1}$
FP2	$c_{32:31} \cdot E_{32:31} - c_{P_f} \cdot E_{P_f} = \dot{Z}_{FP2}$
DA	$c_{28:25} \cdot E_{28:25} - c_{20:28} \cdot E_{20:28} = \dot{Z}_{DA}$
CP1	$c_{24:22} \cdot E_{24:22} - c_{P_g} \cdot E_{P_g} = \dot{Z}_{CP1}$
CP2	$c_{23:19} \cdot E_{23:19} - c_{P_h} \cdot E_{P_h} = \dot{Z}_{CP2}$

PP	$c_{27:26} \cdot E_{27:26} - c_{P_i} \cdot E_{P_i} = \dot{Z}_{PP}$
ST1 + C1	$c_{P_a} \cdot E_{P_a} - c_{6:9,22} \cdot E_{6:9,22} - c_{35:34} \cdot E_{35:34} = \dot{Z}_{ST1+C1}$
ST2 + C2	$c_{P_c} \cdot E_{P_c} - c_{5:13,17,19} \cdot E_{5:13,17,19} - c_{4:3} \cdot E_{4:3} = \dot{Z}_{ST2+C2}$
G1	$c_{P_b} \cdot E_{P_b} - c_{P_a} \cdot E_{P_a} = \dot{Z}_{G1}$
G2	$c_{P_d} \cdot E_{P_d} - c_{P_c} \cdot E_{P_c} = \dot{Z}_{G2}$
CT	$c_{36:37} \cdot E_{36:37} - c_{P_j} \cdot E_{P_j} = \dot{Z}_{CT}$
PT	$c_{38:37} \cdot E_{38:37} - c_{P_k} \cdot E_{P_k} = \dot{Z}_{PT}$
H	$c_{47:46} \cdot E_{47:46} - c_{P_L} \cdot E_{P_L} - c_{21:41} \cdot E_{21:41} = \dot{Z}_H$
E	$c_{48:47} \cdot E_{48:47} - c_{P_{LL}} \cdot E_{P_{LL}} - c_{39:42} \cdot E_{39:42} = \dot{Z}_E$
R	$c_{48:49} \cdot E_{48:49} - c_{P_M} \cdot E_{P_M} - c_{44:45} \cdot E_{44:45} = \dot{Z}_R$
J1 +B2	$c_{6:9,22} \cdot E_{6:9,22} + c_{5:13,17,19} \cdot E_{5:13,17,19} + c_{40:43} \cdot E_{40:43} + c_{39:42} \cdot E_{39:42} + c_{21:41} \cdot \dot{E}_{21:41} + c_{13:14} \cdot E_{13:14} + c_{20:28} \cdot E_{20:28} - c_{2,1:33,32} \cdot E_{2,1:33,32} - c_{33:30} \cdot E_{33:30} - c_{32:31} \cdot E_{32:31} - c_{28:25} \cdot E_{28:25} - c_{24:22} \cdot E_{24:22} - c_{23:19} \cdot E_{23:19} - c_{27:26} \cdot E_{27:26} = 0$
J2 +B3	$c_{P_e} \cdot E_{P_e} + c_{P_f} \cdot E_{P_f} + c_{P_g} \cdot E_{P_g} + c_{P_h} \cdot E_{P_h} + c_{P_i} \cdot E_{P_i} + c_{P_j} \cdot E_{P_j} + c_{P_k} \cdot E_{P_k} + c_{P_L} \cdot E_{P_L} + c_{P_{LL}} \cdot E_{P_{LL}} + c_{P_M} \cdot E_{P_M} + c_{P_N} \cdot E_{P_N} + c_{P_{\bar{N}}} \cdot E_{P_{\bar{N}}} - c_{P_b} \cdot E_{P_b} - c_{P_d} \cdot E_{P_d} = 0$
J3 +B4	$c_{4:3} \cdot E_{4:3} + c_{35:34} \cdot E_{35:34} + c_{44:45} \cdot E_{44:45} - c_{36:37} \cdot E_{36:37} - c_{38:37} \cdot E_{38:37} = 0$
ST	$c_{P_M} \cdot E_{P_M} - c_{13:14} \cdot E_{13:14} = \dot{Z}_{ST}$
moenda	$c_{46} \cdot E_{46} - c_{P_M} \cdot E_{P_M} - c_{P_{\bar{N}}} \cdot E_{P_{\bar{N}}} - c_{B:C} \cdot E_{B:C} = \dot{Z}_{moenda}$
F	$c_{50} \cdot E_{50} - c_{46} \cdot E_{46} - c_{47:46} \cdot E_{47:46} - c_{48:47} \cdot E_{48:47} - c_{48:49} \cdot E_{48:49} = \dot{Z}_F$
D	$c_{AEH} \cdot E_{AEH} - c_{50} \cdot E_{50} - c_{40:43} \cdot E_{40:43} - c_{P_N} \cdot E_{P_N} = \dot{Z}_D$

Finalmente a estrutura produtiva dos cenários C6, C7, C8 e C9 (ME-DA, ME-DM e DF-ME-DA e DF-ME-DM), é apresentada na Figura 6.24.



ST2 + C2	$c_{P_c} \cdot \dot{E}_{P_c} - c_{5:17,19} \cdot \dot{E}_{5:17,19} - c_{4:3} \cdot \dot{E}_{4:3} = \dot{Z}_{ST2+C2}$
G1	$c_{P_b} \cdot \dot{E}_{P_b} - c_{P_a} \cdot \dot{E}_{P_a} = \dot{Z}_{G1}$
G2	$c_{P_d} \cdot \dot{E}_{P_d} - c_{P_c} \cdot \dot{E}_{P_c} = \dot{Z}_{G2}$
CT	$c_{36:37} \cdot \dot{E}_{36:37} - c_{P_j} \cdot \dot{E}_{P_j} = \dot{Z}_{CT}$
PT	$c_{38:37} \cdot \dot{E}_{38:37} - c_{P_k} \cdot \dot{E}_{P_k} = \dot{Z}_{PT}$
H	$c_{47:46} \cdot \dot{E}_{47:46} - c_{P_{LL}} \cdot \dot{E}_{P_{LL}} - c_{21:41} \cdot \dot{E}_{21:41} = \dot{Z}_H$
E	$c_{48:47} \cdot \dot{E}_{48:47} - c_{P_M} \cdot \dot{E}_{P_M} - c_{39:42} \cdot \dot{E}_{39:42} = \dot{Z}_E$
R	$c_{48:49} \cdot \dot{E}_{48:49} - c_{P_N} \cdot \dot{E}_{P_N} - c_{44:14} \cdot \dot{E}_{44:14} = \dot{Z}_R$
J1 +B2	$c_{6:9,22} \cdot \dot{E}_{6:9,22} + c_{5:17,19} \cdot \dot{E}_{5:17,19} + c_{40:43} \cdot \dot{E}_{40:43} + c_{39:42} \cdot \dot{E}_{39:42} + c_{21:41} \cdot \dot{E}_{21:41} + c_{20:28} \cdot \dot{E}_{20:28} - c_{2,1:33,32} \cdot \dot{E}_{2,1:33,32} - c_{33:30} \cdot \dot{E}_{33:30} - c_{32:31} \cdot \dot{E}_{32:31} - c_{28:25} \cdot \dot{E}_{28:25} - c_{24:22} \cdot \dot{E}_{24:22} - c_{23:19} \cdot \dot{E}_{23:19} - c_{27:26} \cdot \dot{E}_{27:26} = 0$
J2 +B3	$c_{P_e} \cdot \dot{E}_{P_e} + c_{P_f} \cdot \dot{E}_{P_f} + c_{P_g} \cdot \dot{E}_{P_g} + c_{P_h} \cdot \dot{E}_{P_h} + c_{P_i} \cdot \dot{E}_{P_i} + c_{P_j} \cdot \dot{E}_{P_j} + c_{P_k} \cdot \dot{E}_{P_k} + c_{P_L} \cdot \dot{E}_{P_L} + c_{P_{LL}} \cdot \dot{E}_{P_{LL}} + c_{P_M} \cdot \dot{E}_{P_M} + c_{P_N} \cdot \dot{E}_{P_N} + c_{P_{\bar{N}}} \cdot \dot{E}_{P_{\bar{N}}} - c_{P_b} \cdot \dot{E}_{P_b} - c_{P_d} \cdot \dot{E}_{P_d} = 0$
J3 +B4	$c_{4:3} \cdot \dot{E}_{4:3} + c_{35:34} \cdot \dot{E}_{35:34} + c_{44:14} \cdot \dot{E}_{44:14} - c_{36:37} \cdot \dot{E}_{36:37} - c_{38:37} \cdot \dot{E}_{38:37} = 0$
Motores	$c_{P_M} \cdot \dot{E}_{P_M} - c_L \cdot \dot{E}_L = \dot{Z}_{motor}$
Moenda	$c_{46} \cdot \dot{E}_{46} - c_{P_M} \cdot \dot{E}_{P_M} - c_{B:C} \cdot \dot{E}_{B:C} = \dot{Z}_{moenda}$
F	$c_{50} \cdot \dot{E}_{50} - c_{46} \cdot \dot{E}_{46} - c_{47:46} \cdot \dot{E}_{47:46} - c_{48:47} \cdot \dot{E}_{48:47} - c_{48:49} \cdot \dot{E}_{48:49} = \dot{Z}_F$
D	$c_{AEH} \cdot \dot{E}_{AEH} - c_{50} \cdot \dot{E}_{50} - c_{40:43} \cdot \dot{E}_{40:43} - c_{P_{\bar{N}}} \cdot \dot{E}_{P_{\bar{N}}} = \dot{Z}_D$

## 6.4.2 Custos exergéticos unitários dos principais produtos dos cenários C1-C5

A Figura 6.25 apresenta os valores dos custos exergéticos unitários para a eletricidade gerada, potência mecânica, calor de processo e etanol produzido. Os maiores custos exergéticos da potência mecânica, eletricidade, vapor e etanol hidratado correspondem ao Cenário C1 (caso base), dada a baixa eficiência com que operam os principais equipamentos da planta (caldeiras, turbinas, acionadores das moendas e sistema de destilação).

Observa-se que quando são substituídas as turbinas de contrapressão por turbinas de extração/condensação, e são incrementados os parâmetros de pressão e temperatura do ciclo (cenários C2-C5) os custos exergéticos da eletricidade diminuem em 22, 28, 31, e 32 % para cada um dos cenários, com relação ao caso base.

Da mesma forma, o incremento nos parâmetros de vapor no sistema de cogeração e a substituição dos acionadores de simples estágios por acionadores de múltiplos estágios nas moendas permitem diminuir em aproximadamente 33 % os custos exergéticos da potência mecânica produzida.

Por outro lado, com relação ao caso base, o incremento nos parâmetros de vapor das caldeiras permite reduzir em 38, 42, 44 e 45 % os custos exergéticos do vapor produzido nas caldeiras.

O custo exergético médio do etanol para os cenários C2-C5 foi de aproximadamente 2,1 kJ/kJ, enquanto para o caso base foi de 2,81 kJ/kJ.

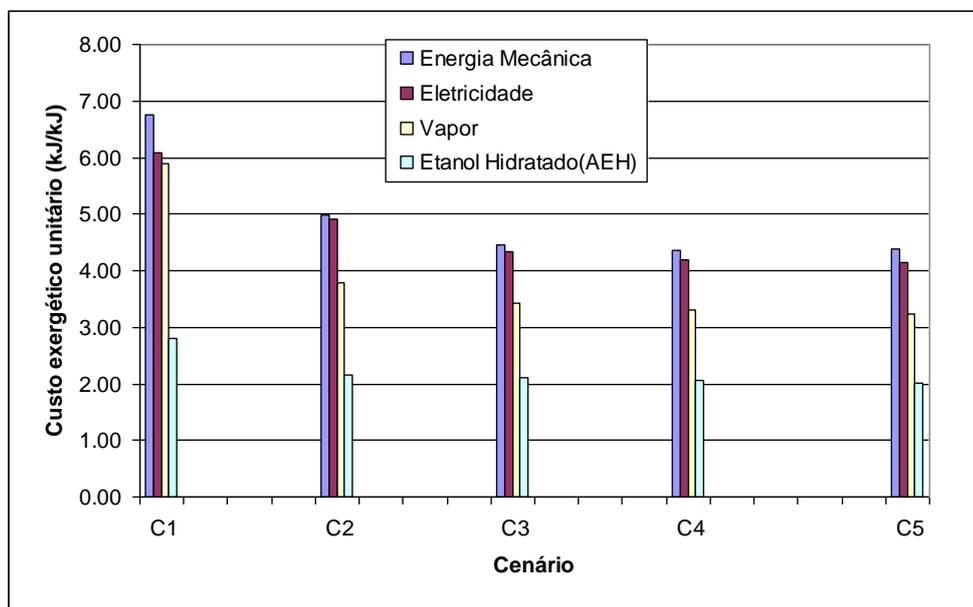


Figura 6.25 Custos exergéticos unitários dos principais fluxos do processo nos cenários C1-C5

Foi determinado o potencial de melhoria nos custos exergéticos unitários dos principais fluxos do processo, considerando os cenários C6-C9. Os principais resultados dos mesmos são apresentados na Figura 6.26

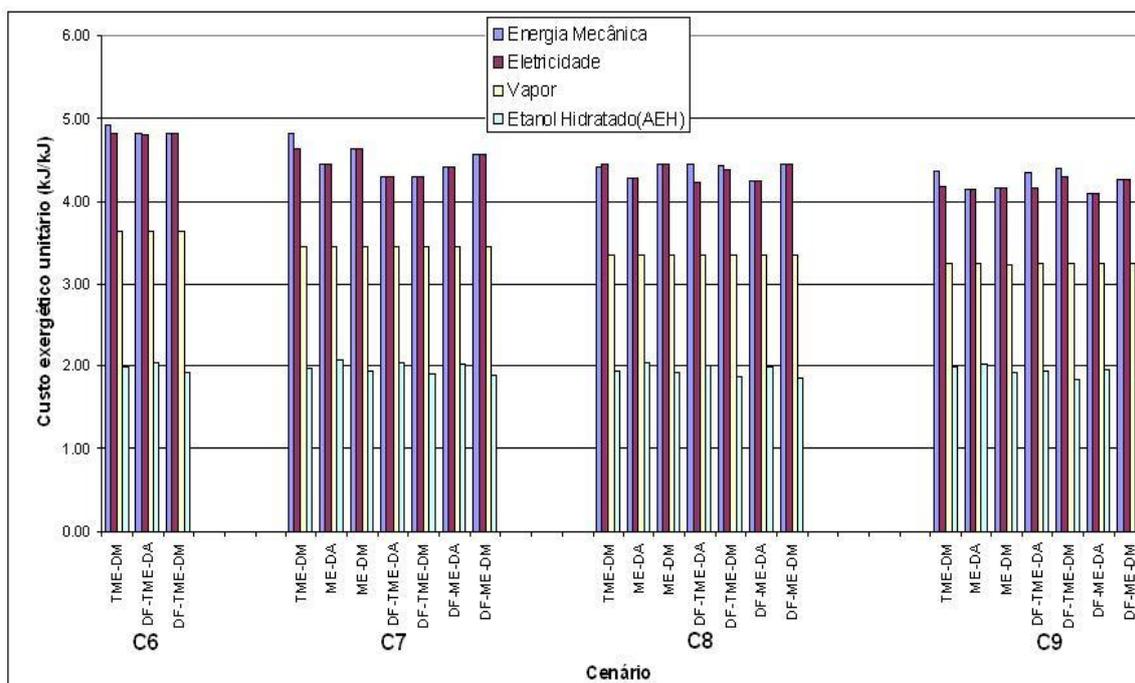


Figura 6.26 Custos exerгéticos unitários para os cenários C6-C9

Com relação aos custos exerгéticos da potência mecânica, os mesmos podem ser reduzidos em 13 %, quando o sistema de acionamento mecânico baseado em turbinas de múltiplos estágios é substituído por um sistema de difusores baseado em turbinas de múltiplos estágios (DF-TME). Também há uma redução de 6 % quando os acionadores primários utilizados são motores elétricos (ME). Finalmente, a utilização de difusores baseado em motores elétricos (DF-ME), permitem reduzir em 10 % os custos exerгéticos da potência mecânica produzida.

Com relação aos custos exerгéticos do álcool hidratado produzido, eles podem ser reduzidos em 6 % quando o sistema de destilação utilizado é multipressão em lugar de um sistema de destilação atmosférico.

### 6.4.3 Custos monetários unitários

Para a realização do cálculo dos custos monetários dos fluxos é necessário um levantamento dos preços de aquisição de cada um dos equipamentos envolvidos nos volumes de controle. Estes custos dos equipamentos foram levantados através de contatos com fornecedores de equipamentos da usina e os principais resultados são apresentados na Figura 6.27 (a), (b), (c) e (d)

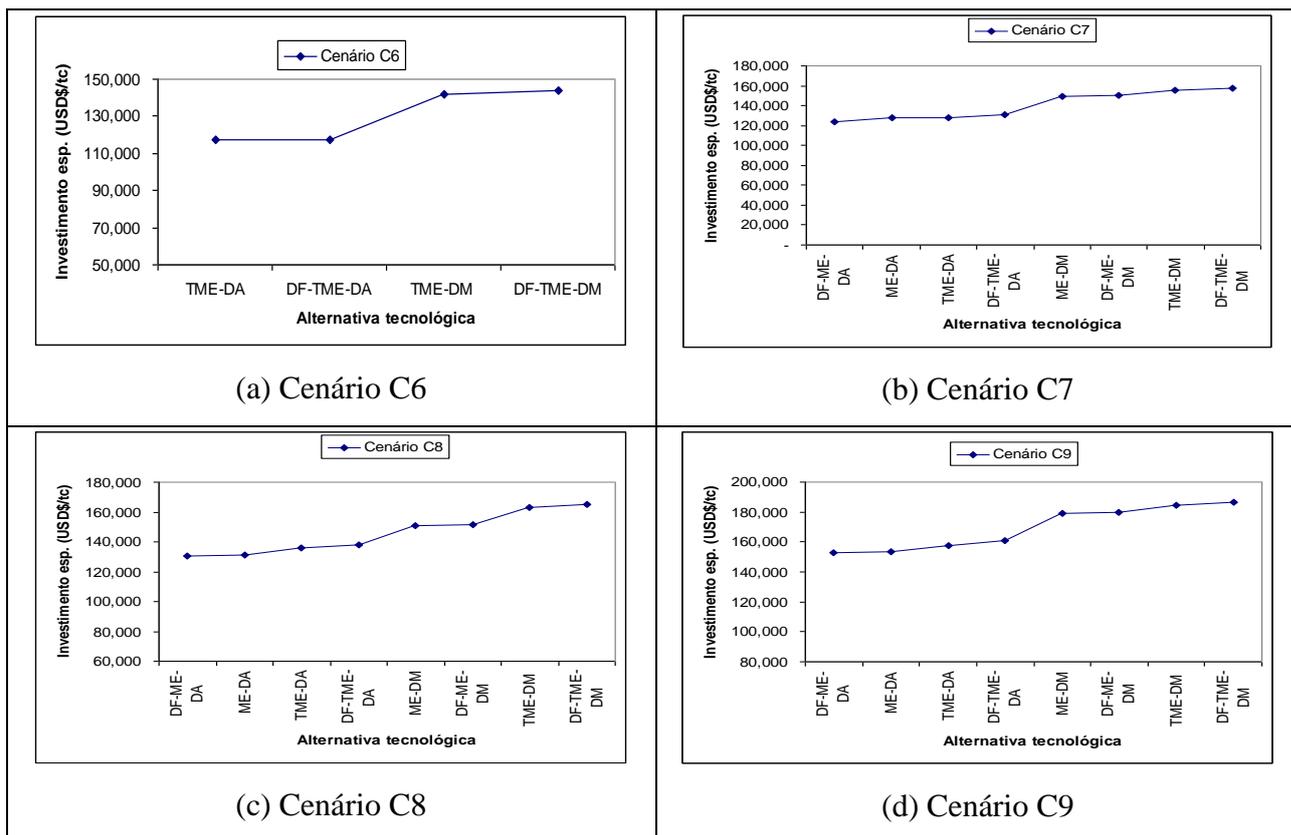


Figura 6.27 Investimentos específicos requeridos nas destilarias autônomas para os diferentes cenários C2-C9 em função do tipo de sistema de extração e destilação utilizado

Considerando uma taxa de juros anual de 8 % e um período de amortização de 20 anos, obtém-se os custos monetários unitários termodinâmicos dos principais fluxos energéticos do processo, os quais são apresentados nas Tabelas 6.9 e 6.10.

Tabela 6.9 Custos monetários unitários dos principais fluxos nos cenários C1-C5

	Cenário	Energia Mecânica [USD\$/MWh]	Vapor [USD\$/MWh]	Eletricidade [USD\$/MWh]	AEH [USD\$/litro]
<b>C1</b>	<b>Caso base</b>	106,47	59,60	74,88	0,20
<b>C2</b>	<b>TME-DA</b>	74,81	45,42	68,17	0,15
<b>C3</b>	<b>TME-DA</b>	70,91	43,04	63,92	0,15
<b>C4</b>	<b>TME-DA</b>	70,40	41,93	62,66	0,15
<b>C5</b>	<b>TME-DA</b>	69,23	44,73	62,85	0,15

Da Tabela 6.10 é possível a obtenção dos seguintes resultados:

Nas moendas é possível diminuir em aproximadamente 30 % o custo da potência mecânica produzida nas moendas pela substituição das turbinas de simples estágios por turbinas de múltiplos estágios.

Como consequência do menor aproveitamento exergético que se tem nas caldeiras os custos do vapor produzido no sistema de cogeração são maiores quando se trabalha com pressões de 2,0 - 4,0 MPa e é possível diminuir-los em 28 % ou em 30 % operando com parâmetros 6,0 e 8,0 MPa.

Os custos do etanol produzido são de 0.15 US\$/litro quando é utilizado um sistema de destilação atmosférico para a concentração do álcool hidratado.

Tabela 6.10 Custos monetários unitários dos principais fluxos nos cenários C6-C9

	<b>Cenário</b>	<b>Energia Mecânica [USD\$/MWh]</b>	<b>Vapor [USD\$/MWh]</b>	<b>Eletricidade [USD\$/MWh]</b>	<b>AEH [USD\$/litro]</b>
<b>C6</b>	<b>TME-DM</b>	75,00	45,42	70,26	0,16
	<b>DF-TME-DA</b>	97,62	45,42	67,80	0,15
	<b>DF-TME-DM</b>	97,25	45,42	68,97	0,16
<b>C7</b>	<b>TME-DM</b>	70,80	43,04	64,06	0,16
	<b>ME-DA</b>	65,42	43,04	63,79	0,15
	<b>ME-DM</b>	65,96	43,04	64,33	0,16
	<b>DF-TME-DA</b>	94,05	43,04	62,79	0,15
	<b>DF-TME-DM</b>	93,26	43,04	62,93	0,16
	<b>DF-ME-DA</b>	65,85	43,04	62,09	0,15
	<b>DF-ME-DM</b>	65,85	43,04	62,09	0,16
<b>C8</b>	<b>TME-DM</b>	70,63	42,16	62,66	0,16
	<b>ME-DA</b>	65,08	42,16	60,89	0,15
	<b>ME-DM</b>	65,08	42,16	61,09	0,16
	<b>DF-TME-DA</b>	93,31	42,16	60,56	0,15
	<b>DF-TME-DM</b>	92,99	42,16	60,27	0,16
	<b>DF-ME-DA</b>	65,23	42,16	60,19	0,15
	<b>DF-ME-DM</b>	65,53	42,16	59,90	0,16
<b>C9</b>	<b>TME-DM</b>	69,23	44,73	62,74	0,16
	<b>ME-DA</b>	63,58	44,73	61,87	0,15
	<b>ME-DM</b>	63,58	44,73	61,88	0,16
	<b>DF-TME-DA</b>	91,59	44,73	59,04	0,15
	<b>DF-TME-DM</b>	91,47	44,73	58,93	0,16
	<b>DF-ME-DA</b>	65,18	44,73	61,42	0,15
	<b>DF-ME-DM</b>	67,20	44,73	61,31	0,16

Da Tabela 6.10 que avalia diferentes tipos de sistemas de extração nas moendas e de destilação é possível a obtenção dos seguintes resultados.

Os sistemas de difusores baseados em turbinas de múltiplos estágios apresentam valores 29 % mais altos com relação à potência mecânica obtida em sistemas de acionamentos baseados em turbinas de múltiplos estágios. Isto como consequência do maior investimento necessário na implementação deste tipo de tecnologia nas destilarias.

Da mesma forma a potência mecânica obtida através de difusores baseados em motores elétricos apresenta um custo 7 % maior a aquele obtido através da utilização de motores elétricos como acionadores primários das moendas. Isto também como consequência do maior investimento necessário para este tipo de tecnologia.

O álcool hidratado apresenta um custo de 0,16 USD\$/litro, quando o sistema de destilação utilizado é um sistema multipressão, em vez de um sistema de destilação atmosférico.

A medida que se aumenta os parâmetros de pressão e temperatura do ciclo, e se substituem os acionamentos por turbinas a vapor por motores elétricos diminuem os custos de geração da eletricidade na planta. Isto é uma consequência do melhor aproveitamento exergético dos fluxos de vapor e elétricos da planta, o que faz com que nos cenários C7, C8 e C9 (ME-DA e ME-DM), os custos unitários de geração de eletricidade sejam menores do que aqueles que utilizam acionamento por turbinas a vapor nas moendas C7, C8 e C9 (TME-DA e TME-DM).

Visando quantificar em termos monetários quanto representa para os diferentes cenários avaliados os incrementos obtidos na eficiência global da planta, pelo incremento nos índices de geração de eletricidade excedente, foi determinada a receita obtida pela comercialização de eletricidade excedente em função dos parâmetros de vapor utilizados e da tecnologia utilizada na planta de produção de etanol.

## **6.5 Receitas obtidas nos diferentes cenários considerados**

Para todos cenários, foi considerado um preço de comercialização da eletricidade excedente de 68,23 USD\$/MWh, e a partir do mesmo foi determinada a receita específica da planta. Os principais resultados são apresentados na Figura 6.28 e na Figura 6.29.

As receitas pela comercialização do etanol para um preço de mercado do mesmo de 0,30 USD\$/l são de 116.212 USD\$/tc para todos os cenários avaliados.

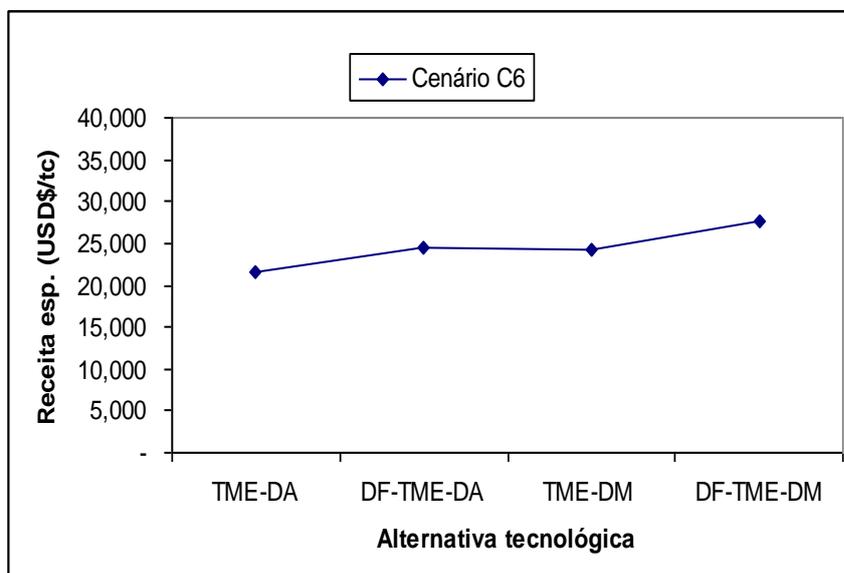


Figura 6.28 Receita específica das alternativas tecnológicas consideradas no Cenário C6

Da Figura 6.28, observa-se que, com relação à alternativa tecnológica TME-DA, no cenário C6 a incorporação das alternativas tecnológicas DF-TME-DA, TME-DM e DF-TME-DM permite incrementar em 12, 11 e 22% as receitas específicas por comercialização de eletricidade excedente da planta.

Na Figura 6.29 é possível observar que, para os cenários C7, C8 e C9 as melhores receitas específicas são obtidas quando a alternativa tecnológica utilizada é DF-ME-DM. Nestes cenários as receitas são 26, 23 e 22 % maiores com relação a TME-DA.

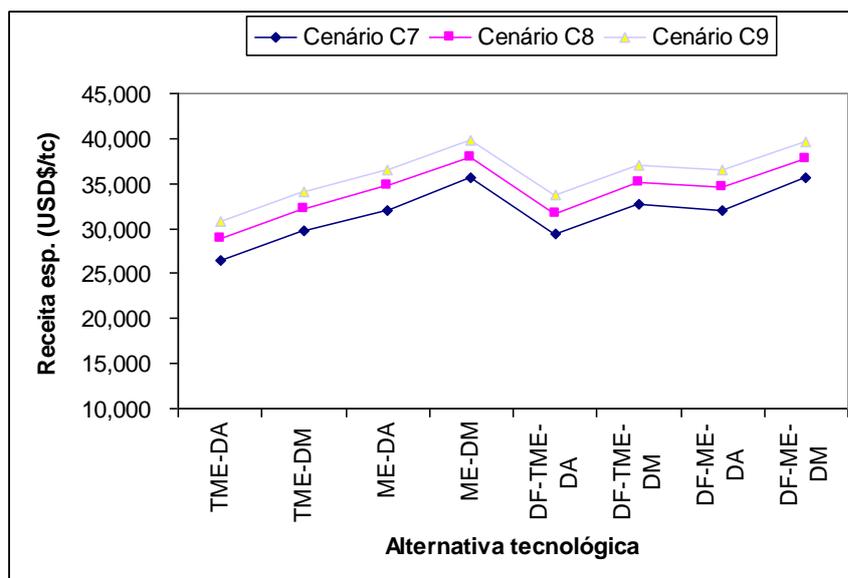


Figura 6.29 Receita específica das alternativas tecnológicas consideradas nos Cenários C7, C8 e C9

Com relação à alternativa TME-DA no cenário C7, a utilização das alternativas tecnológicas TME-DM, ME-DA, ME-DM, DF-TME-DA, DF-TME-DM e DF-ME-DA permitem obter incrementos na receita específica de 11, 18, 26, 10, 19 e 18 %. Para o cenário C8 estes incrementos são de 10, 17, 24, 9, 18 e 17%, enquanto para o cenário C9 são de 9, 16, 23, 8, 17 e 15 %.

## 6.6 Seleção de alternativas de modernização utilizando a Termoeconomia como ferramenta

No presente item utiliza-se a Termoeconomia como ferramenta para determinar, para destilaria autônoma existente e com projeções de expansão de seu sistema de cogeração e modernização de suas etapas produtivas, quais são as modificações que apresentam um maior ganho energético e econômico.

Isto é realizado a partir dos resultados obtidos nos cenários avaliados, segundo o fluxograma apresentado na Figura 6.30.

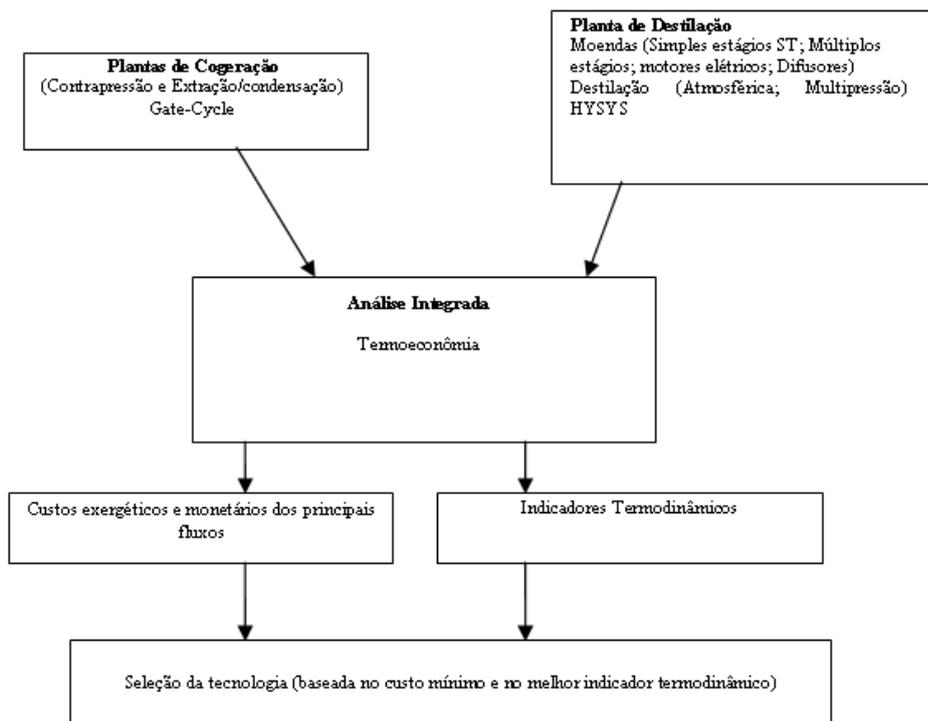


Figura 6.30 Fluxograma para o estabelecimento de prioridades durante a modernização de uma destilaria autônoma.

A partir dos resultados apresentados nos itens anteriores é possível, do ponto de vista técnico e econômico, definir prioridades na hora de realizar investimentos que visem o incremento na eficiência global da planta.

Assim, as alternativas de modernização da destilaria autônoma para um melhor aproveitamento global da planta, podem ser consideradas na seguinte ordem:

#### **Sistema de cogeração:**

1. Incremento dos parâmetros de vapor do ciclo de 2,0 a 8,0 ou 12,0 MPa.
2. Substituição acionadores mecânicos atuais das moendas por motores elétricos, como primeira alternativa, ou adoção de sistemas de difusão, quando os aspectos econômicos não são uma limitante.

#### **Processo Produtivo**

1. Substituição do sistema de destilação atmosférico por um sistema de destilação multipressão.

Finalmente os maiores cuidados devem ser tomados no tratamento do caldo e no processo de fermentação a fim de obter vinhos com maior teor alcoólico que diminuam a demanda de vapor no processo de destilação.

## Capítulo 7

# ANÁLISE TERMOCÔNOMICA, FINANCEIRA E DE RISCO, ABRANGENTE DE DESTILARIAS AUTÔNOMAS CONVENCIONAIS

De acordo com o Ministério de Agricultura Pecuária e Abastecimento (MAPA), responsável pelo registro das usinas de açúcar e álcool instaladas no Brasil na safra 2007/2008, havia em operação 434 plantas moendo um total de 495 milhões de toneladas de cana-de-açúcar por ano. Desse total de plantas, 16 são utilizadas para a produção de açúcar, 167 para a produção de etanol e o restante para a produção combinada de açúcar e álcool (MAPA, 2009). A maioria das plantas está localizada no estado de São Paulo, onde quase dois terços do etanol Brasileiro é produzido (Goldemberg, 2008).

Até 1980, as usinas de açúcar e etanol no estado de São Paulo utilizavam caldeiras com pressões na faixa de 1,2 e 2,2 MPa e compravam cerca de 40% da energia elétrica que consumiam. Em 1990, com a substituição de caldeiras e turbinas, a pressão média do vapor nessas plantas atingiu 2,2 MPa, com temperaturas de 300 °C, o que fez as plantas auto-suficientes no que diz respeito às suas necessidades de energia elétrica e, em alguns casos elas produziam um pequeno excedente de eletricidade para venda. Atualmente, com a modernização do setor sucroalcooleiro as caldeiras estão sendo substituídas por caldeiras de alta pressão, na faixa de 6 até 12 MPa e, em alguns casos, a capacidade da planta é aumentada, obtendo como resultado, incrementos na eficiência energética da planta e a geração de eletricidade excedente que é comercializada com a rede nacional.

Portanto, a avaliação sobre como essas mudanças afetam os custos de produção dos produtos finais obtidos nas destilarias (eletricidade excedente e etanol), da mesma forma que a eficiência global da planta, é um aspecto de grande importância. Através da realização de simulações utilizando softwares comerciais e ferramentas termodinâmicas, neste capítulo pretende-se determinar: a quantidade de eletricidade excedente disponível, a eficiência global da planta e o custo final de produção dos principais produtos de uma destilaria autônoma, considerando-se aumentos na capacidade de moenda das plantas e nos parâmetros de vapor. Também é avaliada, do ponto de vista econômico, cada uma das alternativas propostas, considerando os valores de investimento, custos operacionais e de manutenção, e os lucros obtidos pela comercialização do álcool hidratado e a eletricidade.

Finalmente, uma análise é realizada para a determinação do investimento específico exigido por tonelada de cana moída, os custos de produção da eletricidade e do etanol, assim como, o VPL e o risco envolvido na viabilidade econômica da planta em função da capacidade da planta e dos parâmetros de vapor utilizados, para diferentes preços de comercialização da eletricidade e do álcool hidratado.

## 7.1 Aspectos gerais

O preço mínimo do bioetanol para os produtores deve atender a dois pressupostos: a) cobrir os custos de produção, que, naturalmente, incluem os custos da matéria-prima e a operação da planta de produção, bem como os custos de capital correspondentes aos investimentos produtivos realizados; e b) ser igual ou superior aos resultados que seriam obtidos caso a matéria-prima se destinasse à fabricação de produtos alternativos. No caso do bioetanol de cana-de-açúcar, os produtos alternativos a considerar são, basicamente, o açúcar e o melaço, um subproduto inevitável da indústria açucareira, com aplicações como insumo industrial e alimento animal. (BNDES e CGEE, 2008).

No entanto, a estimativa dos custos de produção de etanol no Brasil é uma tarefa bastante difícil. Primeiro, é importante mencionar que esse custo pode variar significativamente em função das regiões de produção, devido às diferenças de produtividade e custo de produção da cana-de-açúcar. Não só a produtividade da cana pode variar, já que também o custo de produção pode ser diferente devido às tecnologias de colheita e transporte

utilizadas. Em segundo lugar, estimar o custo da cana é fundamental para a estimativa do custo do etanol. A maioria dos estudos sobre o etanol brasileiro tem um custo estimado de produção da cana de US\$ 10 dólares por tonelada, o que dá um custo de aproximadamente US\$ 0,10 por litro de etanol. Sendo este custo na opinião dos autores De Almeida *et al.*,.(2007) subestimado.

A Figura 7.1 apresenta o aumento na produção de etanol hidratado no Brasil entre os anos 2003 e 2008 e os preços correspondentes aos produtores (excluindo impostos).

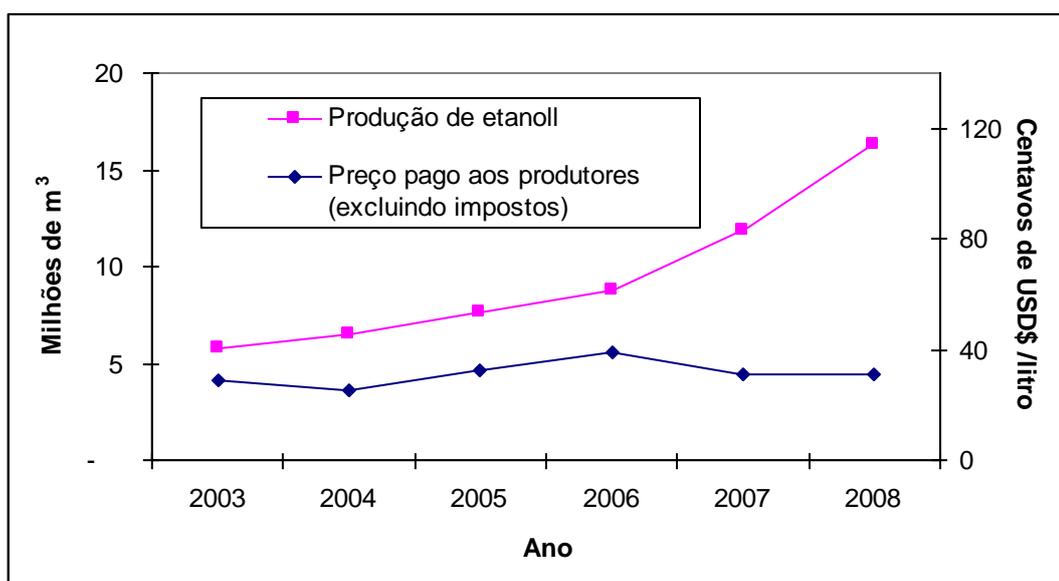


Figura 7.1 Produção de etanol hidratado brasileiro e preços médios pagos aos produtores excluindo impostos (UDOP, 2009 and CEPEA, 2009).

Tendo em conta os aspectos anteriormente mencionados, a estimativa do custo real de produção de etanol para as diferentes plantas instaladas é um aspecto muito importante na expansão e modernização da indústria do etanol.

Da mesma forma, a perspectiva de venda de energia elétrica para as concessionárias de serviços públicos exigem o conhecimento do custo real de produção da eletricidade. Assim desta forma é possível calcular o impacto econômico da comercialização de eletricidade excedente no balanço econômico de uma destilaria autônoma.



Tabela 7.1 Características das caldeiras e das turbinas na destilaria com capacidade de 180 tc/h

<b>Geração de Vapor</b>								
<b>Número da Caldeira</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>
Geração de vapor (t/h)	100	50	100	50	100	50	100	50
Pressão do vapor vivo (MPa)	4,2	4,2	6,0	6,0	8,0	8,0	12,0	12,0
Temperatura do vapor (°C)	420	420	490	490	510	510	520	520
<b>Potência Instalada</b>								
<b>Número da Turbina</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>
Potência Instalada (MW)	13	9	14	11	15	12	16	13

Tabela 7.2 Características das caldeiras e das turbinas na destilaria com capacidade de 280 tc/h

<b>Geração de Vapor</b>								
<b>Número da Caldeira</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>
Geração de vapor (t/h)	100	100	100	100	100	100	100	100
Pressão do vapor vivo (MPa)	4,2	4,2	6,0	6,0	8,0	8,0	12,0	12,0
Temperatura do vapor (°C)	420	420	490	490	510	510	520	520
<b>Potência Instalada</b>								
<b>Número da Turbina</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>
Potência Instalada (MW)	16	11	18	14	19	15	21	16

Tabela 7.3 Características das caldeiras e das turbinas na destilaria com capacidade de 380 tc/h

<b>Geração de Vapor</b>								
<b>Número da Caldeira</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>
Geração de vapor (t/h)	100	150	100	150	100	150	100	150
Pressão do vapor vivo (MPa)	4,2	4,2	6,0	6,0	8,0	8,0	12,0	12,0
Temperatura do vapor (°C)	420	420	490	490	510	510	520	520
<b>Potência Instalada</b>								
<b>Número da Turbina</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>
Potência Instalada (MW)	18	13	21	17	23	18	25	19

Tabela 7.4 Características das caldeiras e das turbinas na destilaria com capacidade de 480 tc/h

<b>Geração de Vapor</b>								
<b>Número da Caldeira</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>
Geração de vapor (t/h)	150	150	150	150	150	150	150	150
Pressão do vapor vivo (MPa)	4,2	4,2	6,0	6,0	8,0	8,0	12,0	12,0
Temperatura do vapor (°C)	420	420	490	490	510	510	520	520
<b>Potência Instalada</b>								
<b>Número da Turbina</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>
Potência Instalada (MW)	22	14	26	18	28	20	31	22

Tabela 7.5 Características das caldeiras e das turbinas na destilaria com capacidade de 580 tc/h

<b>Geração de Vapor</b>								
<b>Número da Caldeira</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>
Geração de vapor (t/h)	150	200	150	200	150	200	150	200
Pressão do vapor vivo (MPa)	4,2	4,2	6,0	6,0	8,0	8,0	12,0	12,0
Temperatura do vapor (°C)	420	420	490	490	510	510	520	520
<b>Potência Instalada</b>								
<b>Número da Turbina</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>1</b>	<b>2</b>
Potência Instalada (MW)	26	16	30	21	32	23	35	25

Como complementos dos dados técnicos apresentados nas tabelas anteriormente descritas, a Tabela 7.6, apresenta os principais parâmetros adotados para a simulação das plantas de produção de etanol.

Tabela 7.6 Parâmetros adotados para as simulações

<b>Parâmetros</b>	<b>Valores</b>	<b>Unidades</b>
<b>Planta de cogeração</b>		
Temperatura do ar atmosférico	25	C
Pressão do ar atmosférico	0,1013	MPa
Pressão de vapor	4,2-12,0	MPa
Temperatura do vapor	420-520	°C
Pressão de condensação	0,02	MPa

Teor de umidade no bagaço	50	%
Teor de fibra na cana-de-açúcar	14	%
LHV do bagaço	7560	kJ/kg
Eficiência térmica da Caldeira	88	%
Eficiência Isentrópica das turbinas de vapor	80	%
Eficiência isentrópica das bombas	85	%
Eficiência do gerador elétrico	96	%
<b>Moendas</b>		
Capacidade de moenda	180-580	tc/h
Pressão de vapor na entrada	2,2	MPa
Pressão de vapor no processo	0,25	MPa
Demanda de potência mecânica para a extração e preparação da cana	16	kWh/t de cana
Eficiência Isentrópica da turbina de vapor	70	%
<b>Demanda de vapor no processo</b>		
Pressão de vapor no processo	0,25	MPa
Temperatura do vapor no processo	124,7	°C
Consumo de vapor no processo*	388	kg <sub>v</sub> /tc
Produção de Etanol	86	l/tc

\* Determinado a partir das simulações realizadas na planta de produção de etanol do capítulo 5.

### 7.3 Resultados da avaliação termodinâmica

A Figura 7.3 mostra que, para cada capacidade de moenda, quando os parâmetros de vapor são elevados de 4,2 até 12,0 MPa, a eficiência exergética da planta de cogeração é aumentada em 17%. Ela também mostra a influência dos parâmetros de vapor e da capacidade de destilaria na eficiência exergética global da planta. Assim, quando esses dois fatores são aumentados, este índice aumenta em aproximadamente 3%, como consequência do melhor aproveitamento do conteúdo energético da cana.

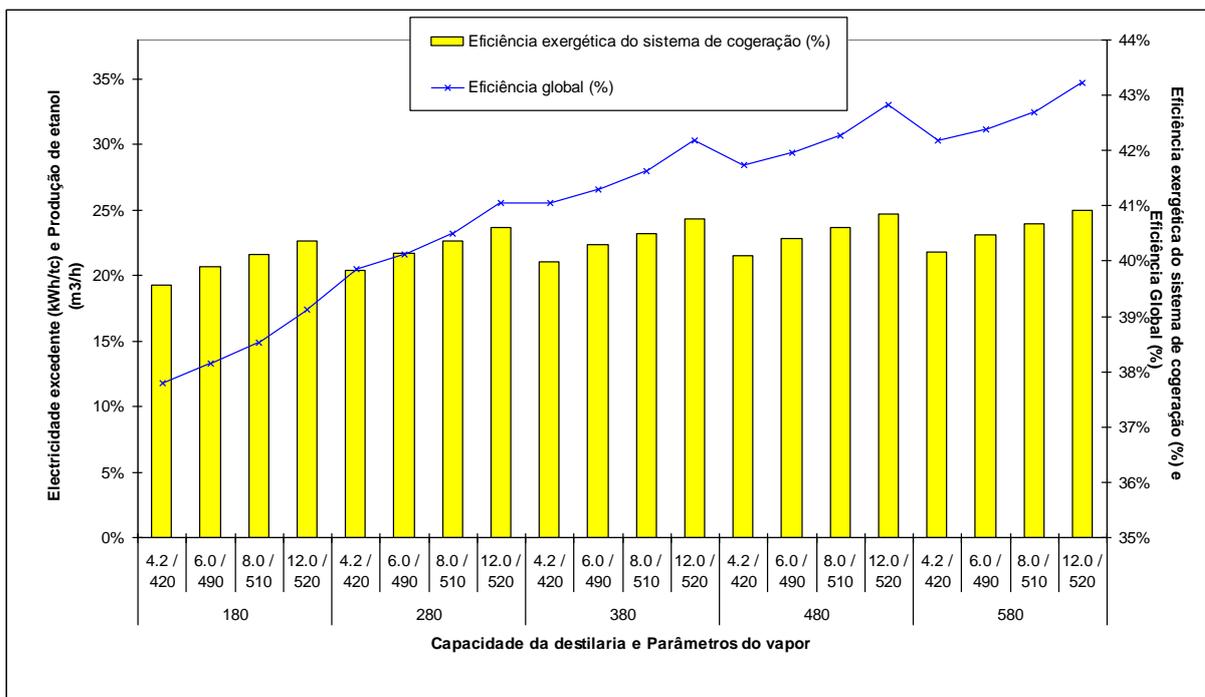


Figura 7.3. Principais índices termodinâmicos avaliados para as diferentes destilarias considerando incrementos na capacidade e nos parâmetros de vapor

Para os parâmetros de vapor de 12,0 MPa, incrementos de 5, 8, 9 e 11% na eficiência exergética global da planta são obtidos, para cada um dos níveis de capacidade da planta considerados.

Do ponto de vista termodinâmico a Figura 7.3 mostra que a melhor alternativa a ser considerada é uma destilaria com parâmetros de vapor de 12,0 MPa/520° C e uma capacidade de moagem de 580 tc/h. A destilaria com parâmetros de vapor de 8 MPa/510 ° C e uma capacidade da usina de 580 tc/h pode ser considerado como uma segunda alternativa. No entanto, para validar o resultado obtido, é necessário a realização de uma avaliação econômica convencional destas alternativas. A qual será realizada nos itens posteriores.

## 7.4 Avaliação econômica utilizando a Termoeconomia

Tendo em conta que nas destilarias autônomas analisadas, são obtidos dois produtos com valor agregado (Eletricidade e Etanol), é necessário distribuir o custo total da planta e da cana-de-açúcar, de uma forma racional entre eles, já que isto vai influenciar diretamente nos custos finais de produção de ambos os produtos.

Portanto, para obter o custo final de produção da eletricidade e do etanol, é necessário selecionar o método mais adequado para a alocação de custos entre eles. O método de alocação deve gerar custos de produção que reflitam os custos reais envolvidos na obtenção dos produtos finais, sem sobrecarregar nenhum deles (Escobar *et al.*, 2009 a). Nesta etapa do trabalho a Termoeconomia será utilizada como o método de alocação de custos na planta, já que esta metodologia permite alocar os custos de entrada, assim como, investimentos, operação e manutenção dos equipamentos da planta para produção de etanol e eletricidade em dependência da exergia consumida para a produção de cada um deles. A Figura 7.4 mostra uma representação esquemática da metodologia empregada para a avaliação termoeconômica.

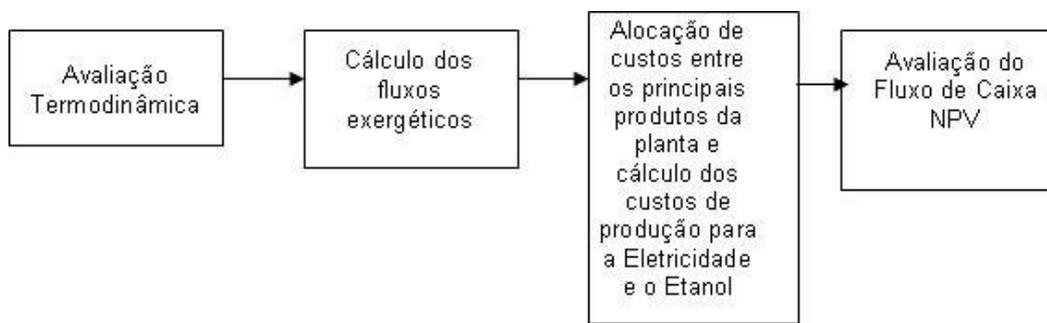


Figura 7.4 Fluxograma da metodologia de avaliação termoeconômica utilizada.

### 7.4.1 Levantamento econômico

Os custos dos equipamentos que compõem as plantas nos diferentes cenários analisados foram obtidos a partir de informações fornecidas por fabricantes de equipamentos nacionais. Outros foram estimados através da equação (7.1), que permite determinar os custos dos equipamentos com capacidade diferente daqueles dos quais se possui informação. Neste caso, através do conhecimento das características técnicas e do custo destes equipamentos e de posse das características dos atuais da instalação, foi possível determinar o custo dos equipamentos existentes nas plantas consideradas.

$$\frac{Custo_a}{Custo_b} = \left( \frac{Capacidade_a}{Capacidade_b} \right)^R \quad (7.1)$$

Na equação 7.1 (R) é o Fator de escala (permite estimar o custo de um equipamento, caso este possua dados de custo relativos à outra capacidade ou tamanho). Durante o levantamento dos custos dos equipamentos, não estavam disponíveis todos os itens que podem ser incluídos na análise monetária, sendo necessário o estabelecimento de percentuais em relação ao preço de aquisição do equipamento. As porcentagens estão listadas na Tabela 7.7.

Tabela 7.7 Valores percentuais de custos utilizados para equipamentos auxiliares, instalação, construção civil e de O & M durante o cálculo do custo de investimento (Barreda, 1999)

<b>Custo</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidade</b>
Instalação	20	%
Tubulações	10	%
Instrumentação e equipos de controle	6	%
Equipamentos elétricos e materiais	10	%
Construções civis	15	%
Operação e manutenção	5	%

Os investimentos específicos para as diferentes destilarias autônomas analisadas, considerando incrementos nos parâmetros de vapor e nas capacidades das plantas, foram determinados realizando as considerações anteriormente mencionadas e os principais resultados são apresentados na Figura 7.5.

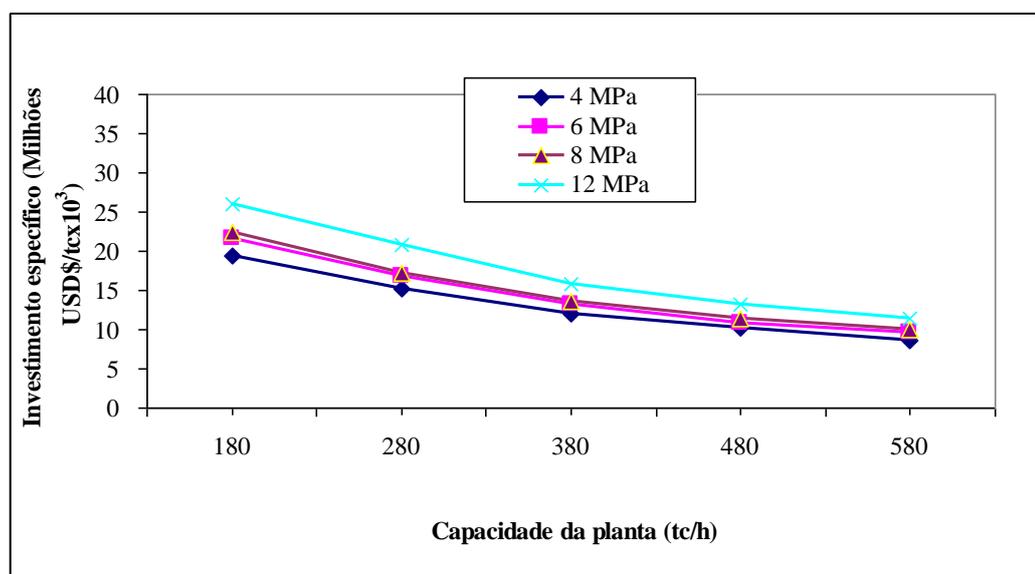


Figura 7.5 Investimentos específicos exigidos para destilarias de etanol em função dos parâmetros de vapor utilizados e da capacidade da planta

Observa-se da Figura 7.5 que o investimento requerido nas destilarias autônomas é fortemente dependente dos parâmetros de vapor escolhidos no sistema de cogeração, assim como da capacidade da planta. Sendo os investimentos específicos menores do que aqueles requeridos por plantas com capacidade de 580 tc/h e maiores do que aqueles necessários nas destilarias com capacidades de 180 tc/h.

A taxa de juros anual considerada foi de 8%, enquanto o prazo de amortização dos equipamentos foi de 20 anos. O custo da cana-de-açúcar que entra nas plantas é de 14,56 USD\$/ton (UDOP, 2009).

#### 7.4.2 Formação de custos

Uma destilaria autônoma pode ser considerada como um sistema ou um conjunto de subsistemas trocando fluxos (massa e energia) entre si e entre eles e o ambiente. Essas informações podem ser traduzidas em fluxos financeiros ou de custos (C).

A equação de custos, considerando uma destilaria autônoma como um único sistema, pode ser escrita de forma geral pela equação (7.2), cujas parcelas estão expressas em unidade financeira pelo tempo (\$/h). Sendo o primeiro lado da equação a somatória dos principais fluxos de entrada e o segundo a somatória dos principais fluxos de saída.

$$C_C + Z_{PP} = C_{AEH} + C_{Elettricidade} \quad (7.2)$$

Como custos de entrada das plantas analisadas, têm-se o custo da cana-de-açúcar ( $C_C$ ), e a parcela ( $Z_{PP}$ ) referente aos custos de investimento, amortização, operação e manutenção dos equipamentos que compõem as plantas. Como produtos ou saídas da equação têm-se os custos alocados ao álcool hidratado ( $C_{AEH}$ ) e à potência elétrica ( $C_{elettricidade}$ ).

Para calcular os custos de interesse, neste caso os custos unitários de produção de eletricidade ( $c_{elettricidade}$ ) e álcool hidratado ( $c_{AEH}$ ), expressos em \$/kWh e \$/l, é conveniente que a equação (7.2) seja escrita na forma da equação (7.3).

$$C_C + Z_{PP} = c_{AEH} \cdot \dot{V}_{AEH} + c_{Elettricidade} \cdot P_{Elettrica} \quad (7.3)$$

Onde  $P_{elettrica}$  é a potência elétrica líquida e  $V_{AEH}$  é a produção horária de álcool hidratado expressos em kWh e l/h, respectivamente.

Na Figura 7.6 é apresentada uma representação esquemática do processo de distribuição e formação de custos das destilarias, de acordo como o propósito produtivo de cada subsistema que compõe a planta e a exergia consumida e/ou produzida em cada etapa.

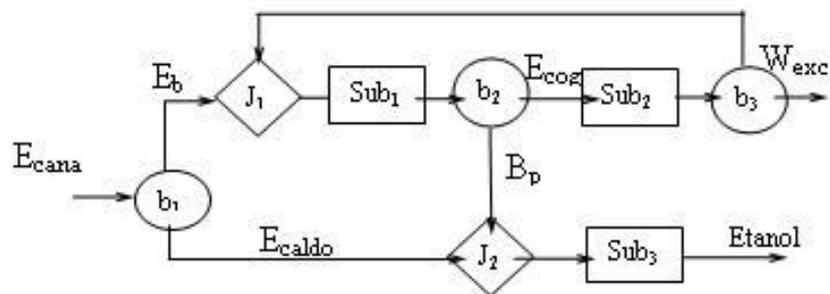


Figura 7.6 Divisão de custos e esquema de alocação no sistema da destilaria.

O subsistema 1 ( $Sub_1$ ) da Figura 7.6 representa todos os componentes da planta que incrementam a exergia no ciclo de cogeração (bombas, caldeiras, desaerador, etc.). Enquanto o subsistema 2 ( $Sub_2$ ) representa alguns componentes que diminuem exergia no ciclo

(turbogeradores, condensadores, acionadores mecânicos) e, finalmente, o subsistema 3 (Sub<sub>3</sub>) representa as etapas do processo de produção de etanol (aquecimento, evaporação, resfriamento, fermentação e destilação). Desta forma é possível conhecer o processo de formação de custos dos principais produtos da planta.

A equação (7.3) mostra que numa destilaria autônoma os custos dos principais produtos estão um em função do outro, portanto, é necessário alocar o custo da cana de maneira proporcional no sistema global para evitar sobrecarregar o custo de um dos produtos obtidos. Isto implica que no caso de considerar que o bagaço que entra no sistema de cogeração tem um custo zero, por ser um subproduto do processo, o custo da cana será carregado ao caldo obtido na moenda, tendo como consequência que o etanol produzido terá um custo maior, enquanto a eletricidade terá um custo menor que os custos reais de produção da planta.

A Figura 7.7 mostra a dependência do custo unitário da eletricidade e do etanol hidratado calculado para uma destilaria com parâmetros de vapor de 8,0 MPa/510 ° C e uma capacidade de moenda de 480 tc / h.

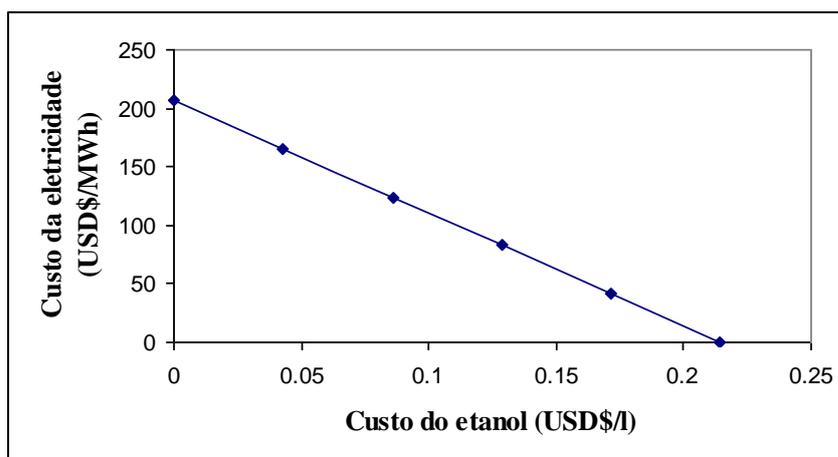


Figura 7.7 Custo monetário unitário do álcool hidratado e da eletricidade

Observa-se na Figura 7.7 que os custos da eletricidade estão em função dos custos do etanol e vice-versa. O que significa que na medida em que o custo de mercado do etanol aumenta, a produção do mesmo compensa economicamente a diminuição eventual no custo de compra da eletricidade excedente comercializada pelo sistema. Da mesma forma preços altos de compra de eletricidade excedente do sistema compensam economicamente diminuições no preço do mercado e do etanol. Isto se deve ao fenômeno de alocação de custos internos que ocorre na planta

A equação 7.3 não é suficiente para a determinação dos custos da eletricidade e do etanol já que são duas incógnitas ( $c_{\text{Eletricidade}}$  e  $c_{\text{AEH}}$ ) que não têm qualquer relação direta entre si. O primeiro é um fluxo energético e o segundo é volumétrico (ou mássico), o que impede que uma equação auxiliar seja formulada para relacioná-los de alguma maneira. A escolha das equações auxiliares é tão determinante no resultado da alocação de custos quanto à base de contabilidade utilizada (energia ou exergia)

Foi utilizada a Termoeconomia para a solução do problema de custos. Isto é realizado através de um incremento na desagregação da estrutura produtiva da planta apresentada na Figura 7.6 que permite a determinação das equações de custos para os principais equipamentos que compõem o sistema assim como as equações auxiliares necessárias para a solução do problema.

Quanto mais se conseguir dividir a estrutura produtiva, além de melhorar a alocação dos custos nos dois produtos, melhores serão as informações sobre o processo de formação de custos ao longo da planta

### 7.4.3 Aplicação da Termoeconomia

Uma vez conhecida a estrutura física da planta (Figura 7.2) e a exergia dos principais fluxos das plantas, foi construída a estrutura produtiva apresentada na Figura 7.8.

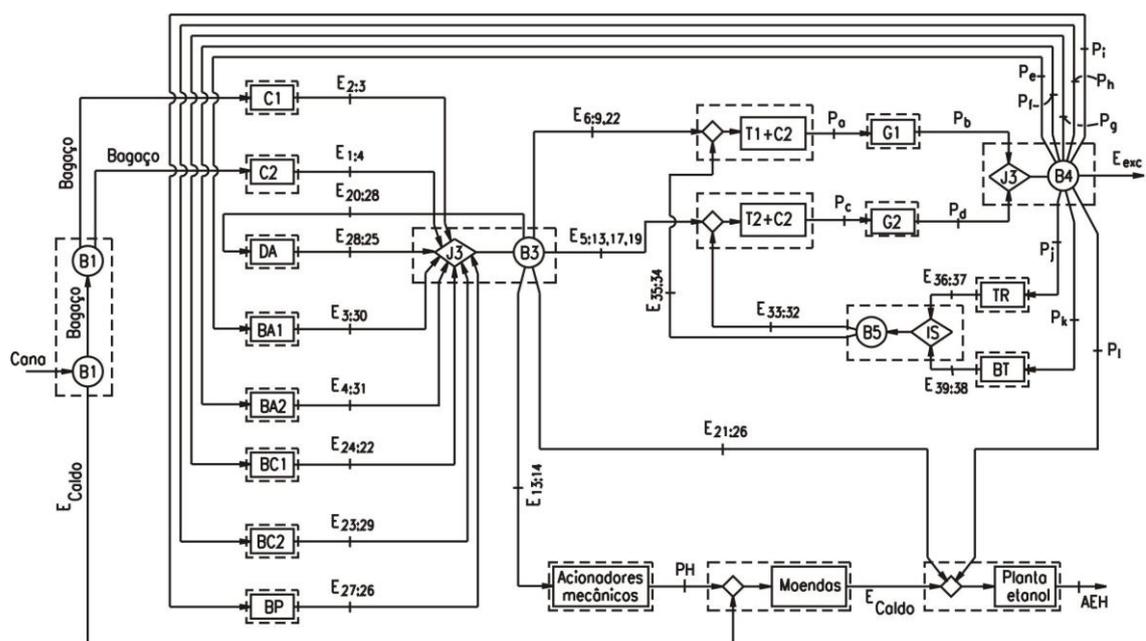


Figura 7.8 Estrutura produtivas das destilarias autônomas consideradas

O conjunto de equações que representam o modelo termoeconomico da planta é apresentado na Tabela 7.8.

Tabela 7.8 Modelo Termoeconômico das destilarias avaliadas

Nome	Unidade Produtiva	Unidade Física	Equação
Bifurcação	B1	---	$c_{Bagaço} \cdot E_{Bagaço} + c_{caldo} \cdot E_{caldo} - c_{cana} \cdot E_{cana} = C_{cana}$
Caldeiras	C1+C2	Caldeira 1 e Caldeira 2	$c_{1,2:33,32} \cdot E_{1,2:33,32} - c_{Bagaço} \cdot E_{Bagaço} = \dot{Z}_{Caldeiras}$
Desaerador	DA	Desaerador	$c_{28:25} \cdot E_{28:25} - c_{20:28} \cdot E_{20:28} = \dot{Z}_{DA}$
Bomba de alta pressão 1	BA1	Bomba de alta pressão 1	$c_{30:30} \cdot E_{30:30} - c_{pe} \cdot E_{pe} = \dot{Z}_{BA1}$
Bomba de alta pressão 2	BA2	Bomba de alta pressão 2	$c_{32:31} \cdot E_{32:31} - c_{pf} \cdot E_{pf} = \dot{Z}_{BA2}$
Bomba do condensador 1	BC1	Bomba do condensador 1	$c_{24:22} \cdot E_{24:22} - c_{pg} \cdot E_{pg} = \dot{Z}_{BC1}$
Bomba do condensador 2	BC2	Bomba do condensador 2	$c_{23:19} \cdot E_{23:19} - c_{ph} \cdot E_{ph} = \dot{Z}_{BC2}$
Bomba retorno de condensado do processo	BP	Bomba retorno de condensado do processo	$c_{27:26} \cdot E_{27:26} - c_{pi} \cdot E_{pi} = \dot{Z}_{BP}$
Junção + Bifurcação	J2-B2	---	$c_{69,22} \cdot E_{69,22} + c_{5:13,17,19} \cdot E_{5:13,17,19} + c_{21:26} \cdot E_{21:26} + c_{13:14} \cdot E_{13:14} = 0$
Junção + Bifurcação	J3-B3	---	$c_{pe} \cdot E_{pe} + c_{pf} \cdot E_{pf} + c_{pg} \cdot E_{pg} + c_{ph} \cdot E_{ph} + c_{pi} \cdot E_{pi} + c_{pj} \cdot E_{pj} + c_{pk} \cdot E_{pk} + c_{pl} \cdot E_{pl} + c_{Exced} \cdot E_{Exced} = 0$
Turbina 1 + Condensador 1	T1+C1	Turbina 1 + Condensador 1	$c_{pa} \cdot E_{pa} - c_{35:34} \cdot E_{35:34} = \dot{Z}_{T1+C1}$
Turbina 2 + Condensador 2	T2+C2	Turbina 2 + Condensador 2	$c_{pc} \cdot E_{pc} - c_{4:3} \cdot E_{4:3} = \dot{Z}_{T2+C2}$
Gerador 1	G1	Gerador 1	$c_{pb} \cdot E_{pb} - c_{pa} \cdot E_{pa} = \dot{Z}_{G1}$
Gerador 2	G2	Gerador 2	$c_{pd} \cdot E_{pd} - c_{pc} \cdot E_{pc} = \dot{Z}_{G2}$
Torre de resfriamento	TR	Torre de resfriamento	$c_{36:37} \cdot E_{36:37} - c_{pj} \cdot E_{pj} = \dot{Z}_{TR}$
Bomba de recirculação da	BT	Bomba de recirculação	$c_{38:37} \cdot E_{38:37} - c_{pk} \cdot E_{pk} = \dot{Z}_{BT}$

torre		da torre	
Junção + Bifurcação	J4-B4	---	$c_{35:34} \cdot E_{35:34} + c_{4:3} \cdot E_{4:3} - c_{36:37} \cdot E_{36:37} - c_{38:37} \cdot E_{38:37} = 0$
Acionadores Mecânicos	AM	Acionadores Mecânicos	$c_{PM} \cdot E_{PM} - c_{13:14} \cdot E_{13:14} = \dot{Z}_{AM}$
Moendas	M	Moendas	$c_{caldomixto} \cdot E_{caldomixto} - c_{caldo} \cdot E_{caldo} - c_{PM} \cdot E_{PM} = \dot{Z}_M$
Planta Etanol	Planta Etanol	Planta de Etanol	$c_{AEH} \cdot E_{AEH} - c_{caldomixto} \cdot E_{caldomixto} - c_{21:26} \cdot E_{21:26} - c_{PI} \cdot E_{PI} = \dot{Z}_{PlantaEtanol}$

Uma vez resolvido o sistema de equações apresentado na Tabela 7.8, foi determinado o custo real do álcool hidratado produzido e da eletricidade excedente da planta. Os principais resultados obtidos são apresentados na Tabela 7.9 e na Figura 7.9.

Tabela 7.9 Custos unitários do etanol para cada um dos cenários avaliados

	Capacidade (tc/h)				
	180	280	380	480	580
<b>Custo do etanol (USD\$/l)</b>	0,170	0,165	0,161	0,157	0,152

Os custos da eletricidade produzida que correspondem a cada um dos custos de produção de etanol apresentados na Tabela 8.1 são apresentados na Figura 7.9

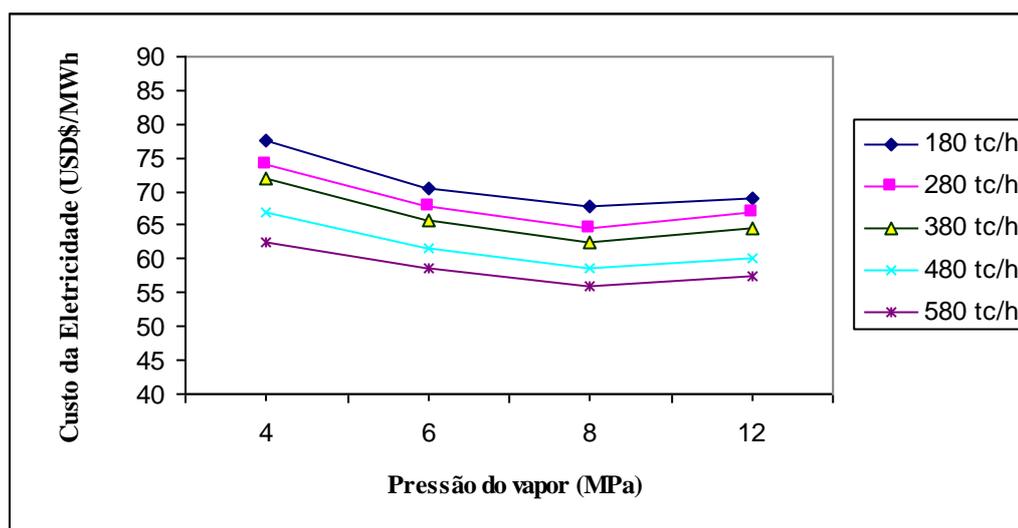


Figura 7.9 Custos unitários de produção de eletricidade para diferentes parâmetros de vapor e capacidade das destilarias.

A Figura 7.9 mostra que os maiores valores de custos de produção de eletricidade são obtidos nas destilarias operando com sistemas de cogeração com parâmetros de vapor de 4,2 MPa/420 ° C, apresentando valores de 77,59, 74,13, 71,81, 66,98 e 62,53 USD\$/MWh, para cada uma das capacidades de planta consideradas. No entanto, é possível obter uma redução desses valores em aproximadamente 8% através da elevação dos parâmetros de vapor de 4,2 MPa até 6 MPa, e uma redução de 5% pela aplicação de parâmetros de vapor de 8MPa em lugar de 6,0 MPa.

Quando os parâmetros de vapor aumentam de 8 até 12 MPa, o custo de geração da eletricidade se incrementa em aproximadamente 3%, isto devido à elevação do investimento em alguns componentes das plantas. Por exemplo, o custo da caldeira aumenta em aproximadamente 31% quando os parâmetros de vapor são incrementados de 8 até 12 MPa, em 22% no caso de passar de 4,2 até 6 MPa e em aproximadamente 9% no caso de passar de 6 a 8 MPa.

Com o propósito de quantificar os impactos que a consideração do bagaço com custo zero tem sobre os custos finais de produção de etanol e eletricidade o modelo termoeconômico realizado foi ajustado e os principais resultados são apresentados na Tabela 7.10 e na Figura 7.10.

Tabela 7.10 Custos de produção médios do etanol para cada um dos parâmetros apresentados na Figura 7.10

	<b>Capacidade (tc/h)</b>				
	<b>180</b>	<b>280</b>	<b>380</b>	<b>480</b>	<b>580</b>
<b>Custo do etanol (USD\$/l)</b>	0,213	0,204	0,200	0,196	0,191

O custo mínimo da eletricidade (obtido quando o preço do bagaço é considerado igual a zero) corresponde aos investimentos de capital, operação e manutenção dos equipamentos.

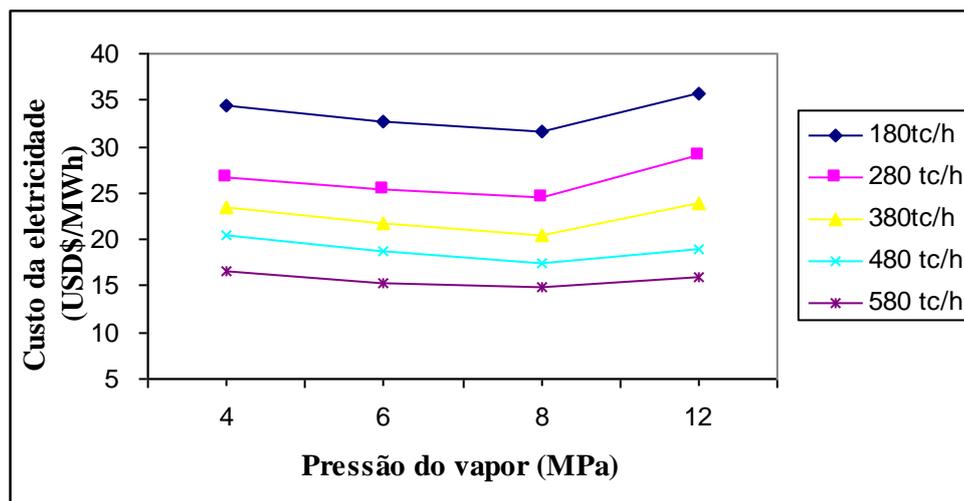


Figura 7.10 Custos de geração da eletricidade considerando diferentes parâmetros de vapor e capacidades da planta com alocação de custo zero para o bagaço.

Observa-se da Tabela 7.10 que os custos do álcool hidratado produzido se incrementam em aproximadamente 25 % quando o custo do bagaço é considerado zero.

De maneira semelhante os custos da eletricidade produzida nas destilarias diminuem em aproximadamente 56 % para plantas com capacidade de 180 tc/h e parâmetros de vapor de 4, 6, 8 e 12 MPa. Para plantas com capacidades de 280 tc/h estas diminuições são de 64 %. Para 380 tc/h as diminuições são de 66 %, para 480 tc/h são de 70 % e, finalmente, para plantas de 580 tc/h estas diminuições são de 73 %.

Os resultados anteriores mostram que apesar do bagaço ser um subproduto do processo de produção de etanol deve-se evitar, na medida do possível, a consideração de custo zero para o mesmo, de forma tal que possa ser determinado um custo real de geração de eletricidade e etanol.

Finalmente, observa-se nas Figuras 7.9 e 7.10 que do ponto de vista econômico, os parâmetros de vapor de 12,0 MPa não representam vantagens significativas com relação ao custo de geração de eletricidade, diferentemente dos resultados obtidos quando se utiliza apenas a análise termodinâmica, que mostravam os parâmetros de vapor de 12 MPa como a melhor alternativa desde o ponto de vista termodinâmico.

Dado que as condições de Mercado são independentes dos custos de produção das plantas, foi realizada como complemento da análise termoeconômica uma avaliação econômica convencional, através do fluxo de caixa para todas as plantas consideradas visando determinar a viabilidade econômica de cada uma das alternativas para um determinado custo

de venda de eletricidade excedente, quando existem variações no preço de mercado do etanol produzido.

## **7.5 Avaliação Econômica**

Uma das etapas mais importantes na elaboração de um projeto industrial é a análise de sua viabilidade econômica e financeira. A seguir serão descritos alguns conceitos importantes relacionados com a avaliação econômica das alternativas consideradas.

### **7.5.1 Critérios econômicos de decisão**

Os métodos que constituem a base para a toma de decisões em alternativas de investimento são:

- Método do valor presente líquido (**VPL**);
- Método do valor anual uniforme (**VA**);
- Método da taxa interna de retorno (**TIR**).

Neste estudo foram considerados o Valor Presente Líquido e a Taxa Interna de Retorno), como indicadores de viabilidade econômica, dado que os mesmos são os mais utilizados em projetos que envolvem sistemas de cogeração (Biezma, 2006)

#### **7.5.1.1 Valor Presente Líquido**

Caracteriza-se, essencialmente, pela transferência para o instante presente de todas as variações de caixa esperadas, descontadas à taxa mínima de atratividade. Em outras palavras, seria o transporte para a data zero de um diagrama de fluxos de caixa, de todos os recebimentos e desembolsos esperados, descontados à taxa de juros considerada (Pamplona e Montevechi, 2006). O método de VPL é um valioso indicador, porque reconhece o valor do dinheiro no tempo.

Se o valor presente for positivo, a proposta de investimento é atrativa, e quanto maior for este valor, mais atrativa é a proposta.

A idéia do método é mostrada esquematicamente, na Figura 7.11 a seguir.

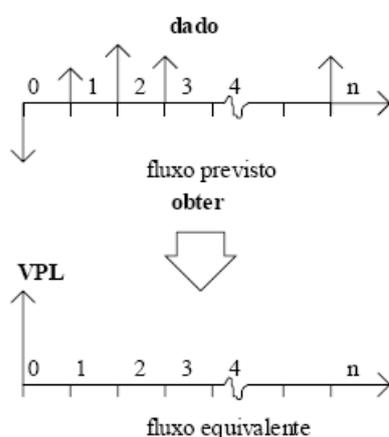


Figura 7.11 Representação esquemática do Valor Presente Líquido

### 7.5.1.2 Taxa Interna de retorno

É a taxa de juros que iguala os fluxos de rendimentos do período aos gastos de cada período, ou seja, a TIR é a taxa que faz com que o VPL do projeto seja nulo (Marques, 2000) (Figura 7.12). A maior diferença da TIR em relação ao VPL é que este último é expresso em unidades monetárias e a TIR é o retorno esperado sobre o investimento, expresso como percentagem.

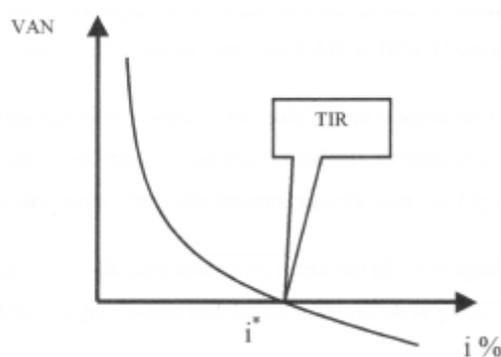


Figura 7.12 Representação esquemática da TIR.

Outra forma de analisar a viabilidade econômica de um projeto é comparar a TIR com a taxa mínima de atratividade (TMA), a qual é definida como a expectativa mínima de lucratividade, em termos de taxa de juros, que se espera em um investimento. Uma TIR maior que a TMA indica projeto atrativo. Se a TIR é menor que a TMA, o projeto analisado passa a não ser mais interessante.

A análise comparativa entre duas alternativas através da TIR não é recomendável. A justificativa desta afirmação está baseada no princípio de maximizar o lucro (Marques *et al.*, 2006).

## 7.5.2 Fluxo de caixa

É a demonstração de um fluxo financeiro do empreendimento em relação às suas entradas (receitas) e saídas (despesas) relativo a um certo intervalo de tempo (Figura 7.13).

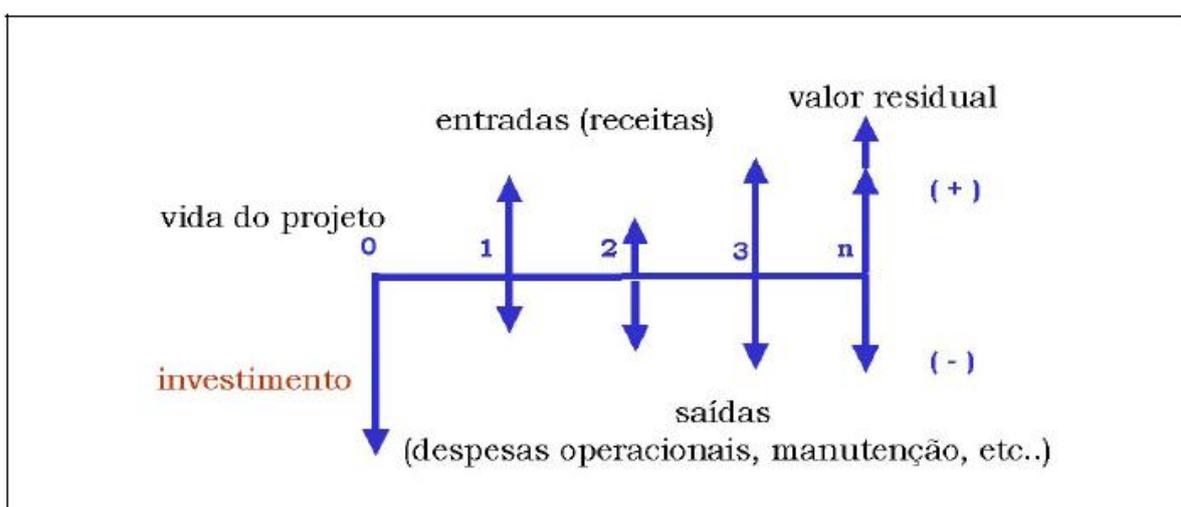


Figura 7.13 Representação esquemática do fluxo de caixa de um projeto

Não existe uma estrutura rígida de um fluxo de caixa e a mesma pode-se construir agrupando os diferentes itens a serem considerados durante a análise. No presente estudo utilizou-se o modelo apresentado na Tabela 7.11.

Tabela 7.11 Estrutura do fluxo de caixa considerada

Ano	0	1	2	3	...	20
<b>Receita Bruta de Vendas</b>						
(-) Impostos Proporcionalis						
<b>Receita Líquida de Vendas</b>						
(-) Custos Fixos						
(-) Custos Variáveis						
<b>Lucro Bruto</b>						
(-) Despesas Fixas						
(-) Despesas Variáveis						
(-) Depreciação						
(-) Despesas Financeiras (Juros)						

<b>Lucro Operacional</b>						
(-) Despesas não operacionais						
(+) Receitas não operacionais						
<b>Lucro antes do IR</b>						
(-) IRPJ / CSLL						
<b>Lucro Líquido</b>						

(+) Depreciação						
(-) Resultado não operacional						
(-) Amortização dívidas						
(-) Investimento						
(+) Liberação Financiamento						
(+) Valor Residual						

<b>Fluxo de Caixa</b>						
-----------------------	--	--	--	--	--	--

<b>Taxa Mínima de Atratividade</b>	
<b>Valor do Negócio</b>	
<b>VPL</b>	
<b>TIR</b>	

Os impostos e taxas de desconto adotadas neste trabalho para a análise financeira são apresentados na Tabela 7.12.

Tabela 7.12 Indicadores econômicos.

<b>Indicadores</b>	<b>Valores</b>	<b>Unidades</b>
Preço de venda da eletricidade	56,57	USD\$/MWh
Preço de venda do etanol hidratado	0,17-0,30	USD\$/l
Preço da eletricidade industrial – Compra	98,6	USD\$/MWh
Taxas ICMS, IPI,PIS, CONFINS	18	%
Taxas IRPJ / CSLL	35	%
Horizonte de planejamento	20	Ano
Parcela financiada do investimento	40	%
Sistema de financiamento	Price	
Taxa de juros	8	%
Taxa mínima de atratividade TMA	15	%

**ICMS** - Imposto sobre operações relativas à circulação de mercadorias e prestação de serviços de transporte interestadual e intermunicipal e de comunicação.

**IPI** - Imposto sobre produtos industrializados

**PIS** – Programa de Integração Social

**COFINS** - Contribuição para o financiamento da seguridade social

**IRPJ** - Imposto de renda - pessoa jurídica

## Depreciação de ativos da central de cogeração

A Tabela 7.13 apresenta os ativos depreciáveis considerados no investimento da central de cogeração e suas respectivas taxas de depreciação.

Tabela 7.13. Depreciação de Ativos nas centrais de cogeração

<b>Ativos Depreciáveis</b>	<b>Taxa Depreciação</b>
Obra Civil	4%
Caldeira	5%
Turbina	5%
Subestação	5%
Tubulação	10%
Equipamentos e Materiais Elétricos	10%
Instrumentação e Controle	10%
Planta Etanol	10%
<b>TOTAL DEPRECIÇÃO</b>	<b>---</b>

## 7.6 Principais resultados

A Figura 7.14 mostra os principais resultados do VPL obtido nos diferentes cenários avaliados. Observa-se que para preços de mercado de etanol e de eletricidade de 0,30 USD\$ / l e USD\$ 68,26/ MWh, a atratividade do investimento apresenta uma tendência crescente quando os parâmetros de vapor vão de 4,2 até 8,0 MPa

Quanto maior for a capacidade da planta maior será o VPL obtido pela planta, observando-se que plantas com capacidade no intervalo de 280-580 tc / h apresentam um maior VPL.

Apesar de permitir uma maior eficiência global da planta, os parâmetros de vapor de 12 MPa apresentam uma menor atratividade econômica do que os parâmetros de vapor de 8,0 MPa, isto se deve principalmente aos altos custos demandados por sistemas de cogeração que operam com estes parâmetros.

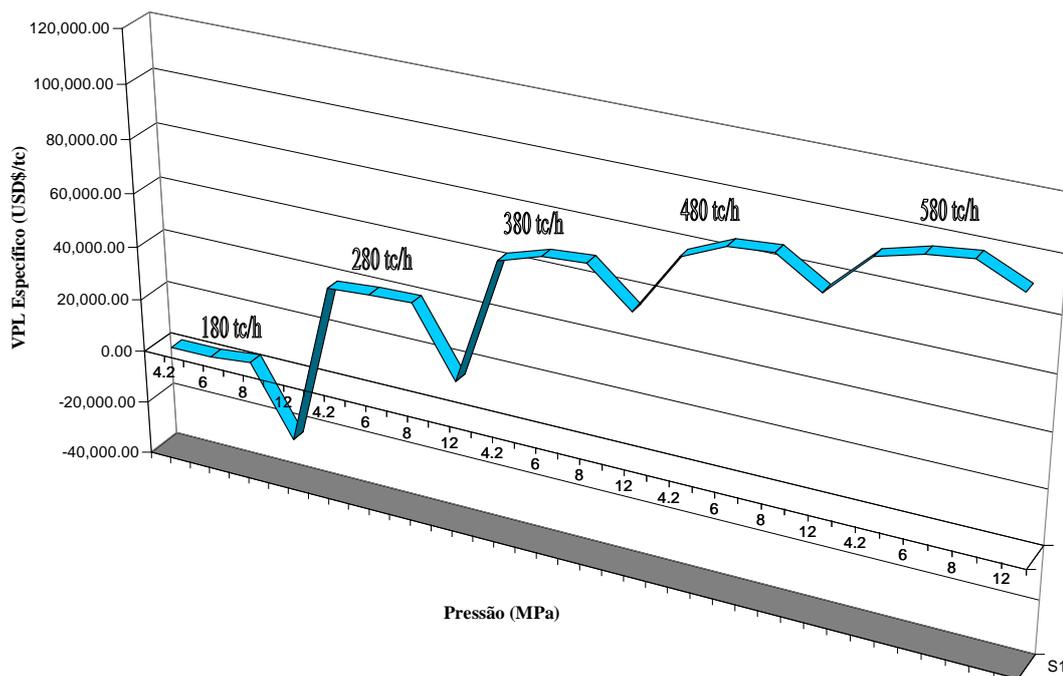


Figura 7.14 Valor Presente Líquido Específico para uma destilaria em função dos parâmetros de vapor e da capacidade da planta para preços de mercado do etanol e da eletricidade de 0,30 USD\$/l e 68,26 USD\$/MWh respectivamente.

Outro cenário considerado na análise de fluxo de caixa foi preços de mercado do etanol e da eletricidade de 0,17 USD\$/l e de USD\$ 68,26/MWh. Os principais resultados são apresentados na Figura 7.15. Para este novo cenário as destilarias analisadas não apresentam viabilidade econômica, o que mostra a elevada dependência do preço de mercado do etanol na rentabilidade destes empreendimentos.

Alguns aspectos que podem incrementar a viabilidade econômica dos empreendimentos analisados são a comercialização do bagaço excedente da usina, operação da usina durante a entre safra para a geração e venda de excedentes elétricos à rede e a venda de créditos de carbono, no entanto, estes aspectos não foram considerados durante a avaliação econômica realizada

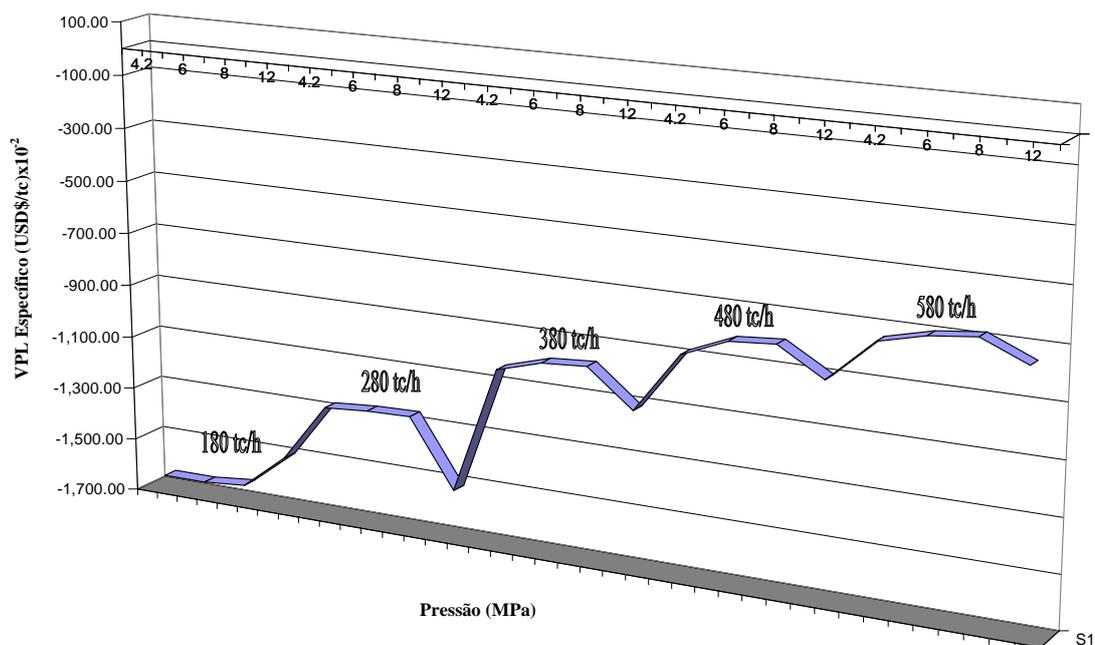


Figura 7.15 Valor Presente Líquido Específico para uma destilaria em função dos parâmetros de vapor e da capacidade da planta para preços de mercado do etanol e da eletricidade de 0,17 USD\$/l e 68,26 USD\$/MWh respectivamente.

A partir dos resultados anteriormente apresentados é possível observar que o preço de mercado da eletricidade pode compensar economicamente oscilações nos preços de mercado do etanol oferecendo certa flexibilidade, no que diz respeito à viabilidade técnico-econômica das plantas.

Apesar da Termoeconomia permitir calcular os custos finais de produção dos principais produtos da planta (eletricidade e etanol) os resultados do mesmo não garantem a viabilidade econômica do empreendimento, dado que é necessário considerar posteriormente na avaliação econômica convencional outras despesas e impostos pagos no projeto, que vão definir finalmente a atratividade do mesmo.

Atualmente, os parâmetros de vapor que permitem obter uma melhor atratividade econômica no sistema de cogeração de uma destilaria autônoma são os parâmetros de vapor de 8,0 MPa, apesar dos parâmetros de vapor de 12,0 MPa permitem alcançar uma maior eficiência global na planta.

A viabilidade econômica de uma destilaria autônoma é fortemente dependente dos parâmetros de vapor adotados no sistema de cogeração, capacidade da planta e preços de mercado do etanol e da eletricidade.

Não entanto, tendo em conta que na análise econômica de um projeto exige a formulação do fluxo de caixa e a utilização de dados considerados certos e constantes. Isso dificilmente ocorre uma vez que estes dados são valores estimados que procurem traduzir uma fotografia da realidade e cada uma das variáveis modifica-se ao longo do tempo. Sendo assim, os valores de VPL calculados também não são exatos. Como consequência, torna-se imprescindível a aplicação de um método que permita determinar a influência que a alteração em uma das variáveis tem sobre os resultados esperados do projeto, de tal maneira que se possam conhecer aquelas que devem ser estudadas com mais profundidade e avaliadas com mais critério.

Segundo Pamplona e Montevechi (2007) são vários os fatores que podem levar a incerteza. Entre eles podem-se citar:

- Fatores econômicos: o dimensionamento de oferta e demanda; alterações de preços de produtos e matérias-primas; investimentos imprevistos;
- Fatores financeiros: falta de capacidade de pagamento, insuficiência de capital, etc;
- Fatores técnicos: falta de adequação do processo, matéria-prima, tecnologia empregada;
- Outros fatores: políticos e institucionais adversos, clima, problemas de gerenciamento de projetos.

Para se avaliar investimentos em condições de incerteza, um dos métodos comumente utilizados é o método de Monte Carlo, o qual é um método baseado na simulação de variáveis aleatórias para resolução de problemas, o qual é tratado a seguir.

## **7.7 Simulação de Montecarlo**

A simulação de Mote Carlo surgiu oficialmente no ano de 1949 com o artigo The Monte Carlo Method, de autoria dos matemáticos John von Neumann e Stanislaw Ulam. Segundo Ulam, o nome foi dado em homenagem ao seu tio, que era freqüentador do cassino de Monte Carlo. Porém a fundamentação teórica do método era conhecida antes da publicação do artigo de Newmann e Ulam (Sobol, 1994).

## 7.7.1 Conceito

A Simulação de Monte Carlo é um método numérico que permite resolver problemas físicos ou matemáticos, através da simulação de processos aleatórios. Esta metodologia é considerada matematicamente melhor do que a solução por meio de equações (geralmente regidas por leis de probabilidade conhecidas), que tornaria este tipo de problema tão complexo que não poderia ser expresso por meio de uma solução analítica simples.

Uma peculiaridade da simulação de Monte Carlo é que seu algoritmo tem uma estrutura muito simples. Como regra, elabora-se primeiro um programa para a realização de um evento aleatório. Depois esse evento se repete N vezes de modo que cada experiência seja independente das outras e toma-se a média dos resultados de todos os eventos.

A outra peculiaridade é que a incerteza estatística é, em geral, proporcional à  $\sqrt{\frac{D}{N}}$ , onde D é uma constante e N é o número de eventos. Esta fórmula permite observar que para diminuir o erro em 10 vezes é preciso aumentar N (também chamado de número de processamento) em 100 vezes.

As principais vantagens da simulação de Monte Carlo são (Vose, 1996):

- As distribuições de probabilidades das variáveis não precisam ter exatidão, podem ser aproximadas;
- Correlações e outras interdependências podem ser modeladas
- O nível de matemática envolvido na simulação não é muito alto;
- Existem softwares comercialmente disponíveis;
- Níveis mais elevados de precisão podem ser obtidos pelo aumento do número de iterações;
- Cálculos matemáticos complexos podem ser incluídos sem muita dificuldade;
- O método é amplamente reconhecido como uma técnica válida, de modo que os resultados de sua utilização podem ser facilmente aceitos;
- Mudanças no modelo podem ser feitas rapidamente.

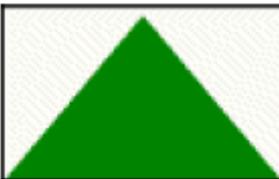
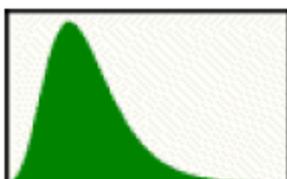
A Simulação de Monte Carlo pode ser apresentada através dos seguintes passos:

- a) Estabelecimento da distribuição de probabilidade

- b) Construção da função de distribuição acumulada (FDA) para cada variável
- c) Estabelecimento dos números de etiqueta ou dos intervalos de classe.
- d) Geração de números aleatórios
- e) Simulação do experimento

O estabelecimento da distribuição de probabilidade depende do comportamento das variáveis. As distribuições mais utilizadas nos estudos de Monte Carlo estão ilustradas e descritas na Tabela 7.14:

Tabela 7.14 Principais distribuições probabilísticas de uma variável analisada

Distribuição	Condição	Aplicação	Exemplos
 Normal	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Valor médio é o mais provável</li> <li>- A maior parte dos valores encontram-se próximo ao valor médio</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fenômenos naturais</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Inflação</li> <li>- Taxa de reprodução</li> </ul>
 Triangular	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Mínimo e máximo são fixos</li> <li>- Os valores concentram-se mais na região que forma triângulo com os valores máximos e mínimos</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Para os casos que se conhecem o valor máximo e mínimo</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Custos de marketing</li> <li>- Vendas estimadas</li> </ul>
 Lognormal	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Os valores estão concentrados no limite inferior</li> <li>- Limite superior é ilimitado</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Quando os valores são muito baixos, porém não podem ser negativos</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Nível de estoque</li> <li>- Tabelas salariais</li> </ul>

 <p style="text-align: center;">Uniform</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Mínimo é fixo</li> <li>- Máximo é fixo</li> <li>- Todos os valores têm probabilidades iguais</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Quando se conhece a faixa e as probabilidades são constantes</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Avaliação de fendas em um óleo duto</li> </ul>
--	--	--	---

### 7.7.2 Aplicação da Simulação de Monte Carlo na área financeira

Hertz (1964) foi um dos pioneiros a aplicar Simulação de Monte Carlo na área financeira. Ele afirmava que os executivos devem tomar decisões baseadas nas oportunidades de investimentos de capital, e as dificuldades apresentadas relaciona-se à somatória de incertezas que se multiplicam. Assim os riscos envolvidos sugerem o uso de melhores técnicas de apoio.

Neste contexto Hertz (1964) desenvolveu um método que envolve a identificação dos custos e das variáveis de renda que afetam o resultado do investimento e, a construção de um perfil de risco para cada variável.

O perfil de risco pode ser representado por uma curva de distribuição de probabilidades com os resultados medidos ao longo do eixo horizontal e as chances de cada valor do resultado plotadas no eixo vertical. No terceiro passo, um valor é selecionado ao acaso para cada variável, independente de seu perfil de risco. Finalmente os valores selecionados são usados para calcular, por exemplo, a taxa de retorno do investimento pelo valor presente líquido.

De forma resumida é feita uma simulação que combina a variabilidade inerente a cada fator de influência, dando uma clara visão dos riscos e probabilidades de retorno, seguindo os principais passos:

1. Estimar a média dos valores de cada fator, tais como: média do preço de vendas, taxa do crescimento de vendas, e outros. Para cada média determinar a probabilidade de ocorrência de cada valor;
2. Selecionar da distribuição de valores, para cada fator, um valor particular, combinar os valores de todos os fatores e anotar a taxa de retorno ou valor presente da combinação.

3. Repetir este processo várias vezes para se definir e avaliar as probabilidades de ocorrência de cada possível taxa de retorno.

Hertz (1964) também defende a idéia que uma análise de risco na área de investimento deve responder perguntas como: Este é um bom investimento? Qual o retorno que a companhia espera obter? Quais os riscos envolvidos?

Logo é necessário que análises financeiras sejam desenvolvidas, de forma que seja possível ter uma visão mais clara das incertezas envolvidas e quais são os principais fatores selecionados pela sua importância, para serem visualizados no plano esquemático de simulação de investimento, exemplificado na Figura 7.16:

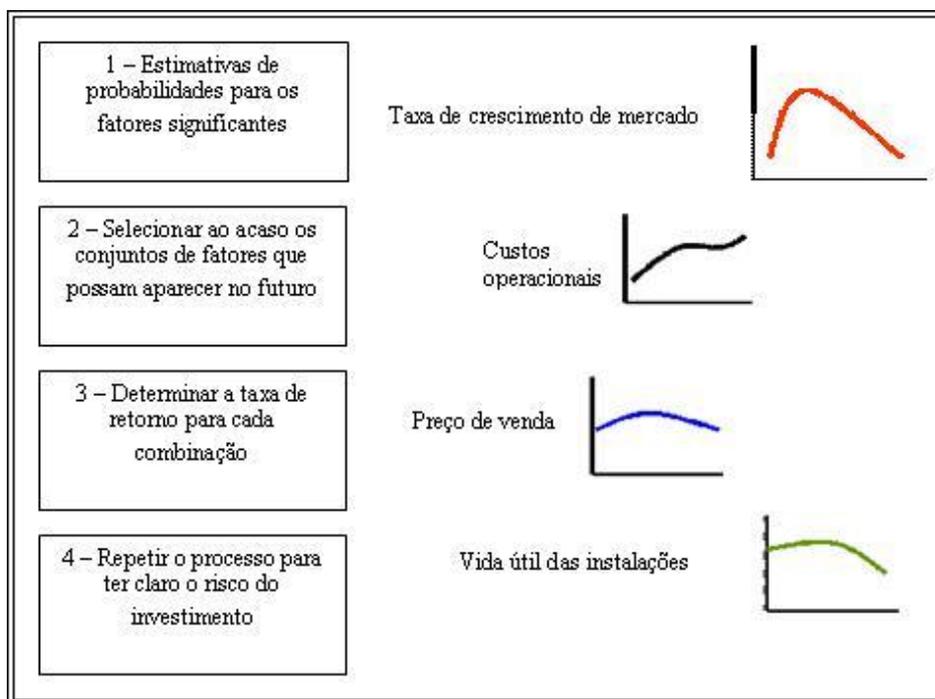


Figura 7.16 Plano de simulação de investimento

Coates (2003) também defende o uso da Simulação de Monte Carlo na área financeira, segundo o mesmo, as informações necessárias a um problema de engenharia econômica necessitam estar bem definidas, como custo de um novo maquinário ou a estrutura dos valores de impostos. Porém, muitas destas informações são incertas tais como o atual fluxo de caixa de custos e receitas, o valor de recuperação de equipamentos e outros.

Logo, segundo Coates (2003), a análise de cenários com informação das probabilidades de ocorrência das variáveis envolvidas permite um refinamento da análise econômica do risco e fornece boas probabilidades das informações dos resultados. Conclui-se então que a técnica

de Monte Carlo pode ser usada em modelos de finanças corporativas, pois são produzidas probabilidades associadas de ocorrência, intervalos de confiança e desvios padrões.

Atualmente a simulação de Monte Carlo é uma metodologia adotada com frequência no campo da Análise de Risco, seja para analisar a variabilidade das características estudadas, sob diversos cenários, seja para quantificar os riscos de certos eventos.

Este método também tem sido aplicado para obter soluções numéricas para problemas de estimativas de opções. A técnica é simples e flexível, pois permite ser modificada para aceitar diferentes processos que comandam os lucros de ações. O método utiliza a distribuição de preços de ações terminais para determinar o preço futuro da ação. Com a vantagem de calcular também o desvio padrão, assim informa a precisão dos resultados.

O método de Monte Carlo também pode ser usado em modelos envolvendo eventos probabilísticos. Considerando as distribuições de cada variável e computando, por exemplo, o lucro para cada combinação simulada do preço de venda, custo variável, custo fixo e volume de vendas. Auxiliando assim no processo de planejamento e tomada de decisões por parte da administração.

Finalmente a simulação Monte Carlo quando é incorporada a modelos financeiros, obtendo resultados de aproximações para as distribuições de probabilidade dos parâmetros analisados. São realizadas assim várias simulações onde, em cada uma delas, são gerados valores aleatórios para o conjunto de variáveis de entrada e parâmetros do modelo que estão sujeitas à incerteza. Tais valores aleatórios seguem distribuições de probabilidades específicas que devem ser identificadas ou estimadas previamente.

No presente estudo na simulação de *Monte Carlo*, foi utilizado o *software Crystal Ball*, na avaliação estocástica do impacto de diversos fatores na estimação do VPL.

As variáveis escolhidas e suas respectivas distribuições consideradas na simulação de Monte Carlo são apresentadas na Tabela 7.15. No caso do Fator de Capacidade, foi escolhida uma distribuição simétrica constante ou distribuição normal, devido à baixa probabilidade real de aumentar dita variável numa situação real, pois isto depende de fatores agroclimáticos e ainda logísticos. Assim, a probabilidade de incrementar o valor médio é baixa. Já para o caso dos preços de venda e compra da eletricidade, foi escolhida uma distribuição log-normal com tendência a se incrementar, pois esta variável depende dos preços internacionais do combustível fóssil, os quais apresentam uma tendência crescente nos últimos anos.

Tabela 7.15. Considerações da distribuição para cada variável na simulação de Monte Carlo.

Variável	Tipo de distribuição	Média	Desvio Padrão	Mínimo	Máximo
Preço de venda energia elétrica (USD\$/MWh)	Triangular	68,26	---	39,06	79,56
Preço de venda do etanol (USD\$/ <sub>1AEH</sub> )	Normal	0,30	0,15	---	---
Fator de capacidade (%)	Uniforme	---	---	4200	4800
Preço da cana-de-açúcar (USD\$/ton)	Lognormal	12,90	6,61	---	---

A partir das considerações apresentadas na Tabela 7.15 foi avaliado para cada um dos cenários analisados no presente capítulo a probabilidade de ocorrência de  $VPL > 0$ , assim como a determinação da sensibilidade do VPL a cada uma dessas variáveis.

A Figura 7.17, apresenta a título de exemplo o diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma, com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e capacidade de moagem de 180 tc/h, e a Figura 7.18, apresenta a análise de sensibilidade do VPL para as variáveis apresentadas na Tabela 7.15

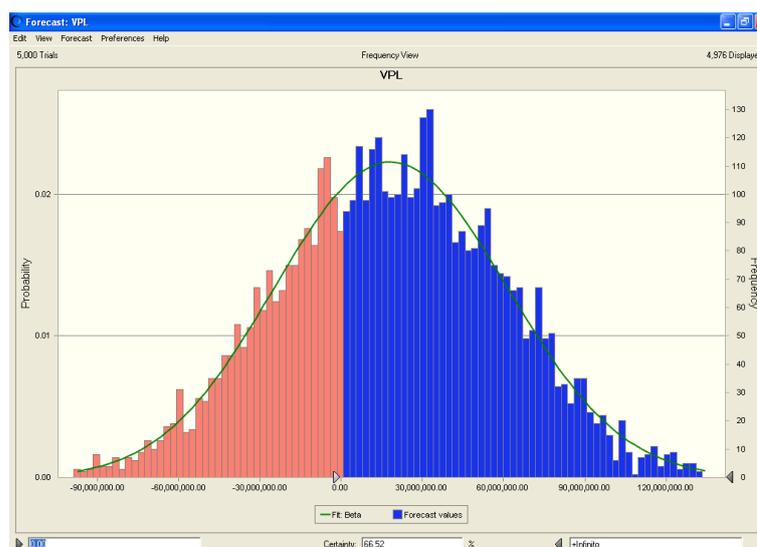


Figura 7.17 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e capacidade de moagem de 180 tc/h

Da Figura 7.17, é possível observar que para a destilaria autônoma operando com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e uma capacidade de moagem de 180 tc/h, existe uma probabilidade de 66,52% do que o VPL seja maior que zero (parte azul da figura 7.17). Neste sentido, ao avaliar a incidência de cada variável no resultado final do VPL, a Figura 7.18 mostra que o maior peso ponderado corresponde ao preço de mercado do álcool hidratado, com 70,4 % de incremento no valor do VPL, quando este valor é aumentado. Para o preço da cana o mesmo apresenta um valor de -25%, o qual pode ser interpretado como um aumento no valor do VPL, quando este valor é reduzido.

O numero de horas de operação da planta e o preço de venda da eletricidade apresentam as menores contribuições ao valor do VPL com pesos ponderados de 3,4 e 1,2%, respectivamente.

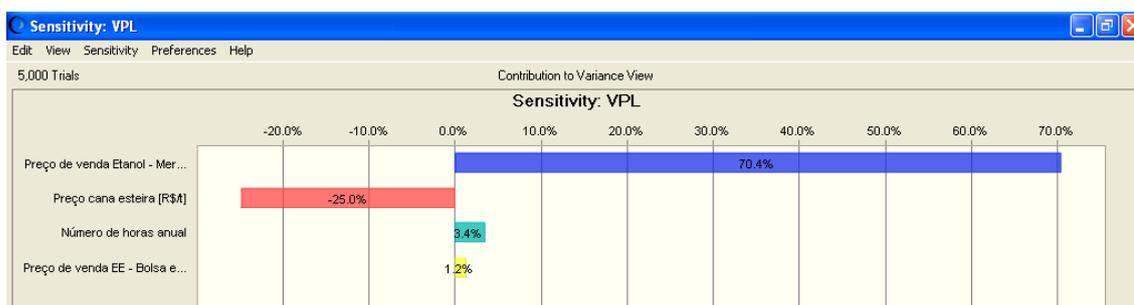


Figura 7.18 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e capacidade de moagem de 180 tc/h

Os principais resultados das destilarias com capacidades de moagem de 280, 380, 480 e 580 tc/h são apresentados no Anexo AII.

A Figura 7.19, apresenta os principais valores obtidos dos diagramas de frequência das destilarias analisadas em função dos parâmetros de vapor adotados e da capacidade da planta escolhida.

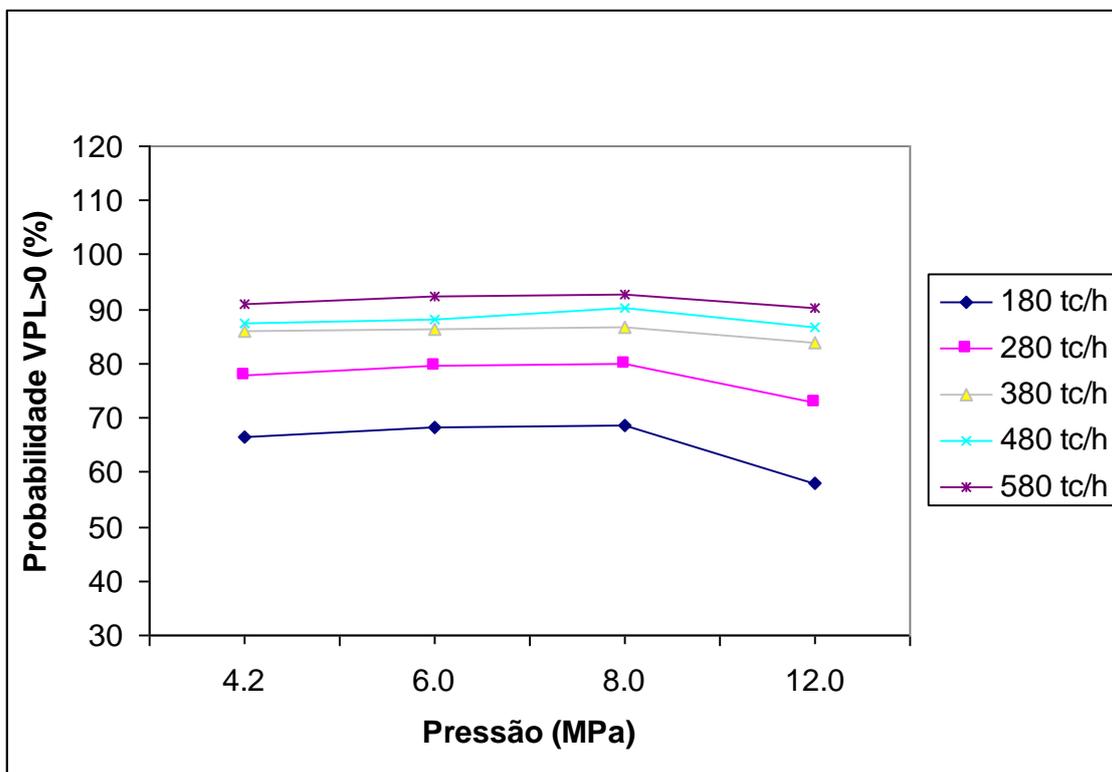


Figura 7.19 Probabilidade do Valor Presente Líquido ser maior que zero numa destilaria autônoma em função da capacidade da planta e dos parâmetros de vapor utilizados

A Figura 7.19 mostra que, para destilarias autônomas com capacidade de moagem de 180 tc/h, as probabilidades do projeto apresentar viabilidade econômica são de 68 a 58%, sendo que o maior valor corresponde aos parâmetros de vapor de 8,0 MPa e o menor aos de 12,0 MPa.

Para parâmetros de vapor de 4,2 MPa, na medida em que a capacidade da planta é incrementada a 280, 380, 480 e 580 tc/h, as probabilidades do projeto apresentar um VPL >0 são incrementadas em 17, 29, 31 e 37%. Para parâmetros de vapor de 6,0 MPa as probabilidades são incrementadas em 17, 27, 29 e 35%.

Com relação aos parâmetros de vapor de 8,0 MPa os mesmos contribuem a um incremento de 16, 26, 31 e 35 % na probabilidade do VPL ser maior que zero, quando a capacidade da planta varia de 280-580 tc/h.

Apesar de permitir alcançar a maior eficiência global da planta, os parâmetros de vapor de 12,0 MPa, diminuem as probabilidades do VPL ser maior que zero, quando são comparadas aos outros parâmetros de vapor analisados. Isto como consequência do alto investimento requerido na operação do sistema de cogeração com estes parâmetros.

## Capítulo 8

# CONCLUSÕES

Os acréscimos na eficiência global de uma destilaria autônoma obtidos mediante o acréscimo dos parâmetros do vapor são muito maiores que os que podem ser obtidos por melhorias na eficiência do processo. Porém, o acréscimo nos parâmetros visando uma maximização nos excedentes elétricos produzidos pela planta não é possível sem a redução no consumo de vapor em processo, a fim de ajustar o balanço de bagaço às novas características da planta de cogeração (relação calor potência). Por este motivo a integração de processos deve prever a implementação de tecnologias eficientes nas etapas produtivas conjuntamente com a modernização do sistema de cogeração.

O custo de mercado do etanol é um fator fundamental na viabilidade econômica das destilarias autônomas, portanto, a determinação adequada dos custos finais de produção dos principais produtos da planta (eletricidade e álcool hidratado), deve ser realizada considerando o processo global de formação de custos da planta e se deve evitar sempre que for possível a consideração de custo zero para o bagaço já que isto diminui em aproximadamente 60 % o custo real de produção da eletricidade da planta enquanto o custo do etanol é sobrecarregado em 25%.

Da análise abrangente realizada é possível concluir que atualmente os parâmetros de vapor que permitem atingir o melhor aproveitamento exergético global de uma destilaria autônoma são 12,0 MPa e 520 °C, no entanto, o custo final de produção da eletricidade neste tipo de configuração apresenta desvantagens econômicas com relação a aqueles obtidos com em plantas com parâmetros de vapor de 6,0 e 8,0 MPa, as quais a pesar de apresentar uma

eficiência exergética global 2 e 0,8% menor, respectivamente, que a obtida com parâmetros de 12,0 MPa, apresentam custos de produção de eletricidade 3 e 8 % menores, quando o sistema de extração do sistema é baseado em turbinas de múltiplos efeitos e a destilação é atmosférica.

Nas etapas produtivas a utilização de moendas eletrificadas ou difusores com motores elétricos nos sistema de extração, permite obter as maiores receitas pela comercialização de excedentes elétricos da planta.

Dos fatores considerados na simulação de Monte Carlo, o preço do mercado do álcool hidratado e o custo da cana-de-açúcar processada pela planta são os que mais contribuem na viabilidade econômica de uma destilaria autônoma. Destilarias autônomas com capacidade de moagem maiores a 380 tc/h e parâmetros de vapor na faixa de 6,0 a 8,0 MPa apresentam baixas probabilidades de apresentar  $VPL < 0$ .

Atualmente, a melhor configuração tecnológica de uma destilaria autônoma que permite obter um bom aproveitamento energético da energia da cana-de-açúcar com uma boa atratividade econômica é aquela que apresenta sistema de cogeração baseados em turbinas de extração/condensação operando com parâmetros de vapor de 8,0 MPa, sistema de extração baseado em difusores com motores elétricos e um sistema de destilação multipressão. Ou como segunda alternativa a eletrificação das moendas em lugar da utilização de difusores.

O controle adequado do processo fermentativo numa destilaria permite obter incrementos na faixa de 3 a 4 % na quantidade de excedentes elétricos através do incremento do teor alcoólico do vinho fermentado de 7 a 9 %. Esta alternativa apresenta-se como um método de conservação energética nas destilarias com baixo custo econômico para a planta.

A utilização da Termoeconomia no projeto de destilarias autônomas constitui uma valiosa ferramenta na seleção dos diferentes tecnologias que compõem a planta de produção de etanol.

## Referências

Abusoglu, A., Kanoglu, M (2009) Exergoeconomic analysis and optimization of combined heat and power production: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* (13), 2295-2308 p.

Agarwal, A. K, (2006). Biofuels (alcohols and biodiesel) applications as fuels for internal combustion engines. *Progress in Energy and Combustion Science*, v.33, p. 233–271.

Agência Canal Energia (2008) Unica estima potencial de 29 mil MW com safra de cana-de-açúcar em 2020. Disponível em: <http://www.canalenergia.com.br/zpublisher/materias/Busca.asp?id=63974> . Acesso: 16 abril. 2008.

Agência Nacional de Energia Elétrica - ANEEL (2006) Resolução normativa No 235, de 14 de novembro de 2006. Disponível em: <http://www.aneel.gov.br/cedoc/ren2006235.pdf> . Acesso: 06/12/07.

Albert-Thenet, Jr. (1991). Steam Economy in Cane Sugar Factories. *Proceedings of the International Conference on Energy from Sugarcane: Progress and Prospects*, Hilo, Hawaii. p. 223-243.

Alcarde, A. R (2007) Processamento da cana-de-açúcar- Extração. Agência de Informação Embrapa. Disponível em: [http://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/cana-de-acucar/arvore/CONTAG01\\_103\\_22122006154841.html](http://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/cana-de-acucar/arvore/CONTAG01_103_22122006154841.html). Acesso: 10/12/2009.

American Coalition for Ethanol (2007). What is ethanol. Disponível em: <http://www.ethanol.org/index.php?id=34&parentid=8> . Acesso em: 05 jun. 2007.

Amorim, H (2008) Melhorias na fermentação. Sociedade dos Técnicos Açúcareiros e Alcooleiros do Brasil- STAB, Piracicaba.

Azzolini, P. C (2007) Novos conceitos para geração de energia. Simpósio Internacional e Mostra de Tecnologia da Indústria Sucroalcooleira - SIMTEC. Disponível em: <http://www.simtec.com.br/palestras/simcoger2007.htm> . Acesso em: 16 Dez. 2007.

Balestieri, J. A. P (2002) Cogeração – Geração combinada de eletricidade e calor. Editora da UFSC. Florianópolis. 279 p.

Balzhiser, Richard E.; Samuels, Michael R.; Eliassen, John D (1980) Thermodynamics for engineers; Edit. Prentice / Hall Internacional. Englewood, New Jersey, USA. (In Spanish).

Barreda del Campo, E. R (1999) Avaliação Termoeconômica do Sistema de Cogeração da Usina Vale do Rosário: Tese de Doutorado. UNICAMP. Campinas.

Basseto, N. Z (2006) SEPPA – Sistema especialista para planta de produção de álcool. Dissertação de mestrado. Faculdade de Engenharia Química. Universidade Estadual de Campinas. 91 p.

Batista, F. R. (2008) Estudo do processo de destilação alcoólica contínua: Simulação de Plantas Industriais de Produção de Álcool Hidratado, Álcool Neutro e Cachaça. Dissertação de Mestrado. Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas.

Baudel, M, H (2006) Pré-Tratamento e Hidrólise do Bagaço de Cana de Açúcar para a produção de etanol. III Workshop Tecnológico sobre: Hidrólise para Produção de Etanol. Disponível em: <http://www.inovacao.unicamp.br/etanol/report/Hidrolise%20Baudel%20Pr%E9%20Tratamento%20e%20Hidr%F3lise.pdf> . Acesso em: 18 ago. 2007.

Belotti, A., Moreau, B (1995) High-efficiency cane sugar factory in a cogeneration context. Proceedings of the International Society of Sugar Cane Technologists, p. 433-443.

Bhatt, M. S., Rajkumar, N (2001) Mapping of combined heat and power systems in cane sugar industry. *Applied Thermal Engineering*, v. 21, p.1707-1719.

Biezma, M., San cristobal, J (2006). Investment criteria for the selection of cogeneration plants—a state of the art review. *Applied Thermal Engineering*. Volume 26, Issues 5-6. 583-588 p.

Blottnitz, H. V., Curran, M. A (2006) A review of assessments conducted on bio-ethanol as a transportation fuel from a net energy, greenhouse gas, and environmental life cycle perspective. *Journal of Cleaner Production*, v.15, p. 607-619.

BNDES and CGEE (2008) Sugarcane-Based bioethanol: energy for sustainable development. 1<sup>st</sup> Edition, Rio de Janeiro. 304 p.

BP (2007) Statistical Review of World Energy. Disponível em: [www.bp.com](http://www.bp.com) .Acesso em: 14 maio. 2007.

Camargo, C.A (1990) Conservação de energia na indústria do açúcar e do álcool: manual de recomendações, São Paulo, Instituto de Pesquisas Tecnológicas. 796p.

Camus, J. M., Laborda, J.A (2006) Biocarburantes líquidos: Biodiesel y bioetanol. informe de vigilancia tecnológica. Disponível em: [www.madrimasd.org](http://www.madrimasd.org) . Acesso em: 18 maio. 2007.

Carlson, E. C (1996) Don't gamble with physical properties for simulations. *Chemical Engineering Progress*. 35-46 pp.

Carpio, R. C. (2000) “Avaliação Técnico-econômica de Sistemas Avançados de Cogeração com Altos Parâmetros de Vapor no Setor Sucroalcooleiro Brasileiro”. Dissertação de Mestrado. EFEI/IEM.

Cazetta, M. L., Celligoi, M.A., Buzato, J.B., Scarmino, I.S (2007) Fermentation of molasses by *Zymomonas mobilis*: Effects of temperature and sugar concentration on ethanol production. *Bioresourse Technology*, v. 98, p. 2824-2828.

Çengel, Y. A., Boles, M. A (2006) Thermodynamics: An Engineering Approach, McGraw-Hill. 5th ed, 962p.

CEPEA (2009) Monthly average price in cash - Hydrated Ethanol. Center for Advances Studies on Applied Economics. 11 Aug. 2009. [http://www.cepea.esalq.usp.br/english/ethanol/?id\\_page=243](http://www.cepea.esalq.usp.br/english/ethanol/?id_page=243).

Cerqueira, S. A. A. G (1999). Metodologias de Análise Termoeconômica de Sistemas. 137 p. Tese (Doutorado) – Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas.

Chang, K. W., Wing, A. F. L. A., Gunnes, D., Hoi, L. W. S (1999) Optimizing steam utilization at a typical sugar factory. Proceedings of the XXIII ISSCT congress, New Delhi, India, pp. 270-281, 22 to 26 February.

Cherubin, R. A (2003) Efeitos da viabilidade da levedura e da contaminação bacteriana na fermentação alcoólica. Escola Superior de Agricultura “Luiz de Queiroz”, Tese de doutorado. Universidade de São Paulo.

Clemente, I., Mansur, A., Leal, R (2007) O que o país precisa fazer para aproveitar o ciclo do álcool e dar um salto de desenvolvimento. Revista Epoca. Editora globo, p. 86-94.

Coates, EYLER R.; KUHLE, Michael E. Using simulation software to solve engineering economy problems. Computers and Industrial Engineering, v.45, n.2, p.285-94, Aug

Coelho, S. T. (1992) Avaliação da Cogeração de Eletricidade a partir de Bagaço de Cana em Sistemas de Gaseificador / Turbinas a Gás. Programa Interunidades de Pós Graduação em Energia- USP, 148 p. Dissertação (Mestrado em Energia)

Cogen Europe (2001) A guide to cogeneration. Disponível em: <http://www.cogen.org> . Acesso em: 20 Dez. 2007

CONAE (2007) Cogeração. Comisión Nacional para el Ahorro de Energia. Disponível em: [www.conae.gob.mx](http://www.conae.gob.mx). Acesso em: 22 Jan. 2008.

Conn, I. (2006) Energy trends and technologies for the coming decades. Address to the Harvard University Center for the Environment.

Copersucar (2007a) Atualização em fermentação alcoólica. Centro de Tecnologia Copersucar – Documento Técnico.

Copersucar (2009) Alcool. Disponível em: <http://www.copersucar.com.br/institucional/por/academia/alcool.asp>. Acesso: 05/05/2009

Corrêa, E. O. (2004) Metalurgia, materiais e propriedades mecânicas – Capítulo 10. Geração Termelétrica – Planejamento, Projeto e Operação. Editora Interciência Ltda. Rio de Janeiro., v.1, 1296 p.

Cortez, L. A., Lora, E. S. (2007). Tecnologias de conversão da biomassa. Editora da UNICAMP 2 da Edição.

Cruz, S. H. (2007) Produção de etanol a partir de resíduos celulósicos. II GERA – Workshop de Gestão de Energia e Resíduos na Agroindústria Sucroalcooleira.

CTC (1998) Economia de vapor em usinas de açúcar. Projeto BRA/96/G31, Informativo do Centro de Tecnologia COPERSUCAR, N° 3.

Davis, C. (2007) Global Biofuels Trends – Monthly Update- Earth Trends. Disponível em: <http://earthtrends.wri.org/updates/node/180>. Acesso em: 05 jun. 2007.

De Almeida, E. F., Bomtempo, J. V., De Souza, C. M. (2007) The performance of Brazilian biofuels: An economic, environmental and social analysis. Joint Transport Research Centre. Discussion Paper No. 2007-5.

De Feber, M.A.P.C., Gielen D.J. (2000) Biomass for greenhouse gas Emission reduction - Task 7: Energy Technology Characterization. Disponível em: <ftp://ftp.ecn.nl/pub/www/library/report/1999/c99078.pdf>. Acesso em: 22 Jan. 2008

Dedini S.A (2007) Split feed e peneira molecular LSC.

Dias, M. O. S (2008) Simulação do processo de produção de etanol a partir do açúcar e do bagaço, visando a integração do processo e a maximização da produção de energia e excedentes do bagaço. Dissertação de Mestrado. Faculdade de Engenharia Química. Universidade Estadual de Campinas.

Dias, M. O. S., Ensinas, A. V., Nebra, S. A., Filho, R. M., Rossell, C. E., Maciel, M. R (2009) Production of bioethanol and other bio-based materials from sugarcane bagasse: Integration to conventional bioethanol production process. *Chemical Engineering Research and Design*, Volume 87, Issue 9, September 2009, Pages 1206-1216

Don, C.E.(1969) Calorific values of South African bagasse. Proceedings of the annual congress of the south african sugar technologists association, pp. 169-173, Mount Edgecombe.

Earth Policy Institute (2007) World biodiesel production 1991-2005. Disponível em: [http://www.earth-policy.org/Updates/2006/Update55\\_data.htm](http://www.earth-policy.org/Updates/2006/Update55_data.htm) . Acesso em: 07 maio. 2007.

Earth Trends (2007) Global Biofuel Trends - March 2007 Monthly Update. Disponível em: <http://earthtrends.wri.org/updates/node/180>. Acesso em: 07 maio. 2007

El –Mansi, E. M. T., Bryce, C. F. A., Demain, A. L., Allman., A. R (2006) Fermentation microbiology and biotechnology. Taylor & Francis Group. New York. 2<sup>nd</sup> edition.

Embrapa (2006) Plano Nacional de Agroenergia 2006-2011 / Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento, Secretaria de Produção e Agroenergia. 2. ed. rev. - Brasília, DF .110 p.

Ensinas, A. V (2008) Integração Térmica e Otimização Termoeconômica aplicada ao Processo Industrial de Produção de Açúcar e Etanol a partir da Cana-de-Açúcar. 2008. 216 p. Tese (Doutorado) – Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas.

Ensinas, A. V, Nebra, S. A, Lozano, M. A, Serra, L (2006 a) Analysis of cogeneration systems in sugar cane factories – Alternatives of steam and combined cycle power plants. In Proceedings of ECOS 2006, Aghia Pelagia, Crete, Greece, July 12-14, 2006, Vol. 3, p. 1177-1184

Ensinas, A. V., Nebra, S. A., Lozano, M. A., Serra, L. (2006) Optimization of thermal energy consumption in sugar cane factories. In Proceedings of ECOS 2006, Aghia Pelagia, Crete, Greece, July 12-14, 2006, Vol. 3, p. 569-576.

Ensinas, A. V., Dias, M. O., Filho, M. R., Nebra, S. A., Rossell, C. A. (2008) Process integration of traditional sugarcane bioethanol distilleries with dilute acid hydrolysis plants. Proceedings of 12<sup>th</sup> Brazilian Congress of Thermal Engineering and Sciences. November 10 – 14, Belo Horizonte – MG.

Ensinas, A. V., Modesto, M., Nebra, S. A., 2007, Analysis of different cane juice extraction systems for sugar and ethanol production: influences on electricity generation and final products exergetic costs. In Proceedings of ECOS 2007

Ensinas, A. V., Nebra, S. A., Lozano, M. A., Serra, L. M. (2007) Analysis of process steam demand reduction and electricity generation in sugar and ethanol production from sugarcane. *Energy Conversion & Management*, v.48, p. 2978-2987.

Erlach B, Serra L, Valero A (1999). Structural theory as standard for thermoeconomics. *Energy Conversion and Management* (40):1627–49p.

Ertesvåg, I. S. (2007) Exergetic comparison of efficiency indicators for combined heat and power (CHP). *Energy*, v.32, p. 2038-2050.

Escobar, J.C.P.; Lora, E.E.S.; Venturini, O.J.; Yáñez, E.E.A.; Castillo, E.; Almazán, O. (2009). Biofuels: Environment, technology and food security. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 13(6–7), 1.275–1.287.

Escobar, P.J.C; Lora, E. E. S; Venturini. O. J; Santos, J. J. C ; Moura, A. G. (2009 a) . Thermodynamic and thermoeconomic evaluation of different technologies and steam parameters for plant modernization alternatives in an autonomous distillery. In: ECOS 2009 - 22nd International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation, and Environmental Impact of Energy Systems, 2009, Foz do Iguaçu.

European Commission, (2006) a. Review of EU biofuels directive-Public consultation exercise. Disponível em:

<http://ec.europa.eu/energy/res/legislation/doc/biofuels/contributions/ngos/fnr.pdf> . Acesso em: 07 maio 2007.

Evans, R. B (1980). Thermo-economic isolation and exergy analysis. *Energy* (5):805–21 p.

Exxon Movil (2004). A report in energy trends greenhouse gas emissions and alternative energy. Disponível em: [www.esd.lbl.gov](http://www.esd.lbl.gov) . Acesso em: 07 maio. 2007.

Faúndez, C. A., Alvarez, V. H., Valderrama, J. O (2006) Predictive models to describe VLE in ternary mixtures water+ethanol+congener for wine distillation. *Thermochimica Acta* (450); 110-117 p.

Faúndez, C. A., Valderrama, J. O (2004) Phase equilibrium modeling in binary mixtures found in wine and must distillation. *Journal of Food Engineering* (65), 577-583 p.

Faúndez, C. A., Valderrama, J. O (2009) Activity coefficient models to describe vapor-liquid equilibrium in ternary hydro-alcoholic solutions. *Thermodynamics and Chemical Engineering Data – Chinese Journal of Chemical Engineering*, 17 (2); 259-267 p.

Fernandez, P. M., Nebra S. A. A (2003) Metodologia de análise exergoeconômica do processo de fabricação de açúcar. Tese de Doutorado. UNICAMP. Campinas.

Ficarella, A., Laforgia, D (1999) Energy conservation in alcohol distillery with the application of pinch technology. *Energy Conversion & Management*, Vol. 40. p, 1495-1514

Finguerut, J. (2006) Processo fermentativo. – I Workshop Tecnológico sobre Produção de Etanol. Maceió. Nov 12-16

Finguerut, J., Meirelles, A. J., Guirardello, R., Costa, A. C (2008) Fermentação, hidrólise e destilação – Capítulo 13. *Biomassa para Energia*. Edidora Unicamp.

Frangopoulos C. A. (1991) Optimization of synthesis–design–operation of a cogeneration system by the intelligent functional approach. *J Energy Environ Econ* (1):275–87p.

Freire, W. J., Cortez, L, A, B (2000) Vinhaça da cana-de-açúcar. Série Engenharia Agrícola, v. 1. Livraria e Editora Agropecuária. 202 p.

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

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

Garcia, R (2002) Combustíveis e combustão industrial. Editora Interciência. Rio de Janeiro. 202 p.

Garrido, N. A (2009) Características de la producción de alcohol fino. Instituto Cubano de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar-ICIDCA.

GEA (2009) Energia, Açúcar e Álcool. Disponível em: [http://www.geadobrasil.com.br/fileadmin/user\\_upload/company/do\\_brasil/Downloads/Productsheets\\_brochures/USINAS\\_2009\\_GEA\\_Catalogo.pdf](http://www.geadobrasil.com.br/fileadmin/user_upload/company/do_brasil/Downloads/Productsheets_brochures/USINAS_2009_GEA_Catalogo.pdf). Acesso: 10/10/2009

Goldemberg, J. (2008) The brazilian biofuels industry: Review. Biotechnology for Biofuels., 1:6.

González, A. J. A., Aroca, G. A., Cadalso, J. D. S (2006) Etanol a partir de biomasa lignocelulósica.-CYTED. 74 p.

Gyftopoulos, Elias P. and Beretta, Gian Paolo (1991) Thermodynamics: Foundations and Applications, Edit. Macmillan Publishing Company, New York, USA.

Harrel, P., Baguant, J (1992) Bagasse combustion. International Sugar Journal, v. 94, nº 1117, p. 11-18.

Hassuani, S. J., Leal, M. R. L.V., Macedo, I. C (2005) Biomass power generation Sugar cane bagasse and trash. PNUD-CTC. 1 ed. Piracicaba. 217 p.

Haywood, R.W (1985) Analysis of Engineering Cycles, Reprinted Edition. Printed in Great Britain by A. Wheaton & Co Ltd Exeter.

HERTZ, David B. Risk analysis in capital investment. Harvard Business Review, v.42, n.1, p.95-106, 1964.

Hertz, David B. Risk analysis in capital investment. Harvard Business Review, v.42, n.1, p.95-106, 1964.

Higa, M. (1999) Otimização do Consumo de Energia em Usinas de Açúcar e do Álcool através dos Métodos do “Pinch Point” e Programação Linear. Campinas”: Faculdade de Engenharia Mecânica-UNICAMP, 157 p. Dissertação de Mestrado.

Higa, M. (2003) Cogeração e Integração Térmica em Usinas de Açúcar e Álcool. Tese de Doutorado. UNICAMP. Campinas.

Hill, J., Nelson, E., Tilman, D., Polasky, S., Tiffany, D (2006) Environmental, economic, and energetic cost and benefits of biodiesel and ethanol biofuels. Proceedings of the National Academy of Sciences of the United States of America. Disponível em: <http://www.pnas.org/cgi/reprint/103/30/11206> . Acesso em: 01 jul. 2007.

Hobson, P. A., Dixon, T. F (1998) Gasification technology – prospects for large-scale high-efficiency cogeneration in the Australian sugar industry. Proceedings of the Australian Society of Sugar Cane Technologists, Vol 20, pp. 1-9.

Horlock, J. H (1997) Cogeneration- combined heat and power (CHP). 2 ed. Malabar, FL: Krieger. 226 p.

Hougen, A.; Watson, K.M. e Ragatz, R.A.( 1964) Principles of the chemical process; Edit.Reverté S.A.; Barcelona, Buenos Aires, México.

Hugot, E (1972) Manual de Engenharia Açucareira. São Paulo, v.2, 1001 p.

Hugot, E. (1986) Manual da Cana de Açúcar.,Sugar Series 7. Elsevier Sciences

IEA (2006) World Energy Outlook 2006, Chapter 14, The Outlook for Biofuels, OECD Publications, Paris.

Inkson, M., Misplon, B (2007) Co-generation thermodynamics revisited. Proceedings of the International Society of Sugar Cane Technologists. v. 26, p.1145-1155.

Intergovernmental Panel on Climate Change - IPCC (2007 a) Mitigation from a cross – sectorial perspective. Working Group III Report, Mitigation of Climate Change – Chapter 11. Disponível em: [www.ipcc.ch](http://www.ipcc.ch) . Acesso em: 20 set. 2007.

Intergovernmental Panel on Climate Change - IPCC (2007) “The physical science basis”. Working Group I Report. Disponível em: [www.ipcc.ch](http://www.ipcc.ch) . Acesso em: 20 set. 2007.

International Energy Agency IEA (2004). Biofuels for Transport - An international perspective. Disponível em: [www.iea.org](http://www.iea.org) . Acesso 07 Maio 2007

International Energy Agency IEA (2006) Key world energy statistics. Disponível em: <http://www.iea.org/Textbase/nppdf/free/2006/Key2006.pdf> . Acesso em: 07 jun. 2007.

International Energy Agency IEA (2006) Key world energy statistics. Disponível em: <http://www.iea.org/Textbase/nppdf/free/2006/Key2006.pdf> . Acesso em: 07 jun. 2007.

International Energy Agency IEA (2007). Renewables in global energy supply-An IEA Fact Sheet. Disponível em: [www.iea.org](http://www.iea.org). Acesso em: 08 maio. 2007.

Jhonson, C. A (2007) Pressure Point – Ethanol producer magazine. Disponível em: [http://www.ethanol-producer.com/article.jsp?article\\_id=2801&q=&page=1](http://www.ethanol-producer.com/article.jsp?article_id=2801&q=&page=1) . Acesso em: 08 jul. 2007.

Kadlec, P.; Bretschneider, R. ; Dandar, A.(1981) The measurement and the calculation of the physical – chemical properties of water-sugar solutions, La Sucrerie Belge, Vol. 100, pp. 45-59. (in French).

Kim, D. J (2010) A new thermoeconomic methodology for energy systems. Energy 35, 410-422 p.

Kister, H. Z (1992) Distillation design. McGraw Hill., 697p.

Knothe, G., Dunn, R. O., Bagby, M.O (1997). Biodiesel: The use of vegetable oils and their derivatives as alternative diesel fuels. Disponível em: <http://www.biodieselgear.com/documentation/VegetableOilsAsAlternativeDieselFuels.pdf>. Acesso em : 07 jun. 2007.

Kotas, T. J. (1985) The Energy Method of Thermal Plant Analysis. London: Butterworths. 296 p.

Larkin, J.A.(1975) Thermodynamic properties of aqueous non-electrolyte mixtures I. Excess enthalpy for water + ethanol at 298,15 to 383,15K, Journal Chemical Thermodynamics, v. 7, pp. 137-148

Larson, E. D., Williams, R. H., Leal, M, L (2001) 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. 5, Issue no.1, p 54-76.

Lee, J (1997) Biological conversion of lignocellulosic biomass to ethanol: Review article. Journal of Biotechnology, v. 56, p 1-24

Lobo, P. C., Jaguaribe, E. F., Rodrigues, J., Rocha, F. A. A (2007) Economics of alternative sugar cane milling options. Applied Thermal Engineering, Vol. 27, p. 1405-1413.

Lora, E. E. S (2005) Cogeneración y generación de electricidad em la Indústria Azucareira. Disponível em: [www.nest.unifei.edu.br](http://www.nest.unifei.edu.br) . Acesso: 02/01/08

Lora, E. E. S., Haddad, J (2006) Geração distribuída: aspectos tecnológicos, ambientais e institucionais. Rio de Janeiro. Interciência. 240p.

Lora, E. E. S., Zampieri, M., Nogueira, L. A. H., Leal, M, R L., Cobas, V. M (2006) Thermodynamic limits for the production of ethanol and electricity from sugar cane. Sugar Industry / Zuckerindustrie, v.131, p. 759-765.

Lora, E. E. S., Zampieri, M., Venturini, O., Santos, J. J (2007) A sugar mill cogeneration plant repowering alternatives: evaluation through the combination of thermodynamic and

economic concepts. Proceedings of the International Society of Sugar Cane Technologists. v. 26, p.1064-1074.

Lora, E.S., Arrieta, F.P., Carpio, R. and Nogueira, L.A.H. (2000). Clean production: efficiency and environment. International Sugar Journal, v.102, n°1219, p.343-351.

Lozano MA, Valero A (1993). Theory of the exergetic cost. Energy (8):939–60p.

Lozano, M. A., Valero, A. (1993) Theory of the exergetic cost. Energy, vol 18, No.16, p. 939-960

Lozano, M. A., Valero, A., Serra, L (1993 a) Theory of the exergetic cost and thermoeconomic optimization. Energy Systems and Ecology, (J. Szargut *et al*, Eds.), pp. 339-350.

Mantelatto, P. E (2005) Estudo do processo de cristalização de soluções impuras de sacarose de cana-de-Açúcar por resfriamento. Dissertação de Mestrado. Faculdade de Engenharia Química. Universidade Federal de São Carlos, São Carlos.

MAPA (2009) Relação das Unidades Produtoras Cadastradas no Departamento da Cana-de-açúcar e Agroenergia. 19 Oct. 2009. [http://www.agricultura.gov.br/pls/portal/docs/PAGE/MAPA/SERVICOS/USINAS\\_DESTILARIAS/USINAS\\_CADASTRADAS/UPS\\_16-09-2009\\_0\\_0.PDF](http://www.agricultura.gov.br/pls/portal/docs/PAGE/MAPA/SERVICOS/USINAS_DESTILARIAS/USINAS_CADASTRADAS/UPS_16-09-2009_0_0.PDF)

Marques, A (2000) Concepção e análise de projectos de investimento. Edições silabo. 2<sup>da</sup> Edição. ISBN: 972-618-232-8

Marques, M. C., Haddad, J., Martins, A. R (2006) Conservação de energia: Eficiência energética de equipamentos e instalações. 3<sup>a</sup> Edição. Eletrobrás/Procel educação/Universidade Federal de Itajubá.

Marques, M. O. (2008) Extração do caldo. Disponível em: <http://www.fcav.unesp.br/omir/aulastaa/aulasacucar/aulaacucar4c.pdf>. Acesso: 10/11/2008

Marquini, M. F (2007) Análise de um sistema industrial de colunas de destilação. Tese de doutorado. Universidade Estadual de Maringá

Meade-Chen (1977) Cane Sugar Handbook. Edited by John Wiley & Sons, New York.

Meirelles, J. A (2006) Expansão da Produção de Bioetanol e Melhoria Tecnológica da Destilação Alcoólica. Workshop “Produção de Etanol”-EEL/USP.

Meloni, G. L (1953) industria dell’Alcole II processi e impianti di produzione e transdormazione, Milano-Italy.

Ministério da Agricultura Pecuária e Abastecimento – MAPA (2007) Balanço nacional da cana-de-açúcar e agroenergia. Disponível em: [http://www.udop.com.br/ebiblio/pagina/arquivos/balanco\\_nacional\\_cana\\_agroenergia.pdf](http://www.udop.com.br/ebiblio/pagina/arquivos/balanco_nacional_cana_agroenergia.pdf).

Acesso: 13 Dez. 2007

Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento (2005) Plano Nacional de Agroenergia. Disponível em: <http://www.mct.gov.br/index.php/content/view/5207.html>. Acesso: 18/09/2007

Ministério das Relações Exteriores – MRE (2007) Bicombustíveis: O uso do etanol combustível no Brasil. Disponível em: [http://www.mre.gov.br/index.php?option=com\\_content&task=view&id=1795&Itemid=1520](http://www.mre.gov.br/index.php?option=com_content&task=view&id=1795&Itemid=1520).

Acesso em: 21 Set. 2007

Ministério de Minas e Energia – MME (2007). Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica - PROINFA. Disponível em: [http://www.mme.gov.br/programs\\_display.do?prg=5](http://www.mme.gov.br/programs_display.do?prg=5) . Acesso em: 17 Jan. 2007

Modesto, M., Nebra, S.A. and Zemp, R.J., 2005, "A proposal to calculate the exergy of non ideal mixtures ethanol-water using properties of excess", In Proceedings of 14th European Conference and Exhibition: Biomass for Energy, Industry and Climate Protection; 17- 21 October, Paris, France, (Proceedings in CD-Rom).

Modesto, M., Zemp, R. J., Nebra, S. A., 2006, Ethanol production from sugar cane: comparison of juice cane extractions systems – mill and diffuser - through exergetic cost analysis. In Proceedings of ECOS 2006, Aghia Pelagia, Crete, Greece, July 12-14, 2006, Vol. 2, p. 739-747.

Moran, M. J., Shapiro, H. N (2002) Princípios de termodinâmica para engenharia. Livros Técnicos e Científicos – Editora S.A. Rio de Janeiro. 4 ed. 681 p.

Moura, A. G (2006) Introduction of the Systems with Thermal Integration in the Brazilian Distilleries : Concentration of Vinasse and Splitfeed. Workshop “Co-products as Renewable Feedstock for Energy, Fuels, Plastic and Other Applications”.

Moura, A.G., Medeiros, J. R (2007) Applying consistent technology for fuel ethanol production. Proceedings of 26<sup>th</sup> International Society of Sugar Cane Technologist - ISSCT. Durban, South Africa. 1202-1209

Nebra, S. A., Fernández, P, M. I., 2005, The exergy of sucrose-water solutions: Proposal of a calculation method. In Proceedings of ECOS 2005, Trondheim, Norway, June 20-22, Vol , pp. 385-392.

Nesheim, S. J., Ertesvag, I. S (2007) Efficiencies and indicators defined to promote combined heat and power. Energy Conversion and Management (48);1004–1015 p.

Nogueira, L. A. H (1987) Análise da utilização de energia na produção de álcool a partir da cana-de-açúcar. Tese de Doutorado. UNICAMP. Campinas.

Ogden, J.M., Hochgreb, S., Hylton, M.G (1990) Steam economy and cogeneration in cane sugar factories. International Sugar Journal, v.92, n° 1033, p. 131-140.

Oland, C. B (2004) Guide to combined heat and power systems for boiler owners and operators. U.S. Department of Energy Industrial Technologies Program.

Olivéiro, J. L., Ribeiro, J. E., 2006, Cogeneration in brazilian sugar and bioethanol Mills: past, present and challenges. International Sugar Journal, Vol.108, No. 1291, pp. 391-401.

Olivério, J. L (2003). Fabricação nacional de equipamentos para a produção de álcool e cogeração. Seminário – Álcool: Potencial Gerador de Divisas e Empregos. Rio de Janeiro, 25 de Agosto.

Overend, R. P (2001) Biomassa conversion technologies. Disponível em: <http://libdigi.unicamp.br/document/?view=30> . Acesso em: 09 Jan. 2008.

Pamplona, E. O., Montevechi, J. A (2006) Engenharia econômica avançada.

Parra, M. I. F (2003) Metodologia de Análise Exergoeconômica do Processo de Fabricação de Açúcar. Tese de Doutorado. UNICAMP/FEM.

Paz, D., Cardenas, J. (1997) Analisis Exergetico de um Sistema de Calentamiento-Evaporacion-Cocimento. International Sugar Journal, Vol. 99 , No 11825, p.263-268/317-320.

Peacock, Stephen (1995) Predicting physical properties of factory juices and syrups; International Sugar Journal, Vol. 97, Nr. 1162, pp. 571 – 577.

Pellegrini, L. F (2009) Análise e otimização termo-econômica-ambiental aplicada à produção combinada de açúcar, álcool e eletricidade. Tese de doutorado. Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia Mecânica.

Pellegrini, L. F., Oliveira, Jr. S (2006 a) Exergetic evaluation of multiple-effect evaporators in sugarcane mills. In Proceedings of ECOS 2006

Pellegrini, L. F., Oliveira, Jr. S (2006) Exergy efficiency of the combined sugar, ethanol and electricity production and its dependence of the exergy optimization of the utilities plants. In Proceedings of ECOS 2006

Pemberton, R. C., Mash, C. J (1975) Thermodynamic properties of aqueous non-electrolyte mixtures II. Vapor pressures and excess Gibbs energies for water+ethanol at 303.15 to 363.15 K determined by an accurate static method. Journal Chemical Thermodynamics, v. 10, pp. 867-888

Pèrez, M. G., Chaala, A., Roy, C (2002) Vacuum pyrolysis of sugarcane bagasse. Journal of Analytical and Applied Pyrolysis, v.65, p.111–136.

Perry, Robert H; Green, Don W (1981). Perry's Chemical Engineers' Handbook. 6. New York: McGraw-Hill, 1984. (McGraw-Hill chemical engineering series).

Pfeffer, M., Wukovits, W., Beckman, G., Friedl, A (2007) Analysis and decreases of the energy demand of bioethanol-production by process integration. Applied Thermal Engineering, Vol. 27, p. 2657-2664.

Pistore, T. T., Lora, E. E. S (2006) Economic, technical and environmental assessment on cogeneration in the sugar/alcohol industry. International Sugar Journal, v.108, p. 441-453.

Prieto, M. G. S., Nebra, S. A (2002) "Thermoeconomic Analysis of a Cogeneration System of a Sugar Mill Plant", Proceedings of the 15th International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems, Vol. I, pp., 258-265, Berlin, Germany.

Quintero, J. A., Montoya, M. I., Sánchez, O. J., Giraldo, O. H., Cardona, C. A (2008) Fuel ethanol production from sugarcane and corn: Comparative analysis for a colombian case. Energy (33).385-399 p.

Ram, J. R., Banerjee, R (2003) Energy and cogeneration targeting for a sugar factory. Applied Thermal Engineering, Vol. 23, p. 1567-1575.

Reuters (2007) Brazil ethanol production could be more efficient. Disponível em: <http://www.reuters.com/article/sphereNews/idUSN1731294420070118?sp=true&view=sphere> . Acesso em: 06 Dez. 2007

Revista alcoolbras (2006) A pleno vapor. Disponível em: [http://www.editoravalete.com.br/site\\_alcoolbras/edicoes/ed\\_105/mc\\_2.html](http://www.editoravalete.com.br/site_alcoolbras/edicoes/ed_105/mc_2.html). Acesso: 10/12/2009.

Rocha, M. H (2009) Uso da Análise do Ciclo de Vida (ACV) para a Comparação Ambiental de Diferentes Alternativas para Tratamento da Vinhaça. Dissertação de Mestrado. Faculdade de Engenharia Mecânica. Universidade Federal de Itajubá. Itajubá.

Rodrigues M., Walter, A., Faaij, A (2007) Performance evaluation of atmospheric biomass integrated gasifier combined cycle systems under different strategies for the use of low calorific gases. *Energy Conversion and Management*, v.48, p.289–1301.

Santos, J. J. C. S (2009) Aplicação da Neguentropia na Modelagem Termoeconômica de Sistemas. Tese de Doutorado. Faculdade de Engenharia Mecânica. Universidade Federal de Itajubá. Itajubá.

Santos, J. J., Nascimento, M. A., Lora, E. E (2006) On the thermoeconomic modeling for cost allocation in a dual purpose power and desalination plant. In proceedings of ECOS 2006, Aghia Pelagia, Crete, Greece, Vol. 1, pp. 441-448.

Santos, J. J., Nascimento, M. A., Lora, E. E., Reyes, A. M (2008) On the negentropy application in thermoeconomics: a fictitious or na exergy component flow?. In proceedings of ECOS 2008, Cracow-Gliwice, Poland, Vol. 1, pp. 253-260.

Sesso, A. J (2005) Evaporação. Revista opiniões. Disponível em: <http://www.revistaopinioes.com.br/aa/materia.php?id=293>. Acesso: 11/12/2009

Silva V. L. M, Gomes, W. C., Alsina, O. L. S (2007) Utilização do bagaço de cana de açúcar como biomassa adsorvente na adsorção de poluentes orgânicos. *Revista Eletrônica de Materiais e Processos* v.2. p. 27-32.

Smith, J. M., Van Ness, H. C., Abbott, M. M (2007) Introdução à termodinâmica da engenharia química. Editorial LTC. Sétima edição. Rio de Janeiro.

Smouse, S. M., Staats, G. E., Rao, S. N., Goldman, R., Hess, D (1998) Promotion of biomass cogeneration with power export in the Indian sugar industry. *Fuel Processing Technology*, v. 54, p. 227-247

Soave, G., Feliu, J. A (2002) Saving energy in distillation towers by feed splitting. *Applied Thermal Engineering*, v.22, p. 889–896.

Sobocan, G., Glavic, P (2000) Optimization of ethanol fermentation process design. *Applied Thermal Engineering*, v.20, p. 529-543.

Sobol, I. M. A primer for the Monte Carlo method. Flórida: CRC, 1994.

Sobral, J.L., Barbosa, G.V.S (1987) Um modelo para determinar o poder calorífico do bagaço da cana-de-açúcar. Anais do congresso nacional da STAB, v. 4, p. 576-579.

Starzak, M. and Peacock, S.D. (1997) Water activity coefficient in aqueous solutions of sucrose- A comprehensive data analysis; Zuckering, (122), Nr. 5, pp. 380-387. Symposium on Second Law Analysis of Thermal Systems.

Szargut, J; Morris, D. R; Steward, F. R. (1988) Exergy analysis of Thermal, Chemical, and Metallurgical Processes. New York: Hemisphere. 332 p.

Tateyama, E. (2007) Soluções para aumentar a eficiência e produtividade da usina. Usina de Inovações. Disponível em: [www.siemens.com.br](http://www.siemens.com.br) . Acesso: 01/12/09.

Teske, S., Schäfer, O. (2007) Energy revolution: a sustainable world energy outlook. Renewable Energy World. Disponível em: <http://www.renewable-energy-world.com>. Acesso em: 15 mar. 2007.

Tetti, L (2003) Biomassa para não desperdiçar. ÚNICA. Disponível em: <http://www.portalunica.com.br/portalunica/index.php?Secao=refer%EAncia&SubSecao=opini%EAo&SubSubSecao=artigos&id=%20and%20id=40> . Acesso em: 20 Dez. 2007

Trubilov, M. A., Arseniev, G. V., Frolov, V. V (1985) Turbinas de vapor e de gas (Em russo). Redação de Kostiuk, A.G., e de Frolov, V. V.

Tsatsaronis, G. (2007) Definitions and nomenclature in exergy analysis and exergoeconomics. Energy, Vol. 32, Issue 4, p. 249-253

U.S Department of Energy-U.S DOE (2007) Alternative fuels –ethanol. Disponível em: <http://www.eere.energy.gov/afdc/altfuel/ethanol.html> . Acesso em: 25/05/2007.

Uche, J., Serra, L., Valero, A (2001) Thermo-economic optimization of a Dual-Purpose power plant. Desalination, vol (36), pp. 147-158

UDOP (2009) Brazilian ethanol production – statistic. Union of Biofuel Producers. 11 Aug. 2009. <http://www.udop.com.br/index.php?item=safra>.  
UDOP (2009) Indicadores de Mercado. Disponível em: <http://www.udop.com.br/>. Acesso: 10/06/2009

UNI-SYSTEMS (2008) Difusor. Maior eficiência na extração de sacarose. Disponível em: [http://uni-systems.locaweb.com.br/images/online/arg\\_Catalogo%20portu.pdf](http://uni-systems.locaweb.com.br/images/online/arg_Catalogo%20portu.pdf). Acesso: 10/12/2009

Valdes, A (2009) Difusores – Comunicação técnica.

Valero, A., Serra, L., and Lozano, M. A., (1993), “Structural Theory of Thermoeconomics” International Symposium on Thermodynamics and the Design, Analysis and Improvement of Energy Systems, ASME Book No. H00874, H. J. Richter, eds., New Orleans, pp. 189–198.

Valero, A., Serra, L., and Torres, C., (1992) “A General Theory of Thermoeconomics: Part I: Structural Analysis” International Symposium ECOS’92, ASME Book I00331, Zaragoza, Spain, pp. 137–145.

Valero, A., Serra, L., Uche, J (2006) Fundamentals of Exergy Cost Accounting and Thermoeconomics. Part I: Theory. Journal of Energy Resources Technology. Vol. 128, p. 1-8.

Valero, A., Torres C. (2006) Thermoeconomic analysis. Disponível em: <http://circe.cps.unizar.es/>. Acesso: 12/03/08

Vose, D. Quantitative risk analysis: a guide to Monte Carlo simulation modelling.

Walter, A. C. S (1994) Viabilidade e Perspectiva da Cogeração e da Geração Termoelétrica Junto ao Setor Sucro-Alcooleiro. Campinas: Faculdade de Engenharia Mecânica – UNICAMP, 263p. Tese (Doutorado em Planejamento Energético)

Wanderley, M. T (2005) A tecnologia da Recepção e preparação da cana. Revista Opiniões. Disponível em: <http://www.revistaopinioes.com.br/aa/materia.php?id=271>. Acesso: 10/12/2008

Wunch, H., Arram-waganoff, P (1999) Technology transfer between beet and cane sugar industries- possibilities for energy saving including cogeneration. Proceedings of the XXIII

International Society of Sugar Cane Technologists Congress, pp. 282-283, New Delhi, India, February 22-26.

Zampieri, M (2005) Avaliação termodinâmica da produção de eletricidade e etanol a partir da cana-de-açúcar. Dissertação de Mestrado. Engenharia da Energia. Universidade Federal de Itajubá.

# **ANEXOS**

## Anexo AI. Principais resultados da simulação em Hysys do Capítulo 5.

	<b>Cana Recebida</b>	<b>Cana</b>	<b>Terra</b>	<b>Água de embebição</b>	<b>Caldo Misto</b>	<b>Bagaço</b>	<b>Caldo Misto I</b>	<b>Caldo para calagem</b>	<b>Fibras e Terra</b>
<b>Temperatura (°C)</b>	25.00	25.00	25.00	70.00	70.00	70.00	70.00	44.00	3,540.59
<b>Pressão (kPa)</b>	101.32	101.32	101.32	151.99	101.32	101.32	121.59	101.32	101.32
<b>Vazão mássica (kg/h)</b>	380,000.00	376,741.88	3,258.12	106,400.00	391,941.88	91,200.00	391,941.88	389,334.78	2,607.10

	<b>Ácido Fosfórico 85%</b>	<b>Caldo fosfatado</b>	<b>Vapores</b>	<b>Caldo pré-aquecido</b>	<b>Cal</b>	<b>Vapor</b>	<b>Caldo calado</b>	<b>Caldo Preaquecido</b>	<b>1</b>
<b>Temperatura (°C)</b>	25.00	44.00	44.00	85.00	25.00	85.23	85.23	87.09	87.11
<b>Pressão (kPa)</b>	101.32	101.32	101.32	101.30	101.32	101.30	101.30	101.30	250.00
<b>Vazão mássica (kg/h)</b>	150.00	389,484.78	-	389,484.78	342.00	-	389,826.75	432,650.56	432,650.56

	<b>Caldo aquecido</b>	<b>Vapor flash</b>	<b>Caldo desaereado</b>	<b>Caldo Clarificado</b>	<b>Lodo</b>	<b>Lodo + Agua</b>	<b>Bagacilho</b>	<b>Torta de filtro</b>	<b>Reciclo Filtrado</b>
<b>Temperatura (°C)</b>	105.00	100.40	100.40	100.00	103.27	94.54	50.00	50.00	101.59
<b>Pressão (kPa)</b>	250.00	101.32	101.32	101.32	101.32	101.32	101.32	101.32	101.32
<b>Vazão mássica (kg/h)</b>	432,650.56	3,315.75	429,334.82	387,659.67	41,675.14	56,875.14	1,140.00	15,188.41	42,826.74

	<b>2</b>	<b>Reciclo Filtrado I</b>	<b>Caldo Aquecido I</b>	<b>Caldo p/conc.</b>	<b>Caldo p/ester.</b>	<b>Caldo p/preevap.</b>	<b>Vapor 1</b>	<b>Caldo conc.1</b>	<b>Caldo conc.1.1</b>
<b>Temperatura (°C)</b>	75.00	101.59	100.40	100.00	100.00	100.00	115.50	115.50	108.72
<b>Pressão (kPa)</b>	101.32	101.32	101.32	101.32	101.32	169.60	169.60	169.60	135.40
<b>Vazão mássica (kg/h)</b>	15,200.00	42,823.81	432,650.56	196,206.57	191,453.10	196,206.57	60,520.25	135,686.31	135,686.31

	<b>Alim. Evaporador 2</b>	<b>Condensado 1</b>	<b>Vapor 2</b>	<b>Caldo conc.2</b>	<b>Condensado 2</b>	<b>Caldo conc.2.2</b>	<b>Alim. Evaporador 3</b>	<b>52</b>	<b>Vapor 2.1</b>
<b>Temperatura (°C)</b>	109.20	109.00	109.20	109.20	101.00	100.75	101.30	109.20	109.20
<b>Pressão (kPa)</b>	135.40	169.60	135.40	135.40	135.40	101.00	101.00	135.40	135.40
<b>Vazão mássica (kg/h)</b>	135,686.31	60,520.25	62,252.30	73,434.09	18,675.69	73,434.09	73,434.09	43,576.61	18,675.69

	<b>Vapor 3</b>	<b>Caldo conc.3</b>	<b>53</b>	<b>Vapor 3.1</b>	<b>Caldo conc.3.1</b>	<b>Condensado 3</b>	<b>Alim. Evaporador 4</b>	<b>Vapor 4</b>	<b>Caldo conc.4</b>
<b>Temperatura (°C)</b>	101.30	101.30	101.30	101.30	84.04	95.00	84.32	84.32	84.32
<b>Pressão (kPa)</b>	101.00	101.00	101.00	101.00	52.90	101.00	52.90	52.90	52.90
<b>Vazão mássica (kg/h)</b>	19,639.59	53,794.55	14,729.69	4,909.90	53,794.55	4,909.90	53,794.55	6,031.40	47,763.18

	54	Vapor 4.1	Caldo conc.4.1	Condensado 4	Alim. Evaporador 5	Vapor 5	Caldo concentrado	VV. Condensado	Caldo fosfatado 1
Temperatura (°C)	84.32	84.32	61.50	82.00	62.04	62.04	62.04	108.33	64.00
Pressão (kPa)	52.90	52.90	20.00	52.90	20.00	20.00	20.00	135.40	101.30
Vazão molar (kmol/h)	-	334.79	1,301.35	334.79	1,301.35	396.65	904.70	2,418.88	18,594.21
Vazão mássica (kg/h)	-	6,031.40	47,763.18	6,031.40	47,763.18	7,145.69	40,617.49	43,576.61	389,484.78

	VV. condensado 1	Caldo fosfatado 2	Caldo concentrado 65	Caldo 22 °Brix	Mosto	Caldo a esterilizar	Caldo 105 °C	Caldo 28 °C	Vapores Ferm.
Temperatura (°C)	85.00	87.22	62.07	95.48	27.16	95.48	105.00	28.00	28.00
Pressão (kPa)	101.00	101.30	101.30	101.30	101.30	102.00	101.30	101.30	101.30
Vazão mássica (kg/h)	14,729.69	389,484.78	40,617.49	232,070.60	308,976.14	232,070.60	232,070.60	232,070.60	14,907.58

	Vinho fermentado	Ácido diluído	Pé de Cuba	Vap.	0	Vinho Delevedurado 1	Levedura 1	Água Centrif	Levedura+Água
Temperatura (°C)	28.00	25.00	25.00	25.00	32.00	32.00	32.00	25.00	28.48
Pressão (kPa)	101.30	101.30	101.30	101.30	101.30	101.30	101.30	101.30	101.30
Vazão mássica (kg/h)	294,069.03	1.90	76,900.36	-	-	210,796.90	76,898.38	76,898.38	153,796.75

	<b>0</b>	<b>Vinho Delevedurado 2</b>	<b>Levedura 2</b>	<b>Fermento p/ trat</b>	<b>Purga</b>	<b>Nutrientes</b>	<b>Leveduras</b>	<b>Vinho fermentado 1</b>	<b>Vapores Ferm. 1</b>
<b>Temperatura (°C)</b>	28.48	28.48	28.48	28.48	28.48	(41.06)	25.00	28.00	28.00
<b>Pressão (kPa)</b>	101.30	101.30	101.30	101.30	101.30	101.30	101.30	101.30	101.30
<b>Vazão mássica (kg/h)</b>	-	76,898.38	76,898.38	73,053.46	3,844.92	3,845.00	76,905.55	294,069.03	2,408.59

	<b>Vinho fermentado 2</b>	<b>Vinho fermentado 3</b>	<b>Vapores ferm.2</b>	<b>Vinho fermentado 4</b>	<b>Vinho fermentado 5</b>	<b>Vapores ferm.3</b>	<b>Vinho fermentado 6</b>	<b>Vinho fermentado 7</b>	<b>Vapores ferm.4</b>
<b>Temperatura (°C)</b>	28.00	28.00	28.00	28.00	28.00	28.00	28.00	28.00	32.00
<b>Pressão (kPa)</b>	101.30	101.30	101.30	101.30	101.30	101.30	101.30	101.30	101.30
<b>Vazão mássica (kg/h)</b>	291,660.47	291,660.47	2,389.52	289,270.99	289,270.99	1,436.75	287,834.26	287,834.26	138.98

	<b>Vinho fermentado 8</b>	<b>Vapores Ferm. p/lav</b>	<b>CO2</b>	<b>Água+Etanol</b>	<b>Água lavagem</b>	<b>Vinho Fermentado p./Destilação</b>	<b>Vinho Fermentado p./Destilação 1</b>	<b>Topo A1</b>	<b>Fundo A1</b>
<b>Temperatura (°C)</b>	32.00	28.03	25.24	31.12	25.00	31.03	31.03	55.42	57.44
<b>Pressão (kPa)</b>	101.30	101.30	101.30	101.30	101.33	101.30	139.30	20.00	22.00
<b>Vazão mássica (kg/h)</b>	287,695.28	21,281.41	20,799.50	21,527.32	21,045.41	309,222.60	309,222.60	24,755.50	291,379.93

	Topo A.	Vapor de flegma	Topo D-	Flegma Líquida	Topo D	Gases	Álcool_2a	Álcool_2a.	Reciclo_Topo.
Temperatura (°C)	57.45	60.86	41.23	45.50	26.00	26.00	26.00	26.00	26.00
Pressão (kPa)	22.00	23.76	19.00	20.00	19.00	19.00	19.00	19.00	19.00
Vazão mássica (kg/h)	6,912.83	39,282.57	41,053.97	24,001.46	41,053.97	343.04	40,710.93	407.11	40,303.82

	Fundo A1.	Topo A	Topo A1.	Reciclo_Topo	Flegma Líquida.	Vapor de flegma.	AEH	Flegmaça	Reciclo AEH
Temperatura (°C)	57.45	57.45	55.42	26.00	87.66	101.00	78.17	108.39	78.15
Pressão (kPa)	22.00	22.00	20.00	19.00	120.00	119.00	101.30	135.70	101.30
Vazão mássica (kg/h)	291,359.87	6,912.83	24,750.05	40,305.37	24,001.46	39,282.57	112,461.93	40,739.53	90,005.49

	Óleo Fúsel B	Óleo Fúsel B1	AEH.	Reciclo AEH.	Vapor AEH	Vinho Fermentado p./Destilação 1.	Fundo A	BoilupA	Vapor Fleg.
Temperatura (°C)	97.36	<empty>	78.15	78.15	78.15	82.00	65.04	64.98	135.26
Pressão (kPa)	112.77	<empty>	101.30	101.30	101.30	139.30	25.00	25.00	50.00
Vazão mássica (kg/h)	88.06	<empty>	112,461.93	89,827.63	22,634.30	309,222.60	285,988.61	40,824.15	39,282.57

	<b>Vapor Fleg.1</b>	<b>Vapor Fleg.2</b>	<b>Flegma Líq.</b>	<b>Flegma Líq.1</b>	<b>Vapor Fleg.2.1</b>	<b>Fundo A.</b>	<b>Fundo A.1</b>	<b>Fundo A.1-Destilação</b>	<b>Vinhaça</b>
<b>Temperatura (°C)</b>	80.00	171.12	45.53	87.66	101.00	65.07	65.07	65.07	65.07
<b>Pressão (kPa)</b>	50.00	119.00	120.00	120.00	119.00	25.00	25.00	25.00	25.00
<b>Vazão mássica (kg/h)</b>	39,282.57	39,282.57	24,001.46	24,001.46	39,282.57	285,988.61	285,988.61	40,740.54	245,248.04

## Anexo AII. Principais resultados da simulação de Montecarlo para os diferentes cenários avaliados no Capítulo 7.

### AII. 1 Destilarias Autônomas com capacidade de moenda de 180 tc/h

#### Parâmetros de vapor do sistema de cogeração 4,2 MPa

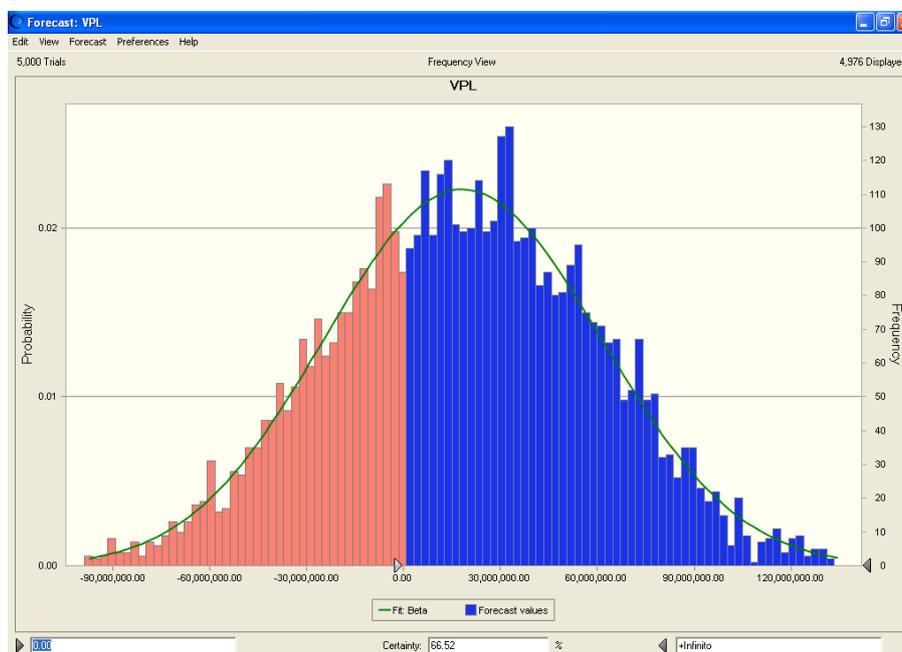


Figura AII.1 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e capacidade de moagem de 180 tc/h

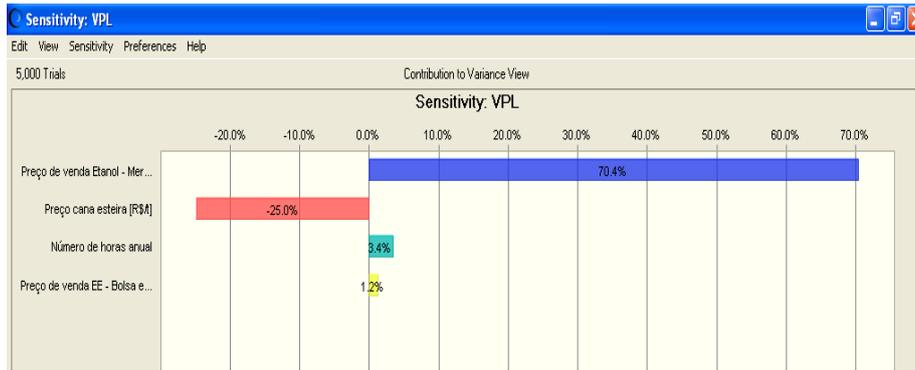


Figura AII.2 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e capacidade de moagem de 180 tc/h

### Parâmetros de vapor do sistema de cogeração 6,0 MPa



Figura AII.3 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 6,0 MPa e capacidade de moagem de 180 tc/h

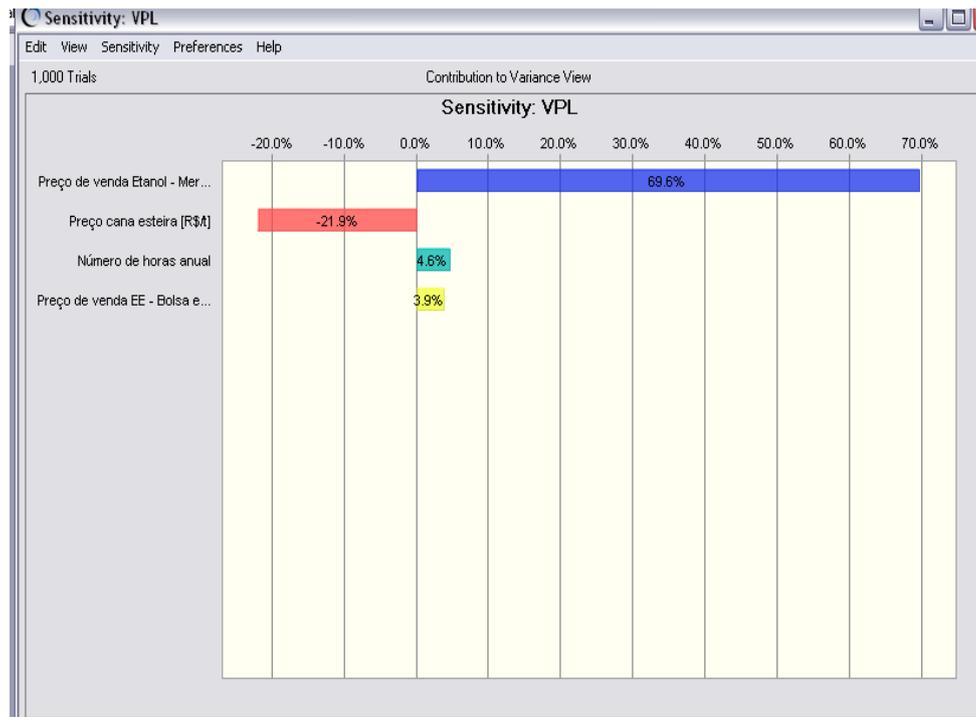


Figura AII.4 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 6,0 MPa e capacidade de moagem de 180 tc/h

### Parâmetros de vapor do sistema de cogeração 8,0 MPa



Figura AII.5 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 8,0 MPa e capacidade de moagem de 180 tc/h

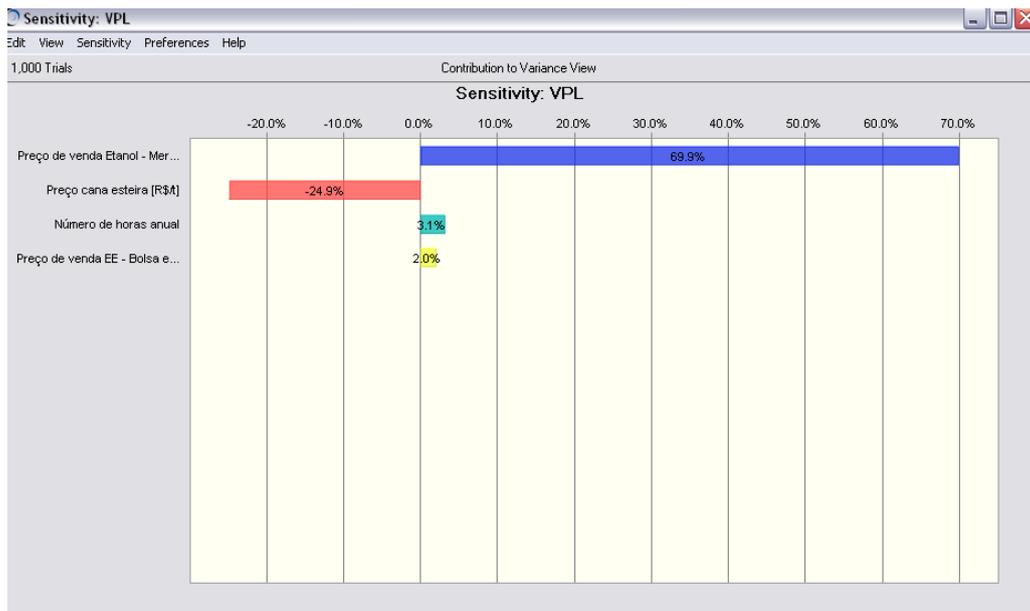


Figura AII.6 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 8,0 MPa e capacidade de moagem de 180 tc/h

### Parâmetros de vapor do sistema de cogeração 12,0 MPa

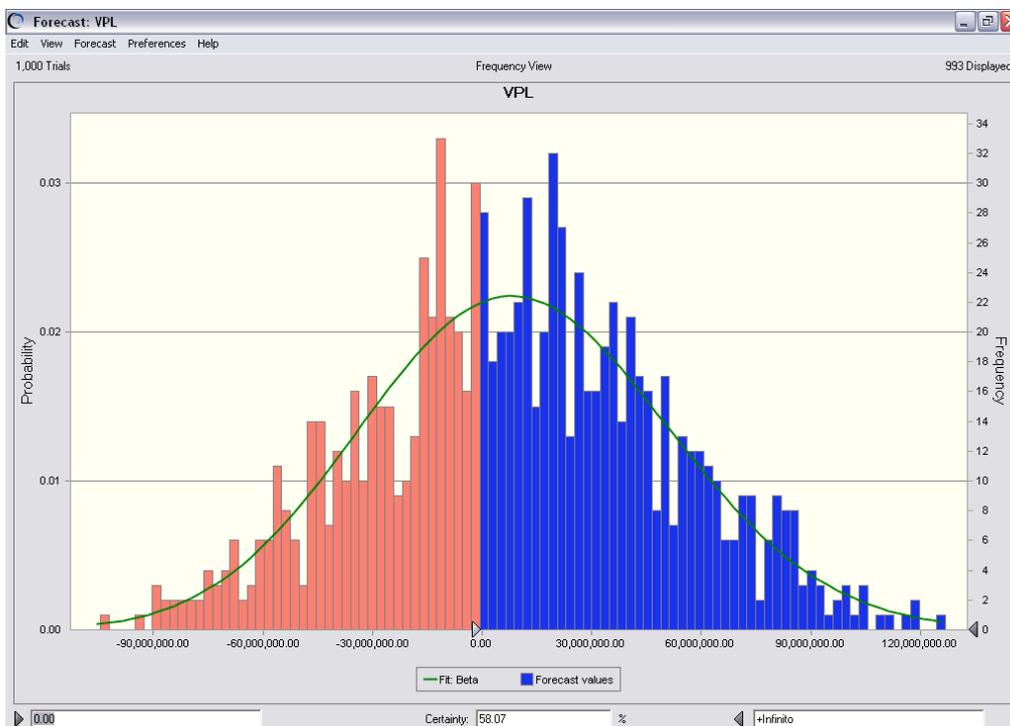


Figura AII.7 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 12,0 MPa e capacidade de moagem de 180 tc/h

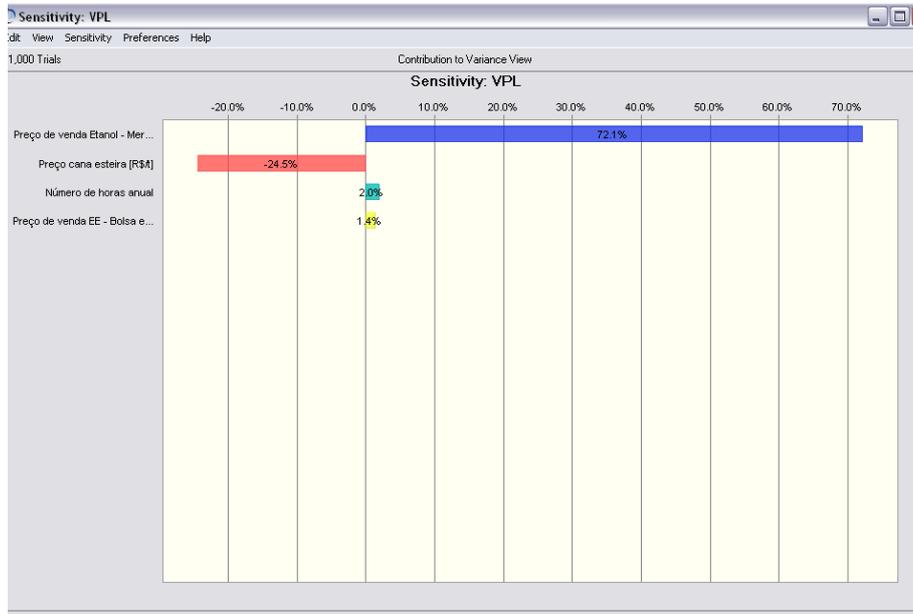


Figura AII.8 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 12,0 MPa e capacidade de moagem de 180 tc/h

## AII. 2 Destilarias Autônomas com capacidade de moenda de 280 tc/h

### Parâmetros de vapor do sistema de cogeração 4,2 MPa

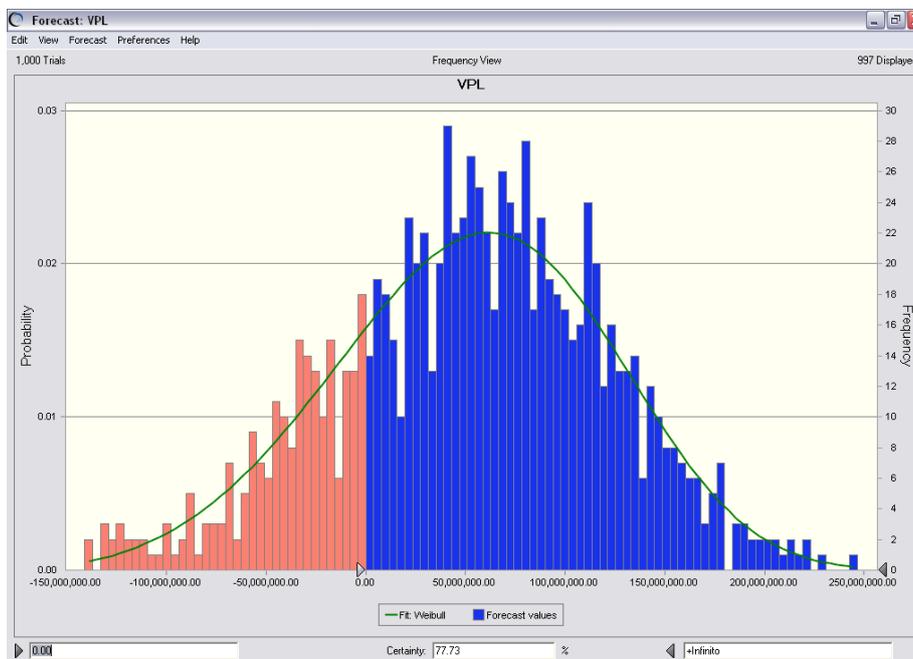


Figura AII.9 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e capacidade de moagem de 280 tc/h

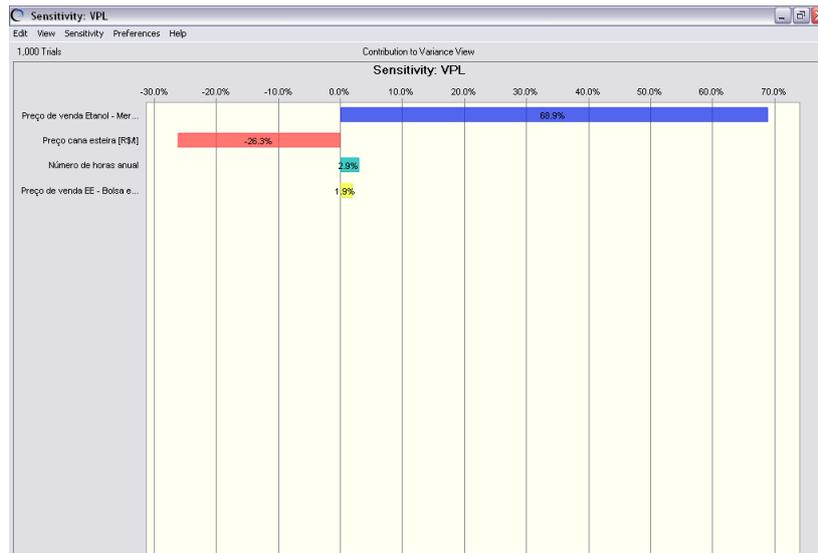


Figura AII.10 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e capacidade de moagem de 280 tc/h

### Parâmetros de vapor do sistema de cogeração 6,0 MPa

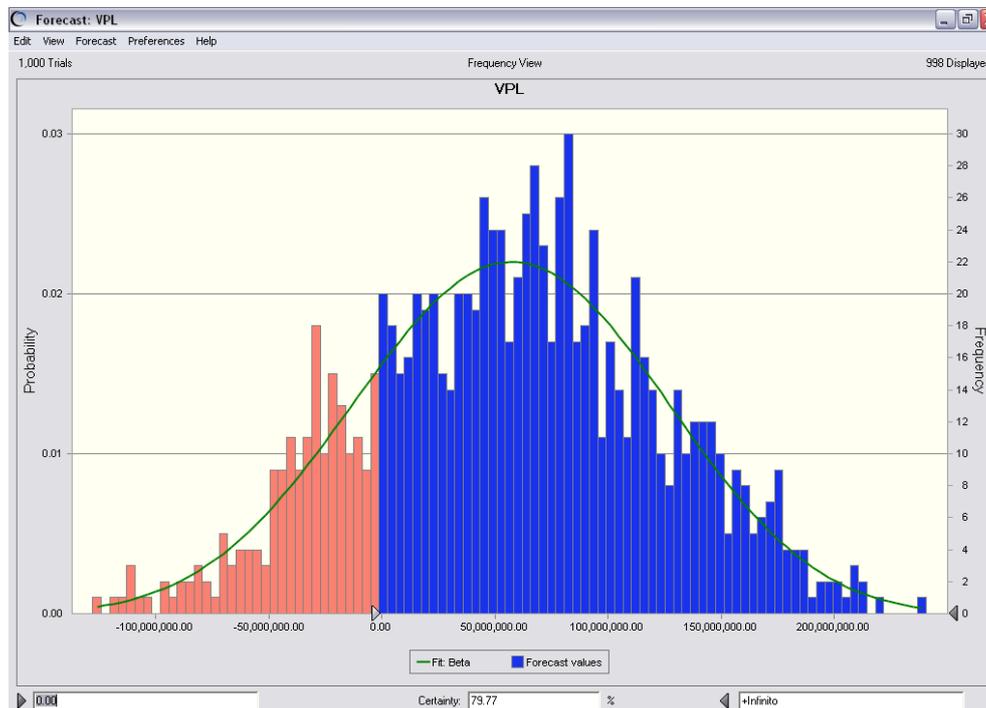


Figura AII.11 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 6,0 MPa e capacidade de moagem de 280 tc/h

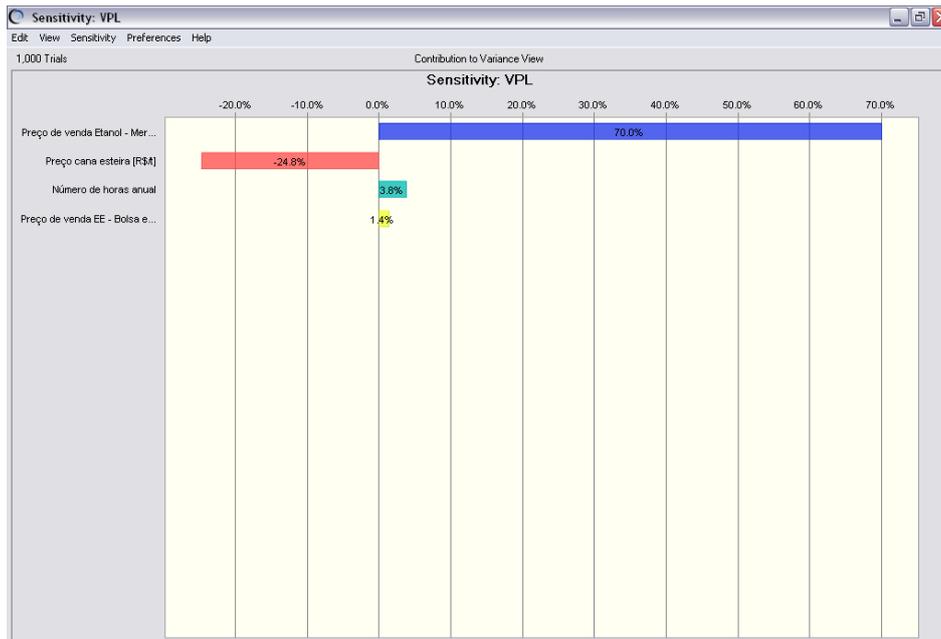


Figura AII.12 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 6,0 MPa e capacidade de moagem de 280 tc/h

### Parâmetros de vapor do sistema de cogeração 8,0 MPa

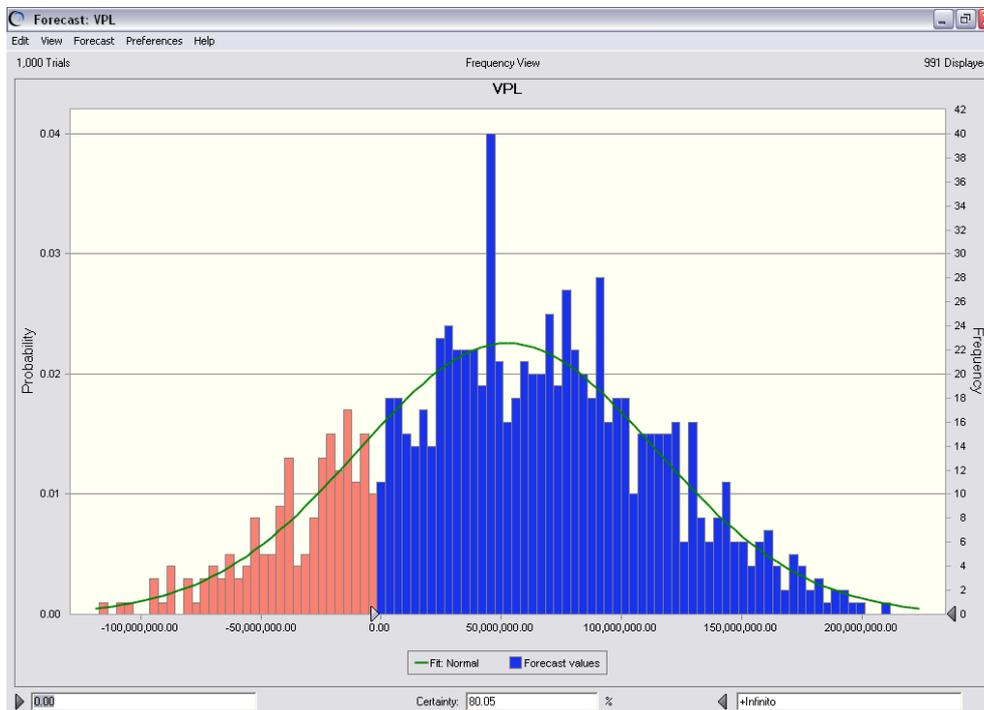


Figura AII.13 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 8,0 MPa e capacidade de moagem de 280 tc/h

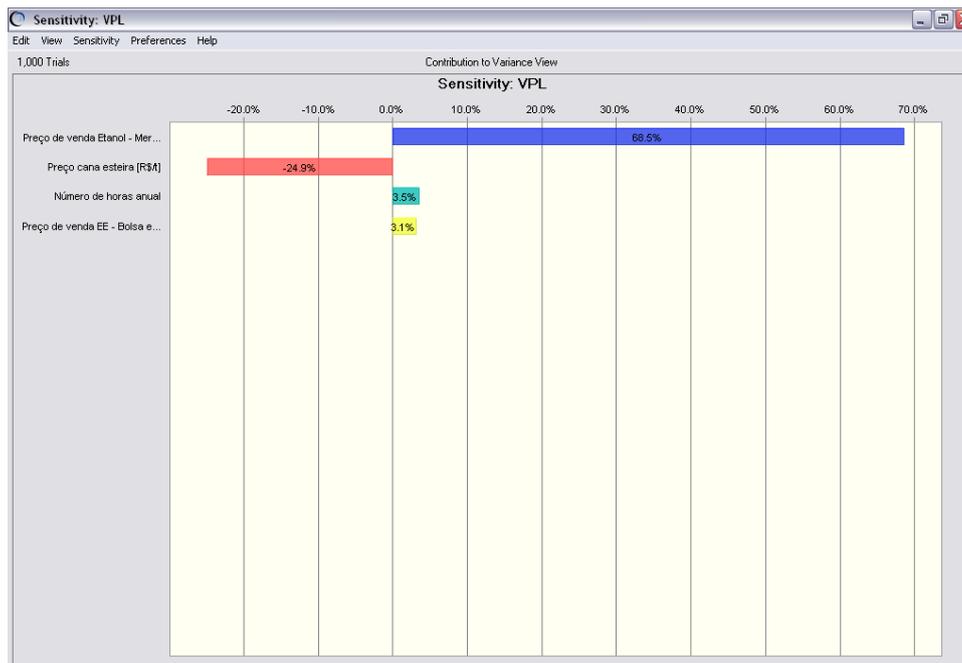


Figura AII.14 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 8,0 MPa e capacidade de moagem de 280 tc/h

### Parâmetros de vapor do sistema de cogeração 12,0 MPa

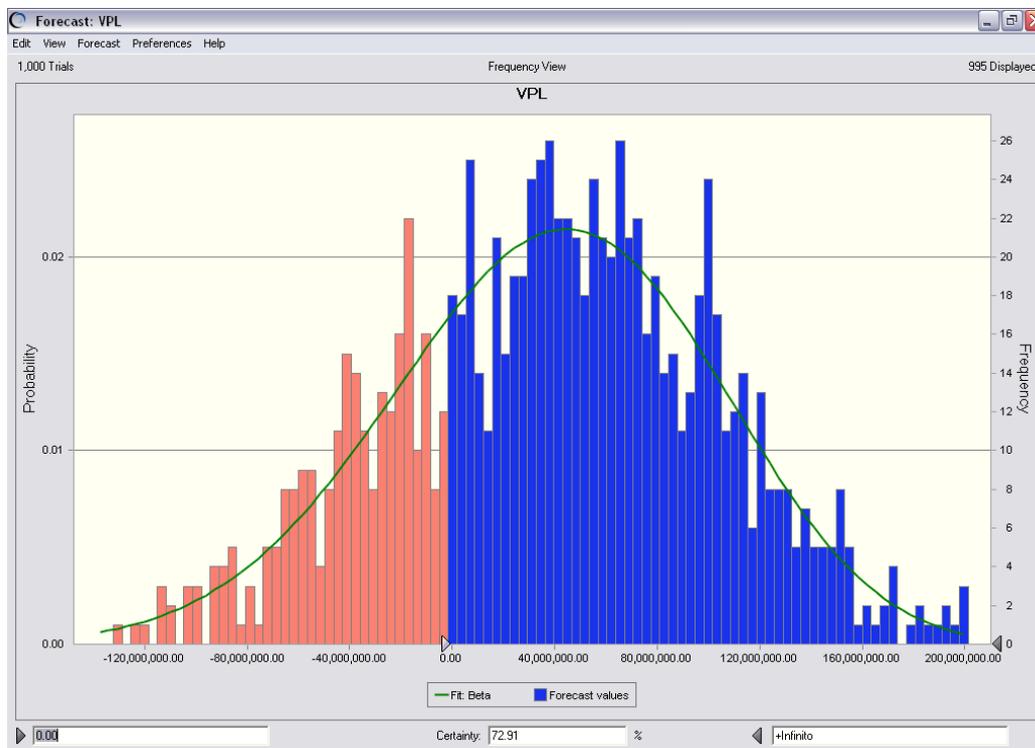


Figura AII.15 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 12,0 MPa e capacidade de moagem de 280 tc/h

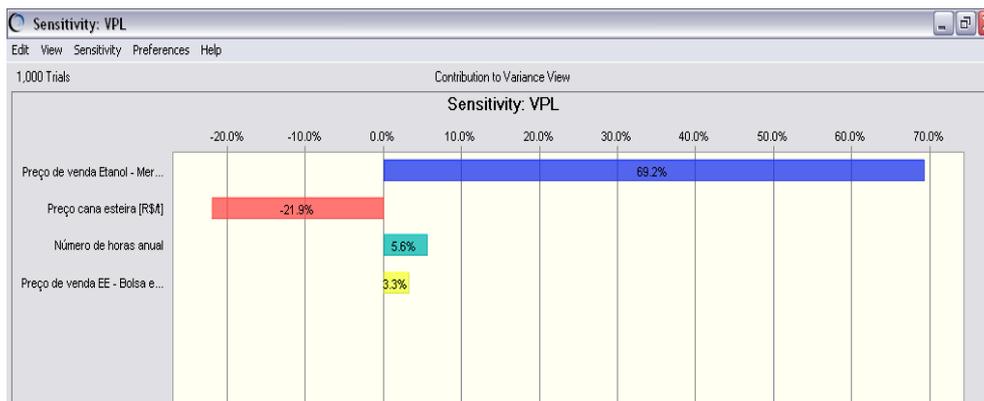


Figura AII.16 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 12,0 MPa e capacidade de moagem de 280 tc/h

### AII. 3 Destilarias Autônomas com capacidade de moenda de 380 tc/h

#### Parâmetros de vapor do sistema de cogeração 4,2 MPa

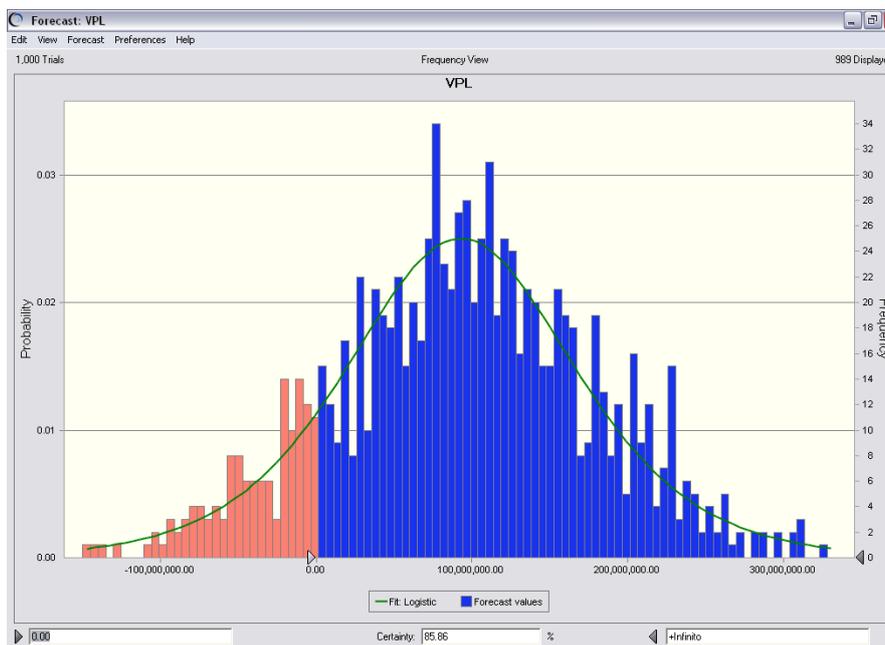


Figura AII.17 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e capacidade de moagem de 380 tc/h

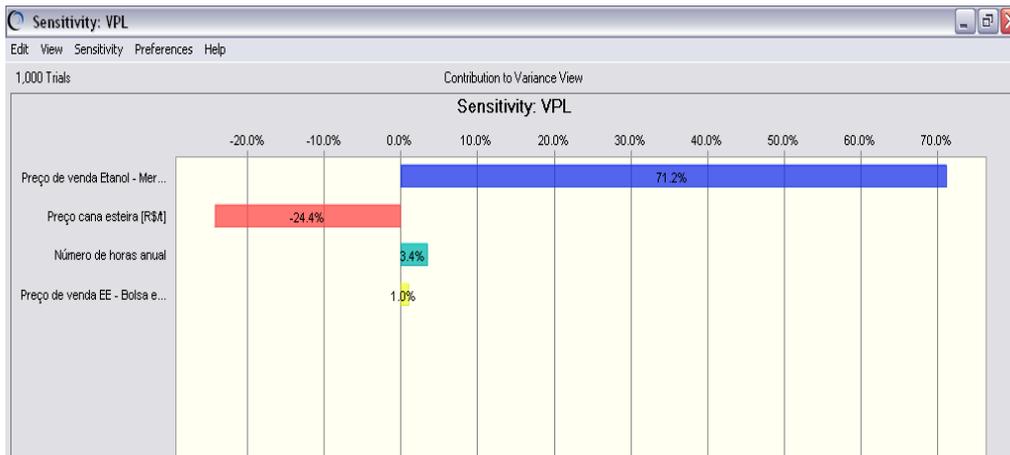


Figura AII.18 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e capacidade de moagem de 380 tc/h

### Parâmetros de vapor do sistema de cogeração 6,0 MPa

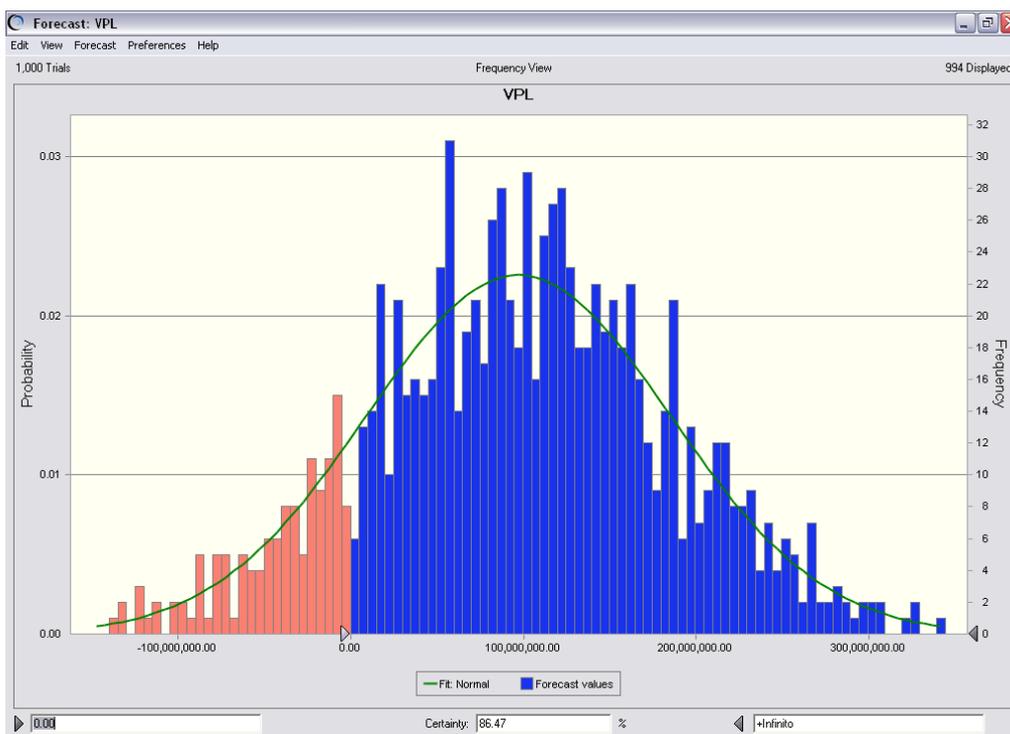


Figura AII.19 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 6,0 MPa e capacidade de moagem de 380 tc/h

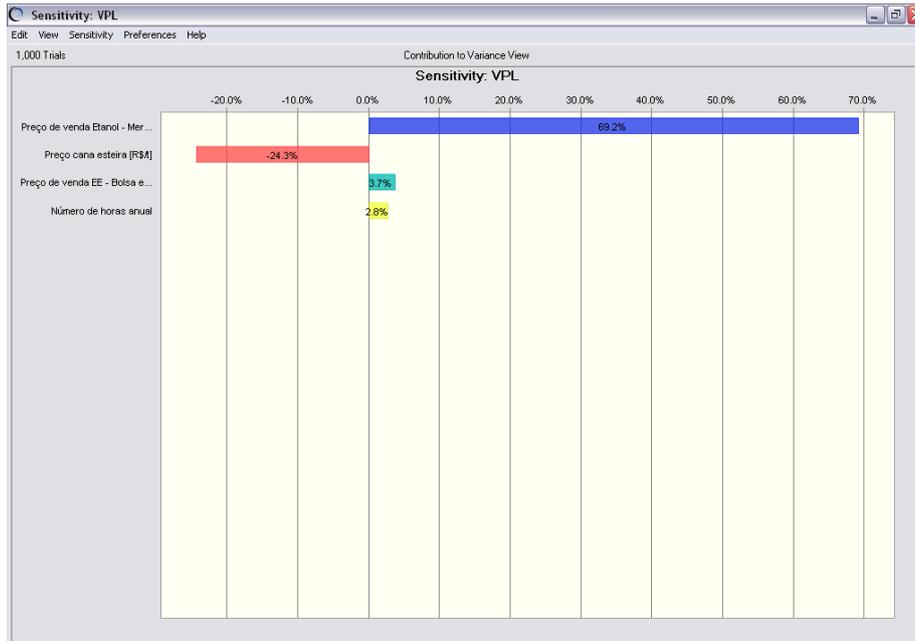


Figura AII.20 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 6,0 MPa e capacidade de moagem de 380 tc/h

### Parâmetros de vapor do sistema de cogeração 8,0 MPa

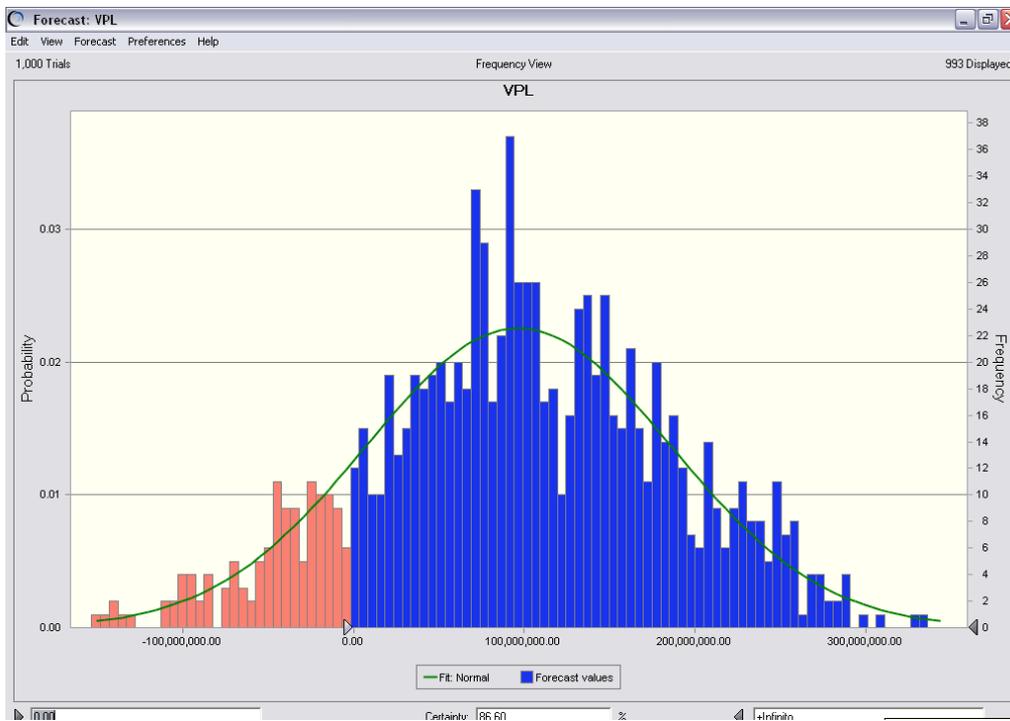


Figura AII.21 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 8,0 MPa e capacidade de moagem de 380 tc/h

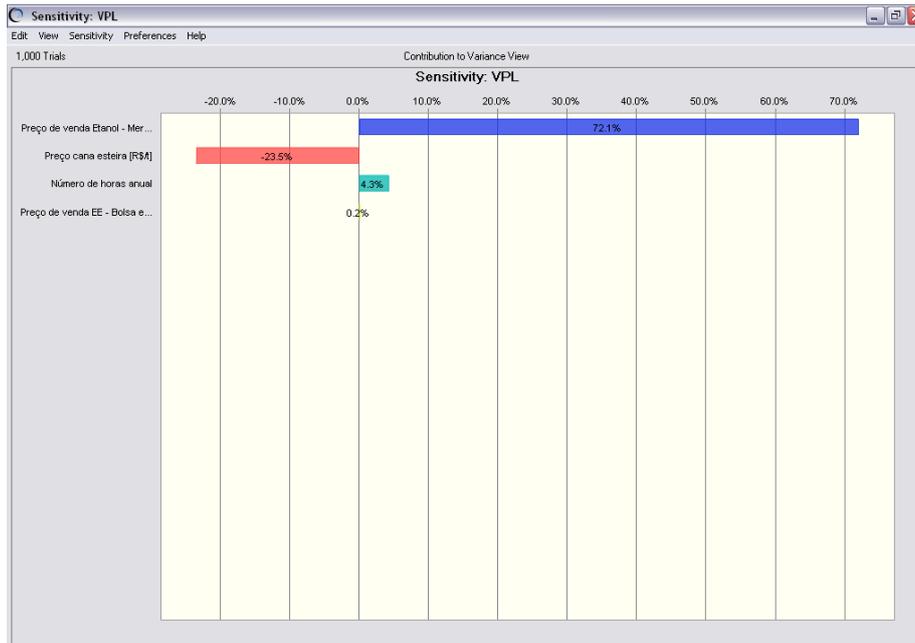


Figura AII.22. Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 8,0 MPa e capacidade de moagem de 380 tc/h

### Parâmetros de vapor do sistema de cogeração 12,0 MPa

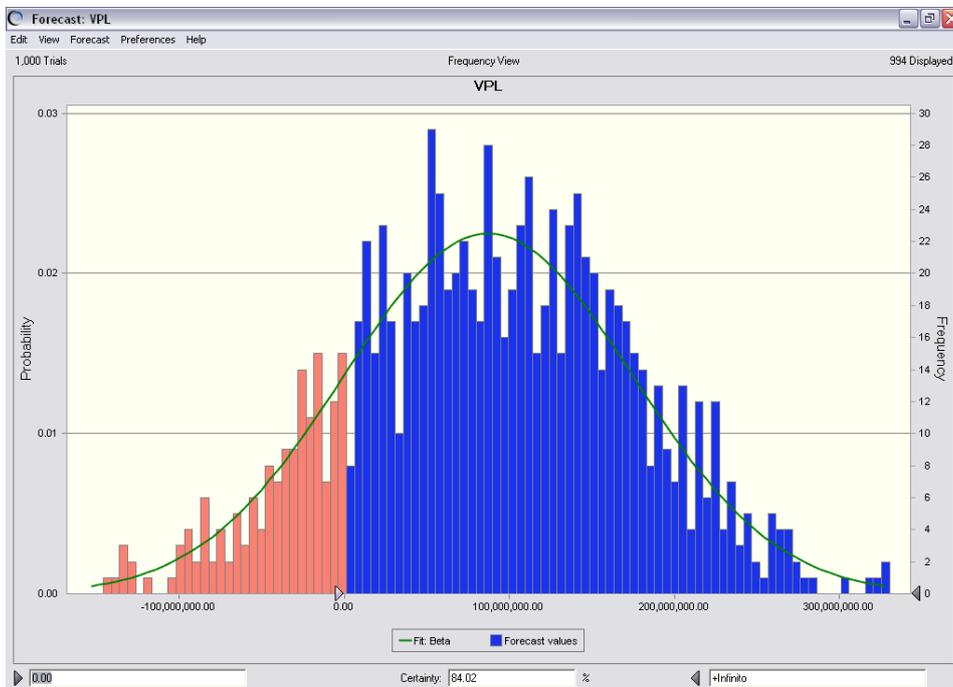


Figura AII.23 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 12,0 MPa e capacidade de moagem de 380 tc/h

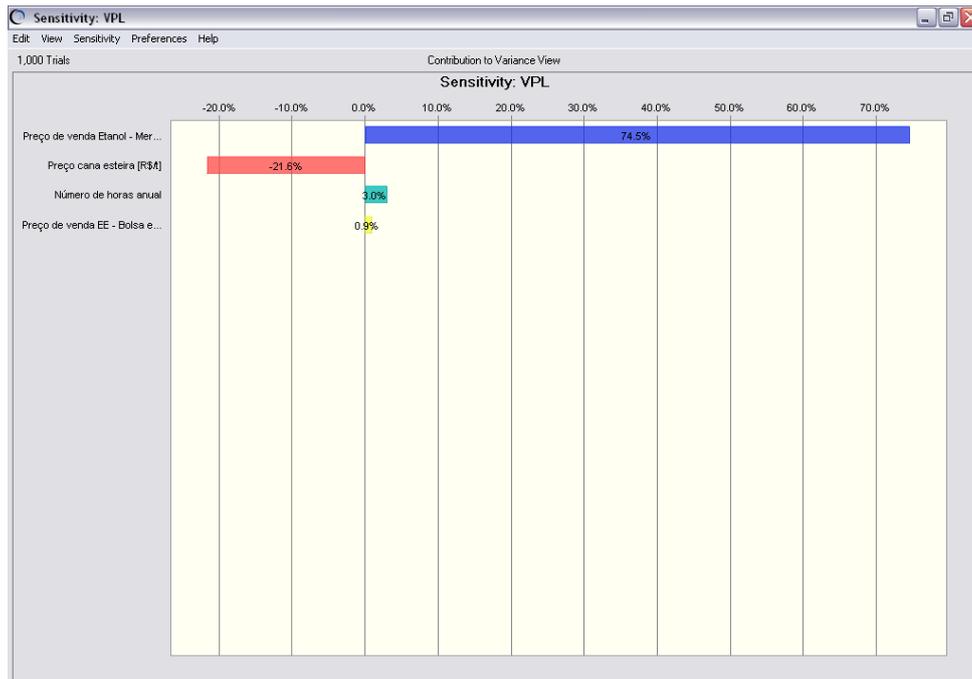


Figura AII.24 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 12,0 MPa e capacidade de moagem de 380 tc/h

#### AII. 4 Destilarias Autônomas com capacidade de moagem de 480 tc/h

##### Parâmetros de vapor do sistema de cogeração 4,2 MPa

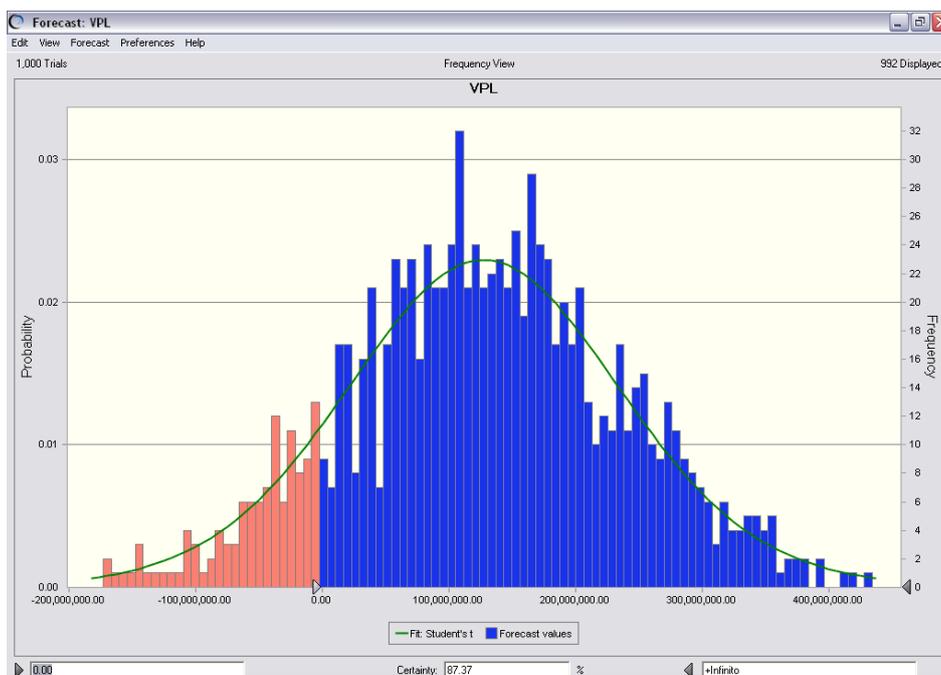


Figura AII.25 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e capacidade de moagem de 480 tc/h

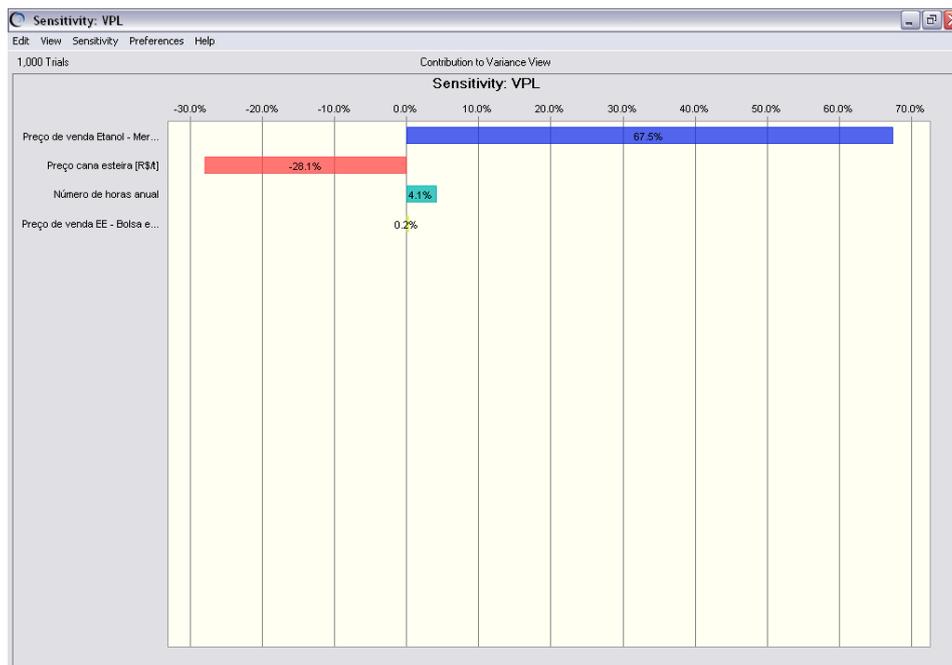


Figura AII.26 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e capacidade de moagem de 480 tc/h

### Parâmetros de vapor do sistema de cogeração 6,0 MPa

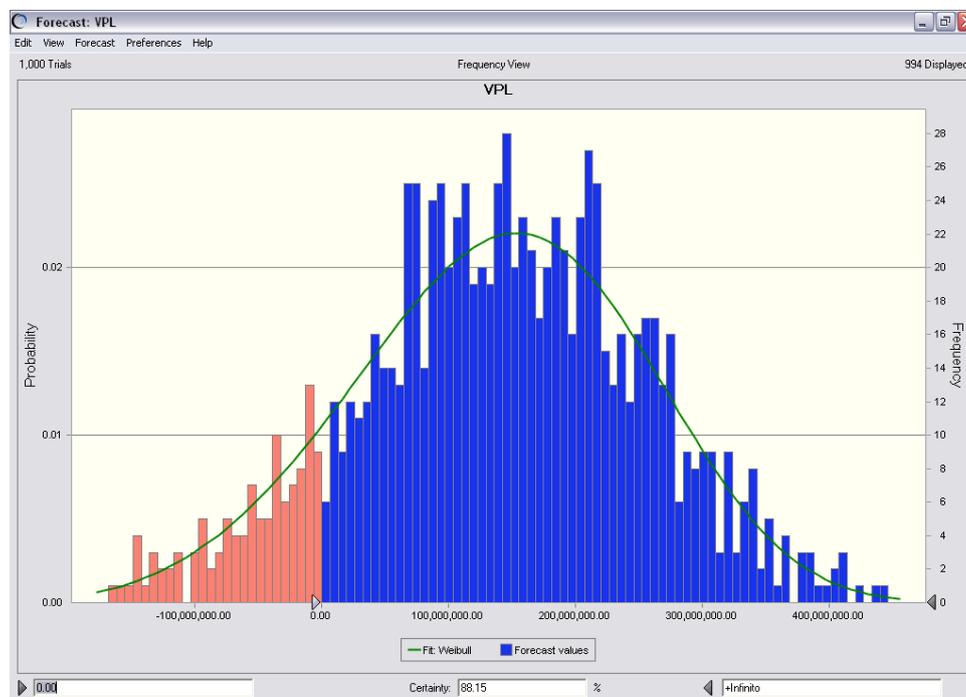


Figura A.27 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 6,0 MPa e capacidade de moagem de 480 tc/h

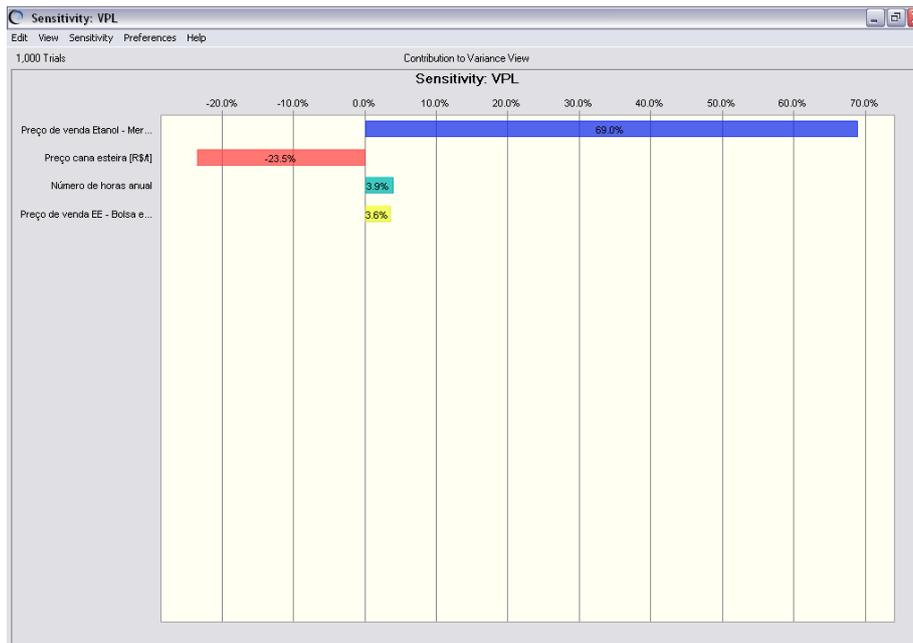


Figura AII.28 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 6,0 MPa e capacidade de moagem de 480 tc/h

### Parâmetros de vapor do sistema de cogeração 8,0 MPa

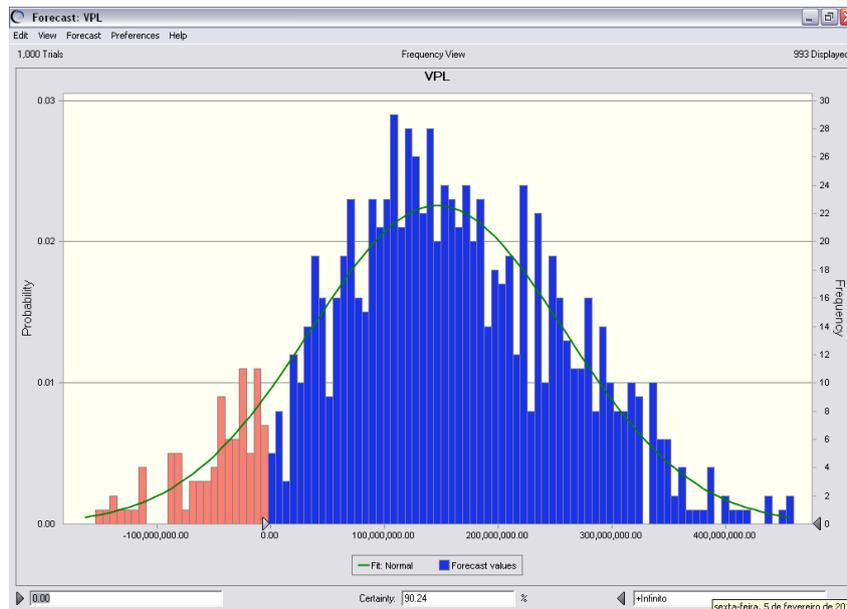


Figura AII.29 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 8,0 MPa e capacidade de moagem de 480 tc/h

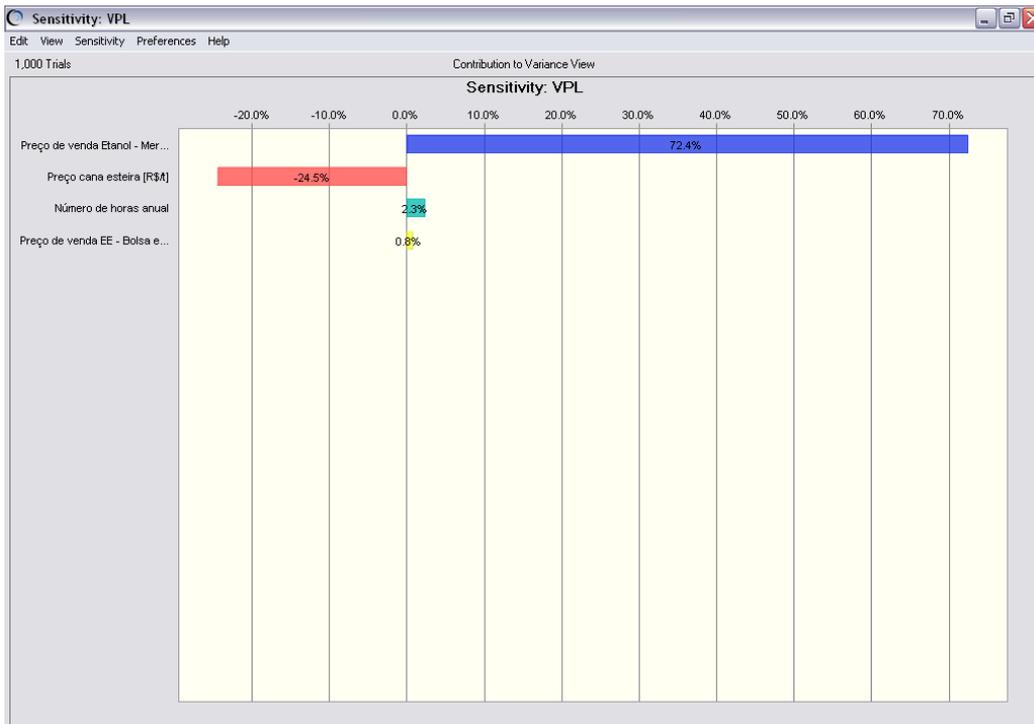


Figura AII.30 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 8,0 MPa e capacidade de moagem de 480 tc/h

### Parâmetros de vapor do sistema de cogeração 12,0 MPa

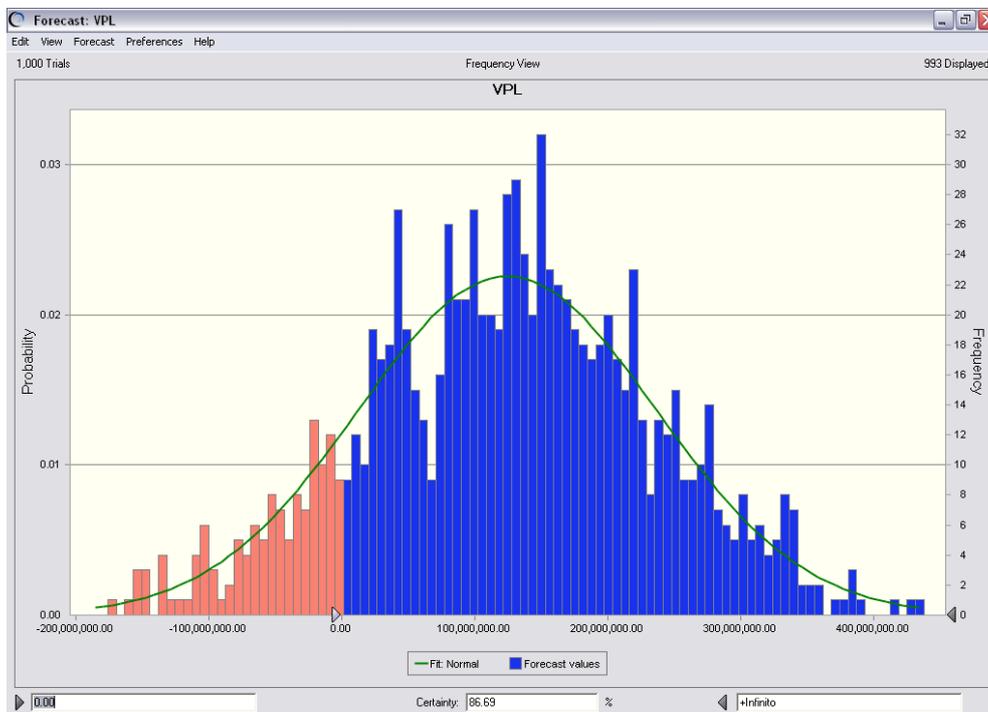


Figura AII.31 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 12,0 MPa e capacidade de moagem de 480 tc/h

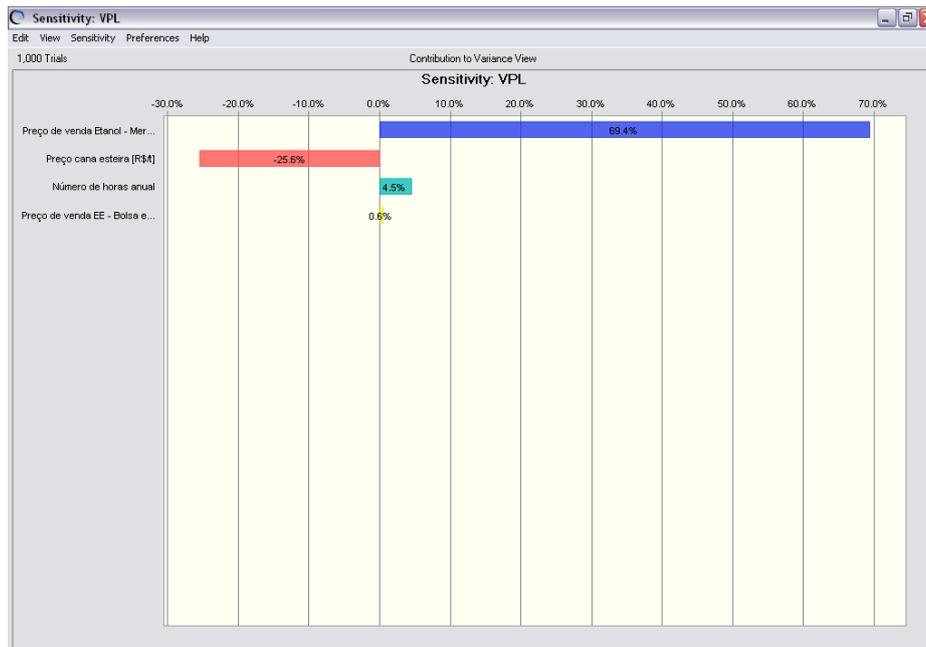


Figura AII.32 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 12,0 MPa e capacidade de moagem de 480 tc/h

## AII. 5 Destilarias Autônomas com capacidade de moenda de 580 tc/h

### Parâmetros de vapor do sistema de cogeração 4,2 MPa

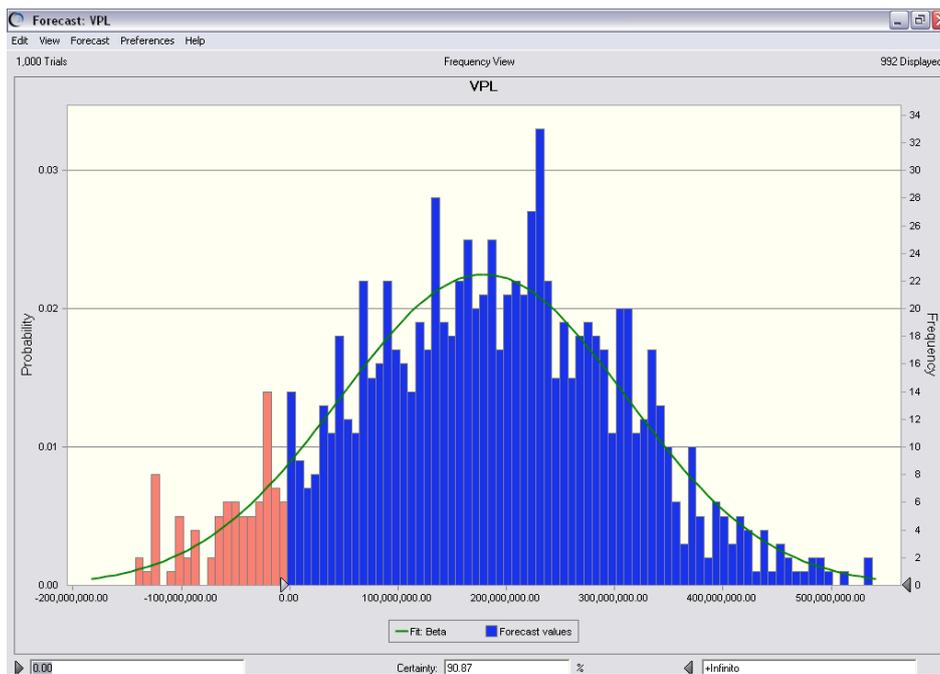


Figura AII.33 Diagrama de freqüência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e capacidade de moagem de 580 tc/h

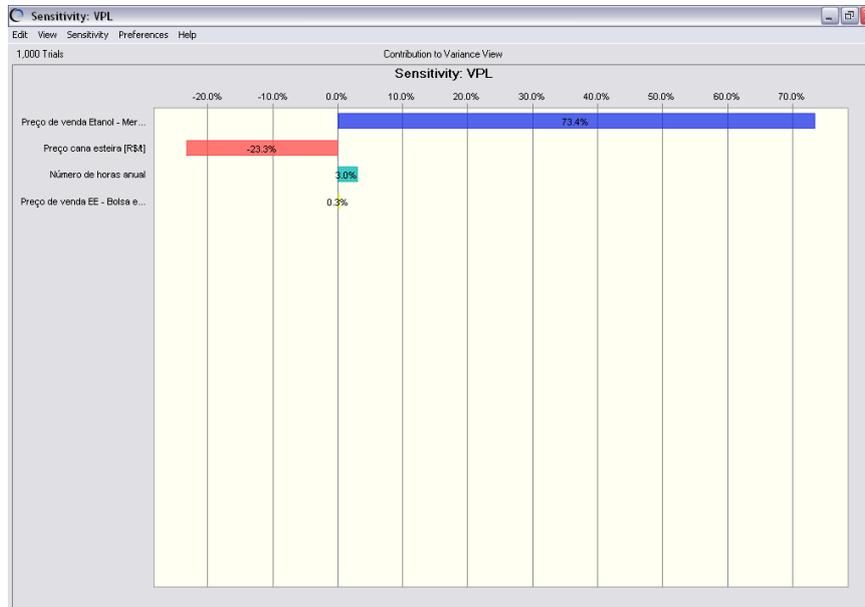


Figura AII.34 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 4,2 MPa e capacidade de moagem de 580 tc/h

### Parâmetros de vapor do sistema de cogeração 6,0 MPa

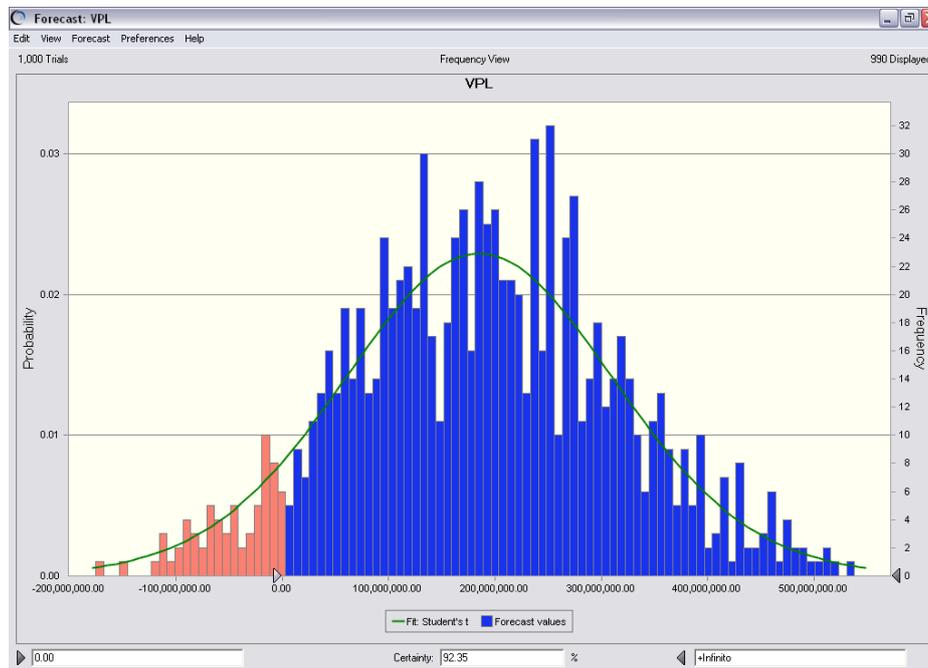


Figura AII.35 Diagrama de freqüência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 6,0 MPa e capacidade de moagem de 580 tc/h

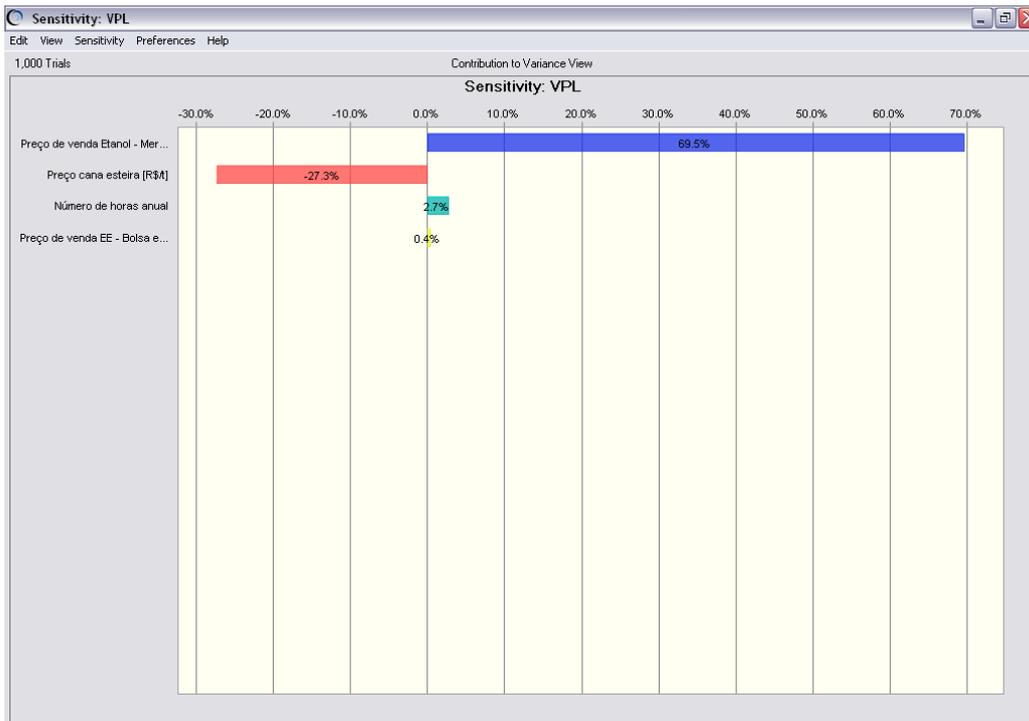


Figura AII.36 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 6,0 MPa e capacidade de moagem de 580 tc/h

**Parâmetros de vapor do sistema de cogeração 8,0 MPa**

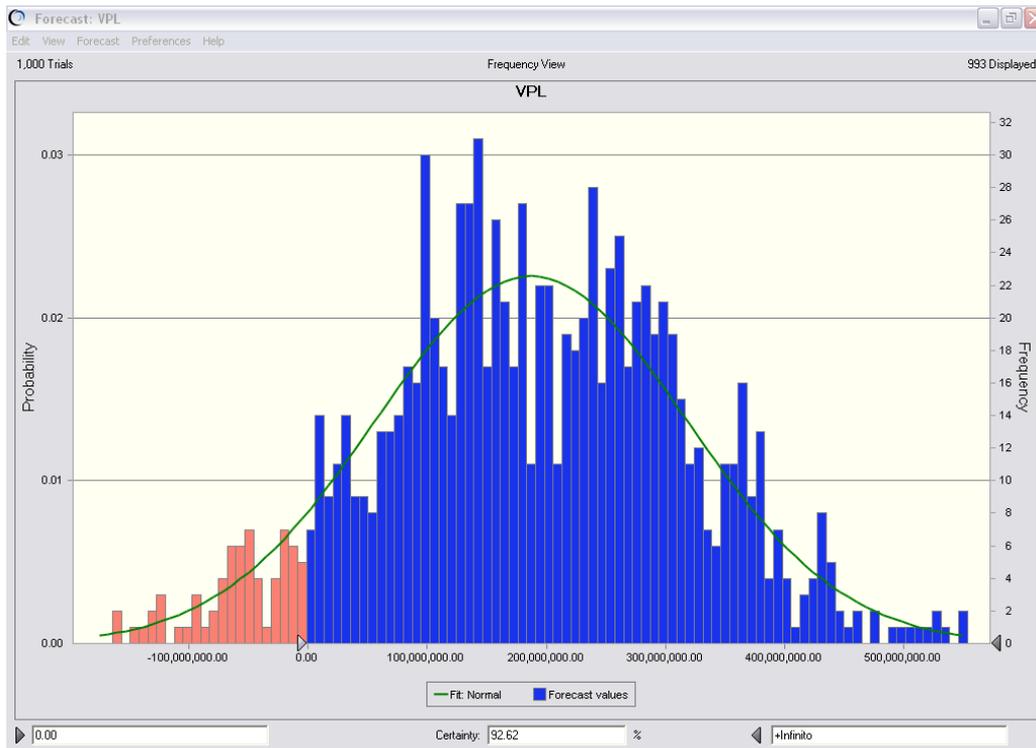


Figura AII.37 Diagrama de freqüência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 8,0 MPa e capacidade de moagem de 580 tc/h

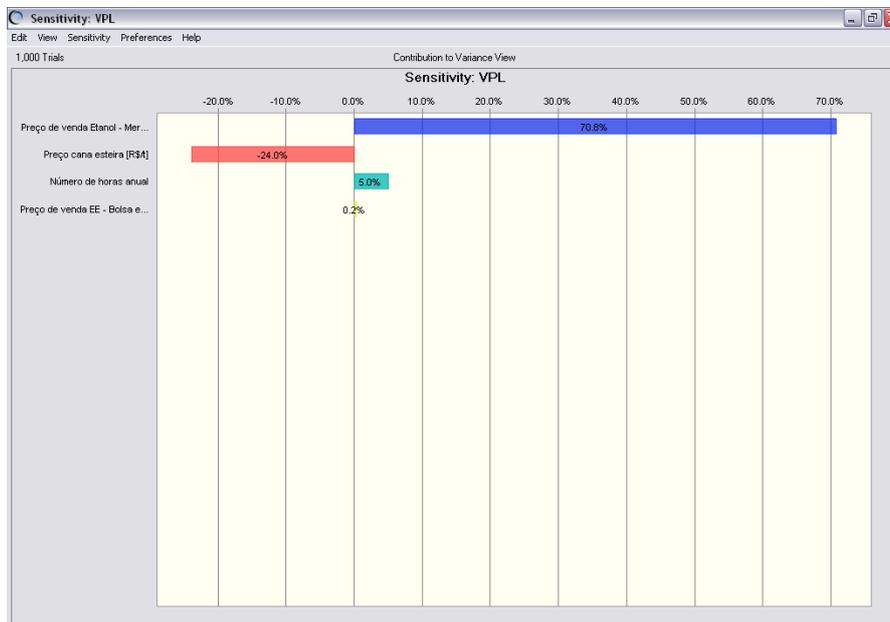


Figura AII.38 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 8,0 MPa e capacidade de moagem de 580 tc/h

## Parâmetros de vapor do sistema de cogeração 12,0 MPa

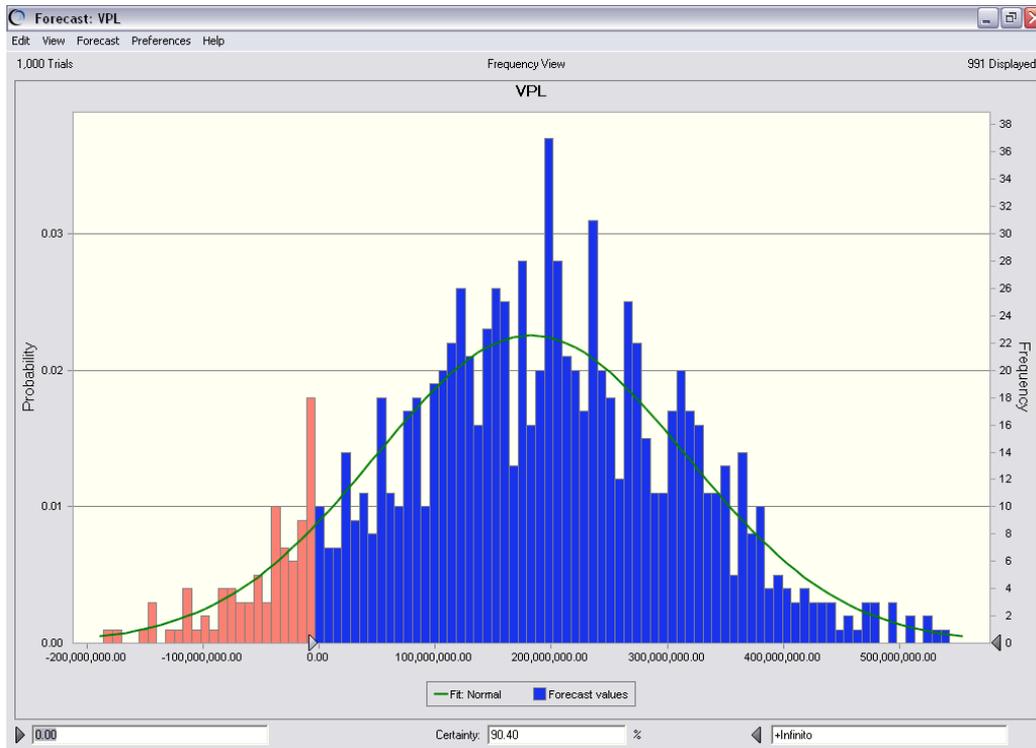


Figura AII.39 Diagrama de frequência para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 12,0 MPa e capacidade de moagem de 580 tc/h

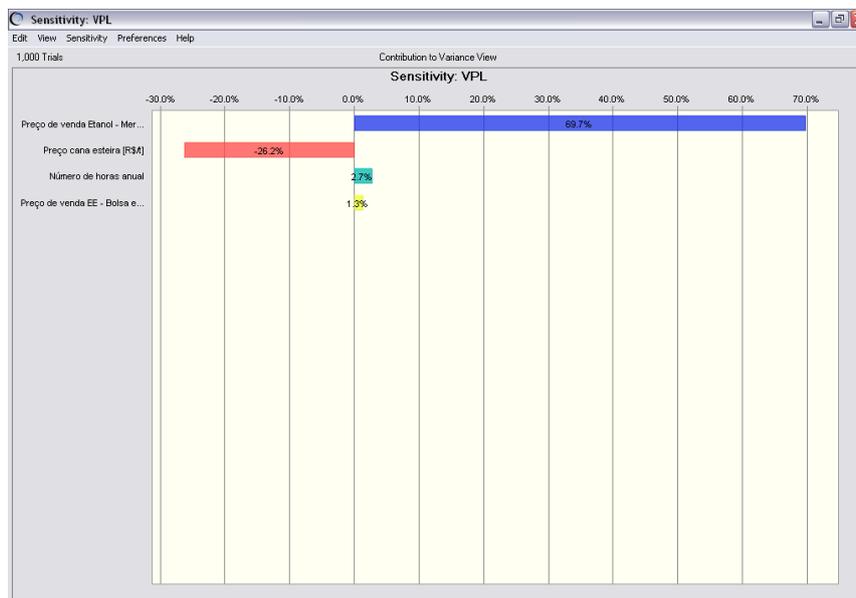


Figura AII.40 Análise de sensibilidade para o VPL da destilaria autônoma com parâmetros de vapor de 12,0 MPa e capacidade de moagem de 580 tc/h