

**UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA “JÚLIO DE MESQUITA FILHO”**  
**FACULDADE DE ENGENHARIA DE ILHA SOLTEIRA**  
**DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA**  
**ÁREA DE CONHECIMENTO: CIÊNCIAS TÉRMICAS**

**Luiz Fernando Cremonez**

**AVALIAÇÃO TERMODINÂMICA, TERMoeCONÔMICA E  
ECONÔMICA DE UMA USINA SUCROALCOOLEIRA PARA  
DIFERENTES MIX DE PRODUÇÃO**

Ilha Solteira

2013

**Luiz Fernando Cremonez**

**AVALIAÇÃO TERMODINÂMICA, TERMOECONÔMICA E  
ECONÔMICA DE UMA USINA SUCROALCOOLEIRA PARA  
DIFERENTES MIX DE PRODUÇÃO**

Dissertação apresentada à Faculdade de  
Engenharia da UNESP – Campus de Ilha Solteira,  
para obtenção do título de Mestre em Engenharia  
Mecânica.

Área de Conhecimento: Ciências Térmicas

**Orientador:** Prof. Dr. Ricardo Alan Verdú Ramos

Ilha Solteira

2013

## FICHA CATALOGRÁFICA

Desenvolvida pelo Serviço Técnico de Biblioteca e Documentação

|       |                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                    |
|-------|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| C912a | <p>Cremones, Luiz Fernando.</p> <p>Análise termodinâmica, termoeconômica e econômica de uma usina sucroalcooleira para diferentes mix de produção / Luiz Fernando Cremones. -- Ilha Solteira : [s.n.], 2013</p> <p>169 f. : il.</p> <p>Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual Paulista. Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira. Área de conhecimento: Ciências Térmicas, 2013</p> <p>Orientador: Ricardo Alan Verdú Ramos</p> <p>Inclui bibliografia</p> <p>1. Termodinâmica. 2. Termoeconomia. 3. Economia. 4. Usina sucroalcooleira. 5. Cogeração.</p> |
|-------|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|



**UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA**  
**CAMPUS DE ILHA SOLTEIRA**  
**FACULDADE DE ENGENHARIA DE ILHA SOLTEIRA**

**CERTIFICADO DE APROVAÇÃO**

**TÍTULO:** Avaliação termodinâmica, termoeconômica e econômica em uma usina sucroalcooleira para diferentes mix de produção

**AUTOR:** LUIZ FERNANDO CREMONEZ

**ORIENTADOR:** Prof. Dr. RICARDO ALAN VERDÚ RAMOS

Aprovado como parte das exigências para obtenção do Título de Mestre em Engenharia Mecânica ,  
Área: MECANICA DOS SÓLIDOS, pela Comissão Examinadora:

Prof. Dr. RICARDO ALAN VERDÚ RAMOS  
Departamento de Engenharia Mecânica / Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira

Prof. Dr. CASSIO ROBERTO MACEDO MAIA  
Departamento de Engenharia Mecânica / Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira

Prof. Dr. ROBSON LEAL DA SILVA  
Departamento de Engenharia de Energia / Universidade Federal Da Grande Dourados

Data da realização: 28 de fevereiro de 2013.

## RESUMO

No presente trabalho foram apresentadas diferentes simulações para a operação de uma planta sucroalcooleira produtora de açúcar, etanol e bioenergia, a qual passou por uma ampliação recente, havendo momentaneamente a necessidade de compra de bagaço para atender aos contratos de venda de energia. Para tanto, foram considerados variações na moagem (de 1.500.000 até 1.800.000 toneladas de cana por safra) e no mix de produção (de 40 a 80 %), mantendo-se a potência gerada em 39,3 MW e 45 MW para cada situação. Além disso, também foi considerada o efeito da variação da taxa condensação na turbina (entre 50 e 70 t/h). Para cada caso são apresentadas análises termodinâmica, termoeconômica e econômica, identificando as vantagens e desvantagens de cada situação, incluindo a verificação da viabilidade e atratividade do empreendimento. Os resultados mostram que a ampliação da termoelétrica geram benefícios tanto para a produção de açúcar e etanol, através do aumento da capacidade de moagem, como, também, proporciona uma possibilidade de ganho na comercialização de energia através do aumento de mais de 82 % na energia exportada.

**Palavras-chaves:** Energia. Cogeração. Bagaço. Indústria Sucroalcooleira.

## ABSTRACT

In this work, different simulations for the operation of a sugarcane mill that produces sugar, ethanol and bioenergy, which has undergone a recent expansion requiring purchase of bagasse to meet energy sales contracts, were carried out. For this was taking into account the variations in the milling (from 1,500,000 to 1,800,000 tons of cane by harvest) and in the sugar-alcohol production mix (from 40 to 80 %), keeping the power output of 39.3 MW and 45 MW for each situation. Furthermore, the effect of the variation in the turbine condensation rate (from 50 to 70 t/h) was also considered. For each case, thermodynamic, thermoeconomic and economic analyzes are presented, identifying the advantages and disadvantages of each situation, including the viability and attractiveness of the investment. The results show that the expansion of plant generates benefits both for the production of sugar and ethanol, by increasing the milling capacity, as provides a chance to gain on sale of energy through the increase of over 82 % in the energy exported.

**Keywords:** Energy. Cogeneration. Bagasse. Sugar and Ethanol Industry.

## LISTA DE SIMBOLOS

|                 |                                                                      |
|-----------------|----------------------------------------------------------------------|
| $C$             | - Custo monetário por unidade de exergia (R\$/kJ)                    |
| $\dot{C}$       | - Custo médio do fluxo por unidade de tempo em um componente (R\$/s) |
| $CTI$           | - Capital total investido no projeto (R\$)                           |
| $ELC$           | - Entrada líquida de capital anual (R\$)                             |
| $ex$            | - Exergia específica (kJ/kg)                                         |
| $f_a$           | - Fator de amortização                                               |
| $f_{omf}$       | - Fator de custo anual fixo associada à operação e manutenção        |
| $f_{omv}$       | - Fator de custo anual variável de operação e manutenção             |
| $FC$            | - Fator de carga                                                     |
| $G$             | - Aceleração da gravidade (m/s <sup>2</sup> )                        |
| $H$             | - Entalpia específica (kJ/kg)                                        |
| $I$             | - Taxa anual de juros (%)                                            |
| $J$             | - Taxa de desconto (%)                                               |
| $\dot{i}$       | - Taxa de geração de irreversibilidade (kW)                          |
| $\dot{m}$       | - Fluxo de massa (kg/s)                                              |
| $N$             | - Período de tempo (anos)                                            |
| $P$             | - Pressão (bar)                                                      |
| $PCI$           | - Poder Calorífico Inferior (kJ/kg)                                  |
| $\dot{Q}$       | - Taxa de transferência de calor (kW)                                |
| $\bar{R}$       | - Resultante molar dos gases (kJ/kmol K)                             |
| $RPC$           | - Razão Potência-Calor                                               |
| $S$             | - Entropia específica (kJ/kg K)                                      |
| $\dot{S}_{ger}$ | - Fluxo de geração de entropia (kW/K)                                |
| $T$             | - Temperatura (K)                                                    |
| $TIR$           | - Taxa Interna de Retorno (%)                                        |
| $V$             | - Velocidade do fluxo de massa (m/s)                                 |
| $\dot{W}$       | - Potência (kW)                                                      |
| $X$             | - Fração molar (%)                                                   |
| $z$             | - Cota do fluxo de massa (m)                                         |
| $Z$             | - Custo de investimento de capital no equipamento (R\$)              |

|           |                                                                 |
|-----------|-----------------------------------------------------------------|
| $Z_i$     | - Fração em massa do elemento químico i (%)                     |
| $Z^a$     | - Custo anual do equipamento com amortização (R\$/ano)          |
| $\dot{Z}$ | - Custo médio total do equipamento por unidade de tempo (R\$/s) |

### Símbolos gregos

|                  |                                                                                                                            |
|------------------|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| $\beta$          | - Função das frações de massa dos componentes químicos da biomassa (%)                                                     |
| $\Delta h_{iso}$ | - Diferença entre as entalpias específicas na entrada e na saída do volume de controle para o processo isentrópico (kJ/kg) |
| $\eta$           | - Eficiência térmica (%)                                                                                                   |
| $\eta_I$         | - Eficiência térmica pela primeira lei (%)                                                                                 |
| $\eta_{II}$      | - Eficiência térmica pela segunda lei (%)                                                                                  |
| $\eta_{global}$  | - Eficiência global da planta (%)                                                                                          |

### Subscritos/Sobrescritos

|          |                                                         |
|----------|---------------------------------------------------------|
| $A$      | - Amortização                                           |
| $aprov$  | - Aproveitamento                                        |
| $bag$    | - Bagaço                                                |
| $bomb$   | - Bombeamento                                           |
| $comb$   | - Combustível                                           |
| $comp$   | - Compressão                                            |
| $cond$   | - Condensação                                           |
| $E$      | - Entrada                                               |
| $ele$    | - Elétrica                                              |
| $export$ | - Exportação de eletricidade                            |
| $fis$    | - Física                                                |
| $ger$    | - Geração                                               |
| $iso$    | - Referente ao processo isentrópico                     |
| $omf$    | - Referente a custos de operação e manutenção fixos     |
| $omv$    | - Referente a custos de operação e manutenção variáveis |
| $oper$   | - Operação                                              |
| $Q$      | - Referente à troca de calor                            |
| $qui$    | - Química                                               |

|             |                                       |
|-------------|---------------------------------------|
| <i>S</i>    | - Saída                               |
| <i>vap</i>  | - Vapor                               |
| <i>v.c.</i> | - Volume de controle                  |
| <i>W</i>    | - Referente à potência eletromecânica |
| <i>0</i>    | - Estado de referência                |

## LISTA DE FIGURAS

|                                                                                                                                                                                               |     |
|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| Figura 1 - Balanço térmico típico de planta de geração pura operando em ciclo a vapor à esquerda e balanço térmico de uma planta semelhante, com sistema de cogeração agregado à direita..... | 31  |
| Figura 2 - Esquema de uma planta operando em Ciclo <i>Topping</i> .....                                                                                                                       | 32  |
| Figura 3 - Esquema de uma planta operando em Ciclo <i>Bottoming</i> . ....                                                                                                                    | 32  |
| Figura 4 - Fluxos de processos para os ciclos <i>topping</i> (a) e <i>bottoming</i> (b). ....                                                                                                 | 33  |
| Figura 5 - Participação de fontes renováveis na Matriz Energética Brasileira em 2011.                                                                                                         | 35  |
| Figura 6 - Participação de fontes renováveis na Matriz Elétrica Brasileira em 2011. ...                                                                                                       | 36  |
| Figura 7 - Distribuição da Matriz Elétrica Brasileira em 2011. ....                                                                                                                           | 37  |
| Figura 8 - Sistema de geração pura de eletricidade em ciclo a vapor a esquerda e sistema de geração combinada de calor e eletricidade à direita. ....                                         | 41  |
| Figura 9 - Variação da pressão na saída da turbina em um ciclo Rankine. ....                                                                                                                  | 41  |
| Figura 10 - Variação da temperatura do vapor, mantida a pressão, num ciclo Rankine.                                                                                                           | 42  |
| Figura 11 - Influência da pressão máxima do vapor no ciclo Rankine. ....                                                                                                                      | 43  |
| Figura 12 - Ciclo Rankine com reaquecimento. ....                                                                                                                                             | 44  |
| Figura 13 - Ciclo Rankine com regeneração. ....                                                                                                                                               | 45  |
| Figura 14 - Fluxograma para análise termodinâmica baseado nas Leis da Termodinâmica.....                                                                                                      | 56  |
| Figura 15 - Representação gráfica de uma turbina de extração-condensação.....                                                                                                                 | 72  |
| Figura 16 - Fluxo de caixa acumulativo típico de um projeto.....                                                                                                                              | 74  |
| Figura 17 - Planta inicial com uma caldeira (150t/h, 70 bar, 530°C), um turbogerador de extração-condensação (32 MW) e um turbogerador de contrapressão (10 MW).....                          | 85  |
| Figura 18 - Valor atual líquido acumulado ao longo da vida útil considerada para a planta inicial. ....                                                                                       | 86  |
| Figura 19 - Planta utilizada para as simulações após ampliação. ....                                                                                                                          | 87  |
| Figura 20 - Custo da produção de eletricidade e a taxa de retorno do investimento em função da moagem por safra e do mix de produção, para uma geração de 39,3 MW..                           | 119 |
| Figura 21 - Valor atual líquido acumulado ao longo da vida útil considerada, em função da moagem por safra e do mix de produção, para uma geração de 39,3 MW.....                             | 120 |
| Figura 22 - Custo da produção de eletricidade e a taxa de retorno do investimento em função da moagem por safra e do mix de produção, para uma geração de 45 MW.....                          | 122 |

|                                                                                                                                                                                         |     |
|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| Figura 23 - Valor atual líquido acumulado ao longo da vida útil considerada, em função da moagem por safra e do mix de produção, para uma geração de 45 MW.....                         | 123 |
| Figura 24 - Custo da produção de eletricidade e a taxa de retorno do investimento em função da moagem por safra e do mix de produção, para uma condensação de 70 t/h.                   | 125 |
| Figura 25 - Valor atual líquido acumulado ao longo da vida útil considerada, em função da moagem por safra e do mix de produção, para uma condensação de 70 t/h.....                    | 125 |
| Figura 26 - Custo da produção de eletricidade em função da condensação e do mix de produção, para uma moagem de 1.500.000 toneladas por safra.....                                      | 128 |
| Figura 27 - Taxa de Retorno do Investimento em função da condensação e do mix de produção, para uma moagem de 1.500.000 toneladas por safra.....                                        | 128 |
| Figura 28 - Valor Atual Líquido acumulado ao longo da vida útil em função da condensação e do mix de produção, para uma moagem de 1.500.000 toneladas por safra.<br>.....               | 129 |
| Figura 29 - Custo da produção de eletricidade e a taxa de retorno do investimento em função da moagem por safra e custo do bagaço, para uma condensação de 50 t/h e um mix de 40 %..... | 130 |
| Figura 30 - Valor atual líquido acumulado ao longo da vida útil considerada, em função da moagem por safra e do custo do bagaço, para uma condensação de 50 t/h e um mix de 40 %.....   | 131 |
| Figura 31 - Custo da produção de eletricidade e a taxa de retorno do investimento em função da moagem por safra e custo do bagaço, para uma condensação de 50 t/h e um mix de 80 %..... | 133 |
| Figura 32 - Valor atual líquido acumulado ao longo da vida útil considerada, em função da moagem por safra e do custo do bagaço, para uma condensação de 50 t/h e um mix de 80 %.....   | 133 |
| Figura 33 - Custo da produção de eletricidade e Taxa de Retorno de Investimento em função do custo do bagaço, da moagem safra e do mix, para uma condensação de 50 t/h.<br>.....        | 134 |
| Figura 34 - Taxa de Retorno (TIR) para diferentes taxas de desconto, fixada a geração em 45 MW.....                                                                                     | 136 |
| Figura 35 - Valor atual líquido para uma safra de 1.500.000 toneladas e mix de produção de 40 e 80 % para taxas de desconto de 8 e 14 % e geração de 45 MW.....                         | 137 |
| Figura 36 - Valor atual líquido para uma safra de 1.800.000 toneladas e mix de produção de 40 e 80 % para taxas de desconto de 8 e 14 % e geração de 45 MW.....                         | 137 |

|                                                                                                                                                                            |     |
|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| Figura 37 - Resumo das Instituições que atuam no Setor Elétrico Nacional. ....                                                                                             | 153 |
| Figura 38 - Relação entre os agentes. ....                                                                                                                                 | 154 |
| Figura 39 - Rateio de perdas entre os pontos de medição de Geração e de Consumo. ....                                                                                      | 158 |
| Figura 40 - Custo da produção de eletricidade e a taxa de retorno do investimento em função da moagem por safra e do mix de produção, para uma condensação de 50 t/h. .... | 166 |
| Figura 41 - Custo da produção de eletricidade e a taxa de retorno do investimento em função da moagem por safra e do mix de produção, para uma condensação de 60 t/h. .... | 169 |

## LISTA DE TABELAS

|                                                                                                          |     |
|----------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| Tabela 1 - Participação das principais fontes nas Matrizes Elétrica e Energética Brasileira em 2011..... | 37  |
| Tabela 2 - Valores de $X$ e $F_c$ (%) em função da potência e do combustível.....                        | 63  |
| Tabela 3 - Especificação do capital total investido. ....                                                | 77  |
| Tabela 4 - Moagem efetiva horária para uma safra de 260 dias com aproveitamento global de 85 %. ....     | 84  |
| Tabela 5 - Parâmetros de operação para a planta inicial. ....                                            | 86  |
| Tabela 6 - Parâmetros característicos do Caso 1.1. ....                                                  | 89  |
| Tabela 7 - Parâmetros característicos do Caso 1.2. ....                                                  | 90  |
| Tabela 8 - Parâmetros característicos do Caso 1.3. ....                                                  | 91  |
| Tabela 9 - Parâmetros característicos do Caso 1.4. ....                                                  | 92  |
| Tabela 10 - Parâmetros característicos do Caso 1.5. ....                                                 | 93  |
| Tabela 11 - Parâmetros característicos do Caso 2.1. ....                                                 | 94  |
| Tabela 12 - Parâmetros característicos do Caso 2.2. ....                                                 | 95  |
| Tabela 13 - Parâmetros característicos do Caso 2.3. ....                                                 | 96  |
| Tabela 14 - Parâmetros característicos do Caso 2.4. ....                                                 | 97  |
| Tabela 15 - Parâmetros característicos do Caso 2.5. ....                                                 | 98  |
| Tabela 16 - Parâmetros característicos do Caso 3.1. ....                                                 | 99  |
| Tabela 17 - Parâmetros característicos do Caso 3.2. ....                                                 | 100 |
| Tabela 18 - Parâmetros característicos do Caso 3.3. ....                                                 | 101 |
| Tabela 19 - Parâmetros característicos do Caso 3.4. ....                                                 | 102 |
| Tabela 20 - Parâmetros característicos do Caso 3.5. ....                                                 | 103 |
| Tabela 21 - Parâmetros característicos do Caso 4.1. ....                                                 | 104 |
| Tabela 22 - Parâmetros característicos do Caso 4.2. ....                                                 | 105 |
| Tabela 23 - Parâmetros característicos do Caso 4.3. ....                                                 | 106 |
| Tabela 24 - Parâmetros característicos do Caso 4.4. ....                                                 | 107 |
| Tabela 25 - Parâmetros característicos do Caso 4.5. ....                                                 | 108 |
| Tabela 26 - Síntese dos resultados de operação para os Casos 1 a 4, com potência fixa em 39,5 MW. ....   | 109 |
| Tabela 27 - Síntese dos resultados de operação para o Caso 5, com potência fixa de 45 MW. ....           | 110 |

|                                                                                                                                                                                                         |     |
|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| Tabela 28 - Síntese dos resultados de operação para o Caso 6, com uma condensação mínima de 70 t/h.....                                                                                                 | 112 |
| Tabela 29 - Análise termodinâmica para uma moagem de 1.500.000 a 1.800.000 toneladas de cana para uma variação de mix de produção de 40 a 80 % e geração de 39,3MW.....                                 | 115 |
| Tabela 30 - Análise termodinâmica para uma moagem de 1.500.000 a 1.800.000 toneladas de cana para uma variação de mix de produção de 40 a 80 % e geração de 45 MW.....                                  | 116 |
| Tabela 31 - Análise termodinâmica para uma moagem de 1.500.000 a 1.800.000 toneladas de cana para uma variação de mix de produção de 40 a 80 % e uma condensação de 70 toneladas de vapor por hora..... | 117 |
| Tabela 32 - Resultados da TIR, cw, potência produzida e vendida, em função da moagem e do mix de produção, para uma geração de 39,3 MW. ....                                                            | 119 |
| Tabela 33 - Resultados da TIR, cw, potência produzida e vendida, em função da moagem e do mix de produção, para uma geração de 45 MW. ....                                                              | 121 |
| Tabela 34 - Resultados da TIR, cw, potência produzida e vendida, em função da moagem e do mix de produção, para uma condensação de 70 t/h.....                                                          | 124 |
| Tabela 35 - Resultados da TIR, cw, potência produzida e vendida, em função da condensação e do mix de produção, para uma moagem de 1.500.00 toneladas por safra. ....                                   | 126 |
| Tabela 36 - Resultados da TIR e cw, em função da moagem e do custo do bagaço, para uma condensação de 50 t/h e um mix de 40 %.....                                                                      | 129 |
| Tabela 37 - Resultados da TIR e cw, em função da moagem e do custo do bagaço, para uma condensação de 50 t/h e um mix de 80 %.....                                                                      | 132 |
| Tabela 38 - Taxa de Retorno para moagens de 1.500.000 e 1.800.000 toneladas de cana com variação do mix de produção e taxa de desconto para uma geração de 45 MW..                                      | 136 |
| Tabela 39 - Produção de açúcar e etanol máxima de acordo com o mix de produção antes e após a ampliação da Termoelétrica. ....                                                                          | 138 |
| Tabela 40 - Produção de açúcar e etanol máxima de acordo com o mix de produção antes e após a ampliação da termoelétrica.....                                                                           | 139 |
| Tabela 41 - Síntese dos resultados de operação para o Caso 1.....                                                                                                                                       | 163 |
| Tabela 42 - Síntese dos resultados de operação para o Caso 2.....                                                                                                                                       | 163 |
| Tabela 43 - Síntese dos resultados de operação para o Caso 3.....                                                                                                                                       | 164 |
| Tabela 44 - Síntese dos resultados de operação para o Caso 4.....                                                                                                                                       | 164 |

|                                                                                                                                                |     |
|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| Tabela 45 - Resultados da TIR, cw, potência produzida e vendida, em função da moagem e do mix de produção, para uma condensação de 50 t/h..... | 165 |
| Tabela 46 - Síntese dos resultados de operação para o Caso 5.1.....                                                                            | 166 |
| Tabela 47 - Síntese dos resultados de operação para o Caso 5.2.....                                                                            | 167 |
| Tabela 48 - Síntese dos resultados de operação para o Caso 5.3.....                                                                            | 167 |
| Tabela 49 - Síntese dos resultados de operação para o Caso 5.4.....                                                                            | 168 |
| Tabela 50 - Resultados da TIR, cw, potência produzida e vendida, em função da moagem e do mix de produção, para uma condensação de 60 t/h..... | 169 |

# SUMÁRIO

|                                                                           |    |
|---------------------------------------------------------------------------|----|
| 1 INTRODUÇÃO.....                                                         | 20 |
| 1.1 Atual situação da produção de energia do setor sucroalcooleiro .....  | 20 |
| 1.3 Objetivos .....                                                       | 21 |
| 1.4 Revisão de literatura .....                                           | 22 |
| 2 A COGERAÇÃO E SUA INSERÇÃO ATUAL .....                                  | 30 |
| 2.1 Introdução à cogeração .....                                          | 30 |
| 2.2 Arranjos de sistemas de cogeração .....                               | 31 |
| 2.3 Vantagens da cogeração.....                                           | 33 |
| 2.4 A cogeração no Setor Elétrico Brasileiro .....                        | 34 |
| 2.5 Desenvolvimento da cogeração no setor sucroalcooleiro .....           | 38 |
| 2.6 O Ciclo Rankine.....                                                  | 39 |
| 2.6.1 Efeitos da variação de pressão e temperatura no Ciclo Rankine ..... | 41 |
| 2.6.2 O Ciclo Rankine real e variações na instalação .....                | 43 |
| 2.6.3 Ciclo Rankine com reaquecimento.....                                | 44 |
| 2.6.4 Ciclo Rankine regenerativo.....                                     | 44 |
| 3 FORMULAÇÃO E METODOLOGIA PARA ANÁLISE TERMODINÂMICA.....                | 46 |
| 3.1 Análise pela Primeira Lei.....                                        | 46 |
| 3.2 Análise pela Segunda Lei.....                                         | 47 |
| 3.2.1 Cálculo da exergia específica .....                                 | 49 |
| 3.2.2 Balanço de exergia.....                                             | 50 |
| 3.2.3 Exergia do vapor .....                                              | 51 |
| 3.2.4 Exergia do bagaço .....                                             | 52 |
| 3.3 Exergia e cogeração, o porquê da importância da exergia .....         | 52 |
| 3.4 Eficiências térmicas .....                                            | 53 |
| 3.4.1 Eficiências para turbinas, bombas e compressores .....              | 53 |
| 3.4.2 Eficiência para caldeira convencional .....                         | 55 |
| 3.4.3 Eficiência global da planta pela 1ª Lei.....                        | 57 |
| 3.4.4 Eficiência global da planta pela 2ª Lei.....                        | 57 |
| 3.5 Índices de cogeração .....                                            | 58 |
| 3.5.1 Razão Potência-Calor .....                                          | 58 |
| 3.5.2 Razão Vapor-Bagaço .....                                            | 58 |

|                                                                          |    |
|--------------------------------------------------------------------------|----|
| 3.5.3 Razão Energia-Vapor.....                                           | 59 |
| 3.5.4 Relação Vapor-Cana Moída .....                                     | 60 |
| 3.5.5 Relação Potência Elétrica-Cana Moída .....                         | 60 |
| 3.5.6 Fator de Utilização de Energia.....                                | 60 |
| 3.5.7 Índice de Poupança de Energia .....                                | 61 |
| 3.5.8 Razão da Economia de Energia do Combustível .....                  | 62 |
| 3.5.9 Índice de Geração de Potência .....                                | 62 |
| 3.5.10 Índice de cogeração propostos pela ANEEL .....                    | 62 |
| 4 FORMULAÇÃO E METODOLOGIA PARA ANÁLISE TERMoeconômica E ECONômica ..... | 64 |
| 4.1 Fundamentos da análise termoeconômica .....                          | 64 |
| 4.1.1 Histórico da termoeconomia .....                                   | 65 |
| 4.1.2 Vertentes e metodologias da termoeconomia.....                     | 66 |
| 4.1.3 Teoria do custo exergético .....                                   | 67 |
| 4.2 Fundamentos da análise econômica.....                                | 72 |
| 4.2.1 Valor Presente Líquido .....                                       | 73 |
| 4.2.2 Taxa Interna de Retorno .....                                      | 75 |
| 4.2.3 Comparação entre as técnicas VPL e TIR .....                       | 75 |
| 4.3 Técnicas para estimativa do capital total investido.....             | 76 |
| 4.3.1 Custo dos equipamentos adquiridos .....                            | 77 |
| 4.3.2 Custo de instalação dos equipamentos adquiridos .....              | 78 |
| 4.3.3 Custo das tubulações.....                                          | 79 |
| 4.3.4 Custo do controle e instrumentação.....                            | 79 |
| 4.3.5 Custo dos materiais e equipamentos elétricos .....                 | 79 |
| 4.3.6 Custo do terreno.....                                              | 79 |
| 4.3.7 Custo do trabalho estrutural e arquitetônico.....                  | 79 |
| 4.3.8 Custo das instalações auxiliares .....                             | 80 |
| 4.3.9 Custo da engenharia e supervisão .....                             | 80 |
| 4.3.10 Custo da construção civil.....                                    | 80 |
| 4.3.11 Custos imprevistos .....                                          | 80 |
| 4.3.12 Custo de partida .....                                            | 81 |
| 5 DESCRIÇÃO DOS CASOS E APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS.....                 | 82 |
| 5.1 Considerações preliminares e desenvolvimento das simulações .....    | 82 |
| 5.1.1 Apresentação da planta antes da ampliação .....                    | 85 |

|                                                                                                                                                     |     |
|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| 5.2 Descrição dos casos .....                                                                                                                       | 87  |
| 5.2.1 Caso 1 - Variação do mix de produção de 40 a 80% para uma safra de 1.500.000 toneladas de cana e geração de 39,3 MW .....                     | 88  |
| 5.2.2 Caso 2 - Variação do mix de produção de 40 a 80 % para uma safra de 1.600.000 toneladas de cana e geração de 39,3 MW .....                    | 94  |
| 5.2.3 Caso 3 - Variação do mix de produção de 40 a 80 % para uma safra de 1.700.000 toneladas de cana e geração de 39,3 MW .....                    | 99  |
| 5.2.4 Caso 4 - Variação do mix de produção de 40 a 80 % para uma safra de 1.800.000 toneladas de cana e geração de 39,3 MW .....                    | 104 |
| 5.2.5 Síntese dos resultados de operação para os Casos .....                                                                                        | 109 |
| 5.2.6 Caso 5 - Variação do mix de produção de 40 a 80 % para uma safra de 1.500.000 a 1.800.000 toneladas de cana e geração de 45 MW .....          | 109 |
| 5.2.7 Caso 6 - Variação do mix de produção de 40 a 80 % para uma safra de 1.500.000 a 1.800.000 toneladas de cana e uma condensação de 70 t/h ..... | 111 |
| 5.3 Análise Termodinâmica .....                                                                                                                     | 112 |
| 5.3.1 Rendimento das turbinas .....                                                                                                                 | 112 |
| 5.3.2 Rendimento da planta.....                                                                                                                     | 113 |
| 5.4 Resultados termoeconômicos e econômicos.....                                                                                                    | 118 |
| 5.4.1 Resultados termoeconômicos e econômicos para uma geração de 39,3 MW em função da moagem e do mix .....                                        | 118 |
| 5.4.2 Resultados termoeconômicos e econômicos para uma geração de 45 MW em função da moagem e do mix .....                                          | 121 |
| 5.4.3 Resultados termoeconômicos e econômicos para uma condensação de 70 t/h, em função da moagem e do mix .....                                    | 123 |
| 5.4.4 Resultados termoeconômicos e econômicos em função da condensação e do mix, para uma moagem de 1.500.00 TC .....                               | 126 |
| 5.4.5 Resultados termoeconômicos e econômicos em função da moagem e do custo do bagaço, para uma condensação de 50 t/h e um mix de 40 % .....       | 129 |
| 5.4.6 Resultados termoeconômicos e econômicos em função da moagem e do custo do bagaço, para uma condensação de 50 t/h e um mix de 80 % .....       | 131 |
| 5.4.7 Resultados termoeconômicos e econômicos em função da moagem, do custo do bagaço e do mix de produção, para uma condensação de 50 t/h .....    | 134 |
| 5.4.8 Resultados econômicos para diferentes taxas de desconto.....                                                                                  | 135 |
| 5.4.9 Resultados na produção de açúcar, etanol e energia .....                                                                                      | 138 |

|                                                                                                                    |     |
|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| 6 CONCLUSÕES .....                                                                                                 | 140 |
| REFERÊNCIAS .....                                                                                                  | 142 |
| APÊNDICE A - O Processo de Regulamentação e de Comercialização de Energia ...                                      | 148 |
| A.1 Introdução .....                                                                                               | 148 |
| A.2 O modelo operacional do Setor Elétrico Brasileiro .....                                                        | 148 |
| A.3 Papéis dos agentes do Setor Elétrico Brasileiro.....                                                           | 150 |
| A.4 Objetivo do novo modelo.....                                                                                   | 151 |
| A.5 A Câmara de Comercialização de Energia Elétrica .....                                                          | 156 |
| A.6 Tipos de contratos .....                                                                                       | 158 |
| APÊNDICE B - Simulações para condensação de 50 t/h e 60 t/h.....                                                   | 163 |
| B.1 Síntese dos resultados de operação para 1.500.000 TC e condensação de 50 t/h<br>.....                          | 163 |
| B.2 Síntese dos resultados de operação para 1.600.000 TC e condensação de 50 t/h<br>.....                          | 163 |
| B.3 Síntese dos resultados de operação para 1.700.000 TC e condensação de 50 t/h<br>.....                          | 164 |
| B.4 Síntese dos resultados de operação para 1.800.000 TC e condensação de 50 t/h<br>.....                          | 164 |
| B.5 Resultados termoeconômicos e econômicos para uma condensação de 50 t/h, em<br>função da moagem e do mix .....  | 165 |
| B.6 Síntese dos resultados de operação para 1.500.000 TC e condensação de 60 t/h<br>.....                          | 166 |
| B.7 Síntese dos resultados de operação para 1.600.000 TC e condensação de 60 t/h<br>.....                          | 167 |
| B.8 Síntese dos resultados de operação para 1.700.000 TC e condensação de 60 t/h<br>.....                          | 167 |
| B.9 Síntese dos resultados de operação para 1.800.000 TC e condensação de 60 t/h<br>.....                          | 168 |
| B.10 Resultados termoeconômicos e econômicos para uma condensação de 60 t/h, em<br>função da moagem e do mix ..... | 168 |

## **PREÂMBULO**

Este trabalho tem como objetivo analisar diferentes cenários econômicos de um sistema cogrador do setor sucroalcooleiro, com excedentes de energia comercializados através de contratos. Desta forma, é possível avaliar a influência das variações de processo através da moagem, mix de produção e condensação no tempo e taxa de retorno dos investimentos realizados através da ampliação da unidade cogradora. Como resultado final, é calculado para cada cenário o rendimento global da planta e a taxa de retorno do investimento (TIR). Esse trabalho está associado a uma planta sucroalcooleira do oeste paulista, localizada no município de Sud Mennucci (SP) que, além da fabricação do açúcar e do álcool, passou, a partir de 2003, a investir na cogeração de energia e, conseqüentemente, sofreu algumas modificações na sua planta para atender esse objetivo.

No Capítulo 1 é apresentada a proposta e estrutura do presente trabalho, e um levantamento histórico do setor sucroalcooleiro, desde a origem da cana de açúcar na Oceania até sua disseminação no continente americano, no Brasil e no oeste paulista, região na qual se encontra a Usina estudada.

No Capítulo 2 são abordados aspectos gerais sobre cogeração de energia, levando-se em conta a sua evolução dentro do setor sucroalcooleiro, bem como seu potencial de geração de energia. Complementarmente, são apresentados alguns conceitos técnicos e econômicos necessários para o entendimento deste trabalho e de maneira geral o funcionamento do modelo energético nacional.

No Capítulo 3 é apresentada toda a formulação termodinâmica necessária para entendimento e cálculo dos índices de cogeração.

No Capítulo 4 é detalhada a metodologia da análise termoeconômica e econômica, bem como um breve histórico desta análise.

No Capítulo 5 são fornecidos os resultados de maneira comparativa, enfocando as vantagens econômicas de cada um dos casos. Nesse capítulo, ainda são feitas algumas considerações sobre os resultados obtidos.

No Capítulo 6 são apresentadas as conclusões deste trabalho, bem como sugestões para estudos futuros.

Para finalizar, são apresentadas referências bibliográficas relacionadas ao trabalho, bem como os apêndices no quais são apresentadas algumas informações adicionais.

# 1 INTRODUÇÃO

## 1.1 Atual situação da produção de energia do setor sucroalcooleiro

Atualmente, há 438 usinas no setor sucroenergético brasileiro, sendo que pouco mais de 100 fornecem eletricidade para o sistema elétrico, desta maneira, mais de 300 usinas ainda não exportam energia elétrica, e operam apenas para suprimento interno de energia. No estado de São Paulo, das 182 unidades existentes, apenas 54 usinas contribuem para o fornecimento de energia para o sistema elétrico (CEISE-BR, 2011).

Devido às incertezas existentes no setor e a falta de uma política setorial dedicada para estimular os investimentos necessários para aumentar esta participação na matriz elétrica, atualmente muitos projetos encontram-se parados, aguardando um momento mais favorável para serem realizados (UNICA, 2012).

Estes investimentos envolvem não somente a substituição de parques de geração, mas, também, a readequação do processo industrial de fabricação de açúcar e etanol para permitir a otimização energética, de forma a atenderem os requisitos da ANEEL e resultar em maiores excedentes de eletricidade para a rede elétrica. Ou seja, o conceito de *retrofit* (reformular a instalação existente) é mais amplo do que simplesmente o investimento apenas em geração de energia elétrica através da aquisição de uma caldeira e um turbogerador.

A cana apresenta uma média de 200 quilos de palha para cada tonelada de colmos, sendo que o processamento industrial destes colmos para extração do caldo e produção de açúcar e etanol resulta aproximadamente em 250 quilos de bagaço. A energia gerada pelas usinas utiliza, essencialmente, este bagaço como combustível, sendo a palha, por sua vez, queimada no campo, como forma de facilitar o corte manual da cana. A partir da década de 1990, tiveram início as primeiras iniciativas e regulamentações visando o estabelecimento da colheita sem queima.

Em 2007, a União da Indústria de Cana de Açúcar (UNICA) e o Governo do Estado de São Paulo assinaram o Protocolo Agroambiental do Estado de São Paulo que promoveu a antecipação do marco legal que determinava metas para a mecanização da colheita e a redução das queimadas. Assim, o prazo estabelecido para o fim da queima da palha em áreas mecanizáveis foi reduzido de 2021 para 2014, e, em áreas não mecanizáveis, de 2031 para 2017 (CEISE-BR, 2011).

A palha restante da colheita sem a queimada é deixada no campo para formação de uma cobertura vegetal que se decompõe gradualmente, agregando nutrientes ao solo, a recuperação de parte desta palha apresenta uma oportunidade ímpar de se agregar um novo combustível para a geração de energia além do bagaço. Esse novo combustível apresenta um poder calorífico inferior (13.151 kJ/kg) superior ao do bagaço (7.736 kJ/kg) de acordo com Hassuani, Leal e Macedo (2005), porém seu recolhimento, limpeza e preparo acarretam também custos operacionais e necessidade de investimentos significativos, que ainda aparecem como casos isolados, como é o caso dos sistemas de limpeza de cana a seco.

Dentre as vantagens da produção de energia através da biomassa de cana é importante destacar, o fato de ser uma energia renovável que contribui para a redução das emissões de gases geradores do efeito estufa, podendo substituir outras fontes de origem fóssil.

Outro diferencial é sua localização geralmente próxima dos centros consumidores, diminuindo os gastos com linhas de transmissão em alta tensão, além de ser complementar ao sistema hidrelétrico, gerando energia em plena capacidade no período de menor índice pluviométrico, contribuindo para a manutenção dos níveis dos reservatórios.

Na atualidade diversos estudos apontam novas oportunidades de geração de adicionais de energia pelo setor sucroenergético através da reforma e modernização das plantas atuais ou através do aproveitamento da palha e da vinhaça para geração de bioeletricidade. É estimado que a capacidade do Brasil de produção de energia através da queima de biomassa de cana possa atingir até 13.000 MW médios, equivalente a 3 usinas de Belo Monte (UNICA, 2012).

Para que este potencial energético seja atingindo é necessário que sejam feitos investimentos em projetos existentes e em novas plantas. Desta maneira, este trabalho pode ajudar a orientar algumas análises para ampliações de projetos de cogeração existentes.

### **1.3 Objetivos**

O presente trabalho propõe modelar e simular diferentes configurações de uma usina de açúcar e álcool realizando, para tanto, análises termodinâmica, termoeconômica e econômica da mesma em virtude da variação da quantidade de cana

processada, do mix de produção de açúcar e álcool e das vazões de condensação para as turbinas.

A usina considerada situa-se na região do noroeste paulista e foi referência no setor quando iniciou em 2003 um processo de modernização de sua central termoeletrica. O projeto entrou em operação em 2005 contando com uma caldeira com capacidade de produção de 150 t/h de vapor a 530°C/70 kgf/cm<sup>2</sup>, uma turbina de contrapressão de 10 MW e outra turbina de extração-condensação de 32 MW.

Em 2010 uma parte do projeto de cogeração, que seria montado em uma nova unidade do grupo, foi transferido para a usina existente e, em 2011, entrou em operação uma segunda caldeira de 120 t/h a 530°C/70 kgf/cm<sup>2</sup> e uma nova turbina de extração-condensação de 25 MW. Devido a esta ampliação foi identificada a necessidade de algumas mudanças na configuração de operação de forma a atender os contratos de energia comercializados além da priorização do mix de produção essencialmente açucareiro.

Nas simulações foi considerada uma variação do mix de produção de 40 a 80 % para moagens de 1.500.000 a 1.800.000 toneladas de cana e uma variação de vazão de condensação de 50 a 70 t/h. Para estes casos, foram respeitadas as capacidades de operação da planta até o limite nominal de moagem (340 toneladas de cana por hora) e o limite de condensação (70 toneladas de vapor por hora).

Através dos resultados obtidos, deseja-se demonstrar que a cogeração é um investimento economicamente atrativo, mesmo face às incertezas vividas pelo setor em razão de adversidades climáticas e falta de políticas setoriais exclusivas para esta fonte geradora, que hoje encontra na energia eólica, com custo de produção de R\$ 100/MWh (PEREIRA, 2012), seu principal concorrente nos leilões de energia renovável.

#### **1.4 Revisão de literatura**

Nos últimos anos, têm surgido diversos trabalhos relacionados à análise energética, exergética e termoeconômica de sistemas aplicados às usinas de açúcar e álcool e verifica-se que a produção nesta área continua intensa até hoje, o que demonstra a preocupação dos pesquisadores com o tema. A seguir serão apresentadas resumidamente algumas publicações que serviram como referência para o desenvolvimento do presente trabalho.

Walter (1994) tratou da cogeração e da produção independente de eletricidade, como formas de geração descentralizada de energia elétrica e, em especial, da viabilidade e das perspectivas dessas tecnologias junto ao setor sucroalcooleiro no Brasil, levando-se em conta a expansão da agroindústria canavieira. Foram analisadas várias alternativas de geração elétrica em larga escala e determinadas as principais características técnicas de cada sistema, tais como: a capacidade de geração, a produção de energia elétrica, a disponibilidade de excedentes e a demanda de biomassa. Esses resultados permitiram identificar o potencial das tecnologias de maior viabilidade técnica e econômica, a partir da consideração de cenários alternativos de crescimento da produção de cana no Estado de São Paulo e da identificação das usinas mais adequadas para esses empreendimentos.

Barreda Del Campo e Llagostera (1996) avaliaram três configurações de sistemas de cogeração em usinas de açúcar, visando à produção de excedentes de energia elétrica passíveis de comercialização. Foi estudada a influência dos parâmetros do vapor, da eficiência das caldeiras e, para as configurações de melhor desempenho, da dependência da geração de eletricidade em função da demanda de vapor de processo. Foram efetuadas análises exergéticas das alternativas mais significativas e, finalmente, avaliações econômicas das configurações que se apresentaram mais promissoras.

Carpio et al. (1999) apresentaram critérios de avaliação termodinâmica para sistemas de cogeração em usinas de açúcar, analisando dois sistemas de cogeração, um com turbina de contrapressão operando a 2,1 MPa e 300 °C e outro com turbina de extração-condensação operando a 8,0 MPa e 450 °C. Foi analisada também a possibilidade de utilização de combustíveis auxiliares para o período da entressafra, tais como palha de cana, eucalipto e gás natural. Além disso, foi determinado o custo de geração de eletricidade para cada caso. Os autores concluíram que o sistema com turbina de condensação e com duas extrações apresentou eficiência de 66 % contra 42 % do sistema de contrapressão, além de ter uma taxa de economia da energia do combustível de quase sete vezes. Como alternativas de geração fora da safra, o gás natural foi o combustível que apresentou o menor custo seguido pela palha de cana, se considerado custos de colheita e transporte inferiores a R\$ 25,00 por tonelada.

Corrêa Neto (2001) avaliou a viabilidade técnica e econômica de projetos de geração de energia elétrica utilizando como combustível o bagaço, a palha e as pontas da cana-de-açúcar, como opção complementar à expansão do sistema elétrico brasileiro. A tecnologia analisada foi de geração termelétrica com ciclo combinado, operando em

cogeração, integrado a sistemas de gaseificação de biomassa para a produção de gás combustível, com e sem adição de gás natural.

Higa e Bannwart (2002) realizaram algumas simulações e análises térmicas de uma planta produtora de açúcar e álcool visando otimizar a produção de excedente de energia elétrica e encontrar a melhor forma de recuperação de calor e integração térmica do processo. Foram consideradas diferentes tecnologias de cogeração e de arranjos de evaporadores de múltiplos efeitos. Os resultados obtidos demonstraram que diferentes configurações requeriam também diferentes medidas e estabeleceram algumas prioridades, que podem ser adotadas em diversos níveis de investimentos econômicos. Além das diferenças na integração da usina no sistema de cogeração para a economia de bagaço, ou para o aumento da geração de energia elétrica excedente, foi possível concluir que as medidas para alcançar esses objetivos devem ser priorizadas de acordo com o consumo de vapor de processo e a integração de evaporadores de múltiplos efeitos.

Sánchez Prieto (2003) realizou uma detalhada análise energética e exergética, visando determinar as eficiências de primeira e segunda lei da termodinâmica para os principais equipamentos de duas plantas de usinas sucroalcooleiras, bem como o consumo de combustível envolvido, além de alguns índices de desempenho típicos de sistemas de cogeração. O objetivo fundamental da avaliação foi determinar os custos dos principais fluxos do sistema, considerando os custos como se fosse uma instalação nova, com taxa de juros de 15 % ao ano e um período de amortização de 15 anos. Foi avaliada a variação do custo de bagaço e sua influência nos custos dos fluxos da planta e dada ênfase na potência elétrica e nos índices de desempenho.

Fiomari (2004) realizou análises energética e exergética de cinco plantas de vapor de uma usina sucroalcooleira. As plantas consideradas foram baseadas na expansão do sistema de cogeração da Destilaria Pioneiros, iniciada em 2003 e finalizada em 2005. Através da primeira e segunda leis da termodinâmica, foi possível avaliar a eficiência e a geração de calor e potência para cada componente (caldeiras, turbinas, condensadores e bombas) que compunham as plantas avaliadas, bem como o aproveitamento global de energia em cada uma delas. Através de índices baseados na primeira lei da termodinâmica, foi possível comparar todas as plantas consideradas. Além disso, foram calculados alguns indicadores que são bastante comuns em usinas de açúcar e álcool, como o consumo específico de vapor nas turbinas ou o consumo específico de vapor de processo. Algumas análises de sensibilidade foram feitas para

avaliar o comportamento do aproveitamento global de energia de um ciclo com turbina de extração-condensação levando em consideração a variação de parâmetros como a eficiência da caldeira, o consumo de vapor de processo e a taxa de condensação na turbina de extração-condensação. Observou-se que a eficiência da planta foi bastante sensível à variação da taxa de condensação quando o volume de condensado foi considerado no cálculo da eficiência, bem como o aumento da eficiência quando se aumentou a demanda do vapor de processo.

Walter e Llagostera (2006) realizaram uma análise da viabilidade da utilização de ciclos combinados com *co-firing* baseado na gaseificação dos resíduos da cana de açúcar (bagaço e palha) e aproveitamento do gás natural. A análise foi baseada nos custos de investimento de capital e de operação e manutenção de tais ciclos, levando em conta os custos atuais e de médio prazo das tecnologias BIG-CC (*Biomass Integrated Gasification - Combined Cycle*) em desenvolvimento. Foi concluído que uma profunda redução dos custos de investimentos nas tecnologias de gaseificação, bem como do custo do gás natural, são pontos chave para fazer a tecnologia BIG-CC competitiva frente às outras opções existentes no mercado para a produção de eletricidade.

Ensinas et al. (2006) analisaram diferentes opções de sistemas de cogeração em usinas sucroalcooleiras com objetivo principal de verificar as possibilidades do aumento da geração de eletricidade. Foram consideradas quatro opções, sendo a primeira a utilização da tradicional turbina de contrapressão; a segunda a utilização de uma moderna turbina de extração-condensação; a terceira a utilização de um gaseificador de bagaço, uma turbina a gás e uma caldeira de recuperação e, por fim, a quarta com configuração de ciclo combinado integrado com a gaseificação da biomassa. Vale destacar que a análise da potência das plantas foi realizada junto com a redução da demanda de vapor do processo de produção de açúcar, uma vez que esses dois sistemas estão interligados. Através dos resultados obtidos foi concluído que existe um potencial significativamente grande para o aumento da produção de eletricidade usando o bagaço e a palha da cana como combustíveis na entressafra, principalmente com ciclos a vapor que utilizam turbinas de extração-condensação.

Zanetti, Pellegrini e Oliveira Junior (2006) apresentaram um sistema de cogeração de energia para uma usina sucroalcooleira, com utilização de bagaço de cana-de-açúcar e gás natural, visando maximizar a produção de eletricidade. Para este sistema, foram propostas diversas estratégias de operação para uma mesma planta de utilidade, sendo uma delas a utilização de todo o bagaço na gaseificação e

complementação de gás natural na turbina a gás de forma a atender a demanda de vapor da usina (sem queima de bagaço na caldeira de recuperação), e outra forma de operação com o envio de uma determinada quantidade de bagaço ao gaseificador para acionar uma turbina a gás, sendo o excedente queimado na caldeira de recuperação de forma a maximizar a quantidade de vapor produzida. Por fim, concluiu-se que, a maximização da produção de energia elétrica implicaria no comprometimento do rendimento exergético do sistema, devido ao aumento das irreversibilidades na caldeira.

Ensinas et al. (2007) analisaram a redução da demanda de vapor no processo industrial de uma usina com acionamentos eletrificados e com sistema de evaporação de cinco efeitos. Foram apresentadas quatro configurações de plantas, considerando desde plantas convencionais com turbina de contrapressão até a gaseificação do bagaço em ciclo combinado. Foi verificado que para os ciclos de vapor tradicionais, uma quantidade significativa de bagaço excedente pode ser obtida com o processo de redução da demanda de vapor. Além disso, a gaseificação da biomassa se mostrou como uma importante alternativa a longo prazo, permitindo um incremento de mais de 70 % na geração de eletricidade.

Seabra (2008) investigou as opções tecnológicas envolvendo o aproveitamento do bagaço e da palha da cana considerando diversas tecnologias, como a geração de energia elétrica através da cogeração com ciclos a vapor (opção atualmente comercial), cogeração com gaseificação da biomassa integrada a ciclos combinados, além da produção de etanol através da hidrólise e produção de combustíveis a partir da gaseificação da biomassa. Foi avaliado que opções atualmente comerciais já propiciariam a geração de excedentes de energia elétrica superiores a 140 kWh/tc, com custos em torno de R\$ 100,00/MWh, para os casos de cogeração com alta pressão e uso de alguma palha em conjunto com o bagaço. No entanto, é esperado que, no futuro, sistemas de cogeração com ciclos combinados integrando a gaseificação da biomassa deverão permitir que os níveis de excedentes ultrapassem os 200 kWh/tc, mas com custos também superiores (>140 R\$/MWh).

Bocci, Di Carlo e Marcelo (2009) estudaram a eficiência energética utilizando dados reais de uma usina sucroalcooleira antiga e exploraram possíveis melhorias como utilizar o ciclo de Rankine com temperatura e pressão mais elevadas e configurações inovadoras com gaseificador e turbina a gás. Os autores mostraram que as configurações inovadoras para a usina podem aumentar o potencial de cogeração do

bagaço da cana, aumentando significativamente a energia elétrica produzida com combustíveis renováveis.

Romão Júnior (2009) analisou a possibilidade da utilização da palha como combustível suplementar para caldeiras convencionais de alta pressão (para bagaço), possibilitando, assim, um aumento de geração de energia excedente com a possibilidade de ser exportada para comercialização. Foram realizados estudos de perdas, ganhos e investimentos com a introdução da palha na indústria, através de análises termodinâmicas de geração de energia; produção de álcool e açúcar; além das eficiências de equipamentos, como colhedoras de cana, sistema de lavagem de cana a seco, picador de palha, caldeira de alta pressão, entre outros. Foi verificado que o uso da palha como combustível complementar ao bagaço, em caldeiras convencionais de alta pressão, se trata de uma boa opção para aumentar a geração de energia na usina, além de ser financeiramente vantajoso para a empresa, pois aumenta consideravelmente a receita final da usina, além de gerar uma energia limpa e renovável.

Pellegrini e Oliveira Júnior (2010) realizaram uma análise exergética de diferentes alternativas para plantas de cogeração, considerando sistemas convencionais com turbinas de contrapressão, utilização de turbinas de extração-condensação, sistemas a vapor supercríticos e ciclos com integração da gaseificação da biomassa. Foi observado que maiores eficiências termodinâmicas do sistema de cogeração permitiriam uma redução no custo exergético do etanol, do açúcar e da eletricidade. Além disso, plantas convencionais de vapor permitiriam um excedente de eletricidade de até 80 kWh/tc, dependendo do consumo de vapor no processo, e haveria a possibilidade de gerar um excedente de mais de 200 kWh/tc, utilizando tecnologias mais avançadas, como a gaseificação da biomassa.

Pellegrini, Oliveira Júnior e Burbano (2010) apresentaram um estudo termodinâmico e termoeconômico comparativo de novas tecnologias para plantas de usinas sucroalcooleiras. As configurações estudadas compreendem ciclos a vapor supercríticos, com níveis de pressão e temperatura do vapor atingindo 300 bar e 600 °C, respectivamente. As tecnologias de ciclos supercríticos permitiriam que a geração de eletricidade excedente atingisse cerca de 150 kWh/tc. Além disso, o custo exergético da eletricidade gerada poderia ser reduzido em até 50 % com o ciclo a vapor.

Dias et al. (2010) realizaram a simulação de plantas de usinas com otimização da demanda de vapor de processo utilizando conceitos da Análise Pinch. Diferentes sistemas de cogeração foram analisados: um ciclo Rankine simples, com turbinas de

contrapressão, ciclo a vapor com turbina de condensação e o sistema BIG-CC (*Biomass Integrated Gasification - Combined Cycle*), com gaseificação do bagaço da usina. A integração térmica permitiu a redução da demanda de vapor da usina para valores abaixo de 230 kg de vapor por tonelada de cana moída, em contraste com os valores típicos de 380 a 450 kg/tc do setor.

Oliveira (2011) apresentou uma análise de aproveitamento energético dos resíduos gerados pela produção agrícola brasileira através da geração de eletricidade distribuída. Em seu trabalho foi verificada a viabilidade do investimento através da análise dos custos da eletricidade produzida a partir de diferentes resíduos. Os resultados mostraram que a agroeletricidade ainda é dependente de incentivos e condições específicas, como um alto fator de capacidade associado a um baixo custo logístico da biomassa, para que seja viável.

Hoffelder (2011) fez uma análise sobre o uso de novas fontes de energia para substituição dos combustíveis fósseis para geração de energia. O Brasil é um país emergente neste mercado, por possuir um grande potencial agrícola e disponibilidade de grandes áreas para plantio. Foram avaliados os benefícios ambientais e econômicos da substituição dos combustíveis fósseis por Pellets de bagaço de cana-de-açúcar. A avaliação do impacto ambiental deste combustível foi feita através do estudo de emissões de GEE (gases de efeito estufa) na agricultura e industrialização da cana-de-açúcar. Em termos econômicos, foi feito o estudo de viabilidade econômica da implantação de uma indústria de Pellets de bagaço de cana-de-açúcar na cidade de Ribeirão Preto. Conclui-se a partir dos resultados obtidos neste trabalho que os Pellets de bagaço de cana-de-açúcar têm futuro promissor, sendo o Brasil um dos países com grande crescimento neste mercado.

Winck (2012) destacou o uso de fontes alternativas de energia pelo impacto ambiental e seu crescente uso para produção de energia elétrica através de plantas de cogeração de potências abaixo de 1 MW. O modelo utilizado para o estudo de caso foi avaliado economicamente levando-se em consideração os ganhos com a venda de energia elétrica e os custos de implantação, manutenção e transporte da matéria prima, além de ser feita uma comparação com outras fontes alternativas de energia como a solar e eólica.

Morgado (2012) apresentou um trabalho com o objetivo de analisar o comportamento do mercado de energia elétrica brasileiro nos últimos anos, tanto do ponto de vista econômico e a evolução de cada fonte de geração de energia de forma

detalhada, assim como os investimentos no setor, peculiaridades da matriz energética brasileira e o histórico de preços de energia. Após uma visão geral, com base nos dados apresentados, traçam-se tendências de evolução do setor elétrico.

Rego (2012), após análise de 21 leilões de comercialização de energia elétrica no ambiente de contratação regulada entre o período de 2005 a 2011, mostrou a vantagem da cogeração através do bagaço de cana nos períodos secos, podendo servir como *backups* das fontes hidrelétricas, permitindo um aproveitamento mais racional dos recursos hídricos nos períodos chuvosos. Por fim, o trabalho apresenta a combinação entre as fontes hidrelétricas, biomassa da cana-de-açúcar e eólica como alternativa à diversificação das fontes de geração de forma complementar.

Tatoni (2012) comentou sobre o crescente interesse na geração de energia através da biomassa de cana de açúcar e sobre o imenso potencial ainda a ser explorado. Dentro deste contexto o autor propôs a análise e tomada de decisão de investimentos em projetos de cogeração através da utilização da Teoria das Opções Reais, a fim de simular a volatilidade dos preços da energia ao longo dos anos. Sua análise envolveu 3 diferentes usinas com capacidade de moagem de 2, 4 e 6 milhões de toneladas de cana ano-safra, respectivamente, para diferentes valores de energia, mostrando uma maior probabilidade de viabilização do investimento em usinas de grande porte.

Ferreira (2012) destacou o aumento da demanda por pesquisas sobre novas fontes de geração de energia para produção de combustíveis e eletricidade de forma que não agredam ao meio ambiente e possam sustentar o consumo existente e o crescimento econômico. Baseado na safra de 2009/2010, onde foi produzido cerca de 182.000.000 de toneladas de bagaço, dando um potencial de produção de cerca de 25,93 bilhões de litros de etanol derivado do bagaço (2ª geração), e 196.383 GWh de energia elétrica renovável. O trabalho apresentou um comparativo entre duas tecnologias diferentes de energia, utilizando bagaço de cana para geração de energia e etanol. Os resultados mostraram que o uso de bagaço de forma isolada para gerar eletricidade é mais vantajoso do que a produção energética de etanol de segunda geração, sendo que a planta atingiu uma eficiência energética de 51,84 % contra 30,83 %. No entanto, com o acoplamento de uma central de cogeração à fábrica de etanol, utilizando um excedente de bagaço e o aproveitamento da lignina obtida no processo de hidrólise do bagaço, a eficiência energética da planta atingiu 64,81 %.

## **2 A COGERAÇÃO E SUA INSERÇÃO ATUAL**

### **2.1 Introdução à cogeração**

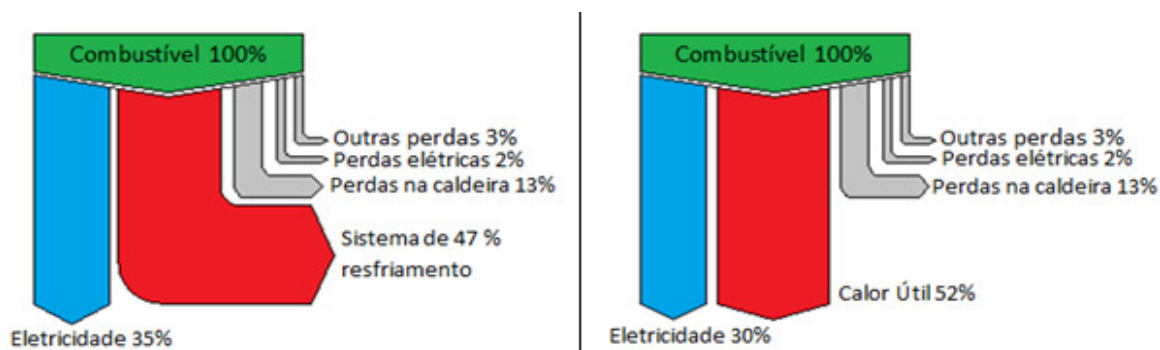
O termo “cogeração” é utilizado para designar os processos de produção combinada de energia térmica e potência elétrica ou mecânica, através da energia liberada por uma mesma fonte, qualquer que seja o ciclo termodinâmico. Normalmente, são usados os Ciclos Rankine, que são aqueles que empregam turbinas a vapor; os Ciclos Brayton, que utilizam turbinas a gás; ou a mistura de ambos, nos chamados Ciclos Combinados.

A geração de energia de forma convencional, através de transformação de combustíveis fósseis como o carvão mineral, gás natural, óleos pesados, tem uma eficiência entre 35 a 60 % (BARJA, 2006), sendo que boa parte da energia total acaba sendo liberada como uma fonte de calor residual, até então pouco aproveitada. Em paralelo, a produção de energia térmica através da utilização de caldeiras de produção de vapor, tem uma eficiência entre 80 e 90 %, sendo menor o residual de energia perdida (MARTINS, 2006).

Através das combinações destes ciclos, é possível aumentarmos a eficiência no processo de geração de energia e calor de forma simultânea, podendo atingir eficiências ordem de 75 a 90 % (WALTER, 1994), pelo fato de serem obtidos dois produtos de valores distintos através de uma mesma fonte de energia tornando os sistemas de cogeração tão atrativos.

Barja (2006) comparou dois sistemas, para uma mesma quantidade de combustível consumida, o primeiro forneceria energia elétrica com um rendimento de 35 %, resultando num total de perdas de 65 %. Ao utilizar-se o calor residual com o processo de cogeração agregado, a eficiência elétrica pode ser reduzida, assumida neste caso em 30 %, porém as perdas totais se restringem a 18 %, devido à utilização do vapor no processo industrial, totalizando uma eficiência energética global de 82 %. Um balanço térmico é ilustrado na Figura 1 (BARJA, 2006).

Figura 1 - Balanço térmico típico de planta de geração pura operando em ciclo a vapor à esquerda e balanço térmico de uma planta semelhante, com sistema de cogeração agregado à direita.



Fonte: Barja (2006).

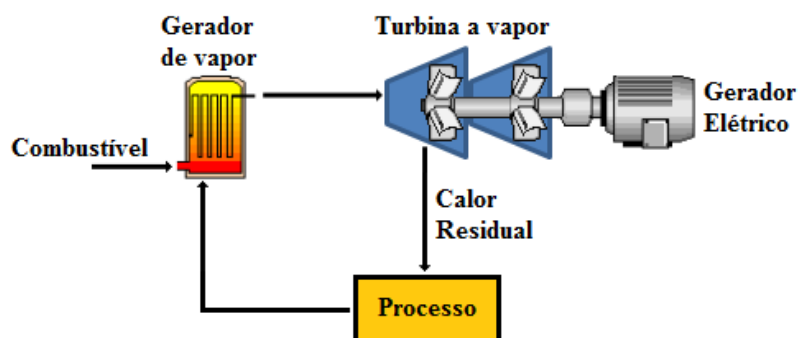
As usinas do setor sucroalcooleiro podem ser consideradas exemplos típicos de sistemas de cogeração, pois operam a partir da queima de uma fonte de energia primária (bagaço da cana), gerando vapor que será fornecido às turbinas responsáveis pela geração de potência elétrica ou mecânica e, também, o vapor, utilizado como fonte térmica para o processo de produção de açúcar e etanol.

## 2.2 Arranjos de sistemas de cogeração

Existem duas possibilidades de arranjo para o consumo e produção de energia térmica e elétrica, de acordo com sua ordem de produção.

O ciclo *topping*, indiciado na Figura 2, é o mais encontrado na prática, especialmente no setor sucroalcooleiro. Neste ciclo, o vapor é utilizado para produzir primeiramente potência elétrica, sendo que a energia térmica resultante é recuperada e depois utilizada no processo produtivo.

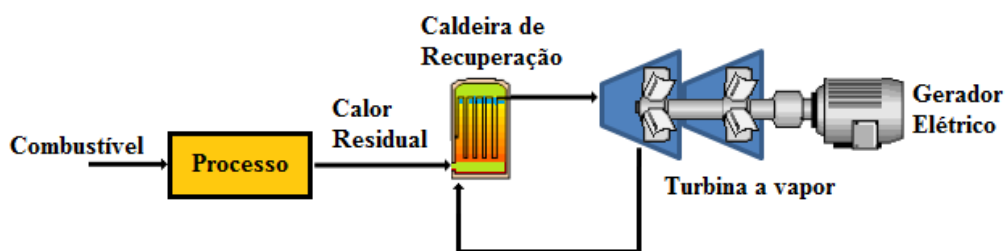
Figura 2 - Esquema de uma planta operando em Ciclo *Topping*.



Fonte: Elaboração do autor.

O ciclo *bottoming*, apresentado na Figura 3, é mais específico de alguns processos químicos onde a energia térmica residual de alguns processos que precisam de alta temperatura é empregada para a produção de energia elétrica, situação esta mais comum em petroquímicas (SÁNCHEZ PRIETO, 2003).

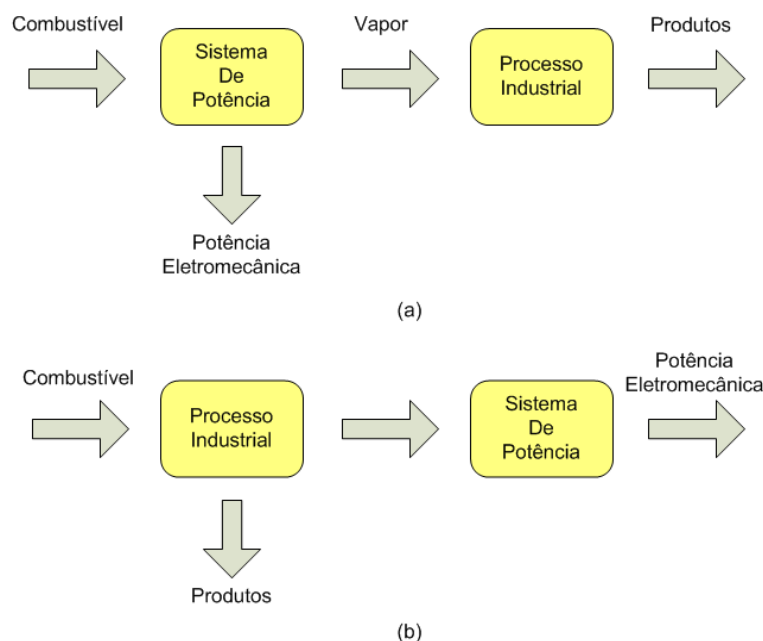
Figura 3 - Esquema de uma planta operando em Ciclo *Bottoming*.



Fonte: Elaboração do autor.

A Figura 4 apresenta um esquema de fluxos para os dois tipos de ciclos, no ciclo *topping* o calor utilizado pelo processo se encontra em condições de temperatura muito inferiores ao calor utilizado no ciclo *bottoming*, desta maneira, primeiro acontece a geração de potência eletromecânica, para depois ser atendida a necessidade do processo, geralmente situações de aquecimento, evaporação e secagem.

Figura 4 - Fluxos de processos para os ciclos *topping* (a) e *bottoming* (b).



Fonte: Elaboração do autor.

### 2.3 Vantagens da cogeração

Desde que a cogeração seja otimizada e atenda a demanda de calor, podemos encontrar os seguintes benefícios segundo o Educogen (2001):

- Aumento da eficiência na conversão de energia (30 a 40 % para 70 a 85 %);
- Queda nas emissões para o ambiente, principalmente de CO<sub>2</sub>;
- Disponibilidade de biomassa ou rejeitos de processos, gases de refinaria e processos que possam ser utilizados como combustíveis reduzindo a necessidade e custos para armazenagem ou eliminação destes resíduos;
- Grande economia de energia e consequente queda do custo de produção;
- Geração de energia e redução de custos com possibilidade de comercialização de excedentes.

Uma planta de cogeração devidamente elaborada e operando corretamente sempre proporcionará uma eficiência energética superior quando comparada a uma planta convencional, resultando em economia de energia e custos.

Embora a rentabilidade da cogeração seja resultado da energia elétrica produzida a baixo custo, o seu sucesso depende principalmente da demanda térmica adequada à

planta, ou seja, deve existir uma demanda relativamente constante de calor ao longo do ano, ao menos 4500 horas/ano (EDUCOGEN, 2001).

A sazonalidade na produção também é importante, seja devido à produção de insumos ou disponibilidade de combustível quanto para comercialização da energia; alterações tarifárias, incentivos devido à época ou período de escassez, etc..., são fatores que também devem ser levados em conta na análise para implantação do sistema.

A operação em paridade térmica é usada pelas usinas sucroalcooleiras, ou seja, elas têm sua geração de vapor ditada pelo consumo da unidade de processo, caracterizando um sistema de cogeração operando em ciclo *Topping*.

## **2.4 A cogeração no Setor Elétrico Brasileiro**

Na década de 1970 a cogeração ganhou importância mundial após a crise do petróleo, mas apenas na década de 1980 é que começou a ser priorizada no Brasil, visando à minimização dos impactos ambientais provocados por outras fontes (PASSOLONGO, 2011).

Nos últimos anos o setor elétrico brasileiro sofreu mudanças estruturais inovadoras, de ordem institucional e em nível de regulamentação, que alteraram sensivelmente o panorama, até então estável e controlado pelo governo, para um ambiente competitivo com uma diversificação da matriz energética.

Dentro deste contexto, em 1996 foi criada a Agência Nacional de Energia Elétrica (ANEEL) com o objetivo de regular e fiscalizar a geração, transmissão, distribuição e comercialização da energia elétrica. Posteriormente, em 1998 foram criados o Operador Nacional do Sistema Elétrico (ONS), responsável pelo controle e operação das instalações de geração e transmissão de energia elétrica, e o Mercado Atacadista de Energia (MAE), responsável pelas transações de compra e venda de energia elétrica.

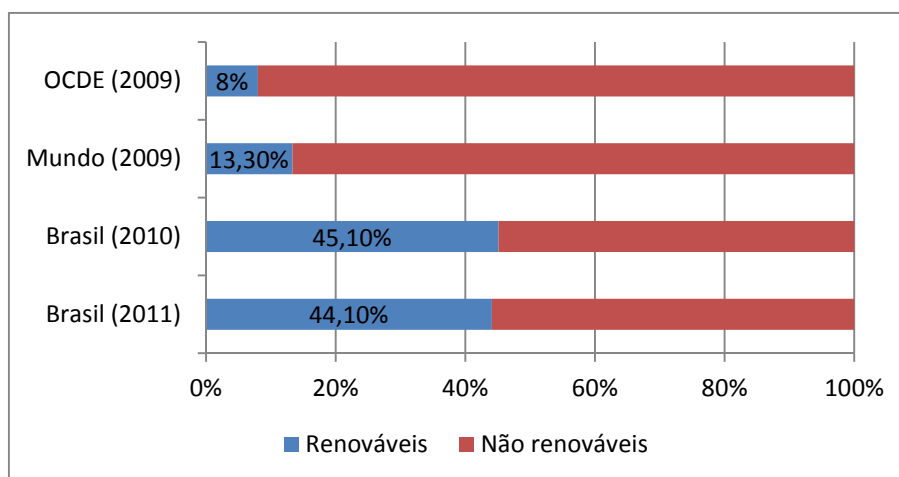
No início de 2000 foi instituído o Programa Prioritário de Termelétricidade (PPT), visando à implantação de usinas termelétricas e centrais de cogeração a gás natural e, posteriormente, em 2002, foi criado o Programa de Incentivos às Fontes Alternativas de Energia Elétrica (PROINFA), permitindo a contratação de energia produzida por fontes alternativas renováveis (eólica, biomassa e pequenas centrais hidrelétricas).

Em 2004 foi criada a Empresa de Pesquisa Energética (EPE), com a finalidade de realizar estudos e pesquisas destinadas a subsidiar o planejamento do setor energético, e a Câmara de Comercialização de Energia Elétrica (CCEE), com a finalidade de viabilizar a comercialização de energia elétrica no Sistema Integrado Nacional.

Por fim, no ano de 2005 entrou em vigor o Protocolo de Quioto, permitindo a comercialização de créditos de carbono oriundos, dentre outras fontes, da cogeração.

A Figura 5 mostra uma redução de 1 % na participação das fontes renováveis na Matriz Energética do Brasil comparado a 2010, ficando em 44,1 % para o ano de 2011. Ainda bem acima da média mundial que encerrou o período de 2011 em 13,3 % e entre os países membros da Organização para a Cooperação e Desenvolvimento Econômico (OCDE), que ficou em 8,0 % (EPE, 2012).

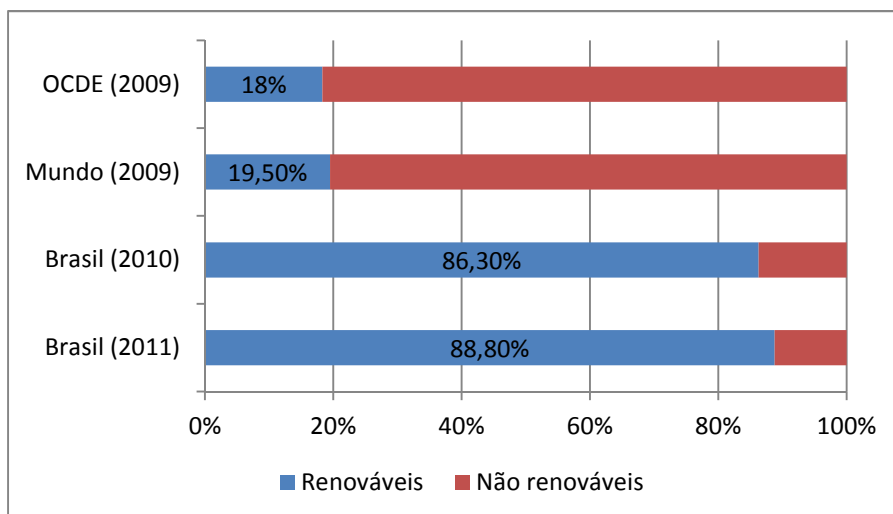
Figura 5 - Participação de fontes renováveis na Matriz Energética Brasileira em 2011.



Fonte: EPE (2012).

A Figura 6 mostra a distribuição das fontes renováveis e não renováveis na Matriz Energética Brasileira, em 2011, houve um aumento de 2,5 % comparado ao ano anterior, na participação de fontes renováveis na Matriz Elétrica do Brasil, chegando em 88,8 %.

Figura 6 - Participação de fontes renováveis na Matriz Elétrica Brasileira em 2011.



Fonte: EPE (2012).

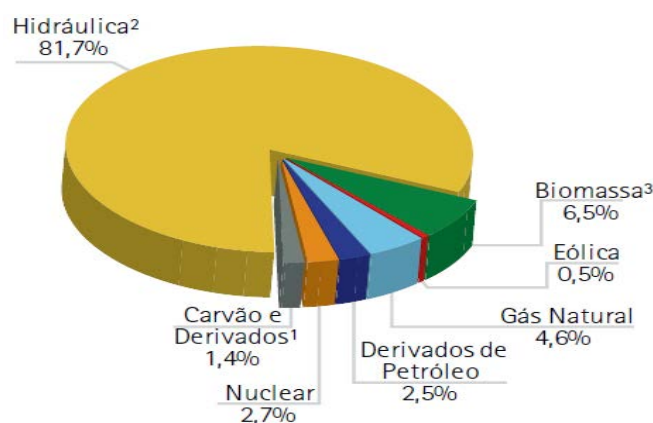
O Balanço Energético Nacional 2012, elaborado pela Empresa de Pesquisa Energética (EPE), mostrou um aumento de 6,3 % na produção hidrelétrica totalizando 14,7 % da oferta total desta fonte na Matriz Energética, devido a condições hidrológicas favoráveis.

Houve a redução na produção de bioeletricidade a partir da biomassa da cana-de-açúcar, associada a menor oferta de etanol no mercado por consequência da quebra de safra 2010/2011 de 9,8 %, caindo para 15,7 % a sua participação na oferta total de energia na Matriz Energética.

A fonte eólica totalizou geração de cerca de 2,7 GWh em 2011, número 24,2 % maior na comparação com 2010, ainda correspondendo a 0,5 % na Matriz Energética.

A Figura 7 mostra a distribuição das várias fontes de energia que constituem a Matriz Elétrica Brasileira, segundo dados do Balanço Energético Nacional referente ao ano de 2011 efetuado pelo MME - Ministério de Minas e Energia e pela EPE - Empresa de Pesquisa Energética (EPE, 2012).

Figura 7 - Distribuição da Matriz Elétrica Brasileira em 2011.



Fonte: EPE (2012).

A Tabela 1 mostra uma comparação entre as principais fontes na Matriz Elétrica e Matriz Energética Brasileira em 2011 (EPE, 2012).

Tabela 1 - Participação das principais fontes nas Matrizes Elétrica e Energética Brasileira em 2011.

| Fonte                | Matriz Elétrica  | Matriz Energética  |
|----------------------|------------------|--------------------|
| Hidráulica           | 81,70 %          | 14,65 %            |
| Biomassa de cana     | 6,50 %           | 14,65 %            |
| Petróleo e derivados | 2,50 %           | 38,63 %            |
| Gás natural          | 4,60 %           | 10,14 %            |
| Demais fontes        | 4,70 %           | 21,92 %            |
| <b>Total</b>         | <b>467,0 TWh</b> | <b>272,3 MTEP*</b> |

Nota: \*MTEP – Milhões de toneladas equivalentes de petróleo.

Fonte: Dados da pesquisa do autor.

Na matriz elétrica verifica-se ainda a predominância de longa data da fonte hidráulica 81,70 % (usinas hidrelétricas), seguida pela biomassa 6,5 %, gás natural, 4,6 % derivados do petróleo 2,5 %.

A baixa participação da produção de eletricidade por meio da cogeração, correspondendo a algo em torno de 6,5 % do total, mostra que existe um grande espaço para crescimento, principalmente no que se diz respeito ao setor sucroalcooleiro e, também, em relação ao gás natural.

O estímulo à geração independente e distribuída, além do aumento da geração de energia elétrica através da cogeração em indústrias, tem sido crescente no sentido de se evitar a ocorrência de uma nova crise, como a que ocorreu em 2001. Dentro deste

contexto, o setor sucroalcooleiro merece uma posição de destaque, pois pode contribuir, e muito, para a produção de energia elétrica excedente para comercialização.

## **2.5 Desenvolvimento da cogeração no setor sucroalcooleiro**

A cogeração teve grande aceitação e desenvolvimento no setor sucroalcooleiro fundamentalmente em razão da sua adequação, pois o combustível empregado é um rejeito do processo de fabricação, agora com valor agregado (biomassa), e os produtos do sistema, potência mecânica ou elétrica e vapor, são utilizados no próprio processo.

Enquanto as usinas do setor utilizavam turbinas somente para acionamentos mecânicos e geração de energia elétrica para consumo próprio, os parâmetros de trabalho (pressão e temperatura) do vapor gerado pelas caldeiras, denominado vapor direto, eram de 22 bar abs. e 290 °C. Não havia a preocupação para se atingirem eficiências energéticas altas, as turbinas para essa classe de pressão eram originalmente de um único estágio e de baixa eficiência. Ou seja, a demanda térmica de processo era atendida mesmo com a utilização das turbinas ineficientes no sistema.

Com advento da cogeração e a possibilidade de exportação de energia elétrica, além da competitividade do mercado, as usinas passaram a se preocupar com a eficiência das suas máquinas térmicas, já que, nessa situação, além de atender a demanda térmica e eletromecânica, o excedente de energia pode ser vendido.

Neste contexto, foi estudado o consumo de vapor de processo, a substituição de acionamentos mecânicos de baixa eficiência (turbinas a vapor de simples estágio) por motores elétricos, na instalação de turbinas de múltiplos estágios e geradores de grande capacidade, nos projetos de caldeiras mais eficientes e com a capacidade de queima de combustíveis diversos, entre outras melhorias.

Para atender as necessidades técnicas de tais máquinas, os níveis de pressão e temperatura do vapor gerado pelas caldeiras nas plantas das usinas tiveram que ser alterados, passando, num primeiro momento, para 44 bar abs. e 420 °C, e, logo depois, para 66 bar abs. e 480 °C, respectivamente. Este processo foi facilitado pelo número de caldeiras antigas existentes que já completavam seu tempo de vida esperado, contribuindo para a troca destes equipamentos por caldeiras mais modernas que atendiam estas faixas de operação.

Atualmente já existem equipamentos que operam em níveis de pressão e temperatura na casa de 100 bar abs. e 540°C. É importante ressaltar que os níveis de temperatura do vapor direto são limitados pelas restrições dos materiais utilizados em equipamentos e tubulações.

Nas usinas de açúcar e álcool, o vapor direto é usado em turbinas a vapor que geram potência mecânica. Essa potência pode ser usada diretamente no acionamento de equipamentos como moendas, bombas, desfibradores, picadores, entre outros, ou transformada em potência elétrica nos geradores elétricos, que por sua vez geram a energia para os acionamentos elétricos. Em ambos os casos, há a liberação do vapor de baixa pressão, normalmente em torno de 2,45 bar abs., que é utilizado no processo, nas operações de aquecimento, evaporação, destilação e cozimento.

A quantidade de bagaço produzida depende diretamente da quantidade e da fibra de cana moída e inversamente ao teor de fibra do bagaço. Considerando números médios para a fibra da cana de 11 a 16 % e do bagaço de 42 a 46 % (FIOMARI, 2004), pode-se considerar que uma tonelada de cana produz 285 kg de bagaço, podendo atingir um aproveitamento energético entre 80 e 86 % em caldeiras do tipo grelhado e até 90 % em caldeiras de leito fluidizado.

Diversos autores apresentam diferentes valores para o PCI (Poder calorífico inferior) do bagaço, sendo objeto de discussão em muitos trabalhos, para o bagaço *in natura* com uma umidade de 50 %, o PCI apresentado foi de 7.736 kJ/kg (FIOMARI, 2004), o Centro de Tecnologia Canavieira (CTC, 2010) atualizou seu valor para 7.524 kJ/kg em algumas publicações para a umidade também em 50 %. Para Basquerotto (2010) o PCI para o bagaço na mesma condição foi de 7.222 kJ/kg.

Estas variações nos valores apresentados são consequências de diversos fatores, dentre os quais se pode destacar: a influência da umidade no bagaço, as condições de estocagem e armazenamento, aumento da mecanização que eleva a quantidade de impureza mineral, quantidade de ponteiros e soqueiras, o aumento da palha, etc. Neste trabalho será utilizado o PCI do *data book* do fabricante de uma das caldeiras da planta analisada 7.121 kJ/kg.

## 2.6 O Ciclo Rankine

O ciclo Rankine constitui um sistema que opera em circuito fechado, utilizando água como fluido de trabalho. O ciclo inicia-se com a pressurização deste fluido através

de bombas que operam desde 30 até 110 atm, na sequência, o fluido segue para um trocador de calor, geralmente uma caldeira, para transformar o fluido pressurizado em vapor da forma mais eficiente possível. Na caldeira ocorre a queima de um combustível (óleo, gás, bagaço, rejeitos de processo, madeira, etc...) que libera a energia térmica para o fluido de trabalho. A temperatura do vapor superaquecido em plantas mais eficientes, está atualmente na faixa entre 450 a 530 °C, sendo o principal limitante nos projetos e investimentos de equipamentos e tubulações (CORRÊA NETO, 2001).

Em seguida o vapor, à alta pressão e temperatura, passa por uma turbina onde é expandido, acionando um gerador. Após a saída da turbina, o vapor em baixas pressões e menor temperatura é condensado para retornar novamente ao processo de bombeamento para a caldeira.

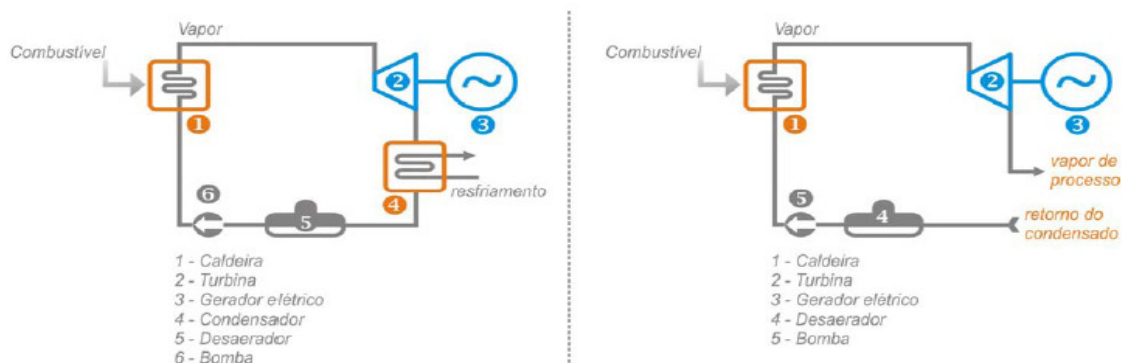
Este é o principal ponto onde a cogeração é agregada, no momento em que há necessidade de rejeição de calor pelo fluido de trabalho para que o mesmo volte ao estado líquido e seja possível seu bombeamento novamente para a caldeira.

O vapor pode ser utilizado no processo para fins diversos como evaporação, cozimento, secagem, etc. após atender a necessidade térmica do processo, o condensado é bombeado novamente para a caldeira, permitindo o reaproveitamento da água.

Assim, existem dois arranjos básicos de cogeração: o primeiro com a turbina em contrapressão, onde o condensador é substituído pelo próprio processo industrial e o segundo, com a turbina de condensação, onde o vapor destinado ao processo industrial é extraído em estágios intermediários da turbina e, posteriormente, retorna ao ciclo na forma de condensado.

O ciclo Rankine permite uma grande faixa de potência disponível, indo de 0,5 MW até 100 MW, através de arranjos como os apresentados na Figura 8, atingindo rendimento típico entre 35 %. A tecnologia envolvida é dominada existindo muitas opções de fabricantes, inclusive nacionais, o que ajuda na captação de recurso através de programas Nacionais e a rapidez no atendimento, além da versatilidade para atender a necessidade de cada caso (NOGUEIRA, 2003).

Figura 8 - Sistema de geração pura de eletricidade em ciclo a vapor a esquerda e sistema de geração combinada de calor e eletricidade à direita.

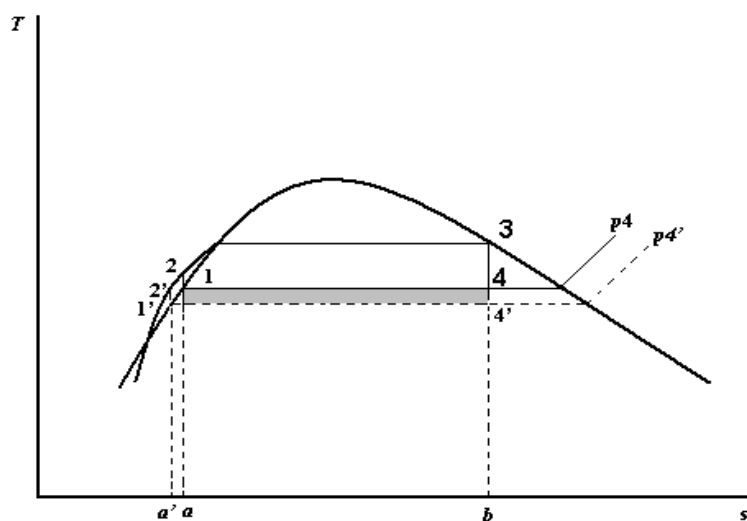


Fonte: Barja (2006).

### 2.6.1 Efeitos da variação de pressão e temperatura no Ciclo Rankine

Iniciando a análise através do diagrama temperatura versus entropia apresentado na Figura 9, verifica-se o efeito da variação de pressão e temperatura na saída da turbina no ciclo Rankine, fazendo com que a pressão na saída caia de  $p_4$  a  $p_4'$ , com a correspondente diminuição da temperatura na qual o calor é rejeitado de  $T_4$  para  $T_4'$ . O aumento de trabalho líquido está representado pela área hachurada e o aumento do calor transferido ao fluido é representado pela área  $a'-2'-2-a-a'$  (VAN WYLEN; BORGNAKKE; SONNTAG, 2003).

Figura 9 - Variação da pressão na saída da turbina em um ciclo Rankine.



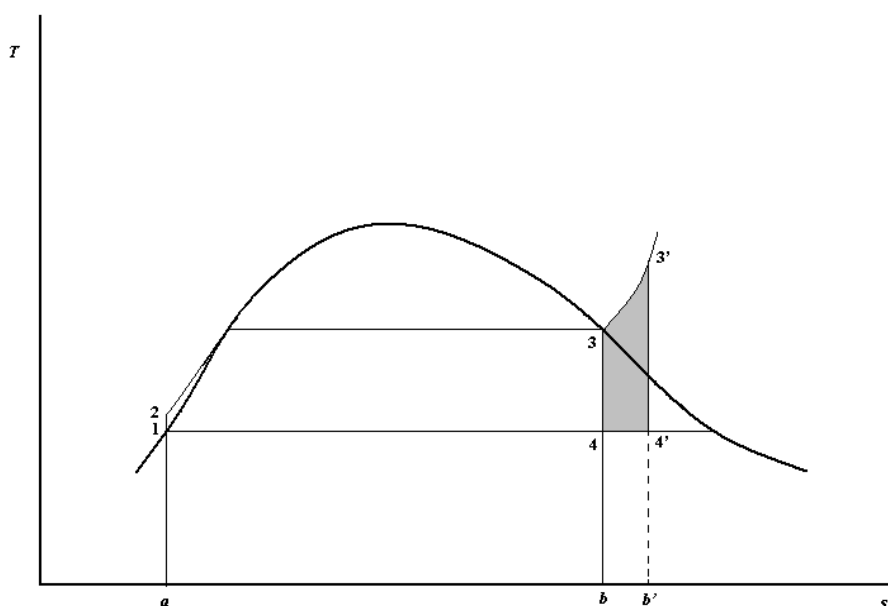
Fonte: Elaboração do autor.

Desta maneira, o resultado líquido é um aumento no rendimento do ciclo, já que a temperatura média, na qual o calor é rejeitado, diminui, porém esta queda de pressão na saída provoca uma redução no título, o que é indesejável, já que, pode trazer como consequências queda no rendimento da turbina e erosão das palhetas da região de baixa pressão.

Outro exemplo é o efeito do superaquecimento do vapor na caldeira, o trabalho aumenta o correspondente à área hachurada na Figura 10, e o calor transferido na caldeira aumenta o correspondente à área  $3-3'-b'-b-3$ . Como a relação entre estas duas áreas é maior do que a relação entre o trabalho líquido e o calor fornecido no restante do ciclo, é evidente que, para as pressões dadas, o superaquecimento do vapor aumenta o rendimento do ciclo Rankine.

Isto pode ser explicado também pela ocorrência do aumento da temperatura média na qual o calor é transferido ao vapor. Note também que, quando o vapor é superaquecido, há o efeito positivo do aumento do título do vapor na saída da turbina.

Figura 10 - Variação da temperatura do vapor, mantida a pressão, num ciclo Rankine.

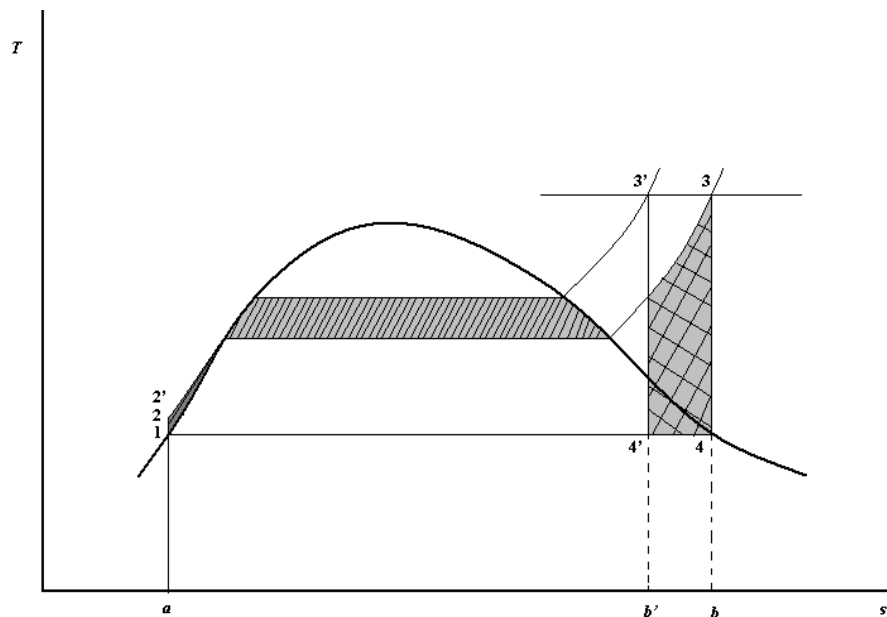


Fonte: Elaboração do autor.

Finalmente, a influência da pressão máxima do vapor como mostrado na Figura 11, nesta análise, a temperatura máxima do vapor, bem como a pressão de saída são mantidas constantes. O calor rejeitado diminui o correspondente a área  $b'-4'-4-b-b'$ . O trabalho líquido aumenta o correspondente à área hachurada simples e diminui o

correspondente a área dupla hachurada. Portanto o trabalho líquido tende permanecer o mesmo, mas o calor rejeitado diminui e, portanto, o rendimento do ciclo Rankine aumenta com o aumento da pressão máxima. Neste caso, a temperatura média na qual o calor é fornecido também aumenta com um aumento da pressão. O título do vapor que deixa a turbina tende diminuir quando a pressão máxima aumenta.

Figura 11 - Influência da pressão máxima do vapor no ciclo Rankine.



Fonte: Elaboração do autor.

Em resumo, pode ser dito que o rendimento de um ciclo Rankine pode ser aumentado pela redução da pressão na saída da turbina, pelo aumento da pressão no fornecimento de calor e pelo superaquecimento do vapor. O título do vapor que deixa a turbina aumenta pelo superaquecimento do vapor e o aumento da pressão de fornecimento de calor, e diminui pela redução da pressão na saída da turbina.

### 2.6.2 O Ciclo Rankine real e variações na instalação

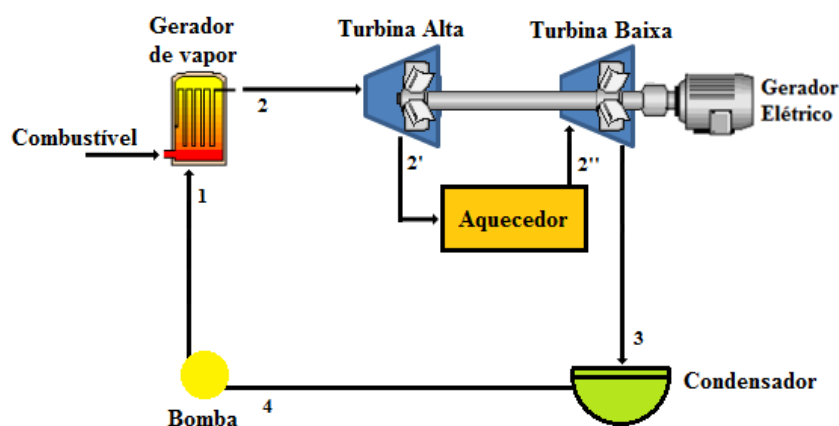
Em um ciclo Rankine real, a compressão pela bomba e a expansão na turbina não são processos isentrópicos, em outras palavras, estes processos não são reversíveis, e a entropia aumenta durante estes processos. Isto faz com que a energia requerida pela bomba seja maior, e que o trabalho produzido pela turbina seja menor do que os produzidos em um ciclo ideal.

### 2.6.3 Ciclo Rankine com reaquecimento

O ciclo Rankine com reaquecimento opera utilizando duas turbinas em série, a primeira turbina recebe o vapor da caldeira à alta pressão, liberando-o de tal maneira a evitar sua condensação. Este vapor é então reaquecido, utilizando o calor da própria caldeira, por exemplo, e é utilizado para acionar uma segunda turbina que opera a baixa pressão, conforme Figura 12.

Entre outras vantagens, isto impede a condensação do vapor no interior das turbinas durante sua expansão, o que poderia danificar seriamente as pás da turbina como dito anteriormente.

Figura 12 - Ciclo Rankine com reaquecimento.

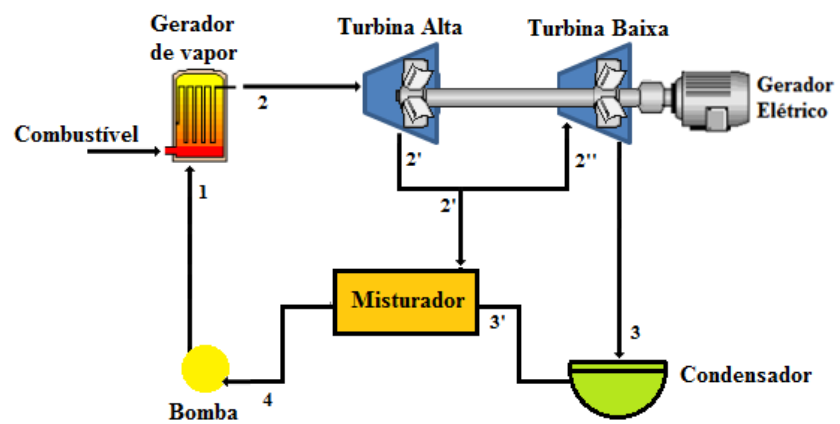


Fonte: Elaboração do autor.

### 2.6.4 Ciclo Rankine regenerativo

O ciclo Rankine regenerativo é nomeado desta forma devido ao fato do fluido ser reaquecido após sair do condensador, como indicado na Figura 13, aproveitando parte do calor contido no fluido liberado pela turbina de alta pressão. Isto aumenta a temperatura média do fluido em circulação, o que aumenta a eficiência do ciclo (VAN WYLEN; BORGNAKKE; SONNTAG, 2003).

Figura 13 - Ciclo Rankine com regeneração.



Fonte: Elaboração do autor.

### 3 FORMULAÇÃO E METODOLOGIA PARA ANÁLISE TERMODINÂMICA

#### 3.1 Análise pela Primeira Lei

Segundo Torres (1999), para que haja uma avaliação exergética significativa de um sistema térmico, primeiramente deve-se recorrer a uma análise energética, utilizando-se da primeira e segunda lei da termodinâmica para avaliar o sistema. O autor também destaca que o uso de uma ou de outra não é suficiente já que a primeira lei e a segunda são complementares.

Assim, a análise termodinâmica se baseia nos princípios da conservação de massa e energia, através da Primeira Lei, do balanço de entropia, Segunda Lei, e balanço de exergia, a partir das anteriores.

No caso da análise termodinâmica de uma planta pode-se considerar o volume de controle em cada equipamento isolado ou em um conjunto e verificar seu desempenho separadamente ou como um todo, sendo que a análise exergética e a quantificação das irreversibilidades ajudam a identificar os equipamentos onde ocorrem as maiores perdas e possíveis condições de melhorias.

A partir de um volume de controle definido, ou seja, definida a região no espaço onde ocorrem os fenômenos de interesse, pode-se aplicar os métodos termodinâmicos para estabelecer os estados e suas propriedades, conforme descrito por Van Wylen, Borgnakke e Sonntag (2003).

É comum se partir do princípio de conservação das massas, também conhecido como equação da continuidade, que considera o fluxo de massa e sua variação através da fronteira e no interior do volume de controle.

$$\frac{dm_{VC}}{dt} = \sum \dot{m}_e - \sum \dot{m}_s \quad (1)$$

Considerando que o sistema em questão opere em regime permanente, não havendo a variação da quantidade de massa no tempo, o balanço de massa pode ser escrito como apresentado através da Eq. (2):

$$\sum \dot{m}_e - \sum \dot{m}_s = 0 \quad (2)$$

onde:

$\dot{m}_e$ : vazão mássica que entra no volume de controle (kg/s);

$\dot{m}_s$ : vazão mássica que sai do volume de controle (kg/s).

A Eq. (3), do princípio de conservação da energia:

$$\frac{dE_{VC}}{dt} = \dot{Q}_{VC} - \dot{W}_{VC} + \sum \dot{m}_e \left( h_e + \frac{V_e^2}{2} + gZ_e \right) - \sum \dot{m}_s \left( h_s + \frac{V_s^2}{2} + gZ_s \right) \quad (3)$$

onde:

$g$ : aceleração da gravidade ( $m/s^2$ );

$h_e$ : entalpia específica na entrada do volume de controle (kJ/kg);

$h_s$ : entalpia específica na saída do volume de controle (kJ/kg);

$\dot{Q}_{VC}$ : potência térmica no volume de controle ou fluxo de calor (kW);

$V_e$ : velocidade da vazão mássica na entrada do volume de controle (m/s);

$V_s$ : velocidade da vazão mássica na saída do volume de controle (m/s);

$\dot{W}_{VC}$ : taxa de transferência de trabalho no volume de controle (kW);

$Z_e$ : cota da vazão mássica na entrada do volume de controle em relação a uma linha de referência (m);

$Z_s$ : cota da vazão mássica na saída do volume de controle em relação a uma linha de referência (m).

Considerando que as variações de energia cinética e potencial são pequenas comparadas com as demais formas de energia envolvidas e que as mesmas não variam no tempo, pode-se escrever a Eq. (3) da seguinte forma:

$$\dot{Q}_{VC} - \dot{W}_{VC} + \sum \dot{m}_e h_e - \sum \dot{m}_s h_s = 0 \quad (4)$$

### 3.2 Análise pela Segunda Lei

A segunda Lei da Termodinâmica se encarrega da quantificação das irreversibilidades num processo através da propriedade denominada entropia. A entropia é uma grandeza termodinâmica que aparece geralmente associada ao que se denomina de “grau de desordem” de um sistema termodinâmico.

Em sua forma completa a segunda Lei é escrita de acordo com a Eq. (5):

$$\frac{dS_{VC}}{dt} = \dot{S}_{ger} + \sum \frac{\dot{Q}_{VC}}{T_j} + \sum \dot{m}_e s_e - \sum \dot{m}_s s_s \quad (5)$$

Para um processo em regime permanente a Eq. (3.5) é escrita como:

$$\dot{S}_{ger} + \sum \frac{\dot{Q}_{VC}}{T_j} + \sum \dot{m}_e s_e - \sum \dot{m}_s s_s = 0 \quad (6)$$

onde:

$s_e$ : entropia específica na entrada do volume de controle (kJ/kgK);

$s_s$ : entropia específica na saída do volume de controle (kJ/kgK);

$T_j$ : temperatura superficial do volume de controle (K);

$\dot{S}_{ger}$ : geração de entropia no volume de controle (kW/K).

A análise energética através da primeira lei da termodinâmica é válida do ponto de vista de uma análise preliminar, contribuindo para observações do comportamento do sistema, porém, ela por si só, não é capaz de contabilizar as irreversibilidades e as perdas que ocorrem em qualquer processo real.

Logo, o uso da primeira Lei em conjunto com uma análise exergética, permite uma possibilidade de análise mais ampla, tanto do ponto de vista da geração de energia e de trabalho mecânico, quanto da forma como este fluxo se comporta, as perdas reais, ineficiências do sistema, etc... (DANTAS, 2010).

A segunda lei apresenta a exergia como resultado de um processo não conservativo devido às irreversibilidades e as variações entrópicas que ocorrem em qualquer processo termodinâmico real. Como descrito por Sánchez Prieto (2003), a segunda lei juntamente com a primeira, permite determinar o valor termodinâmico de um fluxo em termos do trabalho mecânico máximo que não foi e poderia ter sido extraído.

Em um sistema, o máximo trabalho reversível que pode ser extraído será dado quando a matéria desse sistema atingir um estado de equilíbrio mecânico, térmico e químico com o meio, ou seja, quando a matéria estiver no mesmo estado de referência, à pressão  $P_0$ ,  $T_0$  e  $\mu_0$ .

Desta maneira, é definida a exergia de um fluxo em função da capacidade para realizar o máximo trabalho possível.

### 3.2.1 Cálculo da exergia específica

Segundo Szargut, Morris e Steward (1988), a exergia pode ser subdividida em parcelas, referente à exergia cinética, potencial, termomecânica ou física e química. A exergia cinética envolve a velocidade em relação à superfície da Terra e a exergia potencial é obtida em relação ao nível gravitacional do sistema estudado. Em sistemas de cogeração estas duas parcelas são, geralmente, desprezadas devido à variação de entalpia ser muito mais significativa que as considerações sobre velocidades e potencial, exceto para cálculos específicos quando se analisa as variações do fluxo através dos estágios de uma turbina.

Assim, em um sistema de cogeração a exergia é dada pela soma da exergia física com a exergia química do fluido, como representado na Eq. (7):

$$ex_{total} = ex_{fisic} + ex_{quim} \quad (7)$$

A exergia física é dada a partir da diferença de temperatura e de pressão em relação ao ambiente. E a exergia química é obtida a partir da diferença entre a composição química dos elementos componentes do sistema e a composição padrão do ambiente de referência (KOTAS, 1995).

A exergia física específica de entrada e saída de cada equipamento, segundo Szargut, Morris e Steward (1988), é calculada a partir dos valores de entalpia e entropia através da Eq. (8):

$$ex_{fisic} = (h - h_0) - T_0(s - s_0) \quad (8)$$

onde:

$ex_{fisic}$ : exergia física (kJ/kg);

$h$  : entalpia específica do fluxo (kJ/kg);

$h_0$ : entalpia específica do fluxo para o estado de referência (kJ/kg);

$s$ : entropia específica do fluxo (kJ/kg);

$s_0$ : entropia específica do fluxo para o estado de referência (kJ/kg);

$T_0$ : temperatura do estado de referência (K).

Já a exergia química, expressa a diferença da sua concentração em relação à composição química do ambiente, com a temperatura e pressão já equilibradas com o meio (BEJAN, 1988). De acordo com Ometto (2005), a exergia química está baseada no potencial químico da quantidade estudada e pode ser representada pela Eq. (9):

$$ex_{quim} = \sum (\mu_i - \mu_{0,i}) x_i \quad (9)$$

onde:

$\mu_{0,i}$ : potencial químico de referência do elemento ( $T_0, P_0$ );

$\mu_i$ : potencial químico do elemento na mistura ( $T, P$ );

$x_i$ : fração em massa do componente na mistura.

De acordo com Rosen e Dincere (1999), o estado de referência padrão deve ser definido pela temperatura, pressão e pela composição química do ambiente. Usualmente, consideram-se as condições normais de temperatura e de pressão (CNTP) como sendo  $T_0 = 298,15$  K e  $P_0 = 101,325$  kPa e a composição mais estável do elemento no ambiente.

### 3.2.2 Balanço de exergia

A Eq. (10) do balanço de exergia é obtida através do produto entre a equação da Segunda Lei e  $T_0$  e da subtração da primeira Lei. Em sua forma completa, tem-se:

$$\frac{dI_{VC}}{dt} = \sum \dot{Q}_j \left( 1 - \frac{T_0}{T_j} \right) - \dot{W}_{VC} + \sum \dot{m}_e ex_e - \sum \dot{m}_s ex_s - \dot{I}_{VC} \quad (10)$$

Como apresentado por Mendes (2009), a taxa de variação instantânea de exergia ou de geração de irreversibilidade mostrada na Eq. (10) é composta por vários termos.

O primeiro termo após a igualdade trata a taxa de variação de exergia associada à transferência de calor, o segundo termo representa a taxa de variação de exergia por transferência de trabalho em um volume de controle.

O terceiro termo está associado à taxa de variação de exergia associado ao fluxo de massa no volume de controle e o último termo está associado à taxa de destruição de exergia devido às irreversibilidades do sistema.

Para um processo em regime permanente, a Eq. (10) pode ser reescrita como segue:

$$\dot{I}_{VC} = \sum \dot{Q}_j \left( 1 - \frac{T_0}{T_j} \right) - \dot{W}_{VC} + \sum \dot{m}_e ex_e - \sum \dot{m}_s ex_s \quad (11)$$

onde:

$ex_e$ : exergia específica na entrada do volume de controle (kJ/kg);

$ex_s$ : exergia específica na saída do volume de controle (kJ/kg);

$T_j$ : temperatura superficial do volume de controle (K);

$T_0$ : temperatura do estado morto (K);

$\dot{I}_{VC}$ : taxa de irreversibilidade no volume de controle (kW).

A taxa de irreversibilidade do sistema quantifica as perdas exergéticas do sistema e a exergia destruída no processo. Esta taxa pode ser obtida através do produto da temperatura de ambiente padrão ( $T_0$ ) pela entropia gerada no volume de controle ( $\dot{S}_{ger}$ ), conforme a Eq. (12):

$$\dot{I}_{VC} = T_0 \dot{S}_{ger} \quad (12)$$

### 3.2.3 Exergia do vapor

A exergia do vapor pode ser calculada através da soma da exergia física e da exergia química da água através da Eq. (7). Dantas (2010) utilizou para a exergia química específica da água no estado líquido, o valor de 49,96 kJ/kg, como apresentado por Szargut, Morris e Steward (1988), já para o cálculo da exergia física deve-se utilizar a Eq. (8) que leva em consideração a pressão e temperatura do vapor.

$$ex_{vapor} = ex_{físic}^{vapor} + ex_{quím}^{agua} \quad (14)$$

### 3.2.4 Exergia do bagaço

A exergia específica do bagaço de cana é calculada através de uma equação utilizada para o cálculo da exergia específica da madeira, segundo Sosa-Arnan e Nebra (2005), a composição do bagaço é semelhante à da madeira em termos de algumas substâncias como lignina, hemicelulose e celulose, sendo a equação satisfatória para o cálculo do bagaço de cana, palha, e outros combustíveis sólidos úmidos, como apresentado por Dantas (2010):

$$ex_{bag} = \beta(PCI_{bag} + h_{agua}Z_{agua}) + ex_{agua}Z_{agua} \quad (15)$$

sendo:

$$\beta = \frac{1,0412 + 0,216\left(\frac{Z_{H_2}}{Z_C}\right) - 0,2499\left(\frac{Z_{O_2}}{Z_C}\right) \left[1 + 0,7884\left(\frac{Z_{H_2}}{Z_C}\right)\right] - 0,045\left(\frac{Z_{N_2}}{Z_C}\right)}{1 - 0,3035\left(\frac{Z_{O_2}}{Z_C}\right)} \quad (16)$$

onde:

$\beta$ : função das frações de massa dos componentes químicos do bagaço (%);

$Z_I$ : fração em massa dos diferentes elementos químicos (%);

$Z_{agua}$ : fração em massa de água no bagaço úmido (%);

$h_{agua}$ : entalpia de vaporização da água (kJ/kg);

$ex_{agua}$ : exergia química da água líquida (kJ/kg).

Schirmer (2006) apresenta outra forma para cálculo da exergia levando-se em consideração o calor específico médio do combustível, do vapor, umidade absoluta do ar, e poder calorífico superior (PCS) do bagaço, que não será abordado neste trabalho.

### 3.3 Exergia e cogeração, o porquê da importância da exergia

A transformação energética ocorre a partir de um processo produtivo seja ele térmico ou não, como por exemplo, a transformação de calor em eletricidade ou de

eletricidade em calor. Para que isso ocorra este processo produtivo não deve ser apenas possível, mas também viável do ponto de vista da eficiência e dos ganhos envolvidos. (BARJA, 2006).

Assim, todos os processos ocorrem de forma real, apresentando certas perdas e ineficiências características de cada caso, que os afastam dos processos considerados como ideais. A esta diferença está associada algum tipo de irreversibilidade, que pode ser definida como a diferença entre o trabalho reversível e o trabalho real (LUIZ, 2007).

$$\dot{I}_{VC} = \dot{W}_{rever} - \dot{W}_{real} \quad (17)$$

Quando mais próximo o trabalho real for do trabalho ideal, menor será a irreversibilidade e maior será a eficiência pela segunda lei. Associada à taxa de Irreversibilidade está a exergia, que pode ser definida como o máximo trabalho que um sistema pode oferecer partindo do estado em que se encontra até um estado de equilíbrio com o meio. Ou seja, a exergia pode ser entendida como a disponibilidade do sistema em realizar trabalho.

Este conceito, oriundo da Segunda Lei da termodinâmica, mostra que existem diferentes formas de energia, sendo algumas mais valiosas que outras. Por esta razão, quando se busca a otimização de sistemas, ganhos de rendimentos através de investimentos em novas tecnologias, melhorias no processo, utilização da cogeração, entre outros, é fundamental o entendimento de como, quando e onde surgem as irreversibilidades do sistema.

### 3.4 Eficiências térmicas

#### 3.4.1 Eficiências para turbinas, bombas e compressores

Determinada a quantidade de calor e trabalho através do volume de controle, bem como as variações de massa e a entalpia na entrada e na saída, calcula-se a eficiência através da primeira lei, resultando na Eq. (18) para os volumes de controle desejados, tais como válvulas, turbinas, caldeiras, etc...

$$\eta = \frac{\dot{W}}{\dot{m}\Delta h_{iso}} \quad (18)$$

onde:

$\eta$ : eficiência isentrópica;

$\Delta h_{iso}$ : diferença entre a entalpia de entrada e saída do volume de controle em um processo isoentrópico (kJ/kg);

$\dot{W}$ : potência líquida (mecânica, elétrica, calor) (kW);

$\dot{m}$ : fluxo de massa no volume de controle (kg/s).

Para turbinas, a eficiência pela primeira lei ( $\eta_I$ ) pode ser definida como sendo a razão entre o trabalho produzido através do volume de controle e o trabalho que seria produzido através de um processo isentrópico, ou seja, através de um processo adiabático e reversível, onde a entropia permanecesse constante.

Para turbinas com extrações, deve ser considerada os fluxos de massa e a respectiva entalpia em cada sangria. Assim, a Eq. (18) pode ser escrita para uma turbina de extração-condensação com uma única tomada para o processo:

$$\eta_I = \frac{\dot{W}_{VC}}{\dot{m}_{vd}h_{vd} - \dot{m}_{ex}h_{ex} - \dot{m}_{co}h_{co}} \quad (19)$$

onde:

$\dot{W}_{VC}$ : potência desenvolvida no volume de controle (kW).

$h_{vd}$ : entalpia do vapor na entrada da turbina (kJ/kg);

$h_{ex}$ : entalpia do vapor na tomada para extração (kJ/kg);

$h_{co}$ : entalpia do vapor na condensação (kJ/kg);

$\dot{m}_{vd}$ : vazão de vapor na entrada da turbina (kg/s);

$\dot{m}_{ex}$ : vazão de vapor na tomada para extração (kg/s);

$\dot{m}_{co}$ : vazão de vapor no condensador da turbina (kg/s).

A definição de eficiência pela segunda lei da termodinâmica ( $\eta_{II}$ ) está associada ao uso da análise de exergia no volume de controle. Esse conceito envolve a comparação da taxa de transferência de trabalho real produzido no processo com a variação de exergia avaliada entre o estado real de entrada e o estado real de saída conforme segue na Eq. (20):

$$\eta_{II} = \frac{\dot{W}_{VC}}{\dot{m}(ex_e - ex_s)} \quad (20)$$

onde:

$ex_e$ : exergia específica do vapor na entrada da turbina (kJ/kg);

$ex_s$ : exergia específica do vapor na saída da turbina (kJ/kg).

Para o caso de bombas e compressores, as eficiências pela primeira e segunda leis são definidas de maneira inversa, respectivamente, por:

$$\eta_I = \frac{\dot{m}\Delta h_{iso}}{\dot{W}_{VC}} \quad (21)$$

$$\eta_{II} = \frac{\dot{m}(ex_e - ex_s)}{\dot{W}_{VC}} \quad (22)$$

### 3.4.2 Eficiência para caldeira convencional

Para caldeiras convencionais a bagaço, a eficiência pela primeira lei e pela segunda lei, considerando as vazões de água de alimentação e de vapor de saída, são dadas, respectivamente, por:

$$\eta_I = \frac{(\dot{m}_s h_s)_{vapor} - (\dot{m}_e h_e)_{\acute{a}gua}}{\dot{m}_{comb} PCI_{comb}} \quad (23)$$

$$\eta_{II} = \frac{(\dot{m}_s ex_s)_{vapor} - (\dot{m}_e ex_e)_{\acute{a}gua}}{\dot{m}_{comb} ex_{comb}} \quad (24)$$

onde:

$ex_s$ : exergia específica do vapor superaquecido na saída da caldeira (kJ/kg);

$ex_e$ : exergia específica da água na entrada da caldeira (kJ/kg);

$ex_{comb}$ : exergia específica do bagaço da cana (kJ/kg);

$h_s$ : entalpia específica do vapor superaquecido na saída da caldeira (kJ/kg);

$h_e$ : entalpia específica da água na entrada da caldeira (kJ/kg);

$\dot{m}_s$ : vazão de vapor superaquecido na saída da caldeira (kg/s);

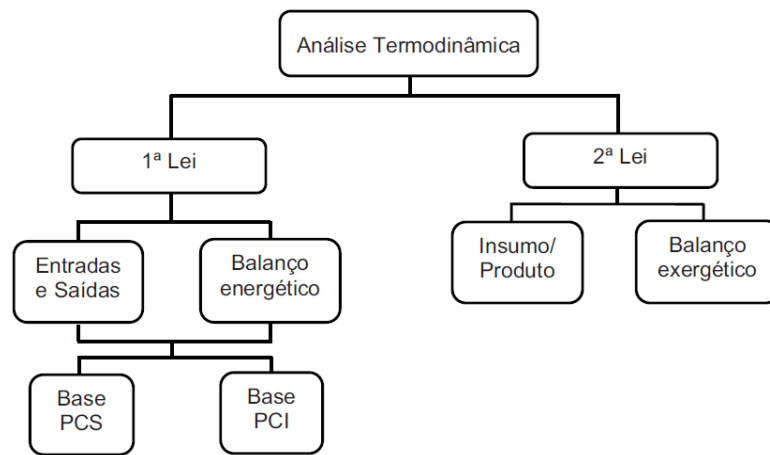
$\dot{m}_e$ : vazão de água de alimentação na entrada da caldeira (kg/s);

$\dot{m}_{comb}$ : vazão de bagaço consumido na caldeira (kg/s);

$PCI_{comb}$ : poder calorífico inferior do bagaço.

Nebra (2010) também apresentou um procedimento para avaliação da eficiência de caldeiras através da aplicação da primeira lei, considerando o PCS e o PCI, e, através da segunda lei, considerando um balanço exergético. Este procedimento pode ser utilizado em outros equipamentos, montando-se o seguinte fluxograma mostrado na Figura 14.

Figura 14 - Fluxograma para análise termodinâmica baseado nas Leis da Termodinâmica.



Fonte: Elaboração do autor.

As eficiências também podem ser obtidas através da eficiência energética e exergética através da avaliação das perdas através de gases de exaustão, combustão incompleta do combustível, perdas por radiação, convecção, condução, cinzas, pelos sistemas de purga e drenos, conforme segue:

$$\eta = \left( 1 - \frac{\sum perdas}{E_f} \right) \quad (25)$$

onde:

$\sum perdas$ : somatórios das perdas envolvidas (kJ/kg);

$E_f$ : energia fornecida pelo combustível (kJ/kg).

### 3.4.3 Eficiência global da planta pela 1ª Lei

A avaliação pela primeira lei da termodinâmica permite calcular as potências de eixo produzidas para os acionamentos dos geradores elétricos ( $\dot{W}_{ger}$ ), além das potências consumidas, relativas ao bombeamento ( $\dot{W}_{bomb}$ ) e ao uso de compressores ( $\dot{W}_{comp}$ ). Também, através da primeira lei, pode-se determinar a potência térmica útil no processo para o sistema de evaporação da água do caldo ( $\dot{Q}_{util}$ ).

Para uma avaliação geral da planta industrial, deve-se considerar a potência elétrica disponível para exportação, a potência térmica e a energia da fonte quente da planta.

A potência disponível para exportação é dada pela potência total gerada descontando-se a potência consumida no bombeamento e compressão e a consumida pela usina ( $\dot{W}_{cons}$ ). Assim, pode-se definir a eficiência global do sistema ( $\eta_g$ ), conforme ilustrado pela seguinte equação:

$$\eta_{gI} = \frac{\dot{W}_{ger} + \dot{Q}_{util} - \dot{W}_{comp} - \dot{W}_{bomb} - \dot{W}_{cons}}{\dot{m}_{comb} PCI_{comb}} \quad (26)$$

Esse índice representa o aproveitamento líquido da energia do combustível, pois considera a energia útil, na forma de potência eletromecânica ou energia térmica utilizada no processo, e a potência consumida no ciclo termodinâmico para bombeamento e compressores.

### 3.4.4 Eficiência global da planta pela 2ª Lei

Para avaliação do desempenho global, pela segunda lei, para um sistema de cogeração, tem-se a seguinte definição:

$$\eta_{gII} = \frac{\dot{W}_{total} + \dot{E}x_{calor\_util}}{\dot{E}x_{comb}} \quad (27)$$

A exergia que acompanha um fluxo de calor do sistema é calculada através de:

$$\dot{E}x_{calor} = \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) \dot{Q} \quad (28)$$

onde:

$\dot{E}x_{calor\_util}$ : exergia útil do calor obtido no processo (kW);

$\dot{E}x_{comb}$ : exergia do combustível consumido (kW);

$T$ : temperatura superficial para o volume de controle (K);

$T_0$ : temperatura de equilíbrio do meio ambiente (K).

### 3.5 Índices de cogeração

Serão apresentados alguns índices comuns em análises de sistemas de cogeração baseado no Educogen (2001), entre outras fontes, sendo que alguns índices são mais específicos do setor.

#### 3.5.1 Razão Potência-Calor

Um índice importante é a relação entre a potência disponível para exportação  $\dot{W}_{exp}$  e a energia térmica utilizada no processo ( $\dot{Q}_{util}$ ). Assim, define-se Eq. (29) para a Razão Potência Calor (*RPC*) como:

$$RPC = \frac{\dot{W}_{exp}}{\dot{Q}_{util}} \quad (29)$$

A partir do cálculo deste parâmetro é possível identificar as vantagens e/ou desvantagens de um sistema de cogeração em relação a outro do ponto de vista da potência exportada.

#### 3.5.2 Razão Vapor-Bagaço

A taxa de bagaço para produção de vapor, ou Razão Vapor Bagaço ( $CE_{cald}$ ), é um parâmetro importante que está associado à eficiência das caldeiras. Tal parâmetro é calculado a partir da quantidade de bagaço que é necessária para se produzir um quilograma de vapor na pressão e temperatura desejada. Assim, tem-se:

$$CE_{cald} = \frac{\dot{m}_{vapor}}{\dot{m}_{bag}} \quad (30)$$

Conhecido o valor de projeto do consumo específico de bagaço por unidade de vapor gerado numa caldeira, pode-se determinar o consumo de bagaço para uma determinada produção de vapor, este índice também é utilizado para comparações entre diferentes caldeiras.

### 3.5.3 Razão Energia-Vapor

A Razão Energia Vapor (*REV*) é um parâmetro importante que está associado à eficiência das turbinas. Tal parâmetro é calculado a partir da quantidade de vapor que é necessária para se produzir um kW de potência. Esta relação varia entre diferentes turbinas e a condição do vapor, temperatura e pressão, na entrada e saída do equipamento. Assim, tem-se:

$$REV = \frac{\dot{W}_{ger}}{\dot{m}_{vapor}} \quad (31)$$

Para o setor sucroalcooleiro, é comum a comparação da planta e das turbinas através do inverso da REV, conhecido como Consumo Específico dos turbogeradores, ( $CE_{TG}$ ) e dado por:

$$CE_{TG} = \frac{\dot{m}_{vapor}}{\dot{W}_{ger}} \quad (32)$$

São definidas curvas para cada condição de operação, levando em consideração a temperatura e a pressão de projetos, extrações de vapor em estágios intermediários, e a condensação, se for o caso, sendo que turbinas de contrapressão possuem consumo específico maior que turbinas de condensação.

### 3.5.4 Relação Vapor-Cana Moída

No que diz respeito à demanda térmica de processo de fabricação de açúcar e álcool, a relação vapor-cana moída (*RVCN*) representa a energia térmica que está sendo usada no processo e é dada em quilogramas de vapor por tonelada de cana moída, como segue:

$$RVCN = \frac{\dot{m}_{vapor}}{\dot{m}_{cana}} \times 1000 \quad (33)$$

O objetivo das plantas é reduzir esse número, ou seja, conseguir processar o caldo da cana com a menor demanda de vapor possível.

### 3.5.5 Relação Potência Elétrica-Cana Moída

Analogamente à *RVCN*, pode-se caracterizar a relação da energia elétrica produzida (*REPCN*), em kWh, para cada tonelada de cana moída. A Eq. (34) ilustra essa relação para o fluxo de cana dado em t/h:

$$REPCN = \frac{W_{total}}{\dot{m}_{cana}} \quad (34)$$

Esse número difere em usinas que têm turbinas nos acionamentos mecânicos para aquelas que utilizam motores elétricos nos mesmos acionamentos. Neste último caso, essa relação é maior já que a potência elétrica instalada e a demanda são maiores. Portanto, quando *REPCN* for utilizada para comparar diferentes plantas, deve-se considerar que tipo de acionamento é utilizado.

### 3.5.6 Fator de Utilização de Energia

A avaliação do desempenho de uma planta de cogeração baseado na Primeira Lei da Termodinâmica é um procedimento que implica na comparação de produtos de diferentes propriedades termodinâmicas, tais como calor e potência produzida.

Na caracterização dos índices de desempenho, vários são os indicadores, sendo uma prática comum avaliar a eficiência dos sistemas de cogeração através da chamada eficiência de Primeira Lei ou Fator de Utilização de Energia (*FUE*). Este parâmetro é a relação entre a energia térmica ou eletromecânica utilizada no ciclo e a energia disponível do combustível gasto na geração do vapor, conforme segue:

$$FUE = \frac{\dot{W}_{total} + \dot{Q}_{util}}{\dot{m}_{comb} PCI_{comb}} \quad (35)$$

onde:

$\dot{Q}_{Util}$  : fluxo de calor útil para o processo (kW);

$\dot{W}_{total}$ : potência produzida (kW);

$\dot{m}_{comb}$  : vazão mássica de combustível (kg/s);

$PCI_{comb}$  : poder calorífico inferior do combustível (kJ/kg).

### 3.5.7 Índice de Poupança de Energia

O Índice de Poupança de Energia (*IPE*) refere-se à economia de energia de combustível obtida por sistemas de cogeração em comparação a plantas convencionais que produzem separadamente energia elétrica e térmica e é definido como:

$$IPE = \frac{\dot{m}_{comb} PCI_{comb}}{\frac{\dot{W}}{\eta_{term}} + \frac{\dot{Q}_{Util}}{\eta_{cald}}} \quad (36)$$

onde:

$\eta_{term}$ : eficiência térmica de uma planta de potência de referência, geralmente considerado o valor de 40%;

$\eta_{cald}$ : eficiência térmica de caldeiras que produzem apenas vapor saturado, geralmente considerado o valor de 77 % (SÁNCHEZ PRIETO, 2003; SCHIRNER, 2006).

É um parâmetro interessante para observar-se quando há interesse em montar um sistema de cogeração em uma planta que possui demandas térmicas e elétricas através de diferentes fontes.

### 3.5.8 Razão da Economia de Energia do Combustível

Razão da economia de energia do combustível (*RPEC*) ou *Fuel Energy Saving Ratio*, que representa a razão de poupança de energia do combustível é:

$$RPEC = 1 - IPE \quad (37)$$

### 3.5.9 Índice de Geração de Potência

O Índice de Geração de Potência (*IGP*) é o critério definido para calcular separadamente a eficiência da geração de potência, ou *Efficiency of Power Generation*, que representa a razão do combustível utilizada para produção de potência em relação à potência total (elétrica e mecânica) produzida pelo sistema, sendo dado por:

$$IGP = \frac{W_{total}}{\dot{m}_{comb} PCI_{comb} - (\dot{Q}_{util}/\eta_{cald})} \quad (38)$$

### 3.5.10 Índice de cogeração propostos pela ANEEL

Para enquadramento na modalidade de “cogeração qualificada” a ANEEL estabeleceu alguns requisitos através da Resolução Normativa N° 235 de 2006 que os empreendimentos devem satisfazer.

Desta maneira, há um conjunto de inequações descritas abaixo, que definem um mínimo de racionalidade energética que devem ser atendidas para que a central de cogeração possa ser credenciada, a saber:

$$\frac{Et}{Ef} \geq 15\% \quad (39)$$

$$\left(\frac{Et}{Ef}\right) \div X + \left(\frac{Ee}{Ef}\right) \geq Fc\% \quad (40)$$

onde:

*Et*: Energia da fonte, energia recebida pela central termoeletrica cogeneradora no seu regime de operação médio, baseado no PCI do combustível (kWh/h);

*Ee*: Energia eletromecânica líquida cedida pela central termoelétrica, ou seja, descontando da energia bruta gerada o consumo em serviços auxiliares elétricos da central (kWh/h);

*Et*: Energia em forma de calor fornecida pela central termoelétrica (kWh/h);

*Fc*: Fator de cogeração, parâmetro definido em função da potência instalada e da fonte da central termelétrica cogeneradora, o qual se aproxima do conceito de eficiência exergética;

*X*: Fator de ponderação, parâmetro adimensional definido em função da potência instalada e da fonte da central termelétrica cogeneradora, obtido da relação entre a eficiência de referência da utilidade calor e a eletromecânica, em processos de conversão para obtenção em separado destas utilidades.

Tabela 2 - Valores de *X* e *Fc* (%) em função da potência e do combustível

| Potência Instalada        | Combustível Principal                       |               |               |               |
|---------------------------|---------------------------------------------|---------------|---------------|---------------|
|                           | Derivados de Petróleo, Gás Natural e Carvão |               | Demais Fontes |               |
|                           | <i>X</i>                                    | <i>Fc</i> (%) | <i>X</i>      | <i>Fc</i> (%) |
| Inferior ou igual a 5 MW  | 2,14                                        | 41            | 2,5           | 32            |
| Acima de 5 MW e até 20 MW | 2,13                                        | 44            | 2,14          | 37            |
| Superior a 20 MW          | 2                                           | 50            | 1,88          | 42            |

Fonte: ANEEL (2006).

## **4 FORMULAÇÃO E METODOLOGIA PARA ANÁLISE TERMoeCONÔMICA E ECONÔMICA**

### **4.1 Fundamentos da análise termoeconômica**

Termoeconomia é o ramo da engenharia que combina a análise exergética com os princípios de economia para fornecer aos projetistas de sistemas térmicos informações cruciais para desenvolvimento projetos viáveis e que não são obtidas através da análise energética e avaliação econômica convencional.

Como as considerações termodinâmicas utilizadas na termoeconomia são baseadas no conceito de exergia, o termo “Exergoeconomia” também pode ser utilizado para descrever a combinação das análises exergética e econômica.

Técnicas, como a “Destruição de Exergia” e “Perda de Exergia”, foram desenvolvidas para analisar a ineficiência desses sistemas e o custo correspondente. O conhecimento dos custos devido à ineficiência é muito importante para reduzir o custo do produto final do sistema.

Se um sistema possui mais de um produto final como, por exemplo, um sistema de cogeração, é interessante saber qual é o custo de produção de cada produto. Assim, os custos são atribuídos para o produto final apropriado, de acordo com o tipo e quantia de cada “insumo” utilizado para gerar o mesmo.

Tsatsaronis (1993) recomenda que, para uma completa análise termoeconômica, deve-se fazer uma análise exergética detalhada, realizar uma análise econômica dos subsistemas, obter os custos exergéticos e avaliar os custos termoeconômicos de cada subsistema.

De acordo com Tsatsaronis (1993) e Bejan, Tsatsaronis e Moran (1996), a análise termoeconômica tem os seguintes objetivos:

- Identificar a localização, magnitude e fontes de perdas termodinâmicas reais num sistema energético;
- Calcular os custos associados às destruições e perdas de exergia;
- Calcular separadamente o custo de cada produto gerado pelo sistema que possui mais de um produto final;
- Entender o processo de formação de custo e o fluxo de custos no sistema;
- Facilitar estudos de viabilidade e otimização na fase de projeto ou melhoria do processo de um sistema existente;

- Aperfeiçoar variáveis específicas em um único componente;
- Aperfeiçoar o sistema global;
- Auxiliar em procedimentos de tomada de decisão relacionados à operação e manutenção;
- Comparar alternativas técnicas.

#### ***4.1.1 Histórico da termoeconomia***

Em um interessante levantamento histórico, Takaki (2006) descreve que o primeiro a utilizar a exergia como critério de alocação de custo foi Keenan (1932), o qual sugeriu que os custos deveriam ser repartidos entre os produtos (potência elétrica e calor útil) de uma planta de cogeração de maneira proporcional à sua exergia.

Em 1962 Tribus e Evans (1992, apud EL-SAYED; GAGGIOLI, 1989) apresentaram uma análise exergetica de uma planta de dessalinização, associaram a exergia aos fluxos dos custos econômicos e cunharam um novo vocábulo: Termoeconomia. O procedimento associa o fluxo monetário (combustíveis, operação e amortização) da instalação aos fluxos exergeticos, assim, aplicando os balanços de custos para cada equipamento pode-se determinar os custos econômicos unitários dos diferentes fluxos.

Foi nas décadas de 80 e 90 que o desenvolvimento e a aplicação de metodologias termoeconômicas à análise, projeto e otimização de sistemas térmicos ganharam força. Nesta fase, destacam-se os trabalhos de Valero e Lozano, Tsatsaronis, Frangopoulos e Von Spakovsky.

Estes trabalhos foram publicados em uma edição especial da revista “Energy”, voltada totalmente a termoeconomia. Nesta edição os autores Christos Frangopoulos, George Tsatsaronis, Antonio Valero e Michael Spakovsky apresentaram um sistema de cogeração com turbina a gás regenerativa com caldeira de recuperação que ficou conhecido com o nome de CGAM (correspondente as iniciais dos nomes dos autores).

Frangopoulos (1994) desenvolveu a teoria “Análise Funcional Termoeconômica”, definindo um sistema como um conjunto de sistemas inter-relacionadas, assim, cada equipamento tem uma única função (produto) determinando sua relação com os demais equipamentos.

Spakovsky (1994) em sua teoria denominada “Análise Funcional de Engenharia” considerou o estudo das condições termoeconômicas dos equipamentos isolados do sistema capaz de produzir uma otimização global do sistema.

Valero et al. (1994) em sua “Teoria dos Custos Exergéticos” descreveram um conjunto de regras para construir o sistema de equações utilizado na determinação dos fluxos de sistema.

Tsatsaronis e Pisa (1994) utilizaram os custos exergéticos para analisar os fluxos de exergia, de energia e de materiais e a identificação dos custos associados à aquisição e manutenção dos equipamentos.

Bejan, Tsatsaronis e Moran (1996) mostraram como variáveis relativas à exergia podem ser usadas na minimização do custo de um sistema térmico. Estas variáveis incluem a eficiência exergética, os custos associados com exergia destruída, capital investido, operação e manutenção do sistema térmico.

Cerqueira e Nebra (1999) aplicaram as diferentes metodologias a um sistema de energia semelhante ao CGAM, realizando um estudo comparativo das mesmas.

#### ***4.1.2 Vertentes e metodologias da termoeconomia***

Ao longo das décadas de 1980 e 1990 muitos pesquisadores se dedicaram ao estudo da Termoeconomia. Diferentes metodologias e abordagens foram propostas para a sua implementação matemática, descrevendo de maneira adequada a distribuição dos custos exergéticos e monetários entre os equipamentos que compõem um sistema térmico. Assim, surgiram duas vertentes principais na Termoeconomia, as quais serão descritas resumidamente na sequência.

A primeira vertente da Termoeconomia estabelece que a otimização é parte integrante e fundamental da divisão dos custos, justificando o uso da exergia pela possibilidade de se dividir instalações complexas em partes que possam ser otimizadas separadamente.

A segunda vertente da Termoeconomia utiliza a alocação dos custos médios dos produtos (externos e internos) e dos componentes do sistema, satisfazendo alguns objetivos, como:

- Determinar o custo real dos produtos ou serviços;
- Propiciar bases racionais para a fixação dos preços dos produtos e serviços;

- Fornecer um meio de alocar e controlar os gastos;
- Fornecer informações a partir das quais decisões operacionais podem ser estabelecidas e avaliadas.

Na primeira vertente podem ser destacadas as metodologias de Otimização Termoeconômica, desenvolvida por El-Sayed e Evans (1970), e de Análise Funcional Termoeconômica, proposta por Frangopoulos (1983), e na segunda vertente a metodologia da Teoria do Custo Exergético, difundida por Lozano e Valero (1993), que será a metodologia utilizada no presente trabalho, merecendo, portanto, uma melhor descrição a seguir.

#### ***4.1.3 Teoria do custo exergético***

Essa análise é baseada na contabilidade da destruição de exergia que experimentam os fluxos na sua passagem através dos diferentes equipamentos constituintes do sistema. Desta forma, são contabilizadas as eficiências (e perdas exergéticas), em cada um dos volumes de controle (equipamentos, junções e ramificação) do sistema, tendo como resultado o custo exergético de cada um dos portadores de energia.

Um balanço de custo aplicado para o  $k$ -ésimo componente do sistema mostra que a soma das taxas de custos associadas com todos os fluxos de exergia de saída é igual à soma das taxas de custos de todos os fluxos de exergia de entrada mais o preço apropriado devido ao investimento de capital e despesas de operação e manutenção.

Consequentemente, para um componente  $k$  que recebe uma transferência de calor e gera potência, resulta a seguinte equação (LOZANO; VALERO, 1993):

$$\sum_s \dot{C}_{sk} + \dot{C}_{wk} = \dot{C}_{Qk} + \sum_e \dot{C}_{ek} + \dot{Z}_k \quad (41)$$

onde:

$\dot{C}_{sk}$ : custo médio do fluxo de saída por unidade de tempo no componente  $k$  (R\$/s);

$\dot{C}_{ek}$ : custo médio do fluxo de entrada por unidade de tempo no componente  $k$  (R\$/s);

$\dot{C}_{wk}$ : custo médio do trabalho por unidade de tempo no componente  $k$  (R\$/s);

$\dot{C}_{Qk}$ : custo médio do calor por unidade de tempo no componente  $k$  (R\$/s);  
 $\dot{Z}_k$ : custo médio total do equipamento por unidade de tempo no componente  $k$  (R\$/s).

Através da Eq. (41) é possível constatar que o custo total dos fluxos de saída de exergia é igual à despesa total para obtê-lo. O termo correspondente ao custo médio do trabalho ( $\dot{C}_{Wk}$ ) muda de sinal quando o componente recebe potência, o mesmo acontece com o termo correspondente ao custo médio do calor quando este transfere calor.

Para vazões mássicas entrando e saindo com taxas associadas de transferência de exergia ( $\dot{E}x_e$  e  $\dot{E}x_s$ ), potência ( $\dot{W}$ ), e transferência de calor ( $\dot{E}x_Q$ ), tem-se:

$$\dot{C}_{ek} = c_e \dot{E}x_e = c_e \dot{m}_e ex_e \quad (42)$$

$$\dot{C}_{sk} = c_s \dot{E}x_s = c_s \dot{m}_s ex_s \quad (43)$$

$$\dot{C}_W = c_W \dot{W} \quad (44)$$

$$\dot{C}_Q = c_Q \dot{E}x_Q \quad (45)$$

onde:

$c_e$ ,  $c_s$ ,  $c_W$  e  $c_Q$  denotam os custos médios por unidade de exergia em reais por Gigajoule (R\$/GJ).

As taxas de exergia entrando e saindo ( $\dot{E}x_e$  e  $\dot{E}x_s$ ), bem como as de calor transferido e de trabalho ( $\dot{E}x_Q$  e  $\dot{W}$ ) são calculadas em uma análise exergética.

Para a determinação do custo médio do equipamento por unidade de tempo deve ser considerado o custo do investimento para aquisição e amortização do equipamento, bem como os custos de operação e manutenção (O&M) através da seguinte equação:

$$\dot{Z}_{EQ} = Z_{INV} f_a + \dot{Z}_{O\&M} \quad (46)$$

O fator de amortização é calculado através da Eq. (4.7):

$$f_a = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (47)$$

onde:

$i$ : taxa anual de juros (%);

$n$ : período de amortização (anos);

$Z_{INV}$ : capital de investimento (R\$)

$\dot{Z}_{O\&M}$ : custo médio anual de O&M (R\$/ano);

$\dot{Z}_{EQ}$ : custo médio anual do equipamento (R\$/ano).

Com os custos médios anuais para cada equipamento pode ser encontrado o custo médio por unidade de tempo através da consideração do tempo de operação do equipamento, conforme segue:

$$\dot{Z}_k = \frac{\dot{Z}_{EQ}}{t_{oper}3600} \quad (48)$$

onde:

$t_{oper}$ : tempo efetivo de operação do equipamento  $k$  (h).

Introduzindo as expressões de taxa de custo, na Eq. (41), obtém-se:

$$\sum_s c_s \dot{E}x_s + c_W \dot{W} = c_Q \dot{E}x_Q + \sum_e c_e \dot{E}x_e + \dot{Z}_k \quad (49)$$

Na Eq. (49) as variáveis correspondem aos custos particionados por unidade de exergia para os fluxos de exergia associados com o componente  $k$  ( $c_e$ ,  $c_s$ ,  $c_W$  e  $c_Q$ ). Para analisar cada componente pode-se assumir que os custos por unidade de exergia são conhecidos para todos os fluxos de entrada.

Caso uma corrente venha a incorporar o sistema, o custo dessa corrente será o seu custo de compra, logo, as variáveis desconhecidas a serem calculadas pelo balanço de custos para o  $k$ -ésimo componente são os custos por unidade de exergia dos fluxos que saem ( $c_s$ ). No caso do componente analisado gerar calor ou potência o custo por unidade de exergia deverá ser associado como transferência de potência ( $c_W$ ) ou calor ( $c_Q$ ).

A determinação dos custos é feita de acordo com um conjunto de regras (postulados) enumerada por Lozano e Valero (1993) que considera um conjunto de definições prévias de estrutura física e produtiva de modo a gerar um sistema de equações para a determinação dos custos dos fluxos de uma instalação, a saber:

**Postulado 1:** Custos exergéticos são quantidades conservativas como consequência de suas definições, e pode-se, portanto, escrever uma equação de balanço para cada unidade do sistema.

**Postulado 2:** Na ausência de informações externas, o custo por unidade de exergia é o custo de aquisição do insumo.

**Postulado 3:** Todos os custos gerados no processo produtivo devem ser incluídos no custo final dos produtos, o que se traduz na atribuição de custo zero a todas as perdas.

Os Postulados 2 e 3 permitem escrever tantas equações quanto forem os fluxos supridos ao sistema de perdas. Como em geral o número de fluxos é superior à soma do número de sistemas, dos fluxos de entrada e das perdas, as equações obtidas pela aplicação dos Postulados 1 a 3 não constituem um sistema determinado. As equações adicionais serão obtidas pela aplicação dos dois postulados finais, que são:

**Postulado 4a:** Se um fluxo que sai de uma unidade for parte do insumo desta unidade, então o custo exergético do fluxo é constante através da unidade.

**Postulado 4b:** Se o produto de uma unidade é composto por mais de um fluxo, então são iguais os custos exergéticos de cada um desses fluxos.

A resolução do sistema de equações envolve o uso de equações complementares, de modo a distribuir custos entre os produtos. Os dois últimos postulados mencionados fornecem uma base para arbitrar esta distribuição. Outra forma de explicitar esta distribuição foi proposta por Reistad e Gaggioli (1980), tomando-se o exemplo de uma turbina de contrapressão e propondo-se quatro métodos:

- **Método das extrações:** considera que a geração de potência é a única finalidade da utilização da turbina. Todos os custos de capital e a irreversibilidade gerada são alocados ao produto, ou seja, à potência elétrica/mecânica produzida, de modo que os fluxos de vapor que entram e saem da turbina possuem o mesmo custo exergético unitário.
- **Métodos das igualdades:** considera-se que, além da potência, o vapor de baixa pressão que deixa a turbina também constitui um produto. Neste caso a turbina

funcionaria tal qual uma válvula de expansão. Assim, os custos de capital e da irreversibilidade da turbina são distribuídos entre os produtos, ou seja, os custos unitários da potência e do vapor de baixa possuem o mesmo valor.

- **Método do trabalho como subproduto:** neste caso a produção de vapor de baixa pressão é considerada o produto principal do sistema e a potência gerada é vista como um aproveitamento.
- **Método do vapor como subproduto:** a potência é considerada como produto principal e o vapor como subproduto.

Através destes conceitos pode-se encontrar o custo de produção do vapor produzido em uma caldeira, através de algumas simplificações e considerações em relação ao volume de controle e, considerando o fluxo de combustível, água de alimentação associados com suas respectivas exergias, como entradas do equipamento, e o vapor superaquecido e sua exergia como saída, chega-se na seguinte equação:

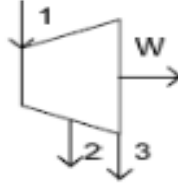
$$c_{vv} = \frac{c_{bag} \cdot \dot{Ex}_{bag} + c_{h2o} \cdot \dot{Ex}_{h2o} + \dot{Z}_{cald}}{\dot{m}_{vv} \cdot ex_{vv}} \quad (50)$$

onde:

- $c_{vv}$ : custo médio por unidade de exergia para produção de vapor (R\$/GJ);
- $c_{bag}$ : custo médio por unidade de exergia para o consumo de bagaço (R\$/GJ);
- $c_{h2o}$ : custo médio por unidade de exergia devido tratamento de água de alimentação (R\$/GJ);
- $\dot{Ex}_{bag}$ : taxa de exergia para o bagaço (GJ/s);
- $\dot{Ex}_{h2o}$ : taxa de exergia para água de alimentação (GJ/s);
- $ex_{vv}$ : exergia específica para o vapor (kJ/kg);
- $\dot{m}_{vv}$ : vazão de vapor (kg/s);
- $\dot{Z}_{cald}$ : custo médio da caldeira (R\$/s).

De forma semelhante, para uma turbina de extração-condensação (Figura 41) o custo médio para produção de energia pode ser obtido através das Eqs. (51) a (55).

Figura 15 - Representação gráfica de uma turbina de extração-condensação.



Fonte: Bejan, Tsatsaronis e Moran (1996).

$$\dot{C}_2 + \dot{C}_3 + \dot{C}_W = \dot{C}_1 + \dot{Z}_{TG} \quad (51)$$

$$c_2 \cdot \dot{m}_{ex} \cdot ex_{ex} + c_3 \cdot \dot{m}_{co} \cdot ex_{co} + c_W \cdot \dot{W} = c_1 \cdot \dot{m}_{vv} \cdot ex_{vv} + \dot{Z}_{TG} \quad (52)$$

$$c_W = \frac{c_1 \cdot \dot{m}_{vv} \cdot ex_{vv} - c_2 \cdot \dot{m}_{ex} \cdot ex_{ex} - c_3 \cdot \dot{m}_{co} \cdot ex_{co} + \dot{Z}_{TG}}{\dot{W}} \quad (53)$$

$$c_3 = c_2 = c_1 = c_{vv} \quad (54)$$

$$c_W = \frac{c_{vv} \cdot (\dot{m}_{vv} \cdot ex_{vv} - \dot{m}_{ex} \cdot ex_{ex} - \dot{m}_{co} \cdot ex_{co}) + \dot{Z}_{TG}}{\dot{W}} \quad (55)$$

onde:

$c_{vv}$ : custo médio por unidade de exergia para produção de vapor (R\$/GJ);

$ex_{vv}$ : exergia específica para o vapor na entrada da turbina (kJ/kg);

$ex_{ex}$ : exergia específica para o vapor na extração (kJ/kg);

$ex_{co}$ : exergia específica para o vapor na condensação (kJ/kg);

$\dot{m}_{vv}$ : vazão de vapor na entrada da turbina (kg/s);

$\dot{m}_{ex}$ : vazão de vapor na extração (kg/s);

$\dot{m}_{co}$ : vazão de vapor na condensação (kg/s);

$\dot{Z}_{TG}$ : custo médio da turbina (R\$/s);

$\dot{W}$ : potência gerada (kW).

## 4.2 Fundamentos da análise econômica

Usualmente, a análise financeira de projetos é baseada em estimativas para o fluxo de caixa futuro, obtidas a partir de previsões para diversas variáveis. A análise

inicial do fluxo de caixa é feita através de valores representativos para as variáveis consideradas, permitindo o cálculo de indicadores financeiros determinísticos.

As técnicas mais sofisticadas de análise de investimento de capital, segundo Gitman (1984), consideram o fator tempo no valor do dinheiro e envolvem os conceitos de fluxos de caixa supostamente conhecidos ao longo da vida útil do projeto.

Os critérios de rentabilidade baseados em fluxos de caixa descontados têm duas importantes características: por um lado, supõem a consideração de todos os fluxos de caixa associados ao investimento ao longo de toda sua vida útil e, por outro lado, fazem uso do princípio do desconto. A avaliação de um projeto de investimento faz uso da taxa de desconto ( $j$ ), ou taxa mínima de atratividade (TMA), a qual representa o custo de oportunidade do capital investido ou uma taxa definida pela empresa em função de sua política de investimento (GALESNE; FENSTERSEIFER; LAMB, 1999).

Horlock (1997) apresenta uma série de técnicas desenvolvidas para avaliar projetos de cogeração, baseadas no Valor Presente Líquido (VPL), preço da eletricidade, fluxos de caixa atualizados, preço do calor e períodos de *payback*.

A utilização do método do *payback*, ou tempo de recuperação do capital, corresponde a uma ideia muito simples: aquela segundo a qual um investimento é tanto mais interessante quanto suas entradas de caixa anuais permitirem mais rapidamente recuperar o capital inicialmente investido (GALESNE; FENSTERSEIFER; LAMB, 1999). O uso deste método está associado a um dos critérios de rentabilidade baseados no fluxo de caixa descontado, descritos a seguir.

#### **4.2.1 Valor Presente Líquido**

Técnicas baseadas nos fluxos de caixa são as mais utilizadas para descrever a interação entre as despesas com capital e os benefícios obtidos anualmente com a implantação de um projeto.

Estes benefícios são obtidos através do uso do combustível de uma forma mais racional. O método consiste em atualizar até o ano zero de operação os benefícios obtidos durante a vida útil do projeto a uma taxa de desconto e, depois, esses valores são somados e descontados do capital gasto inicialmente, o valor resultante é denominado como o Valor Presente Líquido (VPL). O método VPL demonstra explicitamente o lucro real líquido que o investidor deve receber ao longo da vida útil do projeto, sendo definido por:

$$VPL = \sum_k^N \frac{ELC}{(1+j)^k} - CTI \quad (56)$$

onde:

$ELC$  : entrada líquida de capital anual (R\$);

$j$  : taxa de desconto adotada (%);

$N$  : período de análise (anos);

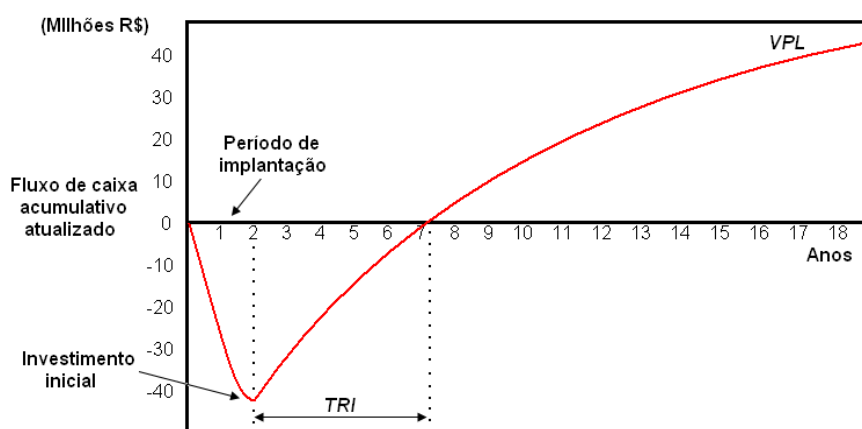
$CTI$  : capital total investido no início de operação do projeto (R\$).

O critério quando o  $VPL$  é usado para tomar decisões do tipo “aceitar” ou “recusar” o projeto é o seguinte: se o  $VPL$  for maior ou igual a zero deve-se aceitar o projeto, pois a empresa obterá um retorno igual ou maior que o custo de capital investido e o projeto conservará ou aumentará o seu patrimônio; caso contrário, se o  $VPL$  for menor que zero, deve-se recusar o projeto.

Horlock (1997) apresenta uma variação do cálculo do  $VPL$  que possibilita visualizar graficamente o período em que o fluxo de caixa atualizado e acumulativo anula o investimento inicial ( $CTI$ ). Neste ponto de intersecção, os benefícios obtidos com o projeto implantado retomam o investimento inicial a uma taxa de desconto ( $j$ ). Este método é denominado de *Discount Cash Flow* e a intersecção no ponto zero possibilita determinar o Tempo de Retorno do Investimento ( $TRI$ ).

A Figura 16 mostra o  $TRI$  e o  $VPL$  graficamente.

Figura 16 - Fluxo de caixa acumulativo típico de um projeto.



Fonte: Elaboração do autor.

#### 4.2.2 Taxa Interna de Retorno

Segundo Gitman (1984), provavelmente a técnica de análise mais utilizada para se avaliar alternativas de investimento é a Taxa Interna de Retorno (*TIR*). A taxa interna de retorno de um investimento é a taxa  $j^*$  que retorna o valor presente das entradas líquidas de caixa associadas ao projeto igual ao investimento inicial ou, equivalentemente, a taxa  $j^*$  que torna o *VPL* do projeto igual a zero. Trata-se de um critério mais objetivo, no qual a decisão para avaliar o projeto baseia-se no custo de capital. Se a *TIR* for maior ou igual ao custo do capital ou taxa de desconto adotada, deve-se aceitar o projeto, caso contrário, deve-se rejeitar o projeto.

A *TIR* é determinada iterativamente, segundo a expressão:

$$\sum_k^N \frac{ELC}{(1+j^*)^k} - CTI = 0 \quad (57)$$

onde:

$j^*$  : taxa interna de retorno de um investimento (%).

#### 4.2.3 Comparação entre as técnicas *VPL* e *TIR*

As diferenças básicas entre as técnicas de análise adotadas, *VPL* e *TIR*, resultam em classificações conflitantes. Com base puramente teórica, o uso do *VPL* é melhor. Sua superioridade teórica é atribuída a inúmeros fatores. O mais importante é a suposição implícita no uso do *VPL* de que todas as entradas de caixa intermediárias geradas pelo investimento são reinvestidas ao custo de capital da empresa, enquanto no uso da *TIR* supõe-se o reinvestimento da taxa especificada pela *TIR*, frequentemente irrealista.

Um segundo problema teórico é o de se encontrar comumente mais de uma *TIR* para padrões não convencionais de fluxos de caixa. O problema de múltiplas *TIR*'s resulta de propriedades matemáticas específicas dos cálculos envolvidos. Devido à natureza técnica desse problema, é suficiente dizer que um fluxo de caixa pode ter mais de uma *TIR* e que, quando isso ocorre, torna-se difícil sua interpretação.

Uma terceira crítica resulta do fato de que determinados fluxos podem ter propriedades matemáticas tais que nem exista uma *TIR*. De novo, esse problema técnico pode provocar dificuldades que não ocorrerão com a abordagem do *VPL*.

Já que a abordagem do *VPL* não tem as deficiências descritas acima, do ponto de vista teórico ela é preferível. Apesar deste fato, os administradores financeiros das grandes empresas preferem usar a *TIR*, o que é atribuível a sua preferência por taxas de retorno ao invés de retorno em dinheiro.

Por se mencionarem frequentemente juros e medidas de lucratividade, como taxas, o uso da *TIR* faz mais sentido para os responsáveis pelas decisões nas empresas. Eles tendem a achar o *VPL* mais difícil de usar, porque o mesmo não mede benefícios relativos ao montante investido. Ao contrário, a *TIR* dá muito mais informações sobre os retornos relativos ao investimento inicial.

Em suma, constata-se que, embora o *VPL* seja teoricamente preferível, a *TIR* é mais popular devido ao fato de se poder relacioná-la diretamente aos dados disponíveis de decisão. Neste trabalho serão consideradas as duas técnicas de análise econômica para análise do desempenho financeiro das plantas.

#### **4.3 Técnicas para estimativa do capital total investido**

Ao contrário dos custos do combustível e custos de operação e manutenção, que são contínuos ou repetitivos na realidade, um custo de investimento é um custo único. O capital necessário para comprar o terreno, construir todas as instalações necessárias, e comprar e instalar o maquinário requerido e equipamentos para um sistema é chamado de investimento de capital fixo. O capital total investido (*CTI*) é a soma do investimento de capital fixo e de outros gastos, que consiste nos custos de partida da instalação, capital de giro e juros incorridos durante a construção.

A Tabela 3 mostra uma lista geral dos itens a serem considerados na estimativa do capital total investido para um novo sistema.

Tabela 3 - Especificação do capital total investido.

| <b>INVESTIMENTO DE CAPITAL FIXO (ICF)</b> |                        |
|-------------------------------------------|------------------------|
| <b>Custos diretos (CD)</b>                |                        |
| Custo do equipamento adquirido (CEA)      | 100 %                  |
| Instalação do equipamento adquirido       | 20 a 90 % CEA          |
| Tubulação                                 | 10 a 70 % CEA          |
| Instrumentação e controle                 | 6 a 40 % CEA           |
| Materiais e equipamentos elétricos        | 10 a 15 % CEA          |
| Terreno                                   | 0 a 10 % CEA           |
| Trabalho estrutural e arquitetônico       | 15 a 90 % CEA          |
| Instalações auxiliares                    | 30 a 100 % CEA         |
| <b>Custos indiretos (CI)</b>              |                        |
| Engenharia e supervisão                   | 25 a 75 % CEA          |
| Construção civil                          | 15 % CD                |
| Imprevistos                               | 5 a 20 % ICF           |
| <b>OUTROS GASTOS</b>                      |                        |
| <b>Custos de partida da instalação</b>    | <b>5 a 12 % do ICF</b> |

Fonte: Bejan, Tsatsaronis e Moran (1996).

Segundo Bejan, Tsatsaronis e Moran (1996), os itens citados na Tabela 3 são estimados como descrito a seguir.

#### **4.3.1 Custo dos equipamentos adquiridos**

Estimar o custo dos equipamentos adquiridos (CEA) é o primeiro passo em qualquer estimativa de custo. O tipo de equipamento e seu tamanho, a faixa de operação e os materiais utilizados na sua fabricação devem ser determinados para que se possam estimar os custos. Segundo Bejan, Tsatsaronis e Moran (1996), a precisão das estimativas de custo depende do montante e da qualidade das informações e do tempo disponíveis para realizar essas estimativas.

A melhor estimativa para o custo dos equipamentos adquiridos pode ser obtida diretamente através da cotação junto a vendedores. Para grandes projetos, as cotações junto aos vendedores devem ser feitas pelo menos para os equipamentos mais caros. Os custos dos equipamentos também podem ser estimados através de valores dos custos de

aquisição passadas, de consultas com profissionais experientes na área ou de cálculos utilizando bancos de dados específicos geralmente mantidos por companhias de engenharia.

Outra forma de se fazer esta estimativa é através da extrapolação a partir de preços de equipamentos conhecidos. A conversão de custo em relação à capacidade ou tamanho do equipamento pode ser feita comparando-se equipamentos iguais e apenas de tamanho ou capacidade diferentes, de acordo com a seguinte correlação (BEJAN; TSATSARONIS; MORAN, 1996):

$$C_y = C_x \left( \frac{S_y}{S_x} \right)^\alpha \quad (58)$$

onde:

$C_y$ : custo do equipamento “y” que se deseja determinar;

$C_x$ : custo do equipamento “x” conhecido;

$S_y$ : variável de conversão (capacidade) do equipamento “y”;

$S_x$ : variável de conversão (capacidade) do equipamento “x”;

$\alpha$  : fator de escala em função do tipo de equipamento (BEJAN; TSATSARONIS; MORAN, 1996).

O ponto desfavorável em relação a esta metodologia é o fato de cada componente ser caracterizado por apenas um parâmetro associado a sua capacidade, sendo desprezada a qualidade do equipamento e o nível de tecnologia usado na sua construção.

#### ***4.3.2 Custo de instalação dos equipamentos adquiridos***

O custo de instalação abrange o frete e seguro para o transporte, custos de mão de obra, descarga, manejo, fundação e todos os outros dispêndios com construções diretamente relacionadas com a instalação do equipamento.

Em geral, os custos de instalação variam de 20 a 90 % do custo do equipamento adquirido. De acordo com Bejan, Tsatsaronis e Moran (1996), na ausência de outras informações, um valor típico de 45 % pode ser utilizado.

#### ***4.3.3 Custo das tubulações***

O custo para tubulações inclui os custos de material e mão de obra para a completa instalação de toda a tubulação utilizada no sistema. Esse custo varia de 10 a 70 % do custo dos equipamentos adquiridos

#### ***4.3.4 Custo do controle e instrumentação***

O fator utilizado para calcular estes custos tende a aumentar à medida que o grau de automatização aumenta e decrescer com o aumento do custo total. Segundo Bejan, Tsatsaronis e Moran (1996), uma faixa típica dos valores do fator do custo para controle e instrumentação é de 6 a 40 % do custo do equipamento adquirido. Para plantas convencionais de potência a vapor, a faixa de 6 a 10 % é aplicada. Na ausência de outras informações, o valor de 20 % pode ser assumido para este fator.

#### ***4.3.5 Custo dos materiais e equipamentos elétricos***

Este custo, que inclui materiais e mão de obra para instalação de subestações, linhas de distribuição, centro de controle, iluminação, e assim por diante, é geralmente de 10 a 15 % do custo dos equipamentos adquiridos, sendo o valor de 11 % o mais usual.

#### ***4.3.6 Custo do terreno***

O custo do terreno depende fortemente da localização. Caso tenha que comprar o terreno, o custo pode ser até 10 % do custo dos equipamentos adquiridos.

#### ***4.3.7 Custo do trabalho estrutural e arquitetônico***

Esta categoria inclui o custo total para toda a construção, incluindo serviços, custos com pavimentação, cercas, paisagismo, entre outros. O custo para esta categoria,

considerando uma nova instalação em um local já existente é em torno de 20 % do custo dos equipamentos adquiridos (PETERS; TIMMERHAUS, 1991).

#### ***4.3.8 Custo das instalações auxiliares***

O custo de instalações auxiliares inclui todos os custos para fornecimento de utilidades requeridas para operar o sistema tais como combustível, água, vapor (assumindo que estas utilidades não são geradas no processo principal do sistema). De acordo com Bejan, Tsatsaronis e Moran (1996), o custo total das instalações auxiliares pode variar de 30 a 100 % dos custos dos equipamentos adquiridos. Na ausência de informação específica utiliza-se um valor de 65 % do custo dos equipamentos adquiridos.

#### ***4.3.9 Custo da engenharia e supervisão***

O investimento de capital em engenharia e supervisão inclui o custo para o desenvolvimento do projeto detalhado da planta, e os custos associados com maquetes, supervisão e inspeção de obras, administração, viagens e serviços de consultoria. Um valor típico para este custo é por volta de 30 % do custo dos equipamentos adquiridos ou 8 % dos custos diretos totais da planta.

#### ***4.3.10 Custo da construção civil***

Esta parcela inclui todas as despesas necessárias ao processo de construção da planta, tais como operações e instalações temporárias, ferramentas e equipamentos, seguro, entre outros. Nesta categoria também se inclui o lucro do construtor. O custo para construção, incluindo o lucro do construtor, é de aproximadamente 15 % do custo direto total.

#### ***4.3.11 Custos imprevistos***

As estimativas de custos são baseadas em suposições para custos e produtividade, que podem variar significativamente dos valores reais. Além disso,

acontecimentos imprevisíveis, como o clima, mudanças de preços repentinas e paradas não programadas, podem afetar os custos reais. Todas essas incertezas e riscos são considerados através de um fator de imprevistos, que normalmente varia entre 5 e 20 % do capital total investido.

#### ***4.3.12 Custo de partida***

Estes custos estão associados a diversos processos que ocorrem após o encerramento da construção da planta e antes do início de sua operação definitiva, tais como: pequenos ajustes no projeto, materiais, equipamentos e mão de obra, utilizados no processo de partida da instalação. Estes custos podem variar de 5 a 12 % do capital total investido fixo.

## 5 DESCRIÇÃO DOS CASOS E APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS

### 5.1 Considerações preliminares e desenvolvimento das simulações

Antes da apresentação dos resultados termodinâmicos, termoeconômicos e econômicos são apresentadas algumas considerações relevantes para o desenvolvimento deste trabalho.

A solução do sistema de equações resultante da análise termodinâmica de cada um dos casos é obtida através do emprego do *software* IPSEpro<sup>®</sup> (SIMTECH IPSEPRO, 2003), que é um programa que possui um conjunto de módulos e bibliotecas que são destinadas à criação de modelos para simulação de processos.

O PCI do bagaço utilizado foi considerado como sendo 7.121 kJ/kg, de acordo com análise feita no combustível na saída da moenda da usina pelo CTC – Centro de Tecnologia Canavieira. A exergia do bagaço foi calculada de acordo com a equação utilizada por Dantas (2010), levando-se em consideração a composição química do bagaço, resultando em 8.100 kJ/kg.

O custo anual dos equipamentos foi calculado levando-se em consideração um período de amortização de 20 anos e uma taxa de juros de 12 % ao ano, sendo que os valores do investimento e custos de manutenção e operação foram estimados através do histórico da unidade.

Os investimentos para realização do projeto foram levantados em cerca de 110 milhões de reais, sendo realizado em duas etapas de 55 milhões cada, para uma capacidade total instalada de 67 MW de geração e produção de 270 t/h de vapor a 70 kgf/cm<sup>2</sup> e 530 °C.

Na primeira etapa, concluída em 2005, houve a instalação de uma caldeira de 150 t/h de vapor e uma turbina de extração-condensação acoplada a um gerador de 32 MW e uma turbina de contrapressão pura com um gerador de 10 MW. Na segunda etapa, concluída em 2011, houve a instalação de outra caldeira de 120 t/h de vapor e uma turbina de extração-condensação com um gerador de 25 MW.

No primeiro momento, por limitações da indústria, foi considerado um mix de produção máximo de 40 % para uma moagem de 1.500.000 toneladas de cana em uma safra com duração de 240 dias, resultando em uma moagem efetiva de 306 toneladas de cana por hora. O aproveitamento de tempo global, ou seja, o período efetivo de moagem

considerando as paradas por fatores diversos foi de 85 %, e o aproveitamento de tempo do setor de geração e distribuição de vapor foi de 98 %. Após o segundo investimento, e eliminando algumas restrições do processo, o período de safra considerado foi de 260 dias, para que fosse possível o aumento da quantidade de cana moída levando-se em consideração o limite da moenda.

Com a entrada em operação do novo conjunto gerador, uma nova quantidade de energia foi vendida em leilão, sendo necessária, uma geração mínima de 39 MW no período de safra para cumprimento dos contratos de energia.

A energia elétrica consumida antes da ampliação foi fixada em 31 kW por tonelada de cana moída, após a ampliação, o consumo interno foi fixado em 33 kW por tonelada de cana, o teor de fibra da cana médio foi de 13,3 % e teor de fibra do bagaço foi fixado em 48 %, resultando em 277 kg médios de bagaço por tonelada de cana.

Na prática, com o aumento do mix de produção para o açúcar a tendência é um aumento do consumo de energia pela planta, já que as centrífugas de açúcar são acionadas por motores com potências consideráveis, acima de 250 kW, porém, para efeitos de análise este aumento foi desconsiderado, fixando o consumo em 33 kW por tonelada de cana para todos os casos.

O custo do bagaço produzido através da moagem da cana dentro da usina foi considerado R\$ 5,00/t, conforme contratos de O&M com os parceiros do investimento fornecidos pela usina.

Na primeira etapa a cana processada fornecia bagaço suficiente para a demanda da caldeira, após a ampliação, a quantidade de cana não é suficiente para suprir o consumo de bagaço e o custo do bagaço comprado externamente, foi considerando em R\$ 60,00/t, baseado nos últimos valores comercializados pela usina. Este valor é para o preço do bagaço entregue na usina, portanto, devem estar contabilizados os gastos inerentes ao carregamento, frete e descarregamento, exceto nos casos em que este parâmetro foi utilizado como variável para observação dos resultados econômicos.

É importante destacar que em todos os casos após a ampliação da termoeletrica, há a necessidade de compra de bagaço para cumprimento dos novos contratos de energia devido à limitação da capacidade de moagem, sendo este, um dos fatores que pode levar ao não aceite do projeto através de uma análise simplesmente econômica do ponto de vista da geração de energia. Atualmente o bagaço passou a ser considerado mais um produto, tendo seu valor de venda de R\$ 5,00/t na safra de 2010 chegando a

custar R\$ 80,00/t em 2012, levando muitas usinas a reduzirem a geração de energia para venda do bagaço e a segurarem os investimentos em novos projetos de cogeração.

No início da operação, a indústria ficou limitada a produção de vapor de uma caldeira operando na capacidade máxima de produção (150 t/h) nesta configuração a potência gerada é de 31 MW, gerando energia além dos 84.000 MWh do contrato, e não há a necessidade de compra de bagaço para atendimento do contrato, havendo inclusive a sobra do mesmo.

Após a ampliação da termoeletrica, um novo contrato de energia (88.000 MWh) é incorporado ao primeiro, totalizando 172.000 MWh para exportação. Assim, além da possibilidade de aumento na venda de energia, com a inclusão de mais uma caldeira, foi possível o aumento da capacidade de moagem e da variação do mix de produção.

Nas simulações realizadas, além das variações na quantidade de cana, foi considerada a variação do volume de ART destinado à fabricação de açúcar (mix de produção) de 40 a 80 % para diferentes moagens e diferentes vazões de condensação para uma mesma potência.

O ATR de uma usina é a quantidade de açúcar proveniente da cana (ART) que o processo é capaz de transformar em um produto descontada as perdas no processo de extração, tratamento de caldo, evaporação, entre outros. Já o mix de produção é determinado pelas porcentagens finais da produção de álcool e açúcar, em termos das massas finais produzidas de cada produto (açúcar e etanol).

Nestas condições de aproveitamento de tempo, foi considerada a capacidade de moagem até o limite de projeto da moenda, 340 toneladas de cana por hora (TC/h), a tabela abaixo relaciona a moagem de safra com a respectiva moagem horária efetiva para uma safra de 260 dias.

O valor em quilograma da saca de açúcar corresponde à 50 kg do produto.

Tabela 4 - Moagem efetiva horária para uma safra de 260 dias com aproveitamento global de 85 %.

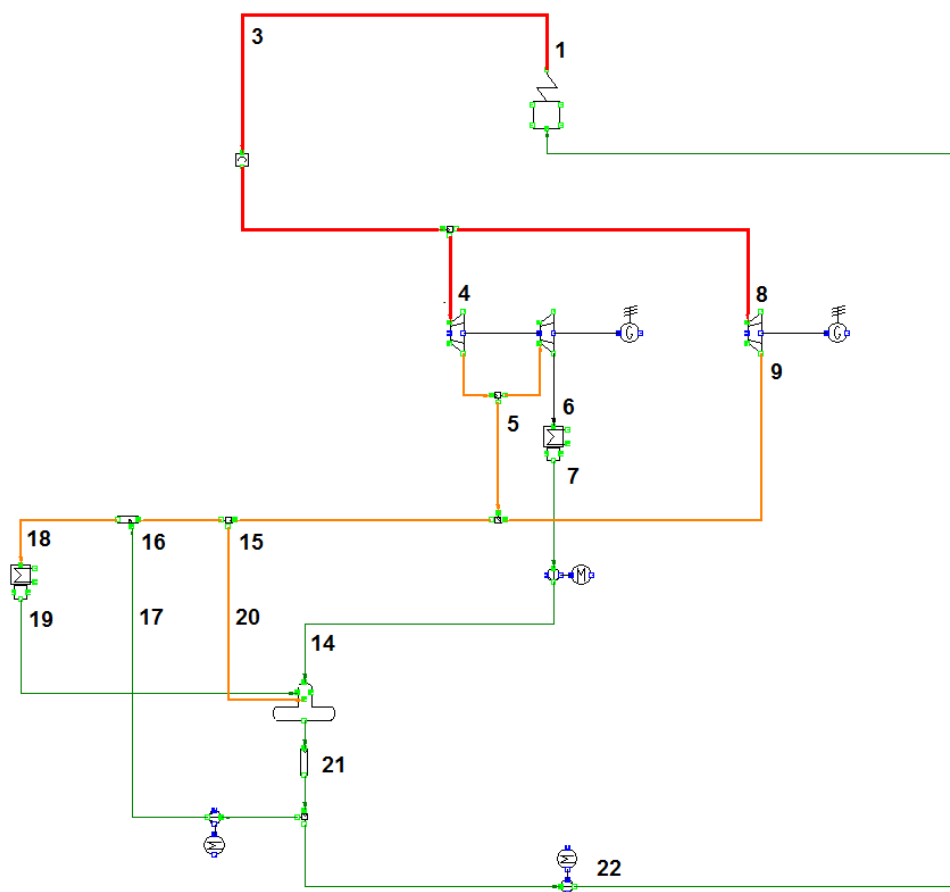
| <b>Cana Safra (t)</b> | <b>Moagem Efetiva (TC/h)</b> |
|-----------------------|------------------------------|
| 1.500.000,00          | 282,81                       |
| 1.600.000,00          | 301,66                       |
| 1.700.000,00          | 320,51                       |
| 1.800.000,00          | 339,37                       |

Fonte: Elaboração do autor.

### 5.1.1 Apresentação da planta antes da ampliação

A planta inicial em sua primeira etapa antes da ampliação aparece na Figura 17, através de uma análise termodinâmica verifica-se que a planta possui um rendimento global satisfatório, porém, nesta configuração a operação fica limitada, sem possibilidade do aumento do mix de produção acima de 40 % devido à demanda de vapor do processo e limitando, também, a venda de maiores quantidades de energia.

Figura 17 - Planta inicial com uma caldeira (150t/h, 70 bar, 530°C), um turbogerador de extração-condensação (32 MW) e um turbogerador de contrapressão (10 MW).

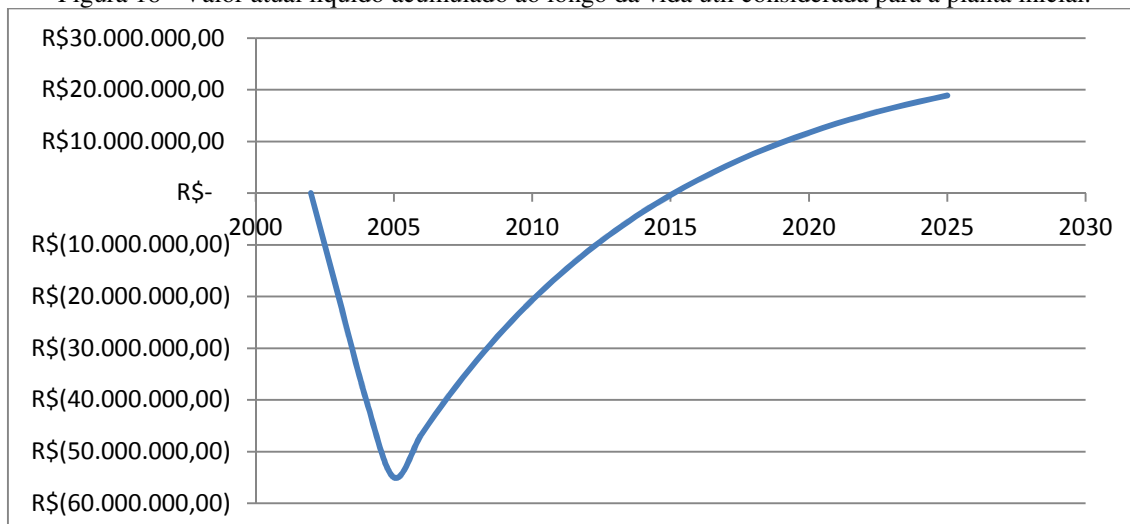


Fonte: Elaboração do autor.

Desta maneira, para o mix máximo possível, a produção de açúcar chega ao máximo de 8.120 sacos por dia e 370 m<sup>3</sup> de etanol, baseado nos rendimentos da usina e considerada uma safra de 1.500.000 toneladas de cana em 240 dias, com uma moagem efetiva de 306 TC/h. Outro ponto negativo desta situação é a demora em recuperar o

capital investido (13 anos), conforme observado na Figura 18 e a baixa taxa de retorno do investimento (TIR), que fica em 4,5 %.

Figura 18 - Valor atual líquido acumulado ao longo da vida útil considerada para a planta inicial.



Fonte: Elaboração do autor.

Esta demora na recuperação do capital investido nesta primeira etapa é devida aos altos custos envolvidos na substituição das caldeiras e nas modificações das instalações para a operação da planta com níveis maiores de pressão e temperatura, sem aumento na capacidade de geração de vapor total, e, também, devida aos altos custos envolvidos nas instalações elétricas para exportação de energia.

Tabela 5 - Parâmetros de operação para a planta inicial.

| Moagem de 1.500.000 toneladas por safra (306,37 TC/h) |                |
|-------------------------------------------------------|----------------|
|                                                       | Planta Inicial |
| Mix de Produção (%)                                   | 40             |
| Bagaço Produzido (t/h)                                | 84,89          |
| Bagaço Consumido (t/h)                                | 73,57          |
| Vapor Produzido (t/h)                                 | 150,00         |
| Vapor Consumido (t/h)                                 | 131,81         |
| Vapor Condensado (t/h)                                | 25,00          |
| Potência Produzida (MW)                               | 30,7           |
| Potência Vendida (kW)                                 | 21,2           |

Fonte: Elaboração do autor.

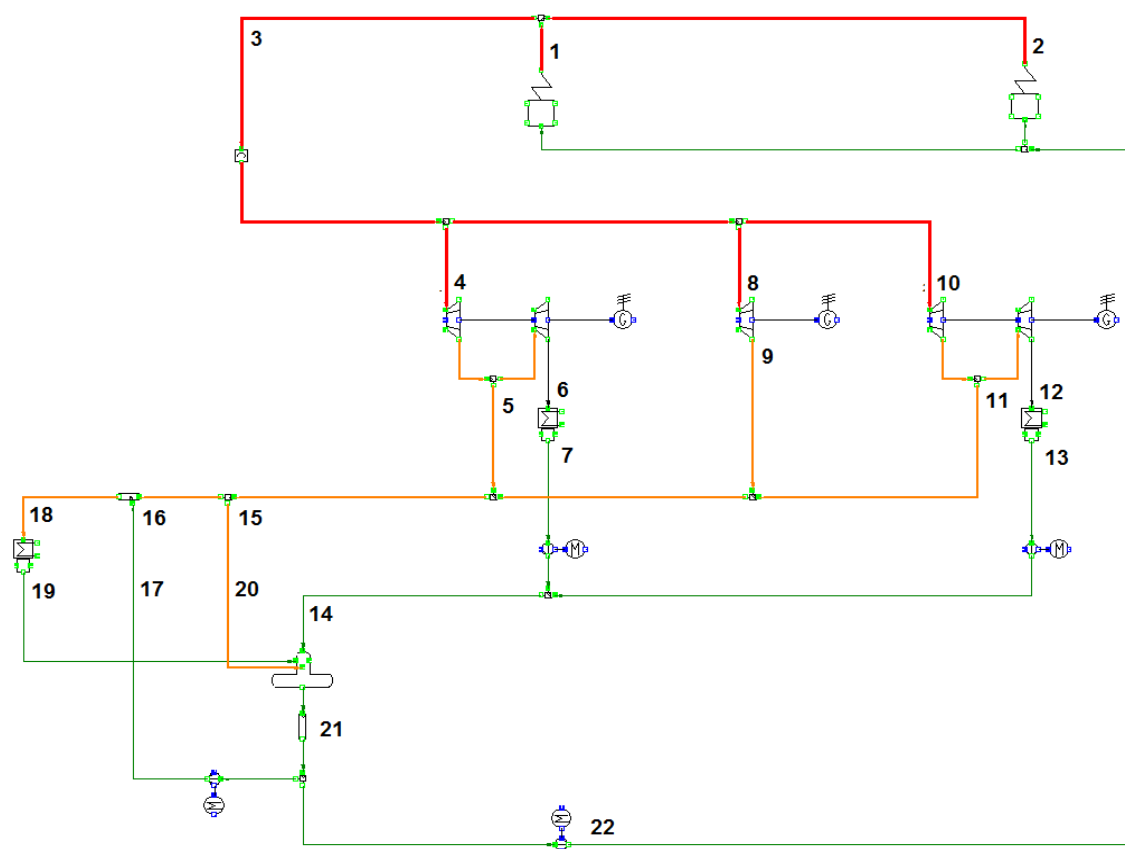
A fim de possibilitar um aumento na capacidade de produção de açúcar e

geração de energia, a planta sofreu uma ampliação em uma segunda etapa com a inclusão de uma nova caldeira e mais um turbogerador. Na sequência serão apresentadas algumas simulações após a ampliação, onde será possível verificar os ganhos na capacidade de produção e geração.

## 5.2 Descrição dos casos

Todos os casos considerados foram definidos com base em uma usina sucroalcooleira do oeste paulista, em uma primeira etapa existe uma caldeira e duas turbinas, uma de extração-condensação e outra de contrapressão, conforme mostrado na Figura 19. Após a ampliação a planta passa a operar com 2 caldeiras e 3 turbinas, duas de extração-condensação e uma de contrapressão, operando em algumas faixas de moagem e variando o mix de produção, conforme mostrado na Figura 19.

Figura 19 - Planta utilizada para as simulações após ampliação.



Fonte: Elaboração do autor.

A planta utiliza equipamentos modernos e eficientes, o que permite um consumo

de vapor para o processo dentro da realidade do setor, os sistemas de evaporação do caldo permitem configurações de alimentação com vapor de escape ou vegetais, as sangrias feitas com os vapores vegetais permitem configurações de até 4 efeitos evaporativos, que resultam em maior eficiência e menor consumo de vapor. As caldeiras operam com vapor a pressão e temperatura elevadas, o que possibilita a geração de energia em níveis mais eficientes que plantas convencionais que operam em níveis de pressão mais baixos.

Os acionamentos para a moagem são eletrificados, não existindo a necessidade de rebaixamento de vapor através de estações redutoras, assim, todo o vapor pode ser expandido através das turbinas até os níveis de pressão que atendam ao processo. Uma pequena parcela do vapor é utilizada para os sistemas de vácuos e selagem das turbinas, não sendo considerados nesta análise.

A turbina de contrapressão é utilizada apenas para *backup* do sistema, não sendo sua operação a opção principal da unidade, e, por isso, não será considerada a operação da mesma. Porém, os custos associados à sua aquisição e manutenção também foram considerados para compor a análise econômica da planta.

Como a temperatura do vapor de escape é próxima de 175 °C, é necessária a utilização de um dessuperaquecedor, cuja finalidade é reduzir a temperatura do vapor até um ponto próximo à saturação, através da injeção de uma determinada quantidade de água líquida próxima dos 100°C no vapor, permitindo uma maximização da troca térmica nos evaporadores. Do ponto de vista energético, não há perdas, pois a diminuição da energia em razão do abaixamento da temperatura é compensada pelo aumento da vazão de vapor que deixa o dessuperaquecedor.

Serão apresentadas 2 situações fixas de potência, uma de 39,3 MW, que é a geração mínima para o cumprimento dos contratos de energia, outra de 45 MW, para a produção de um excedente de energia e 1 situação fixa de condensação de 70 t/h.

### **5.2.1 Caso 1 - Variação do mix de produção de 40 a 80% para uma safra de 1.500.000 toneladas de cana e geração de 39,3 MW**

#### **5.2.1.1 Caso 1.1 - Moagem de 1.500.000 TC e mix de 40 % (39,3 MW)**

Neste primeiro caso a produção de vapor é de 183 t/h a 70 bar e 530 °C. A turbina 1 (TG1) opera com uma vazão de admissão de 68 t/h, extraindo 45 t/h de vapor

para o processo e condensando 23 t/h, gerando 15,1 MW. A turbina 2 permanecerá fora de operação. A turbina 3 (TG3) opera com uma vazão de admissão de 115 t/h, extraíndo 85 t/h de vapor para o processo e condensando 30 t/h, gerando 24,2 MW. O mix de produção é de 40 %, ou seja, 40 % do ART total possível de ser transformando em açúcar ou em etanol, será convertido em açúcar e o restante será utilizado para a produção de álcool. Nesta condição o consumo de vapor do processo é de 430,24 kg de vapor por tonelada de cana moída a 140°C e 2,5 bar. A Tabela 6 apresenta os parâmetros característicos do Caso 1.1, como vazão (t/h), pressão (bar), temperatura (°C), entalpia (kJ/kg), entropia (kJ/kgK) e exergia (kJ/kg).

Tabela 6 - Parâmetros característicos do Caso 1.1.

| Ponto | $\dot{m}$ (t/h) | $P$ (bar) | $T$ (°C) | $h$ (kJ/kg) | $s$ (kJ/kgK) | $ex$ (kJ/kg) |
|-------|-----------------|-----------|----------|-------------|--------------|--------------|
| 1     | 63,00           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 2     | 120,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 3     | 183,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 4     | 68,00           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 5     | 45,00           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 6     | 23,00           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 7     | 23,00           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 8     | 0,00            | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 9     | 0,00            | 2,50      | 216,34   | 2.901,54    | 7,4702       | 728,87       |
| 10    | 115,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 11    | 85,00           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 12    | 30,00           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 13    | 30,00           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 14    | 53,00           | 2,50      | 35,05    | 146,99      | 0,5057       | 50,77        |
| 15    | 130,00          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 16    | 118,03          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 17    | 3,90            | 2,75      | 117,44   | 492,95      | 1,5001       | 100,27       |
| 18    | 121,94          | 2,50      | 140,00   | 2.743,92    | 7,1198       | 675,72       |
| 19    | 121,94          | 2,50      | 114,41   | 480,13      | 1,4672       | 97,26        |
| 20    | 11,97           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 21    | 186,90          | 2,40      | 117,43   | 492,90      | 1,5000       | 100,23       |
| 22    | 183,00          | 100,00    | 119,28   | 507,67      | 1,5113       | 111,63       |

Fonte: Elaboração do autor.

### 5.2.1.2 Caso 1.2 - Moagem de 1.500.000 TC e mix de 50% (39,3 MW)

Nesta simulação a produção de vapor é de 186,5 t/h a 70 bar e 530 °C. A turbina 1 opera com uma vazão de admissão de 71,5 t/h, extraindo 52,5 t/h de vapor para o processo e condensando 19 t/h, gerando 15,1 MW. A turbina 2 permanecerá fora de operação e a turbina 3 na mesma condição da simulação anterior, ou seja, com uma vazão de admissão de 115 t/h, extraindo 85 t/h de vapor para o processo e condensando 30 t/h, gerando 24,2 MW, para as simulações optou-se por manter a turbina 3 sempre na mesma configuração para facilitar as comparações, sendo a turbina 1 responsável pelas variações de processo. O mix de produção é de 50 %, nesta condição o consumo de vapor do processo é de 462,07 kg de vapor por tonelada de cana moída a 140°C e 2,5 bar. A Tabela 7 apresenta os parâmetros característicos do Caso 1.2, como vazão (t/h), pressão (bar), temperatura (°C), entalpia (kJ/kg), entropia (kJ/kgK) e exergia (kJ/kg).

Tabela 7 - Parâmetros característicos do Caso 1.2.

| Ponto | $\dot{m}$ (t/h) | $P$ (bar) | $T$ (°C) | $h$ (kJ/kg) | $s$ (kJ/kgK) | $ex$ (kJ/kg) |
|-------|-----------------|-----------|----------|-------------|--------------|--------------|
| 1     | 66,50           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 2     | 120,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 3     | 186,50          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 4     | 71,50           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 5     | 52,50           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 6     | 19,00           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 7     | 19,00           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 8     | 0,00            | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 9     | 0,00            | 2,50      | 216,34   | 2.901,54    | 7,4702       | 728,87       |
| 10    | 115,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 11    | 85,00           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 12    | 30,00           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 13    | 30,00           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 14    | 49,00           | 2,50      | 35,05    | 146,99      | 0,5057       | 50,77        |
| 15    | 137,50          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 16    | 126,02          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 17    | 4,17            | 2,75      | 117,44   | 492,95      | 1,5001       | 100,27       |
| 18    | 130,18          | 2,50      | 140,00   | 2.743,92    | 7,1198       | 675,72       |
| 19    | 130,18          | 2,50      | 114,41   | 480,13      | 1,4672       | 97,26        |
| 20    | 11,48           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 21    | 190,67          | 2,40      | 117,43   | 492,90      | 1,5000       | 100,23       |
| 22    | 186,50          | 100,00    | 119,28   | 507,67      | 1,5113       | 111,63       |

Fonte: Elaboração do autor.

### 5.2.1.3 Caso 1.3 - Moagem de 1.500.000 TC e mix de 60 % (39,3 MW)

Nesta simulação a produção de vapor é de 190,5 t/h a 70 bar e 530 °C. A turbina 1 opera com uma vazão de admissão de 75,5 t/h, extraindo 61,5 t/h de vapor para o processo e condensando 14 t/h, gerando 21,8 MW. A turbina 2 permanecerá fora de operação e a turbina 3 na mesma condição da simulação anterior. O mix de produção é de 60 %, nesta condição o consumo de vapor do processo é de 493,90 kg de vapor por tonelada de cana moída a 140°C e 2,5 bar. A Tabela 8 apresenta os parâmetros característicos do Caso 1.3, como vazão (t/h), pressão (bar), temperatura (°C), entalpia (kJ/kg), entropia (kJ/kgK) e exergia (kJ/kg).

Tabela 8 - Parâmetros característicos do Caso 1.3.

| Ponto | $\dot{m}$ (t/h) | $P$ (bar) | $T$ (°C) | $h$ (kJ/kg) | $s$ (kJ/kgK) | $ex$ (kJ/kg) |
|-------|-----------------|-----------|----------|-------------|--------------|--------------|
| 1     | 70,50           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 2     | 120,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 3     | 190,50          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 4     | 75,50           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 5     | 61,50           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 6     | 14,00           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 7     | 14,00           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 8     | 0,00            | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 9     | 0,00            | 2,50      | 216,34   | 2.901,54    | 7,4702       | 728,87       |
| 10    | 115,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 11    | 85,00           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 12    | 30,00           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 13    | 30,00           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 14    | 44,00           | 2,50      | 35,05    | 146,99      | 0,5057       | 50,77        |
| 15    | 146,50          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 16    | 135,63          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 17    | 4,49            | 2,75      | 117,44   | 492,95      | 1,5001       | 100,27       |
| 18    | 140,11          | 2,50      | 140,00   | 2.743,92    | 7,1198       | 675,72       |
| 19    | 140,11          | 2,50      | 114,41   | 480,13      | 1,4672       | 97,26        |
| 20    | 10,87           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 21    | 194,99          | 2,40      | 117,43   | 492,90      | 1,5000       | 100,23       |
| 22    | 190,50          | 100,00    | 119,28   | 507,67      | 1,5113       | 111,63       |

Fonte: Elaboração do autor.

### 5.2.1.4 Caso 1.4 - Moagem de 1.500.000 TC e mix de 70 % (39,3 MW)

Nesta simulação a produção de vapor é de 194 t/h a 70 bar e 530 °C. A turbina 1 opera com uma vazão de admissão de 79 t/h, extraindo 69 t/h de vapor para o processo e condensando 10 t/h, gerando 15,1 MW. A turbina 2 permanecerá fora de operação e a turbina 3 na mesma condição da simulação anterior. O mix de produção é de 70 %, nesta condição o consumo de vapor do processo é de 525,73 kg de vapor por tonelada de cana moída a 140 °C e 2,5 bar. A Tabela 9 apresenta os parâmetros característicos do Caso 1.4, como vazão (t/h), pressão (bar), temperatura (°C), entalpia (kJ/kg), entropia (kJ/kgK) e exergia (kJ/kg).

Tabela 9 - Parâmetros característicos do Caso 1.4.

| Ponto | $\dot{m}$ (t/h) | $P$ (bar) | $T$ (°C) | $h$ (kJ/kg) | $s$ (kJ/kgK) | $ex$ (kJ/kg) |
|-------|-----------------|-----------|----------|-------------|--------------|--------------|
| 1     | 74,00           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 2     | 120,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 3     | 194,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 4     | 79,00           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 5     | 69,00           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 6     | 10,00           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 7     | 10,00           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 8     | 0,00            | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 9     | 0,00            | 2,50      | 216,34   | 2.901,54    | 7,4702       | 728,87       |
| 10    | 115,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 11    | 85,00           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 12    | 30,00           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 13    | 30,00           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 14    | 40,00           | 2,50      | 35,05    | 146,99      | 0,5057       | 50,77        |
| 15    | 154,00          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 16    | 143,61          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 17    | 4,75            | 2,75      | 117,44   | 492,95      | 1,5001       | 100,27       |
| 18    | 148,36          | 2,50      | 140,00   | 2.743,92    | 7,1198       | 675,72       |
| 19    | 148,36          | 2,50      | 114,41   | 480,13      | 1,4672       | 97,26        |
| 20    | 10,39           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 21    | 198,75          | 2,40      | 117,43   | 492,90      | 1,5000       | 100,23       |
| 22    | 194,00          | 100,00    | 119,28   | 507,67      | 1,5113       | 111,63       |

Fonte: Elaboração do autor.

### 5.2.1.5 Caso 1.5 - Moagem de 1.500.000 TC e mix de 80 % (39,3 MW)

Nesta simulação a produção de vapor é de 197,5 t/h a 70 bar e 530 °C. A turbina 1 opera com uma vazão de admissão de 85,5 t/h, extraindo 77,5 t/h de vapor para o processo e condensando 8 t/h, gerando 16,9 MW. A turbina 2 permanecerá fora de operação e a turbina 3 opera com uma vazão de 112 t/h, extração de 85 t/h, condensação de 27 t/h e potência de 23,3 MW. O mix de produção é de 80 %, nesta condição o consumo de vapor do processo é de 557,57 kg de vapor por tonelada de cana moída a 140 °C e 2,5 bar. A Tabela 10 apresenta os parâmetros característicos do Caso 1.5, como vazão (t/h), pressão (bar), temperatura (°C), entalpia (kJ/kg), entropia (kJ/kgK) e exergia (kJ/kg).

Tabela 10 - Parâmetros característicos do Caso 1.5.

| Ponto | $\dot{m}$ (t/h) | $P$ (bar) | $T$ (°C) | $h$ (kJ/kg) | $s$ (kJ/kgK) | $ex$ (kJ/kg) |
|-------|-----------------|-----------|----------|-------------|--------------|--------------|
| 1     | 77,50           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 2     | 120,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 3     | 197,50          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 4     | 85,50           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 5     | 77,50           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 6     | 8,00            | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 7     | 8,00            | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 8     | 0,00            | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 9     | 0,00            | 2,50      | 216,34   | 2.901,54    | 7,4702       | 728,87       |
| 10    | 112,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 11    | 85,00           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 12    | 27,00           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 13    | 27,00           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 14    | 35,00           | 2,50      | 35,05    | 146,99      | 0,5057       | 50,77        |
| 15    | 162,50          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 16    | 152,73          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 17    | 5,05            | 2,75      | 117,44   | 492,95      | 1,5001       | 100,27       |
| 18    | 157,78          | 2,50      | 140,00   | 2.743,92    | 7,1198       | 675,72       |
| 19    | 157,78          | 2,50      | 114,41   | 480,13      | 1,4672       | 97,26        |
| 20    | 9,77            | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 21    | 202,55          | 2,40      | 117,43   | 492,90      | 1,5000       | 100,23       |
| 22    | 197,50          | 100,00    | 119,28   | 507,67      | 1,5113       | 111,63       |

Fonte: Elaboração do autor.

### 5.2.2 Caso 2 - Variação do mix de produção de 40 a 80 % para uma safra de 1.600.000 toneladas de cana e geração de 39,3 MW

#### 5.2.2.1 Caso 2.1 - Moagem de 1.600.000 TC e mix de 40 % (39,3 MW)

Neste caso a produção de vapor é de 186,5 t/h a 70 bar e 530 °C. A turbina 1 opera com uma vazão de admissão de 71,5 t/h, extraíndo 52,5 t/h de vapor para o processo e condensando 19 t/h, gerando 15,1 MW. A turbina 2 permanecerá fora de operação. A turbina 3 opera com uma vazão de admissão de 115 t/h, extraíndo 85 t/h de vapor para o processo e condensando 30 t/h, gerando 24,2 MW, operação semelhante às variações do Caso 1. O mix de produção é de 40 %, ou seja, 40 % do ART total possível de ser transformando em açúcar ou em etanol, será convertido em açúcar e o restante será utilizado para a produção de álcool. Nesta condição o consumo de vapor do processo é de 430,24 kg de vapor por tonelada de cana moída a 140°C e 2,5 bar. A Tabela 11 apresenta os parâmetros característicos do Caso 2.1, como vazão (t/h), pressão (bar), temperatura (°C), entalpia (kJ/kg), entropia (kJ/kgK) e exergia (kJ/kg).

Tabela 11 - Parâmetros característicos do Caso 2.1.

| Ponto | $\dot{m}$ (t/h) | $P$ (bar) | $T$ (°C) | $h$ (kJ/kg) | $s$ (kJ/kgK) | $ex$ (kJ/kg) |
|-------|-----------------|-----------|----------|-------------|--------------|--------------|
| 1     | 66,50           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 2     | 120,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 3     | 186,50          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 4     | 71,50           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 5     | 52,50           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 6     | 19,00           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 7     | 19,00           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 8     | 0,00            | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 9     | 0,00            | 2,50      | 216,34   | 2.901,54    | 7,4702       | 728,87       |
| 10    | 115,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 11    | 85,00           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 12    | 30,00           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 13    | 30,00           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 14    | 49,00           | 2,50      | 35,05    | 146,99      | 0,5057       | 50,77        |
| 15    | 137,50          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 16    | 126,02          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 17    | 4,17            | 2,75      | 117,44   | 492,95      | 1,5001       | 100,27       |
| 18    | 130,18          | 2,50      | 140,00   | 2.743,92    | 7,1198       | 675,72       |
| 19    | 130,18          | 2,50      | 114,41   | 480,13      | 1,4672       | 97,26        |
| 20    | 11,48           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 21    | 190,67          | 2,40      | 117,43   | 492,90      | 1,5000       | 100,23       |
| 22    | 186,50          | 100,00    | 119,28   | 507,67      | 1,5113       | 111,63       |

Fonte: Elaboração do autor.

### 5.2.2.2 Caso 2.2 - Moagem de 1.600.000 TC e mix de 50 % (39,3 MW)

Nesta simulação a produção de vapor é de 190,3 t/h a 70 bar e 530 °C. A turbina 1 opera com uma vazão de admissão de 75,3 t/h, extraindo 60,8 t/h de vapor para o processo e condensando 14,5 t/h, gerando 15,1 MW. A turbina 2 permanecerá fora de operação e a turbina 3 na mesma condição da simulação anterior. O mix de produção é de 50 %, nesta condição o consumo de vapor do processo é de 462,07 kg de vapor por tonelada de cana moída a 140 °C e 2,5 bar. A Tabela 12 mostra os parâmetros característicos do Caso 2.2, como vazão (t/h), pressão (bar), temperatura (°C), entalpia (kJ/kg), entropia (kJ/kgK) e exergia (kJ/kg).

Tabela 12 - Parâmetros característicos do Caso 2.2.

| Ponto | $\dot{m}$ (t/h) | $P$ (bar) | $T$ (°C) | $h$ (kJ/kg) | $s$ (kJ/kgK) | $ex$ (kJ/kg) |
|-------|-----------------|-----------|----------|-------------|--------------|--------------|
| 1     | 70,30           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 2     | 120,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 3     | 190,30          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 4     | 75,30           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 5     | 60,80           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 6     | 14,50           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 7     | 14,50           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 8     | 0,00            | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 9     | 0,00            | 2,50      | 216,34   | 2.901,54    | 7,4702       | 728,87       |
| 10    | 115,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 11    | 85,00           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 12    | 30,00           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 13    | 30,00           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 14    | 44,50           | 2,50      | 35,05    | 146,99      | 0,5057       | 50,77        |
| 15    | 145,80          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 16    | 134,86          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 17    | 4,46            | 2,75      | 117,44   | 492,95      | 1,5001       | 100,27       |
| 18    | 139,32          | 2,50      | 140,00   | 2.743,92    | 7,1198       | 675,72       |
| 19    | 139,32          | 2,50      | 114,41   | 480,13      | 1,4672       | 97,26        |
| 20    | 10,94           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 21    | 194,76          | 2,40      | 117,43   | 492,90      | 1,5000       | 100,23       |
| 22    | 190,30          | 100,00    | 119,28   | 507,67      | 1,5113       | 111,63       |

Fonte: Elaboração do autor.

### 5.2.2.3 Caso 2.3 - Moagem de 1.600.000 TC e mix de 60 % (39,3 MW)

Nesta simulação a produção de vapor é de 194,2 t/h a 70 bar e 530 °C. A turbina 1 opera com uma vazão de admissão de 79,2 t/h, extraindo 69,7 t/h de vapor para o processo e condensando 9,5 t/h, gerando 15,1 MW. A turbina 2 permanecerá fora de operação e a turbina 3 na mesma condição da simulação anterior. O mix de produção é de 60%, nesta condição o consumo de vapor do processo é de 493,90 kg de vapor por tonelada de cana moída a 140°C e 2,5 bar. A Tabela 13 apresenta os parâmetros característicos do Caso 2.3, como vazão (t/h), pressão (bar), temperatura (°C), entalpia (kJ/kg), entropia (kJ/kgK) e exergia (kJ/kg).

Tabela 13 - Parâmetros característicos do Caso 2.3.

| Ponto | $\dot{m}$ (t/h) | $P$ (bar) | $T$ (°C) | $h$ (kJ/kg) | $s$ (kJ/kgK) | $ex$ (kJ/kg) |
|-------|-----------------|-----------|----------|-------------|--------------|--------------|
| 1     | 74,20           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 2     | 120,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 3     | 194,20          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 4     | 79,20           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 5     | 69,70           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 6     | 9,50            | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 7     | 9,50            | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 8     | 0,00            | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 9     | 0,00            | 2,50      | 216,34   | 2.901,54    | 7,4702       | 728,87       |
| 10    | 115,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 11    | 85,00           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 12    | 30,00           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 13    | 30,00           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 14    | 39,50           | 2,50      | 35,05    | 146,99      | 0,5057       | 50,77        |
| 15    | 154,70          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 16    | 144,37          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 17    | 4,78            | 2,75      | 117,44   | 492,95      | 1,5001       | 100,27       |
| 18    | 149,15          | 2,50      | 140,00   | 2.743,92    | 7,1198       | 675,72       |
| 19    | 149,15          | 2,50      | 114,41   | 480,13      | 1,4672       | 97,26        |
| 20    | 10,33           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 21    | 198,98          | 2,40      | 117,43   | 492,90      | 1,5000       | 100,23       |
| 22    | 194,20          | 100,00    | 119,28   | 507,67      | 1,5113       | 111,63       |

Fonte: Elaboração do autor.

#### 5.2.2.4 Caso 2.4 - Moagem de 1.600.000 TC e mix de 70 % (39,3 MW)

Nesta simulação a produção de vapor é de 198,0 t/h a 70 bar e 530 °C. A turbina 1 opera com uma vazão de admissão de 83 t/h, extraindo 78,3 t/h de vapor para o processo e condensando 4,7 t/h, gerando 15,1 MW. A turbina 2 permanecerá fora de operação e a turbina 3 na mesma condição da simulação anterior. O mix de produção é de 70 %, nesta condição o consumo de vapor do processo é de 525,73 kg de vapor por tonelada de cana moída a 140 °C e 2,5 bar. A Tabela 15 apresenta os parâmetros característicos do Caso 2.4, como vazão (t/h), pressão (bar), temperatura (°C), entalpia (kJ/kg), entropia (kJ/kgK) e exergia (kJ/kg).

Tabela 14 - Parâmetros característicos do Caso 2.4.

| Ponto | $\dot{m}$ (t/h) | $P$ (bar) | $T$ (°C) | $h$ (kJ/kg) | $s$ (kJ/kgK) | $ex$ (kJ/kg) |
|-------|-----------------|-----------|----------|-------------|--------------|--------------|
| 1     | 78,00           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 2     | 120,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 3     | 198,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 4     | 83,00           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 5     | 78,30           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 6     | 4,70            | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 7     | 4,70            | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 8     | 0,00            | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 9     | 0,00            | 2,50      | 216,34   | 2.901,54    | 7,4702       | 728,87       |
| 10    | 115,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 11    | 85,00           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 12    | 30,00           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 13    | 30,00           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 14    | 34,70           | 2,50      | 35,05    | 146,99      | 0,5057       | 50,77        |
| 15    | 163,30          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 16    | 153,56          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 17    | 5,08            | 2,75      | 117,44   | 492,95      | 1,5001       | 100,27       |
| 18    | 158,64          | 2,50      | 140,00   | 2.743,92    | 7,1198       | 675,72       |
| 19    | 158,64          | 2,50      | 114,41   | 480,13      | 1,4672       | 97,26        |
| 20    | 9,74            | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 21    | 203,08          | 2,40      | 117,43   | 492,90      | 1,5000       | 100,23       |
| 22    | 198,00          | 100,00    | 119,28   | 507,67      | 1,5113       | 111,63       |

Fonte: Elaboração do autor.

### 5.2.2.5 Caso 2.5 - Moagem de 1.600.000 TC e mix de 80 % (39,3 MW)

Nesta simulação a produção de vapor é de 202,0 t/h a 70 bar e 530 °C. A turbina 1 opera com uma vazão de admissão de 91,5 t/h, extraindo 87 t/h de vapor para o processo e condensando 4,5 t/h, gerando 16,5 MW. A turbina 2 permanecerá fora de operação e a turbina 3 com uma vazão de 110,5 t/h, extração de 85 t/h, condensação de 25,5 e potência de 22,8 MW. O mix de produção é de 80 %, nesta condição o consumo de vapor do processo é de 557,57 kg de vapor por tonelada de cana moída a 140 °C e 2,5 bar. A Tabela 15 apresenta os parâmetros característicos do Caso 2.5, como vazão (t/h), pressão (bar), temperatura (°C), entalpia (kJ/kg), entropia (kJ/kgK) e exergia (kJ/kg).

Tabela 15 - Parâmetros característicos do Caso 2.5.

| Ponto | $\dot{m}$ (t/h) | $P$ (bar) | $T$ (°C) | $h$ (kJ/kg) | $s$ (kJ/kgK) | $ex$ (kJ/kg) |
|-------|-----------------|-----------|----------|-------------|--------------|--------------|
| 1     | 82,00           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 2     | 120,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 3     | 202,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 4     | 91,50           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 5     | 87,00           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 6     | 4,50            | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 7     | 4,50            | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 8     | 0,00            | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 9     | 0,00            | 2,50      | 216,34   | 2.901,54    | 7,4702       | 728,87       |
| 10    | 110,50          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 11    | 85,00           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 12    | 25,50           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 13    | 25,50           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 14    | 30,00           | 2,50      | 35,05    | 146,99      | 0,5057       | 50,77        |
| 15    | 172,00          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 16    | 162,83          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 17    | 5,39            | 2,75      | 117,44   | 492,95      | 1,5001       | 100,27       |
| 18    | 168,21          | 2,50      | 140,00   | 2.743,92    | 7,1198       | 675,72       |
| 19    | 168,21          | 2,50      | 114,41   | 480,13      | 1,4672       | 97,26        |
| 20    | 9,17            | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 21    | 207,39          | 2,40      | 117,43   | 492,90      | 1,5000       | 100,23       |
| 22    | 202,00          | 100,00    | 119,28   | 507,67      | 1,5113       | 111,63       |

Fonte: Elaboração do autor.

### 5.2.3 Caso 3 - Variação do mix de produção de 40 a 80 % para uma safra de 1.700.000 toneladas de cana e geração de 39,3 MW

#### 5.2.3.1 Caso 3.1 - Moagem de 1.700.000 TC e mix de 40 % (39,3 MW)

Neste caso a produção de vapor é de 189,7 t/h a 70 bar e 530 °C. A turbina 1 opera com uma vazão de admissão de 74,7, extraíndo 59,5 t/h de vapor para o processo e condensando 15,2 t/h, gerando 15,1 MW. A turbina 2 permanecerá fora de operação. A turbina 3 opera com uma vazão de admissão de 115 t/h, extraíndo 85 t/h de vapor para o processo e condensando 30 t/h, gerando 24,2 MW. O mix de produção é de 40 %, nesta condição o consumo de vapor do processo é de 430,24 kg de vapor por tonelada de cana moída a 140 °C e 2,5 bar. A Tabela 5.15 apresenta os parâmetros característicos do Caso 3.1, como vazão (t/h), pressão (bar), temperatura (°C), entalpia (kJ/kg), entropia (kJ/kgK) e exergia (kJ/kg).

Tabela 16 - Parâmetros característicos do Caso 3.1.

| Ponto | $\dot{m}$ (t/h) | $P$ (bar) | $T$ (°C) | $h$ (kJ/kg) | $s$ (kJ/kgK) | $ex$ (kJ/kg) |
|-------|-----------------|-----------|----------|-------------|--------------|--------------|
| 1     | 69,70           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 2     | 120,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 3     | 189,70          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 4     | 74,70           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 5     | 59,50           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 6     | 15,20           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 7     | 15,20           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 8     | 0,00            | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 9     | 0,00            | 2,50      | 216,34   | 2.901,54    | 7,4702       | 728,87       |
| 10    | 115,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 11    | 85,00           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 12    | 30,00           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 13    | 30,00           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 14    | 45,20           | 2,50      | 35,05    | 146,99      | 0,5057       | 50,77        |
| 15    | 144,50          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 16    | 133,48          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 17    | 4,42            | 2,75      | 117,44   | 492,95      | 1,5001       | 100,27       |
| 18    | 137,89          | 2,50      | 140,00   | 2.743,92    | 7,1198       | 675,72       |
| 19    | 137,89          | 2,50      | 114,41   | 480,13      | 1,4672       | 97,26        |
| 20    | 11,02           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 21    | 194,12          | 2,40      | 117,43   | 492,90      | 1,5000       | 100,23       |
| 22    | 189,70          | 100,00    | 119,28   | 507,67      | 1,5113       | 111,63       |

Fonte: Elaboração do autor.

### 5.2.3.2. Caso 3.2 - Moagem de 1.700.000 TC e mix de 50 % (39,3 MW)

Nesta simulação a produção de vapor é de 193,8 t/h a 70 bar e 530 °C. A turbina 1 opera com uma vazão de admissão de 78,8 t/h, extraindo 68,8 t/h de vapor para o processo e condensando 10 t/h, gerando 15,1 MW. A turbina 2 permanecerá fora de operação e a turbina 3 na mesma condição da simulação anterior. O mix de produção é de 50 %, nesta condição o consumo de vapor do processo é de 462,07 kg de vapor por tonelada de cana moída a 140 °C e 2,5 bar. A Tabela 17 apresenta os parâmetros característicos do Caso 3.2, como vazão (t/h), pressão (bar), temperatura (°C), entalpia (kJ/kg), entropia (kJ/kgK) e exergia (kJ/kg).

Tabela 17 - Parâmetros característicos do Caso 3.2.

| Ponto | $\dot{m}$ (t/h) | $P$ (bar) | $T$ (°C) | $h$ (kJ/kg) | $s$ (kJ/kgK) | $ex$ (kJ/kg) |
|-------|-----------------|-----------|----------|-------------|--------------|--------------|
| 1     | 73,80           | 7 0,00    | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 2     | 120,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 3     | 193,80          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 4     | 78,80           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 5     | 68,80           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 6     | 10,00           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 7     | 10,00           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 8     | 0,00            | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 9     | 0,00            | 2,50      | 216,34   | 2.901,54    | 7,4702       | 728,87       |
| 10    | 115,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 11    | 85,00           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 12    | 30,00           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 13    | 30,00           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 14    | 40,00           | 2,50      | 35,05    | 146,99      | 0,5057       | 50,77        |
| 15    | 153,80          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 16    | 143,41          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 17    | 4,74            | 2,75      | 117,44   | 492,95      | 1,5001       | 100,27       |
| 18    | 148,16          | 2,50      | 140,00   | 2.743,92    | 7,1198       | 675,72       |
| 19    | 148,16          | 2,50      | 114,41   | 480,13      | 1,4672       | 97,26        |
| 20    | 10,39           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 21    | 198,54          | 2,40      | 117,43   | 492,90      | 1,5000       | 100,23       |
| 22    | 193,80          | 100,00    | 119,28   | 507,67      | 1,5113       | 111,63       |

Fonte: Elaboração do autor.

### 5.2.3.3 Caso 3.3 - Moagem de 1.700.000 TC e mix de 60 % (39,3 MW)

Nesta simulação a produção de vapor é de 197,9 t/h a 70 bar e 530 °C. A turbina 1 opera com uma vazão de admissão de 82,9 t/h, extraíndo 78 t/h de vapor para o processo e condensando 4,9 t/h, gerando 15,1 MW. A turbina 2 permanecerá fora de operação e a turbina 3 na mesma condição da simulação anterior. O mix de produção é de 60 %, nesta condição o consumo de vapor do processo é de 493,90 kg de vapor por tonelada de cana moída a 140 °C e 2,5 bar. A Tabela 18 apresenta os parâmetros característicos do Caso 3.3, como vazão (t/h), pressão (bar), temperatura (°C), entalpia (kJ/kg), entropia (kJ/kgK) e exergia (kJ/kg).

Tabela 18 - Parâmetros característicos do Caso 3.3.

| Ponto | $\dot{m}$ (t/h) | $P$ (bar) | $T$ (°C) | $h$ (kJ/kg) | $s$ (kJ/kgK) | $ex$ (kJ/kg) |
|-------|-----------------|-----------|----------|-------------|--------------|--------------|
| 1     | 77,90           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 2     | 120,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 3     | 197,90          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 4     | 82,90           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 5     | 78,00           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 6     | 4,90            | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 7     | 4,90            | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 8     | 0,00            | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 9     | 0,00            | 2,50      | 216,34   | 2.901,54    | 7,4702       | 728,87       |
| 10    | 115,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 11    | 85,00           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 12    | 30,00           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 13    | 30,00           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 14    | 34,90           | 2,50      | 35,05    | 146,99      | 0,5057       | 50,77        |
| 15    | 163,00          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 16    | 153,23          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 17    | 5,07            | 2,75      | 117,44   | 492,95      | 1,5001       | 100,27       |
| 18    | 158,30          | 2,50      | 140,00   | 2.743,92    | 7,1198       | 675,72       |
| 19    | 158,30          | 2,50      | 114,41   | 480,13      | 1,4672       | 97,26        |
| 20    | 9,77            | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 21    | 202,97          | 2,40      | 117,43   | 492,90      | 1,5000       | 100,23       |
| 22    | 197,90          | 100,00    | 119,28   | 507,67      | 1,5113       | 111,63       |

Fonte: Elaboração do autor.

### 5.2.3.4 Caso 3.4 - Moagem de 1.700.000 TC e mix de 70 % (39,3 MW)

Nesta simulação a produção de vapor é de 202,0 t/h a 70 bar e 530 °C. A turbina 1 opera com uma vazão de admissão de 91,7 t/h, extraindo 87,2 t/h de vapor para o processo e condensando 4,5 t/h, gerando 16,6 MW. A turbina 2 permanecerá fora de operação e a turbina 3 com vazão de 110,3 t/h, extração de 85 t/h, condensação de 25,3 t/h e potência de 22,7 MW.

O mix de produção é de 70 %, nesta condição o consumo de vapor do processo é de 525,73 kg de vapor por tonelada de cana moída a 140 °C e 2,5 bar. A Tabela 19 apresenta os parâmetros característicos do Caso 3.4, como vazão (t/h), pressão (bar), temperatura (°C), entalpia (kJ/kg), entropia (kJ/kgK) e exergia (kJ/kg).

Tabela 19 - Parâmetros característicos do Caso 3.4.

| Ponto | $\dot{m}$ (t/h) | $P$ (bar) | $T$ (°C) | $h$ (kJ/kg) | $s$ (kJ/kgK) | $ex$ (kJ/kg) |
|-------|-----------------|-----------|----------|-------------|--------------|--------------|
| 1     | 82,00           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 2     | 120,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 3     | 202,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 4     | 91,70           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 5     | 87,20           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 6     | 4,50            | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 7     | 4,50            | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 8     | 0,00            | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 9     | 0,00            | 2,50      | 216,34   | 2.901,54    | 7,4702       | 728,87       |
| 10    | 110,30          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 11    | 85,00           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 12    | 25,30           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 13    | 25,30           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 14    | 29,80           | 2,50      | 35,05    | 146,99      | 0,5057       | 50,77        |
| 15    | 172,20          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 16    | 163,06          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 17    | 5,39            | 2,75      | 117,44   | 492,95      | 1,5001       | 100,27       |
| 18    | 168,45          | 2,50      | 140,00   | 2.743,92    | 7,1198       | 675,72       |
| 19    | 168,45          | 2,50      | 114,41   | 480,13      | 1,4672       | 97,26        |
| 20    | 9,14            | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 21    | 207,39          | 2,40      | 117,43   | 492,90      | 1,5000       | 100,23       |
| 22    | 202,00          | 100,00    | 119,28   | 507,67      | 1,5113       | 111,63       |

Fonte: Elaboração do autor.

### 5.2.3.5 Caso 3.5 - Moagem de 1.700.000 TC e mix de 80 % (39,3 MW)

Nesta simulação a produção de vapor é de 206,2 t/h a 70 bar e 530 °C. A turbina 1 opera com uma vazão de admissão de 101,1 t/h, extraindo 96,6 t/h de vapor para o processo e condensando 4,5 t/h, gerando 18,2 MW. A turbina 2 permanecerá fora de operação e a turbina 3 com vazão de 105,10 t/h, extração de 85 t/h, condensação de 20,1 t/h e potência de 21,1 MW. O mix de produção é de 80 %, nesta condição o consumo de vapor do processo é de 557,57 kg de vapor por tonelada de cana moída a 140 °C e 2,5 bar. A Tabela 20 apresenta os parâmetros característicos do Caso 3.5, como vazão (t/h), pressão (bar), temperatura (°C), entalpia (kJ/kg), entropia (kJ/kgK) e exergia (kJ/kg).

Tabela 20 - Parâmetros característicos do Caso 3.5.

| Ponto | $\dot{m}$ (t/h) | $P$ (bar) | $T$ (°C) | $h$ (kJ/kg) | $s$ (kJ/kgK) | $ex$ (kJ/kg) |
|-------|-----------------|-----------|----------|-------------|--------------|--------------|
| 1     | 86,20           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 2     | 120,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 3     | 206,20          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 4     | 101,10          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 5     | 96,60           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 6     | 4,50            | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 7     | 4,50            | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 8     | 0,00            | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 9     | 0,00            | 2,50      | 216,34   | 2.901,54    | 7,4702       | 728,87       |
| 10    | 105,10          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 11    | 85,00           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 12    | 20,10           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 13    | 20,10           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 14    | 24,60           | 2,50      | 35,05    | 146,99      | 0,5057       | 50,77        |
| 15    | 181,60          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 16    | 173,09          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 17    | 5,73            | 2,75      | 117,44   | 492,95      | 1,5001       | 100,27       |
| 18    | 178,82          | 2,50      | 140,00   | 2.743,92    | 7,1198       | 675,72       |
| 19    | 178,82          | 2,50      | 114,41   | 480,13      | 1,4672       | 97,26        |
| 20    | 8,51            | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 21    | 211,93          | 2,40      | 117,43   | 492,90      | 1,5000       | 100,23       |
| 22    | 206,20          | 100,00    | 119,28   | 507,67      | 1,5113       | 111,63       |

Fonte: Elaboração do autor.

### 5.2.4 Caso 4 - Variação do mix de produção de 40 a 80 % para uma safra de 1.800.000 toneladas de cana e geração de 39,3 MW

#### 5.2.4.1 Caso 4.1 - Moagem de 1.800.000 TC e mix de 40 % (39,3 MW)

Neste caso a produção de vapor é de 192,9 t/h a 70 bar e 530 °C. A turbina 1 opera com uma vazão de admissão de 77,9 t/h, extraíndo 66,8 t/h de vapor para o processo e condensando 11,1 t/h, gerando 15,1 MW. A turbina 2 permanecerá fora de operação.

A turbina 3 opera com uma vazão de admissão de 115 t/h, extraíndo 85 t/h de vapor para o processo e condensando 30 t/h, gerando 24,2 MW. O mix de produção é de 40 % e o consumo de vapor do processo é de 430,24 kg de vapor por tonelada de cana moída a 140 °C e 2,5 bar. A Tabela 21 apresenta os parâmetros característicos do Caso 4.1, como vazão (t/h), pressão (bar), temperatura (°C), entalpia (kJ/kg), entropia (kJ/kgK) e exergia (kJ/kg).

Tabela 21 - Parâmetros característicos do Caso 4.1.

| Ponto | $\dot{m}$ (t/h) | $P$ (bar) | $T$ (°C) | $h$ (kJ/kg) | $s$ (kJ/kgK) | $ex$ (kJ/kg) |
|-------|-----------------|-----------|----------|-------------|--------------|--------------|
| 1     | 72,90           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 2     | 120,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 3     | 192,90          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 4     | 77,90           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 5     | 66,80           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 6     | 11,10           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 7     | 11,10           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 8     | 0,00            | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 9     | 0,00            | 2,50      | 216,34   | 2.901,54    | 7,4702       | 728,87       |
| 10    | 115,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 11    | 85,00           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 12    | 30,00           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 13    | 30,00           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 14    | 41,10           | 2,50      | 35,05    | 146,99      | 0,5057       | 50,77        |
| 15    | 151,80          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 16    | 141,28          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 17    | 4,67            | 2,75      | 117,44   | 492,95      | 1,5001       | 100,27       |
| 18    | 145,95          | 2,50      | 140,00   | 2.743,92    | 7,1198       | 675,72       |
| 19    | 145,95          | 2,50      | 114,41   | 480,13      | 1,4672       | 97,26        |
| 20    | 10,52           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 21    | 197,57          | 2,40      | 117,43   | 492,90      | 1,5000       | 100,23       |
| 22    | 192,90          | 100,00    | 119,28   | 507,67      | 1,5113       | 111,63       |

Fonte: Elaboração do autor.

#### 5.2.4.2 Caso 4.2 - Moagem de 1.800.000 TC e mix de 50 % (39,3 MW)

Nesta simulação a produção de vapor é de 197,3 t/h a 70 bar e 530 °C. A turbina 1 opera com uma vazão de admissão de 82,3 t/h, extraindo 76,7 t/h de vapor para o processo e condensando 5,6 t/h, gerando 15,1 MW. A turbina 2 permanecerá fora de operação e a turbina 3 na mesma condição da simulação anterior. O mix de produção é de 50 %, nesta condição o consumo de vapor do processo é de 462,07 kg de vapor por tonelada de cana moída a 140 °C e 2,5 bar. A Tabela 22 apresenta os parâmetros característicos do Caso 4.2, como vazão (t/h), pressão (bar), temperatura (°C), entalpia (kJ/kg), entropia (kJ/kgK) e exergia (kJ/kg).

Tabela 22 - Parâmetros característicos do Caso 4.2.

| Ponto | $\dot{m}$ (t/h) | $P$ (bar) | $T$ (°C) | $h$ (kJ/kg) | $s$ (kJ/kgK) | $ex$ (kJ/kg) |
|-------|-----------------|-----------|----------|-------------|--------------|--------------|
| 1     | 77,30           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 2     | 120,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 3     | 197,30          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 4     | 82,30           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 5     | 76,70           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 6     | 5,60            | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 7     | 5,60            | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 8     | 0,00            | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 9     | 0,00            | 2,50      | 216,34   | 2.901,54    | 7,4702       | 728,87       |
| 10    | 115,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 11    | 85,00           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 12    | 30,00           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 13    | 30,00           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 14    | 35,60           | 2,50      | 35,05    | 146,99      | 0,5057       | 50,77        |
| 15    | 161,70          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 16    | 151,85          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 17    | 5,02            | 2,75      | 117,44   | 492,95      | 1,5001       | 100,27       |
| 18    | 156,87          | 2,50      | 140,00   | 2.743,92    | 7,1198       | 675,72       |
| 19    | 156,87          | 2,50      | 114,41   | 480,13      | 1,4672       | 97,26        |
| 20    | 9,85            | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 21    | 202,32          | 2,40      | 117,43   | 492,90      | 1,5000       | 100,23       |
| 22    | 197,30          | 100,00    | 119,28   | 507,67      | 1,5113       | 111,63       |

Fonte: Elaboração do autor.

#### 5.2.4.3 Caso 4.3 - Moagem de 1.800.000 TC e mix de 60 % (39,3 MW)

Nesta simulação a produção de vapor é de 201,8 t/h a 70 bar e 530 °C. A turbina 1 opera com uma vazão de admissão de 91,2 t/h, extraindo 86,7 t/h de vapor para o processo e condensando 4,5 t/h, gerando 16,5 MW. A turbina 2 permanecerá fora de operação e a turbina 3 com vazão de 110,6 t/h, extração de 85 t/h, condensação de 25,6 t/h e potência de 22,8 MW. O mix de produção é de 60%, nesta condição o consumo de vapor do processo é de 493,90 kg de vapor por tonelada de cana moída a 140 °C e 2,5 bar. A Tabela 23 apresenta os parâmetros característicos do Caso 4.3, como vazão (t/h), pressão (bar), temperatura (°C), entalpia (kJ/kg), entropia (kJ/kgK) e exergia (kJ/kg).

Tabela 23 - Parâmetros característicos do Caso 4.3.

| Ponto | $\dot{m}$ (t/h) | $P$ (bar) | $T$ (°C) | $h$ (kJ/kg) | $s$ (kJ/kgK) | $ex$ (kJ/kg) |
|-------|-----------------|-----------|----------|-------------|--------------|--------------|
| 1     | 81,80           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 2     | 120,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 3     | 201,80          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 4     | 91,20           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 5     | 86,70           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 6     | 4,50            | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 7     | 4,50            | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 8     | 0,00            | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 9     | 0,00            | 2,50      | 216,34   | 2.901,54    | 7,4702       | 728,87       |
| 10    | 110,60          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 11    | 85,00           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 12    | 25,60           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 13    | 25,60           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 14    | 30,10           | 2,50      | 35,05    | 146,99      | 0,5057       | 50,77        |
| 15    | 171,70          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 16    | 162,52          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 17    | 5,38            | 2,75      | 117,44   | 492,95      | 1,5001       | 100,27       |
| 18    | 167,90          | 2,50      | 140,00   | 2.743,92    | 7,1198       | 675,72       |
| 19    | 167,90          | 2,50      | 114,41   | 480,13      | 1,4672       | 97,26        |
| 20    | 9,18            | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 21    | 207,18          | 2,40      | 117,43   | 492,90      | 1,5000       | 100,23       |
| 22    | 201,80          | 100,00    | 119,28   | 507,67      | 1,5113       | 111,63       |

Fonte: Elaboração do autor.

#### 5.2.4.4 Caso 4.4 - Moagem de 1.800.000 TC e mix de 70 % (39,3 MW)

Nesta simulação a produção de vapor é de 206 t/h a 70 bar e 530 °C. A turbina 1 opera com uma vazão de admissão de 100,7 t/h, extraíndo 96,2 t/h de vapor para o processo e condensando 4,5 t/h, gerando 18,1 MW. A turbina 2 permanecerá fora de operação e a turbina 3 com vazão de 105,3 t/h, extração de 85 t/h, condensação de 20,3 t/h e potência de 21,2 MW. O mix de produção é de 70 %, nesta condição o consumo de vapor do processo é de 525,73 kg de vapor por tonelada de cana moída a 140 °C e 2,5 bar. A Tabela 24 apresenta os parâmetros característicos do Caso 4.4, como vazão (t/h), pressão (bar), temperatura (°C), entalpia (kJ/kg), entropia (kJ/kgK) e exergia (kJ/kg).

Tabela 24 - Parâmetros característicos do Caso 4.4.

| Ponto | $\dot{m}$ (t/h) | $P$ (bar) | $T$ (°C) | $h$ (kJ/kg) | $s$ (kJ/kgK) | $ex$ (kJ/kg) |
|-------|-----------------|-----------|----------|-------------|--------------|--------------|
| 1     | 86,00           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 2     | 120,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 3     | 206,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 4     | 100,70          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 5     | 96,20           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 6     | 4,50            | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 7     | 4,50            | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 8     | 0,00            | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 9     | 0,00            | 2,50      | 216,34   | 2.901,54    | 7,4702       | 728,87       |
| 10    | 105,30          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 11    | 85,00           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 12    | 20,30           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 13    | 20,30           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 14    | 24,80           | 2,50      | 35,05    | 146,99      | 0,5057       | 50,77        |
| 15    | 181,20          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 16    | 172,67          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 17    | 5,71            | 2,75      | 117,44   | 492,95      | 1,5001       | 100,27       |
| 18    | 178,38          | 2,50      | 140,00   | 2.743,92    | 7,1198       | 675,72       |
| 19    | 178,38          | 2,50      | 114,41   | 480,13      | 1,4672       | 97,26        |
| 20    | 8,53            | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 21    | 211,71          | 2,40      | 117,43   | 492,90      | 1,5000       | 100,23       |
| 22    | 206,00          | 100,00    | 119,28   | 507,67      | 1,5113       | 111,63       |

Fonte: Elaboração do autor.

#### 5.2.4.5 Caso 4.5 - Moagem de 1.800.000 TC e mix de 80 % (39,3 MW)

Nesta simulação a produção de vapor é de 210,5 t/h a 70 bar e 530 °C. A turbina 1 opera com uma vazão de admissão de 110,7 t/h, extraíndo 106,2 t/h de vapor para o processo e condensando 4,5 t/h, gerando 19,9 MW. A turbina 2 permanecerá fora de operação e a turbina 3 com vazão de 99,8 t/h, extração de 85 t/h, condensação de 14,8 t/h e potência de 19,4 MW. O mix de produção é de 80 %, nesta condição o consumo de vapor do processo é de 557,57 kg de vapor por tonelada de cana moída a 140 °C e 2,5 bar. A Tabela 25 apresenta os parâmetros característicos do Caso 4.5, como vazão (t/h), pressão (bar), temperatura (°C), entalpia (kJ/kg), entropia (kJ/kgK) e exergia (kJ/kg).

Tabela 25 - Parâmetros característicos do Caso 4.5.

| Ponto | $\dot{m}$ (t/h) | $P$ (bar) | $T$ (°C) | $h$ (kJ/kg) | $s$ (kJ/kgK) | $ex$ (kJ/kg) |
|-------|-----------------|-----------|----------|-------------|--------------|--------------|
| 1     | 90,50           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 2     | 120,00          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 3     | 210,50          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 4     | 110,70          | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 5     | 106,20          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 6     | 4,50            | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 7     | 4,50            | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 8     | 0,00            | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 9     | 0,00            | 2,50      | 216,34   | 2.901,54    | 7,4702       | 728,87       |
| 10    | 99,80           | 70,00     | 530,00   | 3.483,63    | 6,8916       | 1.483,47     |
| 11    | 85,00           | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 12    | 14,80           | 0,08      | 41,51    | 2.282,14    | 7,2928       | 162,37       |
| 13    | 14,80           | 0,07      | 35,00    | 146,65      | 0,5054       | 50,52        |
| 14    | 19,30           | 2,50      | 35,05    | 146,99      | 0,5057       | 50,77        |
| 15    | 191,20          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 16    | 183,34          | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 17    | 6,07            | 2,75      | 117,44   | 492,95      | 1,5001       | 100,27       |
| 18    | 189,40          | 2,50      | 140,00   | 2.743,92    | 7,1198       | 675,72       |
| 19    | 189,40          | 2,50      | 114,41   | 480,13      | 1,4672       | 97,26        |
| 20    | 7,86            | 2,50      | 175,55   | 2.818,38    | 7,2928       | 698,61       |
| 21    | 216,57          | 2,40      | 117,43   | 492,90      | 1,5000       | 100,23       |
| 22    | 210,50          | 100,00    | 119,28   | 507,67      | 1,5113       | 111,63       |

Fonte: Elaboração do autor.

### 5.2.5 Síntese dos resultados de operação para os Casos

A Tabela 26 apresenta uma síntese dos resultados de operação para os Casos 1 a 4, para uma variação do mix de produção de 40 a 80 % para uma safra com moagem de 1.500.000 a 1.800.000 toneladas de cana, fixada a potência de 39,3 MW.

Tabela 26 - Síntese dos resultados de operação para os Casos 1 a 4, com potência fixa em 39,5 MW.

| Parâmetro                         | Moagem<br>(TC/safra) | Mix de Produção |       |       |       |       |
|-----------------------------------|----------------------|-----------------|-------|-------|-------|-------|
|                                   |                      | 40 %            | 50 %  | 60 %  | 70 %  | 80 %  |
| <b>Bagaço Produzido<br/>[t/h]</b> | <b>1.500.000</b>     | 78,4            | 78,4  | 78,4  | 78,4  | 78,4  |
|                                   | <b>1.600.000</b>     | 83,6            | 83,6  | 83,6  | 83,6  | 83,6  |
|                                   | <b>1.700.000</b>     | 88,8            | 88,8  | 88,8  | 88,8  | 88,8  |
|                                   | <b>1.800.000</b>     | 94,0            | 94,0  | 94,0  | 94,0  | 94,0  |
| <b>Bagaço Consumido<br/>[t/h]</b> | <b>1.500.000</b>     | 86,7            | 88,4  | 90,3  | 91,9  | 93,6  |
|                                   | <b>1.600.000</b>     | 88,4            | 90,2  | 92,0  | 93,8  | 95,7  |
|                                   | <b>1.700.000</b>     | 89,9            | 91,8  | 93,8  | 95,7  | 97,7  |
|                                   | <b>1.800.000</b>     | 91,4            | 93,5  | 95,6  | 97,6  | 99,8  |
| <b>Vapor Produzido<br/>[t/h]</b>  | <b>1.500.000</b>     | 183,0           | 186,5 | 190,5 | 194,0 | 197,5 |
|                                   | <b>1.600.000</b>     | 186,5           | 190,3 | 194,2 | 198,0 | 202,0 |
|                                   | <b>1.700.000</b>     | 189,7           | 193,8 | 197,9 | 202,0 | 206,2 |
|                                   | <b>1.800.000</b>     | 192,9           | 197,3 | 201,8 | 206,0 | 210,5 |
| <b>Vapor Consumido<br/>[t/h]</b>  | <b>1.500.000</b>     | 121,7           | 130,7 | 139,7 | 148,7 | 157,7 |
|                                   | <b>1.600.000</b>     | 129,8           | 139,4 | 149,0 | 158,6 | 168,2 |
|                                   | <b>1.700.000</b>     | 137,9           | 148,1 | 158,3 | 168,5 | 178,7 |
|                                   | <b>1.800.000</b>     | 146,0           | 156,8 | 167,6 | 178,4 | 189,2 |
| <b>Vapor Condensado<br/>[t/h]</b> | <b>1.500.000</b>     | 53,0            | 49,0  | 44,0  | 40,0  | 35,0  |
|                                   | <b>1.600.000</b>     | 49,0            | 44,5  | 39,5  | 34,7  | 30,0  |
|                                   | <b>1.700.000</b>     | 45,2            | 40,0  | 34,9  | 29,8  | 24,6  |
|                                   | <b>1.800.000</b>     | 41,1            | 35,6  | 30,1  | 24,8  | 19,3  |

Fonte: Elaboração do autor.

### 5.2.6 Caso 5 - Variação do mix de produção de 40 a 80 % para uma safra de 1.500.000 a 1.800.000 toneladas de cana e geração de 45 MW

De maneira semelhante aos casos anteriores foi feita a variação do mix de produção de 40 a 80 % para safras com moagens de 1.500.000, 1.600.000, 1.700.000 e 1.800.000 toneladas de cana, porém, a potência gerada passou para 45 MW, sendo necessária uma vazão de condensado maior, bem como aumento da produção de vapor. Como a sistemática já foi apresentada anteriormente, será apenas apresentado o resumo

das simulações. A turbina 1 absorveu as variações de admissão de 87 t/h até 115 t/h e condensação de 6 até 40 t/h de acordo com cada caso. A turbina 2 permaneceu parada e a turbina 3 operou fixa em 24,2 MW, com admissão de 115 t/h, extração de 85 t/h e condensação de 30 t/h.

Para o processo foi mantida as demandas de vapor de:

- 430,24 kg de vapor por tonelada de cana para mix de produção de 40 %;
- 462,07 kg de vapor por tonelada de cana para mix de produção de 50 %;
- 493,90 kg de vapor por tonelada de cana para mix de produção de 60 %;
- 525,73 kg de vapor por tonelada de cana para mix de produção de 70 %;
- 557,57 kg de vapor por tonelada de cana para mix de produção de 80 %.

A Tabela 27 apresenta uma síntese dos resultados de operação para o Caso 5, no qual é considerada uma variação do mix de produção de 40 a 80 % para uma safra com moagem de 1.500.000 a 1.800.000 toneladas de cana, fixada a potência de 45 MW.

Tabela 27 - Síntese dos resultados de operação para o Caso 5, com potência fixa de 45 MW.

| Parâmetro                        | Moagem<br>(TC/safra) | Mix de Produção |       |       |       |       |
|----------------------------------|----------------------|-----------------|-------|-------|-------|-------|
|                                  |                      | 40 %            | 50 %  | 60 %  | 70 %  | 80 %  |
| <b>Bagaço Produzido</b><br>[t/h] | <b>1.500.000</b>     | 78,4            | 78,4  | 78,4  | 78,4  | 78,4  |
|                                  | <b>1.600.000</b>     | 83,6            | 83,6  | 83,6  | 83,6  | 83,6  |
|                                  | <b>1.700.000</b>     | 88,8            | 88,8  | 88,8  | 88,8  | 88,8  |
|                                  | <b>1.800.000</b>     | 94,0            | 94,0  | 94,0  | 94,0  | 94,0  |
| <b>Bagaço Consumido</b><br>[t/h] | <b>1.500.000</b>     | 96,0            | 97,7  | 99,4  | 101,2 | 102,9 |
|                                  | <b>1.600.000</b>     | 97,5            | 99,4  | 101,2 | 103,0 | 104,9 |
|                                  | <b>1.700.000</b>     | 99,1            | 101,0 | 103,0 | 105,0 | 106,9 |
|                                  | <b>1.800.000</b>     | 100,6           | 102,7 | 104,8 | 106,8 | 108,9 |
| <b>Vapor Produzido</b><br>[t/h]  | <b>1.500.000</b>     | 202,5           | 206,2 | 209,8 | 213,5 | 217,1 |
|                                  | <b>1.600.000</b>     | 205,8           | 209,7 | 213,5 | 217,4 | 221,3 |
|                                  | <b>1.700.000</b>     | 209,0           | 213,2 | 217,3 | 221,5 | 225,6 |
|                                  | <b>1.800.000</b>     | 212,3           | 216,7 | 221,1 | 225,5 | 229,8 |
| <b>Vapor Consumido</b><br>[t/h]  | <b>1.500.000</b>     | 121,7           | 130,7 | 139,7 | 148,7 | 157,7 |
|                                  | <b>1.600.000</b>     | 129,8           | 139,4 | 149,0 | 158,6 | 168,2 |
|                                  | <b>1.700.000</b>     | 137,9           | 148,1 | 158,3 | 168,5 | 178,7 |
|                                  | <b>1.800.000</b>     | 146,0           | 156,8 | 167,6 | 178,4 | 189,2 |
| <b>Vapor Condensado</b><br>[t/h] | <b>1.500.000</b>     | 70,0            | 65,4  | 60,9  | 56,4  | 51,8  |
|                                  | <b>1.600.000</b>     | 65,8            | 61,0  | 56,2  | 51,4  | 46,5  |
|                                  | <b>1.700.000</b>     | 61,7            | 56,6  | 51,5  | 46,3  | 41,2  |
|                                  | <b>1.800.000</b>     | 57,6            | 52,3  | 46,8  | 41,4  | 36,0  |

Fonte: Elaboração do autor.

### ***5.2.7 Caso 6 - Variação do mix de produção de 40 a 80 % para uma safra de 1.500.000 a 1.800.000 toneladas de cana e uma condensação de 70 t/h***

De maneira semelhante aos casos anteriores foi feita a variação do mix de produção de 40 a 80 % para safras com moagens de 1.500.000 e 1.800.000 toneladas de cana, porém, ao invés da potência, a vazão de vapor nos condensadores foi fixada em 70 toneladas por hora.

Nesta situação é atingida a geração máxima de potência da planta, respeitando a demanda de vapor para o processo. Como a sistemática já foi apresentada anteriormente, será apenas apresentado os resumos das simulações.

A turbina 1 absorveu as variações de potência de 20,9 MW até 32,6 MW, com admissão de 88 t/h até 155 t/h e condensando 40 t/h em todos os casos. A Turbina 2 permaneceu parada e a turbina 3 manteve sua operação em 24,2 MW com admissão de 114 t/h, extração de 85 t/h e condensação de 30 t/h.

Para o processo foi mantida as demandas de vapor de:

- 430,24 kg de vapor por tonelada de cana para mix de produção de 40 %;
- 462,07 kg de vapor por tonelada de cana para mix de produção de 50 %;
- 493,90 kg de vapor por tonelada de cana para mix de produção de 60 %;
- 525,73 kg de vapor por tonelada de cana para mix de produção de 70 %;
- 557,57 kg de vapor por tonelada de cana para mix de produção de 80 %.

A Tabela 28 apresenta uma síntese dos resultados de operação para o Caso 6, no qual é considerada uma variação do mix de produção de 40 a 80 % para uma safra com moagem de 1.500.000 a 1.800.000 toneladas de cana e uma condensação mínima de 70 t/h.

Tabela 28 - Síntese dos resultados de operação para o Caso 6, com uma condensação mínima de 70 t/h.

| Parâmetro                        | Moagem<br>(TC/safra) | Mix de Produção |        |        |        |        |
|----------------------------------|----------------------|-----------------|--------|--------|--------|--------|
|                                  |                      | 40 %            | 50 %   | 60 %   | 70 %   | 80 %   |
| <b>Bagaço Produzido</b><br>[t/h] | <b>1.500.000</b>     | 78,4            | 78,4   | 78,4   | 78,4   | 78,4   |
|                                  | <b>1.600.000</b>     | 83,6            | 83,6   | 83,6   | 83,6   | 83,6   |
|                                  | <b>1.700.000</b>     | 88,8            | 88,8   | 88,8   | 88,8   | 88,8   |
|                                  | <b>1.800.000</b>     | 94              | 94     | 94     | 94     | 94     |
| <b>Bagaço Consumido</b><br>[t/h] | <b>1.500.000</b>     | 96,21           | 100,47 | 104,74 | 108,53 | 112,8  |
|                                  | <b>1.600.000</b>     | 100             | 104,74 | 109    | 113,74 | 118,01 |
|                                  | <b>1.700.000</b>     | 103,79          | 108,53 | 113,27 | 118,01 | 122,75 |
|                                  | <b>1.800.000</b>     | 107,58          | 112,32 | 117,54 | 122,75 | 127,96 |
| <b>Vapor Produzido</b><br>[t/h]  | <b>1.500.000</b>     | 203             | 212    | 221    | 229    | 238    |
|                                  | <b>1.600.000</b>     | 211             | 221    | 230    | 240    | 249    |
|                                  | <b>1.700.000</b>     | 219             | 229    | 239    | 249    | 259    |
|                                  | <b>1.800.000</b>     | 227             | 237    | 248    | 259    | 270    |
| <b>Vapor Consumido</b><br>[t/h]  | <b>1.500.000</b>     | 121,67          | 130,68 | 139,68 | 148,68 | 157,68 |
|                                  | <b>1.600.000</b>     | 129,79          | 139,39 | 148,99 | 158,59 | 168,2  |
|                                  | <b>1.700.000</b>     | 137,9           | 148,1  | 158,3  | 168,5  | 178,71 |
|                                  | <b>1.800.000</b>     | 146,01          | 156,81 | 167,61 | 178,42 | 189,22 |
| <b>Vapor Condensado</b><br>[t/h] | <b>1.500.000</b>     | 70              | 70     | 70     | 70     | 70     |
|                                  | <b>1.600.000</b>     | 70              | 70     | 70     | 70     | 70     |
|                                  | <b>1.700.000</b>     | 70              | 70     | 70     | 70     | 70     |
|                                  | <b>1.800.000</b>     | 70              | 70     | 70     | 70     | 70     |

Fonte: Elaboração do autor.

### 5.3 Análise Termodinâmica

#### 5.3.1 Rendimento das turbinas

A análise através da primeira e segunda lei da termodinâmica nos equipamentos principais que são as duas turbinas de extração e condensação e a análise global da planta, permitem entender o comportamento do sistema devido à variação da moagem e da variação de mix de produção.

Para uma mesma moagem, à medida que a demanda de vapor para o processo aumenta, as turbinas são forçadas a admitirem uma maior quantidade de vapor e geram uma potência maior. Como a potência foi mantida fixa para os diferentes casos, o vapor a mais que é admitido percorre apenas a região de extração e não pode continuar sua trajetória de expansão na câmara de condensação.

Isto implica no aumento do consumo específico (C.E.) e em uma geração de forma menos eficiente do ponto de vista das vazões, ou seja, se o vapor a mais que foi admitido pudesse expandir até as condições de pressão do condensador, poderíamos gerar mais potência com menor vazão de vapor.

À medida que se observa que a máquina trabalha mais carregada, se aproximando do ponto de operação de carga máxima, verifica-se que os rendimentos baseados na Primeira e Segunda Lei da Termodinâmica aumentam. Exemplificando, para uma moagem de 1.500.000 toneladas (282,81 TC/h):

- Para o Caso 1.1 (Mix 40 %), a Potência gerada no TG1 é de 15,1 MW para uma admissão de 68 t/h, extração de 45 t/h e condensação de 23 t/h. O rendimento através da Segunda Lei é de 82,47 % e o C.E. de 4,52 kgv/kW.
- Para o Caso 1.3 (Mix 60 %), a Potência gerada no TG1 é de 15,1 MW para uma admissão de 75,5 t/h, extração de 61,5 t/h e condensação de 10 t/h. O rendimento através da Segunda Lei é de 81,39 % e o C.E. de 5,00 kgv/kW.
- Para o Caso 1.5 (Mix 80 %), a Potência gerada no TG1 seria de 16,0 MW para uma admissão de 85,5 t/h, extração de 77,5 t/h e condensação de 8 t/h. O rendimento através da Segunda Lei seria de 80,64 % e o C.E. de 5,35 kgv/kW.

Agora, analisando para uma extração fixa e variando a vazão de vapor condensado, tem-se:

- Para o Caso 2.1 (Mix 40 %), a Potência gerada no TG3 seria de 24,2 MW para uma admissão de 115 t/h, extração de 85 t/h e condensação de 30 t/h. O rendimento através da Segunda Lei seria de 81,94 % e o C.E. de 4,75 kgv/kW.
- Para o Caso 2.5 (Mix 80 %), a Potência gerada no TG3 seria de 22,8 MW para uma admissão de 110,5 t/h, extração de 85 t/h e condensação de 25,5 t/h. O rendimento através da Segunda Lei seria de 81,73 % e o C.E. de 4,85 kgv/kW.

### ***5.3.2 Rendimento da planta***

O rendimento global da planta tende a aumentar conforme a demanda de vapor do processo aumenta. Isso ocorre porque em seu cálculo, além da potência gerada, é considerado o calor utilizado no processo para evaporação do caldo. Assim tanto para o aumento da moagem quanto para o aumento do mix de produção ocorre o aumento da

potência gerada e da vazão de vapor para o processo, e o rendimento global da planta irá aumentar mantida a mesma taxa de condensação.

O rendimento global sofre influência direta da condensação, apesar do aumento da vazão de condensação possibilitar um ganho na potência gerada, ele acaba diminuindo o rendimento, pois, deve-se levar em consideração o calor necessário para condensação desta vazão de vapor no condensador da turbina, bem como o adicional de combustível utilizado pela vazão destinada à condensação. Exemplificando:

- Para o Caso 1.1, mantida a moagem de 1.500.000, para um mix de 40 % e condensação de 53 t/h, a vazão para o processo é de 122 t/h, o rendimento global pela 1ª Lei é de 43,81 % e o rendimento pela 2ª Lei é de 31,05 %.
- Para o Caso 1.5, mantida a moagem de 1.500.000, para um Mix de 80 % e condensação de 35 t/h, a vazão para o processo é de 158 t/h, o rendimento global pela 1ª Lei é de 58,54 % e o rendimento pela 2ª Lei é de 31,74 %.
- Para o caso 2.4, mantida a moagem de 1.600.000, para um mix de 70 % e condensação de 35 t/h, a vazão para o processo é de 159 t/h, o rendimento global pela 1ª Lei é de 58,46 % e o rendimento pela 2ª Lei é de 31,75 %.
- Para o caso 4.5, mantida a moagem de 1.800.000, para um mix de 80 % e condensação de 19,3 t/h, a vazão para o processo é de 189 t/h, o rendimento global pela 1ª Lei é de 68,80 % e o rendimento pela 2ª Lei é de 32,27 %.
- Para o Caso 5.4 e mantida a moagem de 1.800.000, para um mix de 80 % e condensação de 36 t/h, a vazão para o processo é de 189 t/h, o rendimento global pela 1ª Lei é de 61,00 % e o rendimento pela 2ª Lei é de 31,87 %.

As Tabelas 29 a 31 apresentam resultados da análise termodinâmica para várias situações de moagem (1.500.000 a 1.800.000 tc/safra), variação de mix de produção (40 a 80 %), potências de 39,3 e 45 MW e taxa de condensação de 70 t/h.

Tabela 29 - Análise termodinâmica para uma moagem de 1.500.000 a 1.800.000 toneladas de cana para uma variação de mix de produção de 40 a 80 % e geração de 39,3MW.

| Parâmetro                            | Moagem<br>(TC/safra) | Mix de Produção |        |         |         |         |
|--------------------------------------|----------------------|-----------------|--------|---------|---------|---------|
|                                      |                      | 40 %            | 50 %   | 60 %    | 70 %    | 80 %    |
| Potência TG1<br>[kW]                 | 1.500.000            | 15.051          | 15.099 | 15.094  | 15.142  | 15.992  |
|                                      | 1.600.000            | 15.099          | 15.129 | 15.107  | 15.095  | 16.545  |
|                                      | 1.700.000            | 15.123          | 15.107 | 15.105  | 16.580  | 18.215  |
|                                      | 1.800.000            | 15.105          | 15.099 | 16.493  | 18.145  | 19.884  |
| Cons. Esp. TG1<br>[kgv/kw]           | 1.500.000            | 4,74            | 4,98   | 5,24    | 5,50    | 5,53    |
|                                      | 1.600.000            | 4,94            | 5,22   | 5,49    | 5,53    | 5,55    |
|                                      | 1.700.000            | 5,16            | 5,45   | 5,53    | 5,55    | 5,57    |
|                                      | 1.800.000            | 4,52            | 4,74   | 5,00    | 5,22    | 5,35    |
| Potência TG3<br>[kW]                 | 1.500.000            | 24.207          | 24.207 | 24.207  | 24.207  | 22.794  |
|                                      | 1.600.000            | 24.207          | 24.207 | 24.207  | 22.731  | 21.097  |
|                                      | 1.700.000            | 24.207          | 24.207 | 22.825  | 21.160  | 19.433  |
|                                      | 1.800.000            | 24.207          | 24.207 | 24.207  | 24.207  | 23.265  |
| Cons. Esp. TG3<br>[kgv/kw]           | 1.500.000            | 4,75            | 4,75   | 4,75    | 4,75    | 4,81    |
|                                      | 1.600.000            | 4,75            | 4,75   | 4,75    | 4,75    | 4,85    |
|                                      | 1.700.000            | 4,75            | 4,75   | 4,75    | 4,85    | 4,98    |
|                                      | 1.800.000            | 4,75            | 4,75   | 4,85    | 4,98    | 5,14    |
| Calor Transf.<br>Processo<br>[kW]    | 1.500.000            | 76.679          | 81.864 | 88.107  | 93.292  | 99.218  |
|                                      | 1.600.000            | 81.864          | 87.610 | 93.790  | 99.758  | 105.778 |
|                                      | 1.700.000            | 86.710          | 93.165 | 99.546  | 105.927 | 112.445 |
|                                      | 1.800.000            | 91.779          | 98.647 | 105.577 | 112.170 | 119.101 |
| Calor Transf.<br>Condensador<br>[kW] | 1.500.000            | 31.439          | 29.067 | 26.101  | 23.728  | 20.762  |
|                                      | 1.600.000            | 29.067          | 26.397 | 23.431  | 20.584  | 17.796  |
|                                      | 1.700.000            | 26.812          | 23.728 | 20.702  | 17.677  | 14.593  |
|                                      | 1.800.000            | 24.380          | 21.118 | 17.855  | 14.711  | 11.449  |
| Potência Gerada<br>Total<br>[kW]     | 1.500.000            | 39.258          | 39.306 | 39.301  | 39.349  | 39.257  |
|                                      | 1.600.000            | 39.306          | 39.336 | 39.314  | 39.302  | 39.339  |
|                                      | 1.700.000            | 39.330          | 39.314 | 39.312  | 39.310  | 39.312  |
|                                      | 1.800.000            | 39.312          | 39.306 | 39.318  | 39.305  | 39.317  |
| Eficiência 1° Lei<br>Planta<br>[%]   | 1.500.000            | 43,8            | 47,3%  | 51,5    | 54,8    | 58,5    |
|                                      | 1.600.000            | 47,0            | 50,8%  | 54,8    | 58,5    | 62,0    |
|                                      | 1.700.000            | 49,8            | 54,0%  | 58,0    | 61,8    | 65,5    |
|                                      | 1.800.000            | 52,8            | 57,1%  | 61,2    | 65,0    | 68,8    |
| Eficiência 2° Lei<br>Planta<br>[%]   | 1.500.000            | 31,0            | 31,2%  | 31,4    | 31,6    | 31,7    |
|                                      | 1.600.000            | 31,2            | 31,4%  | 31,6    | 31,8    | 31,9    |
|                                      | 1.700.000            | 31,4            | 31,6%  | 31,7    | 31,9    | 32,1    |
|                                      | 1.800.000            | 31,5            | 31,7%  | 31,9    | 32,1    | 32,3    |
| Cons. Esp. Planta<br>[kgv/kw]        | 1.500.000            | 4,66            | 4,74   | 4,85    | 4,93    | 5,03    |
|                                      | 1.600.000            | 4,74            | 4,84   | 4,94    | 5,04    | 5,13    |
|                                      | 1.700.000            | 4,82            | 4,93   | 5,03    | 5,14    | 5,25    |
|                                      | 1.800.000            | 4,91            | 5,02   | 5,13    | 5,24    | 5,35    |
| Razão Potência-Calor<br>RPC          | 1.500.000            | 0,390           | 0,366  | 0,340   | 0,322   | 0,302   |
|                                      | 1.600.000            | 0,359           | 0,335  | 0,313   | 0,294   | 0,335   |
|                                      | 1.700.000            | 0,332           | 0,308  | 0,289   | 0,271   | 0,256   |
|                                      | 1.800.000            | 0,306           | 0,285  | 0,266   | 0,251   | 0,236   |
| Razão Vapor-Calor<br>RVC             | 1.500.000            | 0,647           | 0,659  | 0,674   | 0,686   | 0,698   |
|                                      | 1.600.000            | 0,618           | 0,631  | 0,644   | 0,656   | 0,670   |
|                                      | 1.700.000            | 0,592           | 0,605  | 0,617   | 0,630   | 0,643   |
|                                      | 1.800.000            | 0,568           | 0,581  | 0,595   | 0,607   | 0,620   |
| Razão Potência-Cana<br>REPCN         | 1.500.000            | 138,8           | 139,0  | 139,0   | 139,1   | 138,8   |
|                                      | 1.600.000            | 130,3           | 130,4  | 130,3   | 130,3   | 130,4   |
|                                      | 1.700.000            | 122,7           | 122,7  | 122,7   | 122,6   | 122,7   |
|                                      | 1.800.000            | 115,8           | 115,8  | 115,9   | 115,8   | 115,9   |
| Índice Geração Pot.<br>IGP           | 1.500.000            | 0,462           | 0,477  | 0,496   | 0,514   | 0,536   |
|                                      | 1.600.000            | 0,477           | 0,495  | 0,516   | 0,538   | 0,562   |
|                                      | 1.700.000            | 0,492           | 0,514  | 0,537   | 0,563   | 0,592   |
|                                      | 1.800.000            | 0,509           | 0,534  | 0,561   | 0,591   | 0,625   |

Fonte: Elaboração do autor.

Tabela 30 - Análise termodinâmica para uma moagem de 1.500.000 a 1.800.000 toneladas de cana para uma variação de mix de produção de 40 a 80 % e geração de 45 MW.

| Parâmetro                            | Moagem<br>(TC/safra) | Mix de Produção |        |         |         |         |
|--------------------------------------|----------------------|-----------------|--------|---------|---------|---------|
|                                      |                      | 40 %            | 50 %   | 60 %    | 70 %    | 80 %    |
| Potência TG1<br>[kW]                 | 1.500.000            | 20.826          | 20.825 | 20.820  | 20.833  | 20.814  |
|                                      | 1.600.000            | 20.811          | 20.817 | 20.805  | 20.803  | 20.801  |
|                                      | 1.700.000            | 20.802          | 20.809 | 20.807  | 20.804  | 20.806  |
|                                      | 1.800.000            | 20.801          | 20.807 | 20.809  | 20.808  | 20.808  |
| Cons. Esp. TG1<br>[kgv/kw]           | 1.500.000            | 4,36            | 4,55   | 4,73    | 4,92    | 5,11    |
|                                      | 1.600.000            | 4,52            | 4,72   | 4,92    | 5,12    | 5,32    |
|                                      | 1.700.000            | 4,68            | 4,89   | 5,10    | 5,31    | 5,52    |
|                                      | 1.800.000            | 4,20            | 4,38   | 4,55    | 4,73    | 4,91    |
| Potência TG3<br>[kW]                 | 1.500.000            | 24.207          | 24.207 | 24.207  | 24.207  | 24.207  |
|                                      | 1.600.000            | 24.207          | 24.207 | 24.207  | 24.207  | 24.207  |
|                                      | 1.700.000            | 24.207          | 24.207 | 24.207  | 24.207  | 24.207  |
|                                      | 1.800.000            | 24.207          | 24.207 | 24.207  | 24.207  | 24.207  |
| Cons. Esp. TG3<br>[kgv/kw]           | 1.500.000            | 4,75            | 4,75   | 4,75    | 4,75    | 4,75    |
|                                      | 1.600.000            | 4,75            | 4,75   | 4,75    | 4,75    | 4,75    |
|                                      | 1.700.000            | 4,75            | 4,75   | 4,75    | 4,75    | 4,75    |
|                                      | 1.800.000            | 4,75            | 4,75   | 4,75    | 4,75    | 4,75    |
| Calor Transf.<br>Processo<br>[kW]    | 1.500.000            | 76.431          | 82.187 | 87.806  | 93.489  | 99.182  |
|                                      | 1.600.000            | 81.637          | 87.669 | 93.637  | 99.706  | 105.774 |
|                                      | 1.700.000            | 86.738          | 93.150 | 99.531  | 105.995 | 112.430 |
|                                      | 1.800.000            | 91.870          | 98.594 | 105.425 | 112.187 | 118.948 |
| Calor Transf.<br>Condensador<br>[kW] | 1.500.000            | 41.524          | 38.795 | 36.125  | 33.456  | 30.727  |
|                                      | 1.600.000            | 39.032          | 36.185 | 33.337  | 30.461  | 27.583  |
|                                      | 1.700.000            | 36.600          | 33.575 | 30.549  | 27.483  | 24.440  |
|                                      | 1.800.000            | 34.168          | 30.994 | 27.761  | 24.558  | 21.355  |
| Potência Gerada<br>Total<br>[kW]     | 1.500.000            | 45.033          | 45.032 | 45.027  | 45.040  | 45.021  |
|                                      | 1.600.000            | 45.018          | 45.024 | 45.012  | 45.010  | 45.008  |
|                                      | 1.700.000            | 45.009          | 45.016 | 45.014  | 45.011  | 45.013  |
|                                      | 1.800.000            | 45.008          | 45.015 | 45.016  | 45.015  | 45.015  |
| Eficiência 1° Lei<br>Planta<br>[%]   | 1.500.000            | 37,2            | 40,9   | 44,4    | 47,8    | 51,2    |
|                                      | 1.600.000            | 40,3            | 44,0   | 47,6    | 51,2    | 54,6    |
|                                      | 1.700.000            | 43,2            | 47,0   | 50,8    | 54,4    | 57,9    |
|                                      | 1.800.000            | 46,0            | 49,9   | 53,8    | 57,5    | 61,0    |
| Eficiência 2° Lei<br>Planta<br>[%]   | 1.500.000            | 30,7            | 30,9   | 31,0    | 31,2    | 31,4    |
|                                      | 1.600.000            | 30,9            | 31,0   | 31,2    | 31,4    | 31,5    |
|                                      | 1.700.000            | 31,0            | 31,2   | 31,4    | 31,5    | 31,7    |
|                                      | 1.800.000            | 31,2            | 31,3   | 31,5    | 31,7    | 31,9    |
| Cons. Esp. Planta<br>[kgv/kw]        | 1.500.000            | 4,50            | 4,58   | 4,66    | 4,74    | 4,82    |
|                                      | 1.600.000            | 4,57            | 4,66   | 4,74    | 4,83    | 4,92    |
|                                      | 1.700.000            | 4,64            | 4,74   | 4,83    | 4,92    | 5,01    |
|                                      | 1.800.000            | 4,72            | 4,81   | 4,91    | 5,01    | 5,10    |
| Razão Potência-Calor<br>RPC          | 1.500.000            | 0,467           | 0,434  | 0,407   | 0,382   | 0,360   |
|                                      | 1.600.000            | 0,430           | 0,400  | 0,374   | 0,352   | 0,400   |
|                                      | 1.700.000            | 0,397           | 0,370  | 0,346   | 0,325   | 0,306   |
|                                      | 1.800.000            | 0,368           | 0,343  | 0,321   | 0,301   | 0,284   |
| Razão Vapor-Calor<br>RVC             | 1.500.000            | 0,716           | 0,729  | 0,742   | 0,755   | 0,768   |
|                                      | 1.600.000            | 0,682           | 0,695  | 0,708   | 0,721   | 0,734   |
|                                      | 1.700.000            | 0,652           | 0,665  | 0,678   | 0,691   | 0,704   |
|                                      | 1.800.000            | 0,626           | 0,639  | 0,652   | 0,664   | 0,677   |
| Razão Potência-Cana<br>REPCN         | 1.500.000            | 159,2           | 159,2  | 159,2   | 159,3   | 159,2   |
|                                      | 1.600.000            | 149,2           | 149,3  | 149,2   | 149,2   | 149,2   |
|                                      | 1.700.000            | 140,4           | 140,4  | 140,4   | 140,4   | 140,4   |
|                                      | 1.800.000            | 132,6           | 132,6  | 132,6   | 132,6   | 132,6   |
| Índice Geração Pot.<br>IGP           | 1.500.000            | 0,462           | 0,477  | 0,496   | 0,514   | 0,536   |
|                                      | 1.600.000            | 0,447           | 0,461  | 0,476   | 0,493   | 0,511   |
|                                      | 1.700.000            | 0,459           | 0,475  | 0,493   | 0,512   | 0,532   |
|                                      | 1.800.000            | 0,472           | 0,490  | 0,510   | 0,531   | 0,554   |

Fonte: Elaboração do autor.

Tabela 31 - Análise termodinâmica para uma moagem de 1.500.000 a 1.800.000 toneladas de cana para uma variação de mix de produção de 40 a 80 % e uma condensação de 70 toneladas de vapor por hora.

| Parâmetro                            | Moagem<br>(TC/safra) | Mix de Produção |        |         |         |         |
|--------------------------------------|----------------------|-----------------|--------|---------|---------|---------|
|                                      |                      | 40 %            | 50 %   | 60 %    | 70 %    | 80 %    |
| Potência TG1<br>[kW]                 | 1.500.000            | 20.913          | 22.478 | 24.044  | 25.435  | 27.000  |
|                                      | 1.600.000            | 22.305          | 24.044 | 25.609  | 27.348  | 28.914  |
|                                      | 1.700.000            | 23.696          | 25.435 | 27.174  | 28.914  | 30.653  |
|                                      | 1.800.000            | 25.087          | 26.827 | 28.740  | 30.653  | 32.566  |
| Cons. Esp. TG1<br>[kgv/kw]           | 1.500.000            | 4,21            | 4,32   | 4,41    | 4,48    | 4,56    |
|                                      | 1.600.000            | 4,30            | 4,41   | 4,49    | 4,57    | 4,63    |
|                                      | 1.700.000            | 4,39            | 4,48   | 4,56    | 4,63    | 4,70    |
|                                      | 1.800.000            | 4,46            | 4,55   | 4,63    | 4,70    | 4,76    |
| Potência TG3<br>[kW]                 | 1.500.000            | 24.207          | 24.207 | 24.207  | 24.207  | 24.207  |
|                                      | 1.600.000            | 24.207          | 24.207 | 24.207  | 24.207  | 24.207  |
|                                      | 1.700.000            | 24.207          | 24.207 | 24.207  | 24.207  | 24.207  |
|                                      | 1.800.000            | 24.207          | 24.207 | 24.207  | 24.207  | 24.207  |
| Cons. Esp. TG3<br>[kgv/kw]           | 1.500.000            | 4,75            | 4,75   | 4,75    | 4,75    | 4,75    |
|                                      | 1.600.000            | 4,75            | 4,75   | 4,75    | 4,75    | 4,75    |
|                                      | 1.700.000            | 4,75            | 4,75   | 4,75    | 4,75    | 4,75    |
|                                      | 1.800.000            | 4,75            | 4,75   | 4,75    | 4,75    | 4,75    |
| Calor Transf.<br>Processo<br>[kW]    | 1.500.000            | 76.748          | 82.452 | 88.156  | 93.227  | 98.931  |
|                                      | 1.600.000            | 81.818          | 88.156 | 93.861  | 100.199 | 105.903 |
|                                      | 1.700.000            | 86.889          | 93.227 | 99.565  | 105.903 | 112.241 |
|                                      | 1.800.000            | 91.959          | 98.297 | 105.269 | 112.241 | 119.213 |
| Calor Transf.<br>Condensador<br>[kW] | 1.500.000            | 41.523          | 41.523 | 41.523  | 41.523  | 41.523  |
|                                      | 1.600.000            | 39.032          | 36.185 | 33.337  | 30.461  | 27.583  |
|                                      | 1.700.000            | 36.600          | 33.575 | 30.549  | 27.483  | 24.440  |
|                                      | 1.800.000            | 34.168          | 30.994 | 27.761  | 24.558  | 21.355  |
| Potência Gerada<br>Total<br>[kW]     | 1.500.000            | 45.120          | 46.686 | 48.251  | 49.642  | 51.208  |
|                                      | 1.600.000            | 46.512          | 48.251 | 49.816  | 51.555  | 53.121  |
|                                      | 1.700.000            | 47.903          | 49.642 | 51.382  | 53.121  | 54.860  |
|                                      | 1.800.000            | 49.294          | 51.034 | 52.947  | 54.860  | 56.773  |
| Eficiência 1° Lei<br>Planta<br>[%]   | 1.500.000            | 37,3            | 39,4   | 41,3    | 42,9    | 44,5    |
|                                      | 1.600.000            | 38,9            | 41,0   | 42,8    | 44,6    | 46,1    |
|                                      | 1.700.000            | 40,3            | 42,3   | 44,1    | 45,8    | 47,4    |
|                                      | 1.800.000            | 41,6            | 43,5   | 45,4    | 47,1    | 48,7    |
| Eficiência 2° Lei<br>Planta<br>[%]   | 1.500.000            | 30,7            | 30,8   | 30,9    | 31,0    | 31,0    |
|                                      | 1.600.000            | 30,8            | 30,9   | 31,0    | 31,0    | 31,1    |
|                                      | 1.700.000            | 30,9            | 31,0   | 31,0    | 31,1    | 31,2    |
|                                      | 1.800.000            | 30,9            | 31,0   | 31,1    | 31,2    | 31,2    |
| Cons. Esp. Planta<br>[kgv/kw]        | 1.500.000            | 4,50            | 4,54   | 4,58    | 4,61    | 4,65    |
|                                      | 1.600.000            | 4,54            | 4,58   | 4,62    | 4,66    | 4,69    |
|                                      | 1.700.000            | 4,57            | 4,61   | 4,65    | 4,69    | 4,72    |
|                                      | 1.800.000            | 4,60            | 4,64   | 4,68    | 4,72    | 4,76    |
| Razão Potência-Calor<br>RPC          | 1.500.000            | 0,466           | 0,453  | 0,442   | 0,432   | 0,432   |
|                                      | 1.600.000            | 0,430           | 0,400  | 0,374   | 0,352   | 0,400   |
|                                      | 1.700.000            | 0,430           | 0,419  | 0,410   | 0,402   | 0,402   |
|                                      | 1.800.000            | 0,414           | 0,405  | 0,397   | 0,389   | 0,389   |
| Razão Vapor-Calor<br>RVC             | 1.500.000            | 0,718           | 0,750  | 0,781   | 0,810   | 0,842   |
|                                      | 1.600.000            | 0,746           | 0,781  | 0,813   | 0,849   | 0,881   |
|                                      | 1.700.000            | 0,774           | 0,810  | 0,845   | 0,881   | 0,916   |
|                                      | 1.800.000            | 0,803           | 0,838  | 0,877   | 0,916   | 0,955   |
| Razão Potência-Cana<br>REPCN         | 1.500.000            | 159,5           | 165,1  | 170,6   | 175,5   | 181,1   |
|                                      | 1.600.000            | 164,5           | 170,6  | 176,2   | 182,3   | 187,8   |
|                                      | 1.700.000            | 169,4           | 175,5  | 181,7   | 187,8   | 194,0   |
|                                      | 1.800.000            | 174,3           | 180,5  | 187,2   | 194,0   | 200,8   |
| Índice Geração Pot.<br>IGP           | 1.500.000            | 0,437           | 0,444  | 0,450   | 0,456   | 0,462   |
|                                      | 1.600.000            | 0,443           | 0,450  | 0,456   | 0,463   | 0,469   |
|                                      | 1.700.000            | 0,449           | 0,456  | 0,462   | 0,469   | 0,475   |
|                                      | 1.800.000            | 0,454           | 0,461  | 0,468   | 0,475   | 0,481   |

Fonte: Elaboração do autor.

## 5.4 Resultados termoeconômicos e econômicos

Como a planta não é autossuficiente em bagaço para atendimento dos contratos de energia, este bagaço adicional, que deve ser comprado, é considerado no cálculo para composição do custo do vapor e consequentemente para composição do custo da energia gerada. Desta maneira mantido o custo do bagaço comprado em R\$ 60,00 a tonelada, tem-se:

- Para uma mesma moagem e uma potência fixa, o aumento do mix de produção exige um aumento do vapor de extração destinado ao processo através do aumento do vapor admitido e redução do vapor de escape. Desta forma as turbinas passam a produzir energia de forma menos eficiente, elevando-se o custo de produção de energia e reduzindo a TIR.
- Para um mesmo mix de produção e variando o volume de cana processado, é observada uma queda no custo da produção de vapor e de energia, já que menor será a necessidade de compra de bagaço quanto maior for a moagem, consequentemente o valor da TIR aumenta, já que o custo de produção do vapor e da energia serão menores.

### *5.4.1 Resultados termoeconômicos e econômicos para uma geração de 39,3 MW em função da moagem e do mix*

Como pode ser observado na síntese de resultados dos casos, o bagaço produzido varia de 78,36 t/h até 94,03 t/h, respectivamente para moagens de 282,21 TC/h a 339,37 TC/h, equivalentes às safras de 1.500.000 a 1.800.000 TC.

A Tabela 32 apresenta resultados da Taxa de Retorno de Investimento (TIR), Custo Médio por MWh (cw), potência produzida e vendida, em função da moagem e do mix de produção, para uma geração de 39,3 MW.

Observado os extremos, o custo da energia será de R\$62,45/MWh para uma moagem de 1.500.000 TC/h para um Mix de 40 % ou de R\$ 63,59/MWh para a mesma moagem e um mix de 80 %, já que o consumo de bagaço passaria de 86,7 t/h para 93,6 t/h. ocasionando uma redução na TIR de 10,83 para 10,36 %.

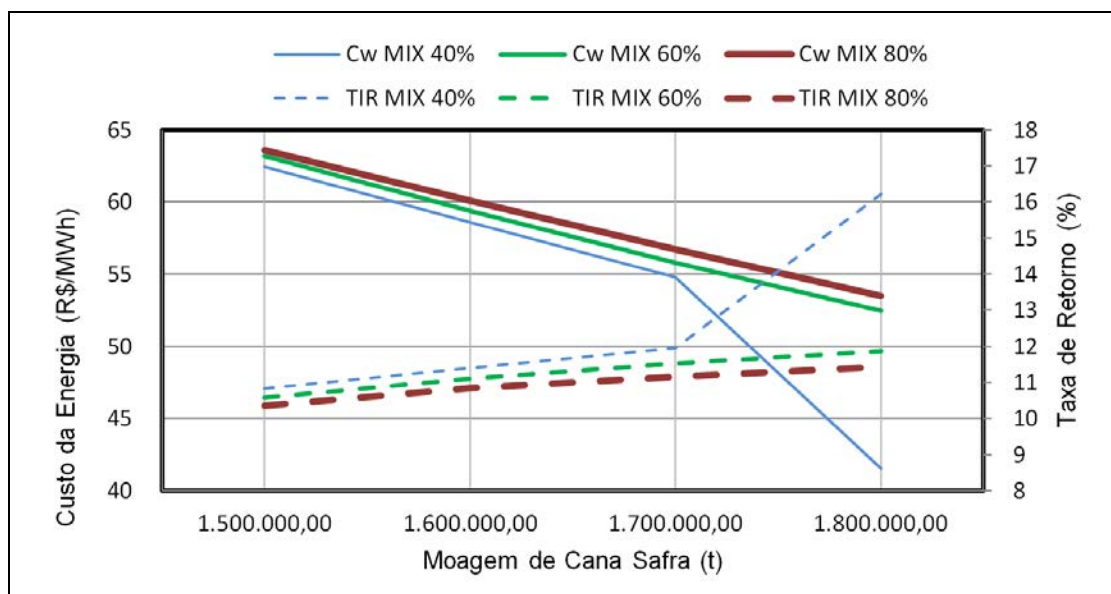
Tabela 32 - Resultados da TIR, cw, potência produzida e vendida, em função da moagem e do mix de produção, para uma geração de 39,3 MW.

| Parâmetro                                                 | Moagem<br>(TC/safra) | Mix de Produção |       |       |       |       |
|-----------------------------------------------------------|----------------------|-----------------|-------|-------|-------|-------|
|                                                           |                      | 40 %            | 50 %  | 60 %  | 70 %  | 80 %  |
| <b>Potência<br/>Vendida<br/>[MW]</b>                      | <b>1.500.000</b>     | 29,9            | 30,0  | 30,0  | 30,0  | 29,9  |
|                                                           | <b>1.600.000</b>     | 29,4            | 29,4  | 29,4  | 29,3  | 29,4  |
|                                                           | <b>1.700.000</b>     | 28,8            | 28,7  | 28,7  | 28,7  | 28,7  |
|                                                           | <b>1.800.000</b>     | 28,1            | 28,1  | 28,1  | 28,1  | 28,1  |
| <b>Custo Médio<br/>Energia Produzida<br/>Cw [R\$/MWh]</b> | <b>1.500.000</b>     | 62,45           | 62,61 | 63,16 | 63,27 | 63,59 |
|                                                           | <b>1.600.000</b>     | 58,61           | 58,94 | 59,38 | 59,72 | 60,07 |
|                                                           | <b>1.700.000</b>     | 54,77           | 55,31 | 55,79 | 56,23 | 56,70 |
|                                                           | <b>1.800.000</b>     | 41,56           | 40,50 | 52,46 | 52,92 | 53,49 |
| <b>Taxa de Retorno<br/>TIR [%]</b>                        | <b>1.500.000</b>     | 10,83           | 10,81 | 10,58 | 10,59 | 10,36 |
|                                                           | <b>1.600.000</b>     | 11,40           | 11,30 | 11,10 | 10,95 | 10,85 |
|                                                           | <b>1.700.000</b>     | 11,96           | 11,73 | 11,53 | 11,35 | 11,16 |
|                                                           | <b>1.800.000</b>     | 16,22           | 16,63 | 11,86 | 11,66 | 11,44 |

Fonte: Elaboração do autor.

A Figura 20 mostra o custo da produção de eletricidade e a taxa de retorno do investimento em função da moagem por safra e do mix de produção para uma geração de 39,3 MW.

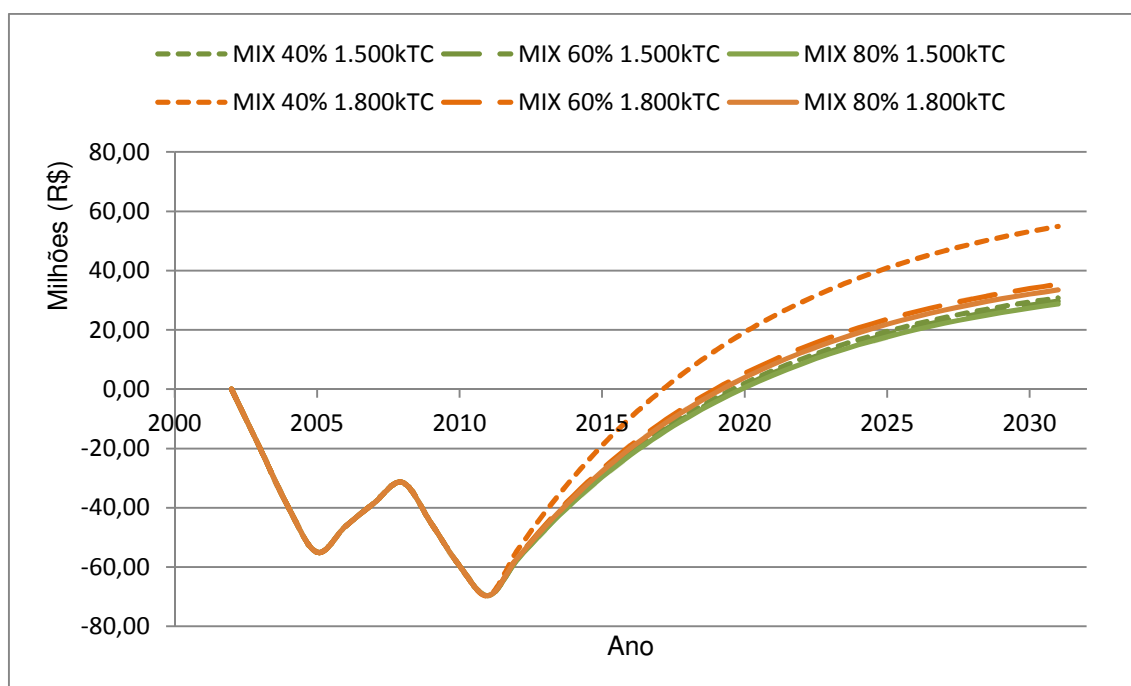
Figura 20 - Custo da produção de eletricidade e a taxa de retorno do investimento em função da moagem por safra e do mix de produção, para uma geração de 39,3 MW.



Fonte: Elaboração do autor.

A Figura 21 mostra o valor atual líquido acumulado ao longo da vida útil considerada, em função da moagem por safra e do mix de produção, para uma geração de 39,3 MW.

Figura 21 - Valor atual líquido acumulado ao longo da vida útil considerada, em função da moagem por safra e do mix de produção, para uma geração de 39,3 MW.



Fonte: Elaboração do autor.

Para a termoeletrônica operando em uma potência fixa, do ponto de vista econômico é mais vantajoso buscar um mix de produção baixo, já que a geração de energia pode ocorrer de forma mais eficiente com a possibilidade de maior vazão para a condensação e menor consumo de bagaço externo.

Para uma moagem de 1.500.000 TC cw R\$ 62,45/MWh para um mix de 40 % e R\$ 63,59/MWh para um mix de 80 %.

O aumento da moagem resulta em uma grande queda no custo de produção, já que a demanda de compra de combustível também cai. É interessante observar o ponto na Figura 5.4 em que a produção de bagaço fica bem próxima ao consumo do combustível e como ocorre uma queda rápida no custo de produção e o aumento da TIR. Nesta situação, para uma moagem de 1.700.000 e mix de 40 %, a necessidade de compra de bagaço externo é de 1 tonelada por hora, sendo que para uma moagem de 1.800.000 neste mesmo mix, haveria um excedente de 2,6 toneladas de bagaço por hora.

Neste caso o retorno do valor investido poderá ocorrer em 15 ou 18 anos entre os anos de 2017 e 2020, dependendo da cana disponível e do mix de produção adotado.

#### ***5.4.2 Resultados termoeconômicos e econômicos para uma geração de 45 MW em função da moagem e do mix***

A produção de bagaço é mantida a mesma que nos casos anteriores, variando de 78,36 até 94,03 t/h, como a potência foi fixada em 45 MW e mantendo-se as vazões para o processo, ocorre o aumento da vazão de condensação para ser atingida a potência fixada, o consumo de bagaço aumentará.

A Tabela 33 apresenta resultados da TIR, cw, potência produzida e vendida, em função da moagem e do mix de produção, para uma geração de 45 MW.

Tabela 33 - Resultados da TIR, cw, potência produzida e vendida, em função da moagem e do mix de produção, para uma geração de 45 MW.

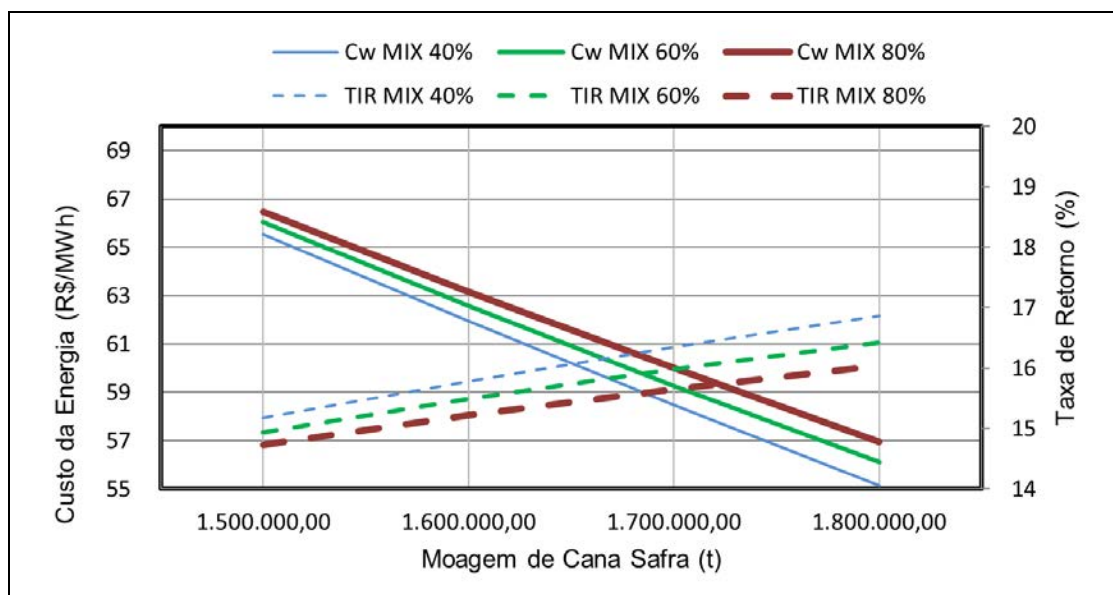
| Parâmetro                                         | Moagem<br>(TC/safra) | Mix de Produção |       |       |       |       |
|---------------------------------------------------|----------------------|-----------------|-------|-------|-------|-------|
|                                                   |                      | 40 %            | 50 %  | 60 %  | 70 %  | 80 %  |
| <b>Potência Vendida [MW]</b>                      | <b>1.500.000</b>     | 35,70           | 35,70 | 35,70 | 35,70 | 35,70 |
|                                                   | <b>1.600.000</b>     | 35,10           | 35,10 | 35,10 | 35,10 | 35,10 |
|                                                   | <b>1.700.000</b>     | 34,40           | 34,40 | 34,40 | 34,40 | 34,40 |
|                                                   | <b>1.800.000</b>     | 33,80           | 33,80 | 33,80 | 33,80 | 33,80 |
| <b>Custo Médio Energia Produzida Cw [R\$/MWh]</b> | <b>1.500.000</b>     | 62,45           | 62,61 | 63,16 | 63,27 | 63,59 |
|                                                   | <b>1.600.000</b>     | 61,96           | 62,29 | 62,57 | 62,87 | 63,15 |
|                                                   | <b>1.700.000</b>     | 58,47           | 58,90 | 59,28 | 59,66 | 60,01 |
|                                                   | <b>1.800.000</b>     | 55,13           | 55,62 | 56,11 | 56,54 | 56,94 |
| <b>Taxa de Retorno TIR [%]</b>                    | <b>1.500.000</b>     | 15,18           | 15,04 | 14,94 | 14,84 | 14,73 |
|                                                   | <b>1.600.000</b>     | 15,78           | 15,63 | 15,49 | 15,35 | 15,22 |
|                                                   | <b>1.700.000</b>     | 16,35           | 16,16 | 15,99 | 15,81 | 15,65 |
|                                                   | <b>1.800.000</b>     | 16,86           | 16,65 | 16,43 | 16,23 | 16,05 |

Fonte: Elaboração do autor.

Neste caso, para uma moagem de 281,82 TC/h o custo da energia será de R\$ 65,52/MWh para um mix de 40 % ou de R\$ 66,47/MWh para a mesma moagem e um mix de 80 %, já que o consumo de bagaço passaria de 95,97 para 102,89 t/h. A TIR, como no caso anterior, seria de 15,18 e 14,73%, respectivamente, para a mesma moagem.

A Figura 22 mostra o custo da produção de eletricidade e a taxa de retorno do investimento em função da moagem por safra e do mix de produção, para uma geração de 45 MW.

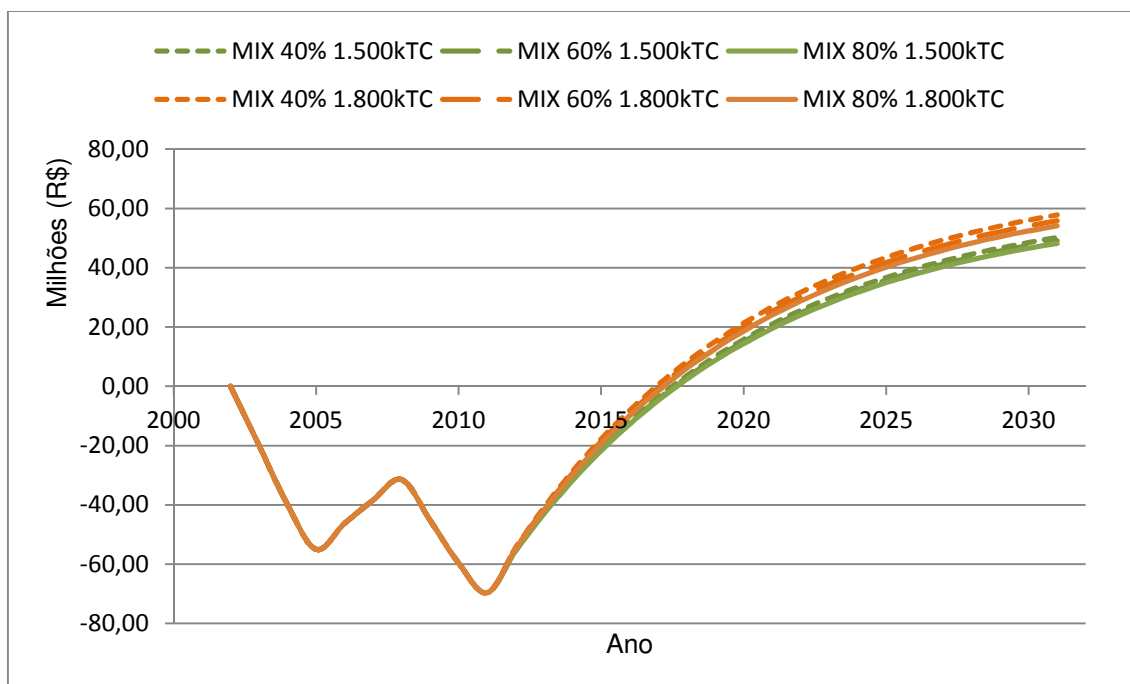
Figura 22 - Custo da produção de eletricidade e a taxa de retorno do investimento em função da moagem por safra e do mix de produção, para uma geração de 45 MW.



Fonte: Elaboração do autor.

A Figura 23 mostra o valor atual líquido acumulado ao longo da vida útil considerada, em função da moagem por safra e do mix de produção, fixada uma geração de 45 MW.

Figura 23 - Valor atual líquido acumulado ao longo da vida útil considerada, em função da moagem por safra e do mix de produção, para uma geração de 45 MW.



Fonte: Elaboração do autor.

Neste caso pode ser observado que a influência do mix de produção é menor que no caso anterior, a geração maior resulta uma TIR mais elevada levando ao retorno do valor investido no ano de 2017 (15 anos), tendo pouca alteração em relação à diferentes mix adotados, assim, para uma moagem de 1.800.000 TC e mix de 40 % seria o melhor caso, onde o retorno seria no início de 2017 e para o pior caso, 1.500.000 TC e o mix de 80 % no final de 2017, havendo um custo maior devido à compra de bagaço, e uma compensação pela energia excedente vendida.

#### ***5.4.3 Resultados termoeconômicos e econômicos para uma condensação de 70 t/h, em função da moagem e do mix***

Neste caso, é atingido o limite de condensação possível na planta, sendo 40 t/h no TG1 e 30 t/h no TG3, as considerações não foram alteradas, mantendo a produção de bagaço de acordo com a moagem e a necessidade maior de compra para atender o consumo de bagaço que pode variar de 96,21 até 127,96 t/h de acordo com a moagem e o mix de produção. A Tabela 34 apresenta resultados da TIR, cw, potência produzida e

vendida, em função da moagem e do mix de produção, para uma taxa de condensação de vapor de 70 t/h.

Tabela 34 - Resultados da TIR, cw, potência produzida e vendida, em função da moagem e do mix de produção, para uma condensação de 70 t/h

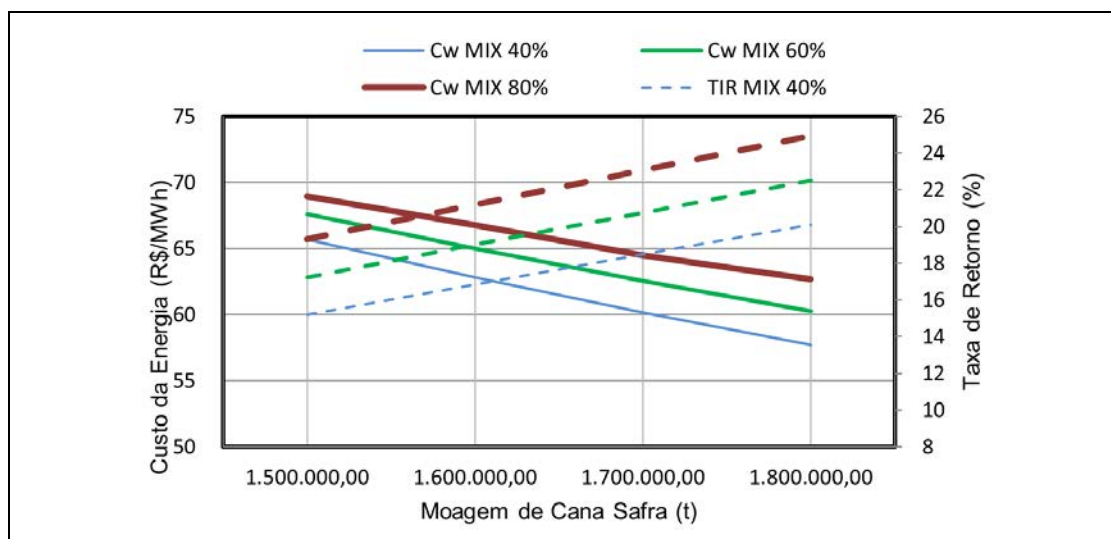
| Parâmetro                                         | Moagem<br>(TC/safra) | Mix de Produção |       |       |       |       |
|---------------------------------------------------|----------------------|-----------------|-------|-------|-------|-------|
|                                                   |                      | 40 %            | 50 %  | 60 %  | 70 %  | 80 %  |
| <b>Potência Vendida [MW]</b>                      | <b>1.500.000</b>     | 35,8            | 37,4  | 38,9  | 40,3  | 41,9  |
|                                                   | <b>1.600.000</b>     | 36,6            | 38,3  | 39,9  | 41,6  | 43,2  |
|                                                   | <b>1.700.000</b>     | 37,3            | 39,1  | 40,8  | 42,5  | 44,3  |
|                                                   | <b>1.800.000</b>     | 38,1            | 39,8  | 41,7  | 43,7  | 45,6  |
| <b>Custo Médio Energia Produzida Cw [R\$/MWh]</b> | <b>1.500.000</b>     | 62,45           | 62,61 | 63,16 | 63,27 | 63,59 |
|                                                   | <b>1.600.000</b>     | 61,96           | 62,29 | 62,57 | 62,87 | 63,15 |
|                                                   | <b>1.700.000</b>     | 58,47           | 58,90 | 59,28 | 59,66 | 60,01 |
|                                                   | <b>1.800.000</b>     | 55,13           | 55,62 | 56,11 | 56,54 | 56,94 |
| <b>Taxa de Retorno TIR [%]</b>                    | <b>1.500.000</b>     | 15,18           | 15,04 | 14,94 | 14,84 | 14,73 |
|                                                   | <b>1.600.000</b>     | 15,78           | 15,63 | 15,49 | 15,35 | 15,22 |
|                                                   | <b>1.700.000</b>     | 16,35           | 16,16 | 15,99 | 15,81 | 15,65 |
|                                                   | <b>1.800.000</b>     | 16,86           | 16,65 | 16,43 | 16,23 | 16,05 |

Fonte: Elaboração do autor.

Verifica-se que o custo da energia será de R\$ 65,69/MWh para uma moagem de 1.500.000 TC/h e mix de 40% ou de R\$ 68,95/MWh para a mesma moagem e mix de 80 %, já que o consumo de bagaço passaria de 96,21 para 112,80 t/h. Em contra partida, haveria um aumento da TIR de 15,20 para 19,30 %.

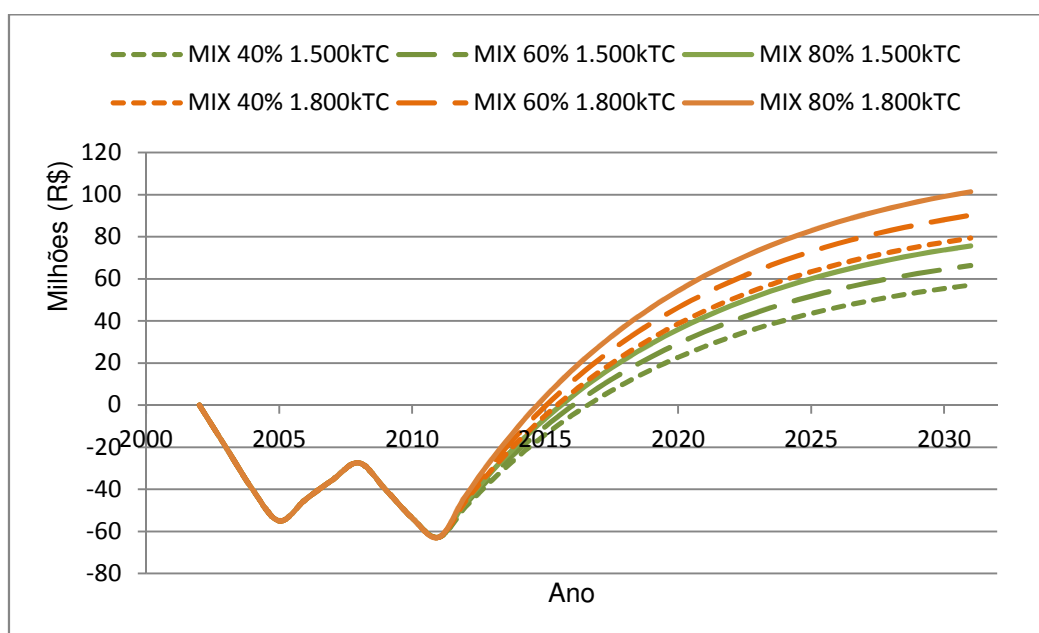
A Figura 24 mostra o custo da produção de eletricidade e a taxa de retorno do investimento em função da moagem por safra e do mix de produção, para uma taxa de condensação de vapor de 70 t/h. A Figura 25 mostra o valor atual líquido acumulado ao longo da vida útil considerada, em função da moagem por safra e do mix de produção, para uma taxa de condensação de vapor de 70 t/h.

Figura 24 - Custo da produção de eletricidade e a taxa de retorno do investimento em função da moagem por safra e do mix de produção, para uma condensação de 70 t/h.



Fonte: Elaboração do autor.

Figura 25 - Valor atual líquido acumulado ao longo da vida útil considerada, em função da moagem por safra e do mix de produção, para uma condensação de 70 t/h.



Fonte: Elaboração do autor.

Neste caso o retorno do valor investido poderá ocorrer antes de 2017 (14 anos) para o pior caso (moagem de 1.500.000 TC e mix de 40 %) já que, mesmo havendo uma pequena geração por demanda do processo, a condensação força a geração de energia antecipando o retorno.

#### 5.4.4 Resultados termoeconômicos e econômicos em função da condensação e do mix, para uma moagem de 1.500.00 TC

A condensação permite que seja possível atingir uma mesma potência para diferentes vazões de vapor na admissão da turbina através de um maior ou menor volume de condensado, esta flexibilidade influencia diretamente na eficiência da máquina e em sua capacidade de gerar e energia.

Devido à necessidade de compra de bagaço externo é interessante observar a relação entre o volume de condensado e o reflexo na geração, já que uma vez atendida a demanda do processo, a escolha de gerar mais energia depende de uma produção de vapor maio e desta maneira aumentasse o consumo de combustível.

No Apêndice B são detalhados mais alguns casos simulados para diferentes vazões de condensação, cujos resultados serão apresentados a seguir.

A Tabela 35 mostra os resultados da TIR, cw, potência produzida e vendida, em função da condensação e do mix de produção, para uma moagem de 1.500.00 toneladas por safra (282,81 TC/h).

Tabela 35 - Resultados da TIR, cw, potência produzida e vendida, em função da condensação e do mix de produção, para uma moagem de 1.500.00 toneladas por safra.

| Condensação (t/h) | Mix (%)         | 40    | 50    | 60    | 70    | 80    |
|-------------------|-----------------|-------|-------|-------|-------|-------|
| 50                | TIR (%)         | 10,0  | 11,1  | 12,1  | 13,2  | 14,3  |
|                   | cw (R\$/MWh)    | 61,62 | 62,93 | 64,12 | 65,20 | 66,18 |
|                   | Pot. Prod. (MW) | 38,1  | 39,7  | 41,3  | 42,8  | 44,4  |
|                   | Pot. Vend. (MW) | 28,8  | 30,4  | 31,9  | 33,5  | 35,1  |
| 60                | TIR (%)         | 12,6  | 13,7  | 14,7  | 15,8  | 16,9  |
|                   | cw (R\$/MWh)    | 63,78 | 64,93 | 65,97 | 66,92 | 67,64 |
|                   | Pot. Prod. (MW) | 41,6  | 43,2  | 44,8  | 46,3  | 47,9  |
|                   | Pot. Vend. (MW) | 32,3  | 33,9  | 35,4  | 37,0  | 38,6  |
| 70                | TIR (%)         | 15,2  | 16,2  | 17,2  | 18,3  | 19,3  |
|                   | cw (R\$/MWh)    | 65,69 | 66,70 | 67,61 | 68,16 | 68,95 |
|                   | Pot. Prod. (MW) | 45,1  | 46,7  | 48,3  | 49,6  | 51,2  |
|                   | Pot. Vend. (MW) | 35,8  | 37,4  | 38,9  | 40,3  | 41,9  |

Fonte: Elaboração do autor.

Pode-se observar mais facilmente que o aumento da condensação implica um maior custo para produção de energia devido à compra de bagaço, porém, a energia excedente que é gerada aumenta consideravelmente, resultado em uma taxa de retorno maior e um menor período para recuperação do valor investido.

As Figuras 26 a 28 apresentam, respectivamente, o custo da produção de eletricidade, a Taxa de Retorno de Investimento, e o Valor Atual Líquido acumulado ao longo da vida útil estimada, em função da condensação e do mix de produção, para uma moagem de 1.500.000 toneladas por safra.

A Figura 26 apresenta o custo médio de produção de energia para todas as variações de mix propostas, sendo apresentada uma extrapolação para o caso de um mix de 80 até 100 %, o que não é realizável na prática devido ao alto investimento necessário na fábrica de açúcar para aumentar sua eficiência e recuperação, além da diminuição do tempo de escoamento da produção, o que acabaria limitando a capacidade de produção.

Foi ajustado um polinômio de segundo grau para cada vazão de condensação, onde pode ser observado o comportamento do custo médio da energia, conforme o mix de produção aumenta o custo da energia também sobe, porém, este custo não segue aumentando de forma linear com o mix.

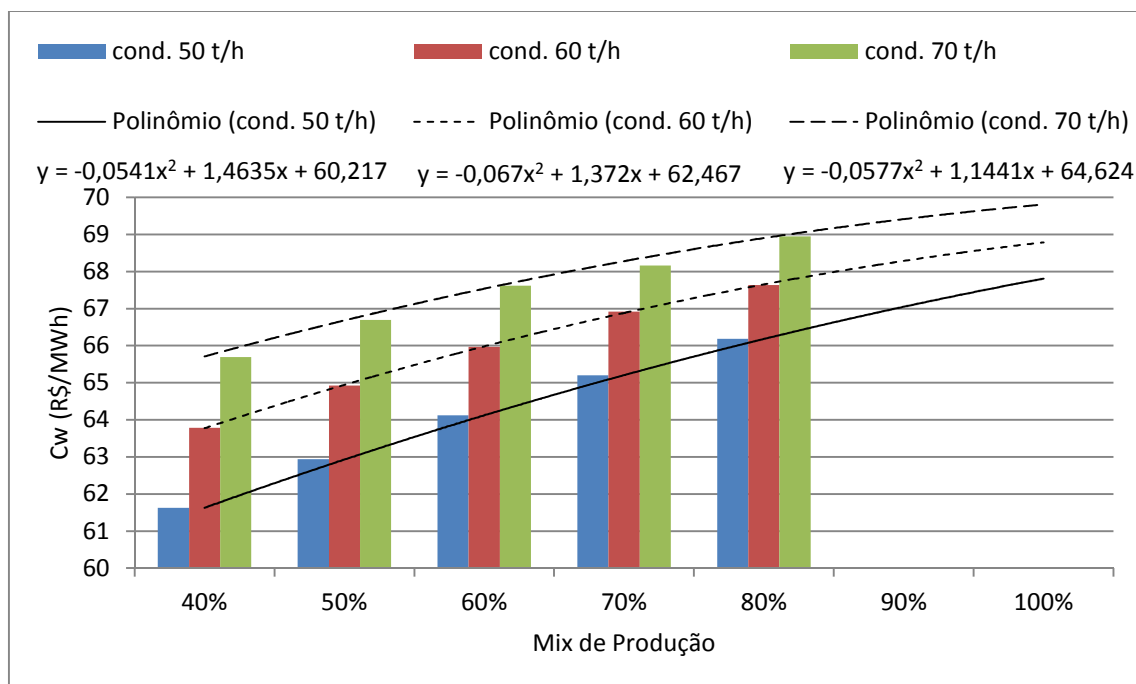
À medida que a demanda do processo aumenta há um custo maior de produção, que é compensado pela geração de energia extra, esta energia é um denominador na equação para cálculo do cw, ou seja, do ponto de vista termoeconômico há um resultado melhor por ser tirado melhor proveito da capacidade do equipamento.

A análise do comportamento da TIR para diferentes vazões de condensação na Figura 26 se mostra linear, aumentando em média 1 % para cada variação do mix de produção estudado.

A Figura 27 mostra que pode haver um retorno maior devido ao aumento da condensação do que com o aumento do consumo de processo devido ao mix de produção. Isso reflete a maior energia gerada por quantidade de vapor produzido, permitindo um retorno maior. Para a mesma moagem de 1.500.000 toneladas de cana, o consumo de bagaço, para uma condensação de 50 t/h e mix de 80 %, seria de 101,90 t/h, que resulta em um cw de R\$ 66,18/MWh.

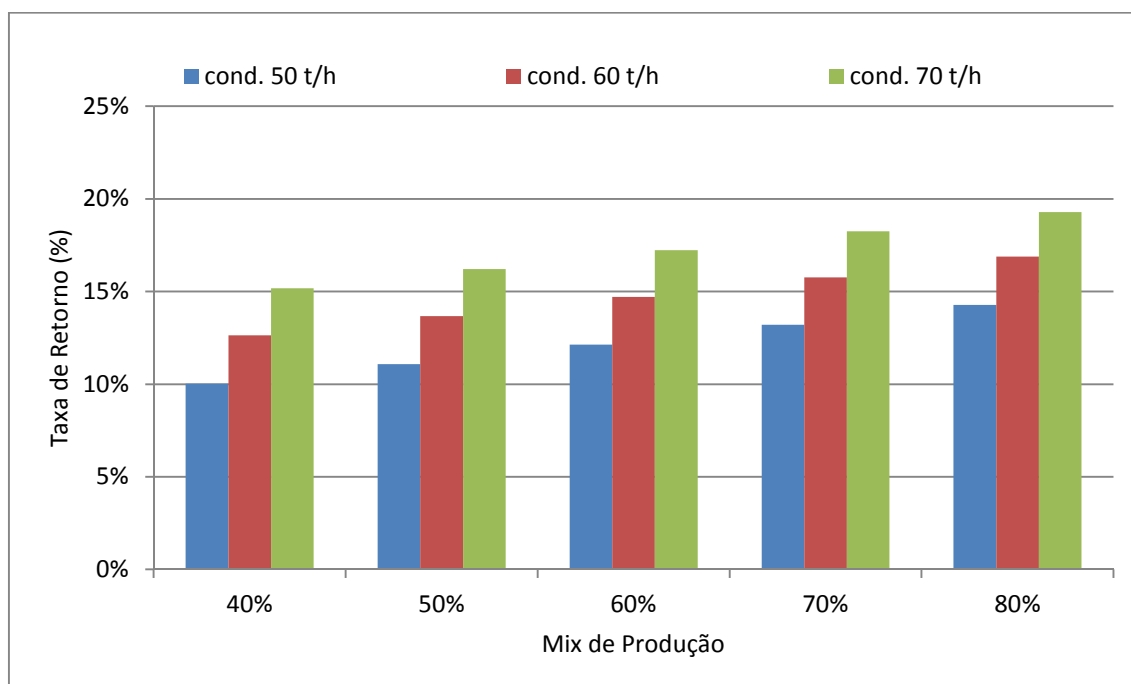
Comparando com uma condensação de 70 t/h e mix de 40 %, o consumo de bagaço seria de 96,21 t/h e o cw de R\$ 65,69/MWh. O custo da energia seria menor e ainda há a possibilidade de exportação de 700 kW a mais que a situação anterior.

Figura 26 - Custo da produção de eletricidade em função da condensação e do mix de produção, para uma moagem de 1.500.000 toneladas por safra.



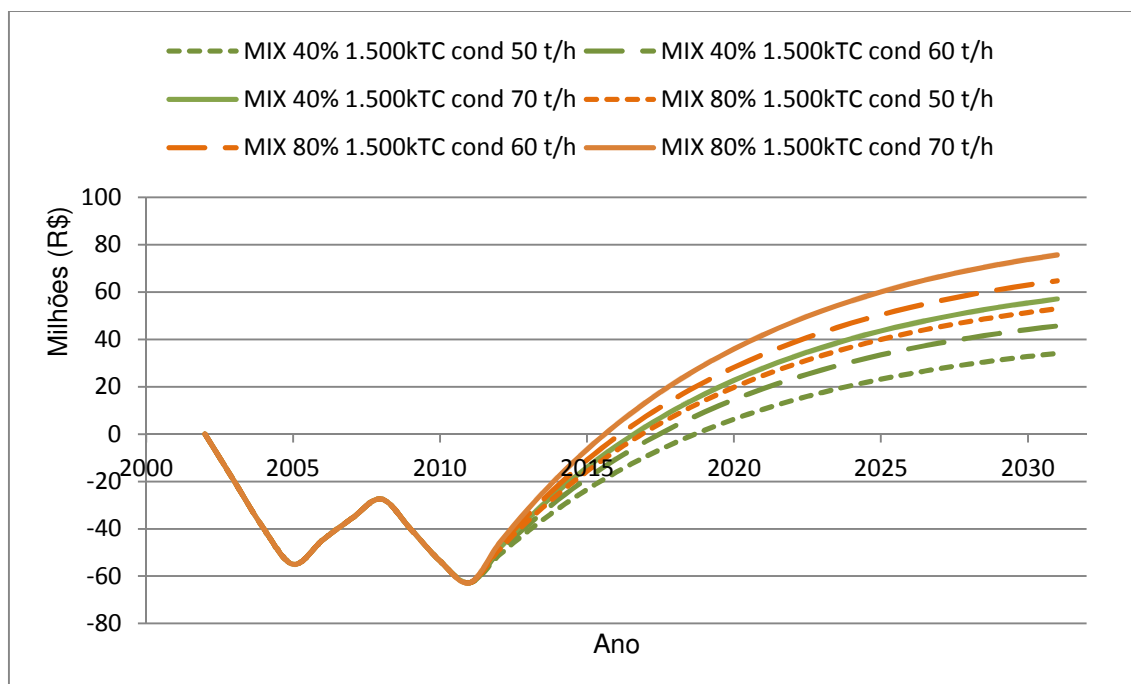
Fonte: Elaboração do autor.

Figura 27 - Taxa de Retorno do Investimento em função da condensação e do mix de produção, para uma moagem de 1.500.000 toneladas por safra.



Fonte: Elaboração do autor.

Figura 28 - Valor Atual Líquido acumulado ao longo da vida útil em função da condensação e do mix de produção, para uma moagem de 1.500.000 toneladas por safra.



Fonte: Elaboração do autor.

#### 5.4.5 Resultados termoeconômicos e econômicos em função da moagem e do custo do bagaço, para uma condensação de 50 t/h e um mix de 40 %

A Tabela 36 mostra os resultados da TIR e cw, em função da moagem e do custo do bagaço, para uma condensação de 50 t/h e um mix de produção de 40%.

Tabela 36 - Resultados da TIR e cw, em função da moagem e do custo do bagaço, para uma condensação de 50 t/h e um mix de 40 %.

| Moagem (t/safra) | Custo do bagaço (R\$) | 20,00 | 40,00 | 60,00 | 80,00 |
|------------------|-----------------------|-------|-------|-------|-------|
| 1.500.000        | TIR (%)               | 14,67 | 12,36 | 10,03 | 7,66  |
|                  | cw (R\$/MWh)          | 49,76 | 55,69 | 61,62 | 67,55 |
| 1.600.000        | TIR (%)               | 16,02 | 13,85 | 11,65 | 9,44  |
|                  | cw (R\$/MWh)          | 47,75 | 53,16 | 58,58 | 64,00 |
| 1.700.000        | TIR (%)               | 17,36 | 15,31 | 13,25 | 11,17 |
|                  | cw (R\$/MWh)          | 45,90 | 50,85 | 55,80 | 60,75 |
| 1.800.000        | TIR (%)               | 18,85 | 16,85 | 14,85 | 12,83 |
|                  | cw (R\$/MWh)          | 44,29 | 48,94 | 53,60 | 58,26 |

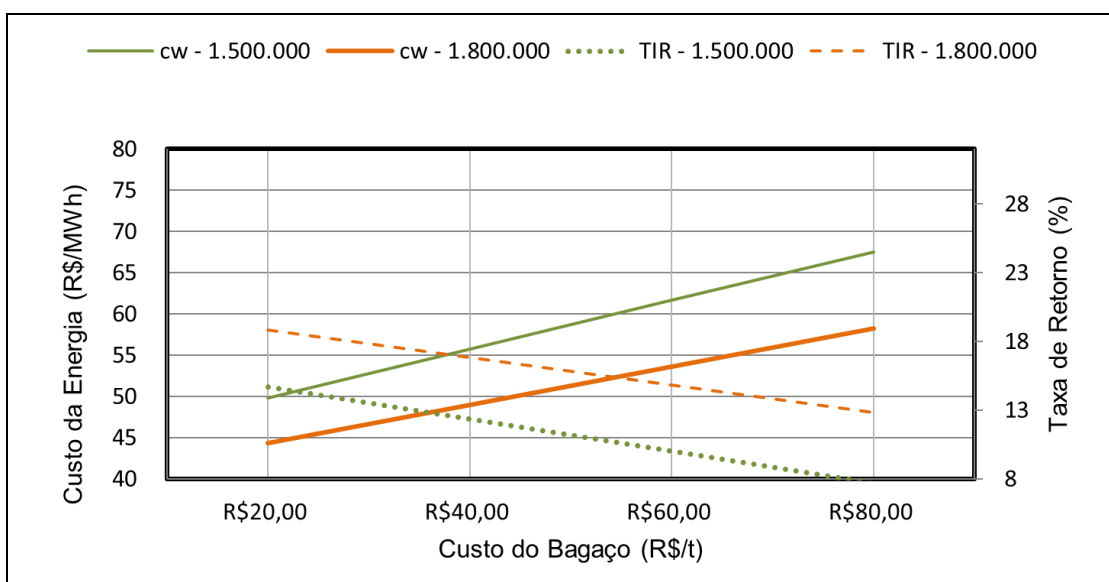
Fonte: Elaboração do autor.

Pelos resultados é observado que o bagaço possui um peso considerável no resultado da empresa já que compõe diretamente o custo para produção do vapor e da energia.

Para este mix de produção e com baixas moagens, a necessidade de compra de bagaço inviabiliza o projeto de cogeração já que a TIR está abaixo das taxas de juros consideradas, não sendo um projeto atrativo. Para a menor moagem o bagaço a R\$ 40,00 a tonelada, praticamente empata com a taxa de juros de 12 % utilizada.

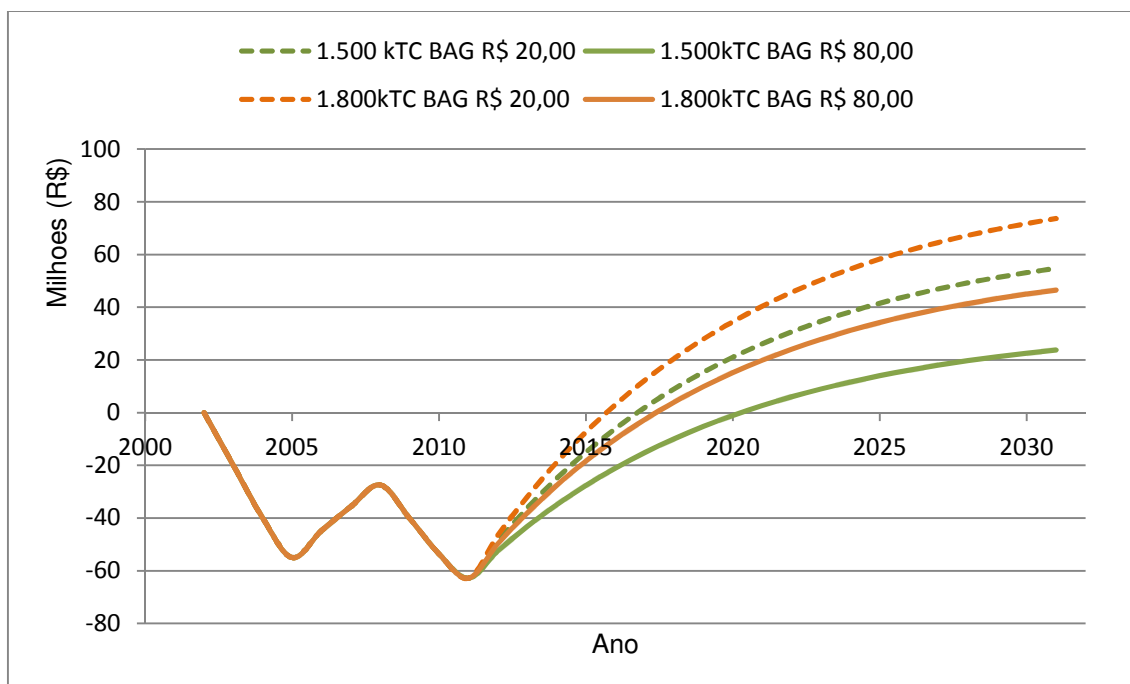
As Figuras 29 e 30 apresentam, respectivamente, o custo da produção de eletricidade e a Taxa de Retorno de Investimento em função do custo do bagaço e da moagem por safra, para uma condensação de 50 t/h e um mix de produção de 40 %.

Figura 29 - Custo da produção de eletricidade e a taxa de retorno do investimento em função da moagem por safra e custo do bagaço, para uma condensação de 50 t/h e um mix de 40 %.



Fonte: Elaboração do autor.

Figura 30 - Valor atual líquido acumulado ao longo da vida útil considerada, em função da moagem por safra e do custo do bagaço, para uma condensação de 50 t/h e um mix de 40 %.



Fonte: Elaboração do autor.

O custo da energia é diretamente proporcional ao custo do bagaço e inversamente à TIR, comparando os dois casos extremos para uma mesma moagem, é observado que quanto menor a moagem, maior o impacto da variação do custo do bagaço e maior o período para retorno do capital investido. Para uma safra de 1.500.000,00 toneladas o capital investido seria recuperado apenas após 19 anos (em 2021).

#### ***5.4.6 Resultados termoeconômicos e econômicos em função da moagem e do custo do bagaço, para uma condensação de 50 t/h e um mix de 80 %***

A Tabela 37 mostra os resultados da TIR e cw, em função da moagem e do custo do bagaço, para uma condensação de 50 t/h e um mix de produção de 80 %.

Tabela 37 - Resultados da TIR e cw, em função da moagem e do custo do bagaço, para uma condensação de 50 t/h e um mix de 80 %.

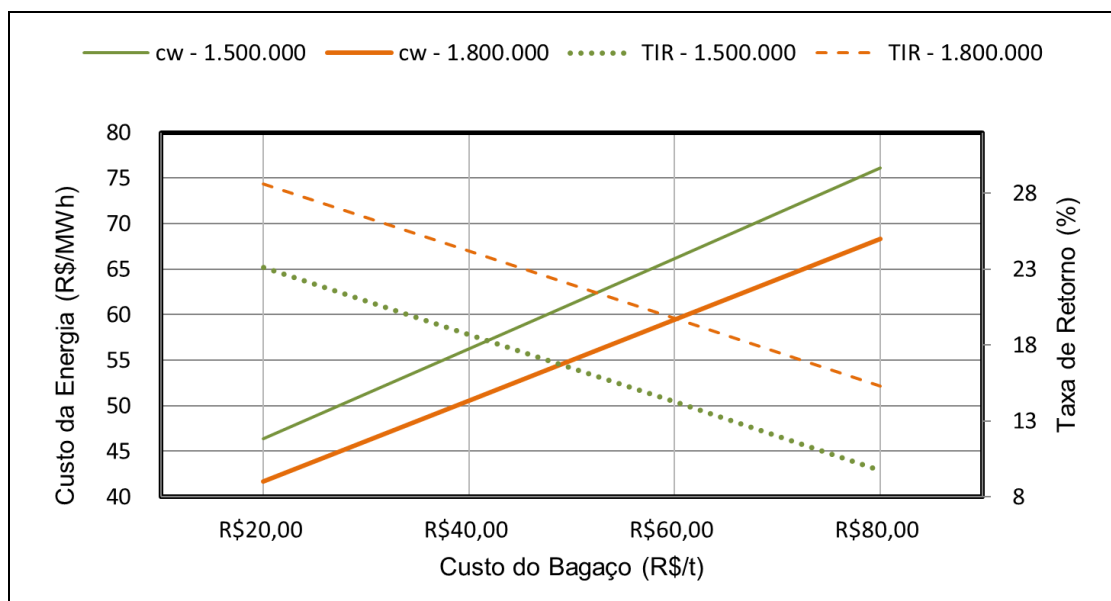
| Moagem (t/safra) | Custo do bagaço (R\$) | 20,00 | 40,00 | 60,00 | 80,00 |
|------------------|-----------------------|-------|-------|-------|-------|
| 1.500.000        | TIR (%)               | 23,11 | 18,71 | 14,27 | 9,76  |
|                  | cw (R\$/MWh)          | 46,42 | 56,30 | 66,18 | 76,07 |
| 1.600.000        | TIR (%)               | 25,06 | 20,62 | 16,14 | 11,61 |
|                  | cw (R\$/MWh)          | 44,74 | 54,34 | 63,93 | 73,53 |
| 1.700.000        | TIR (%)               | 26,84 | 22,41 | 17,97 | 13,48 |
|                  | cw (R\$/MWh)          | 43,14 | 52,36 | 61,58 | 70,80 |
| 1.800.000        | TIR (%)               | 28,60 | 24,19 | 19,76 | 15,31 |
|                  | cw (R\$/MWh)          | 41,68 | 50,55 | 59,43 | 68,30 |

Fonte: Elaboração do autor.

Para este mix de produção e com baixas moagens, a necessidade de compra de bagaço ainda inviabiliza o projeto de cogeração já que a TIR ainda está abaixo das taxas de juros consideradas, comparado com o caso anterior pode-se observar que o custo de produção aumentou, porém também ocorre um aumento da TIR.

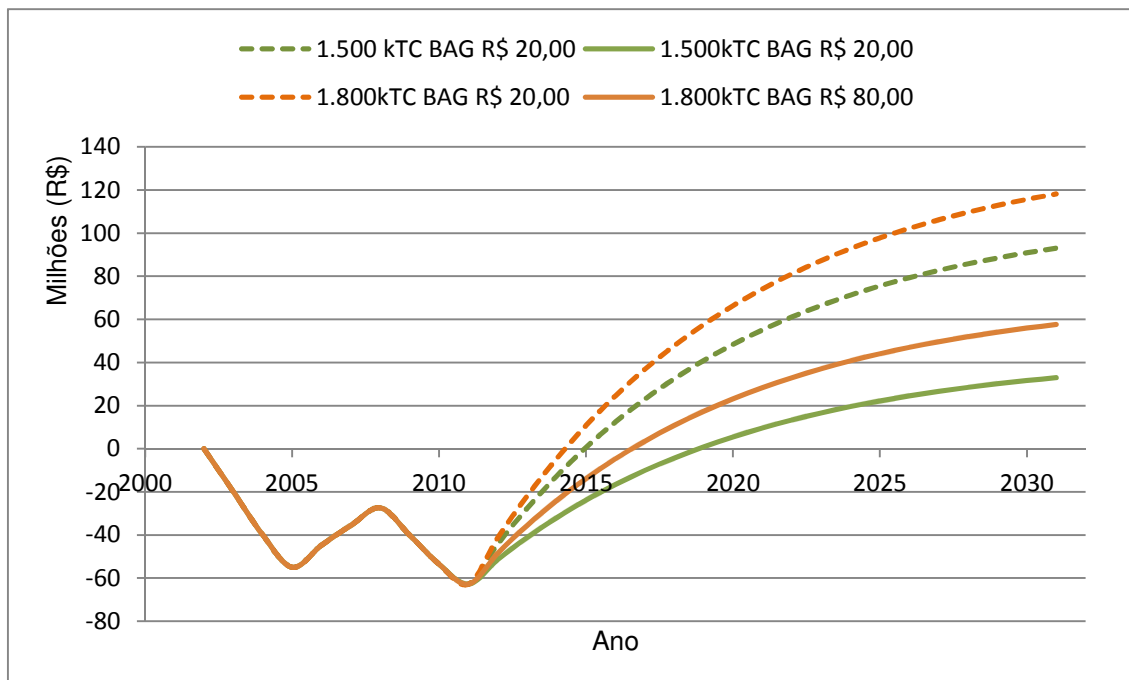
As Figuras 31 e 32 apresentam, respectivamente, o custo da produção de eletricidade e a Taxa de Retorno de Investimento em função do custo do bagaço e da moagem por safra, para uma condensação de 50 t/h e um mix de produção de 80 %.

Figura 31 - Custo da produção de eletricidade e a taxa de retorno do investimento em função da moagem por safra e custo do bagaço, para uma condensação de 50 t/h e um mix de 80 %.



Fonte: Elaboração do autor.

Figura 32 - Valor atual líquido acumulado ao longo da vida útil considerada, em função da moagem por safra e do custo do bagaço, para uma condensação de 50 t/h e um mix de 80 %.



Fonte: Elaboração do autor.

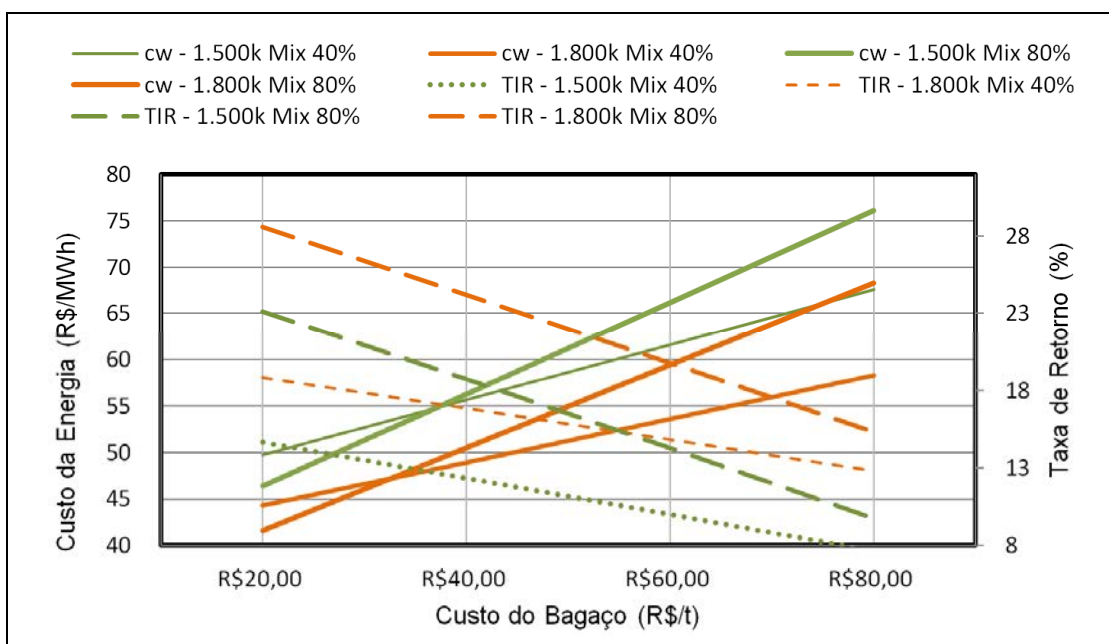
Este pequeno aumento da TIR observado, em relação ao caso anterior, está relacionado com a produção de energia maior para um mix de 80 % que para a mesma

moagem com um mix de 40 %, assim, a recuperação do capital investido aconteceria após 17 anos (2019) para uma safra de 1.500.000,00 toneladas de cana.

#### 5.4.7 Resultados termoeconômicos e econômicos em função da moagem, do custo do bagaço e do mix de produção, para uma condensação de 50 t/h

A Figura 33 apresenta o custo da produção de eletricidade e a Taxa de Retorno de Investimento em função do custo do bagaço, da moagem por safra e do mix, para uma condensação de 50 t/h.

Figura 33 - Custo da produção de eletricidade e Taxa de Retorno de Investimento em função do custo do bagaço, da moagem safra e do mix, para uma condensação de 50 t/h.



Fonte: Elaboração do autor.

Através da Figura 33 é observado que para uma mesma moagem e mix diferentes, qual o comportamento do custo da energia e do retorno do investimento. Para uma moagem de 1.800.000,00 toneladas de cana, para o bagaço comprado até R\$ 30,00 a tonelada observa-se que o custo da energia é maior para o mix de 40 %, a partir deste ponto, o custo da energia para o mix de 80% passa a frente, devido à maior quantidade de bagaço necessária, já que a demanda do processo aumento e a moagem permanece a mesma.

Para uma moagem de 1.500.000,00 toneladas de cana, este ponto de inversão no custo da energia entre o mix de 40 e 80 % ocorre a partir do bagaço comprado a R\$ 38,00 a tonelada. O reflexo é o custo da energia que também cresce de forma mais acentuada para o mix de 80 % à medida que o custo do bagaço cresce, comparado com o mix de 40 %.

Outro ponto evidente é a queda da TIR de forma mais acentuada para o mix de 80 % comparado com o mix de 40 % quando o custo do bagaço aumenta, como mencionado, para maiores mixes de produção o consumo de bagaço também aumenta.

Para o bagaço a R\$ 20,00 a tonelada, é mais atrativo uma moagem baixa com um mix alto (1.500.000 TC e mix 80 %) que uma moagem alta e mix baixo (1.800.000 TC e mix de 40 %), esta regra segue até o custo do bagaço atingir R\$ 56,00 a tonelada, acima deste valor, do ponto de vista econômico, é mais interessante a situação inversa, uma moagem alta com um mix de produção baixo (1.800.000 TC e mix 40 %) que uma moagem de baixa com mix alto (1.500.000 TC e mix 80 %).

#### ***5.4.8 Resultados econômicos para diferentes taxas de desconto***

A taxa de desconto é a taxa de preferência temporal por dinheiro e pode ser considerada como sendo similar a uma taxa de juro. Uma alta preferência temporal por dinheiro significa a existência de alta taxa de desconto. O fator de desconto é utilizado para tornar o dinheiro futuro comparável com o dinheiro presente, ou, em outras palavras, comparar valores futuros com valores presentes.

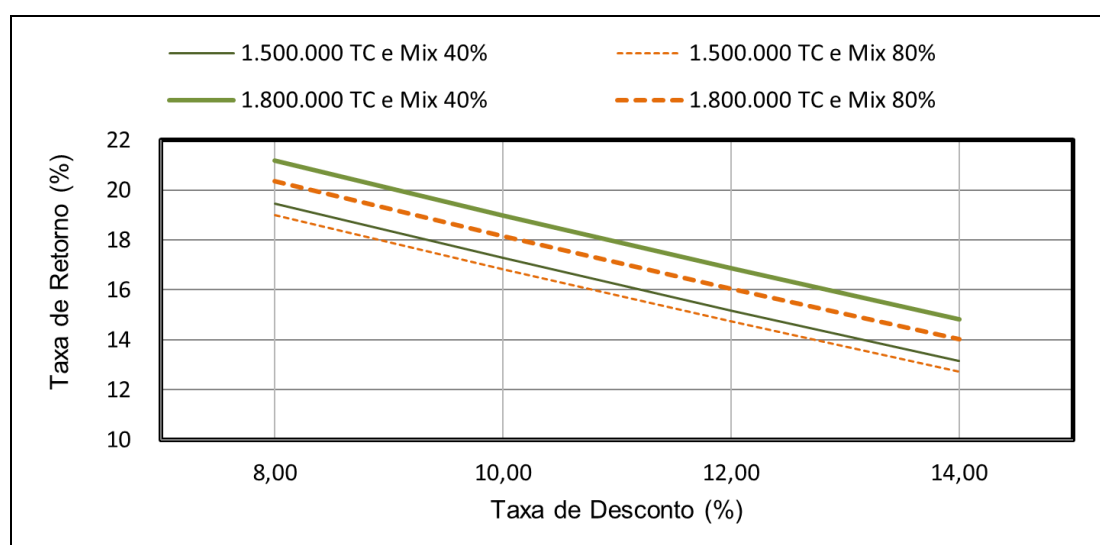
A Tabela 38 e a Figura 34 apresentam os valores para a Taxa de Retorno do Investimento para diferentes taxas de desconto, para diferentes quantidades de cana processada e para uma geração de 45 MW.

Tabela 38 - Taxa de Retorno para moagens de 1.500.000 e 1.800.000 toneladas de cana com variação do mix de produção e taxa de desconto para uma geração de 45 MW.

| <b>TIR (%) para diferentes taxas de desconto e geração de 45 MW</b> |                   |                    |                    |                    |
|---------------------------------------------------------------------|-------------------|--------------------|--------------------|--------------------|
|                                                                     | <b>Taxa de 8%</b> | <b>Taxa de 10%</b> | <b>Taxa de 12%</b> | <b>Taxa de 14%</b> |
| <b>1.500.000 TC e Mix 40 %</b>                                      | 19,44             | 17,27              | 15,18              | 13,15              |
| <b>1.500.000 TC e Mix 80 %</b>                                      | 18,98             | 16,82              | 14,73              | 12,72              |
| <b>1.800.000 TC e Mix 40 %</b>                                      | 21,19             | 18,99              | 16,86              | 14,81              |
| <b>1.800.000 TC e Mix 80 %</b>                                      | 20,34             | 18,16              | 16,05              | 14,01              |

Fonte: Elaboração do autor.

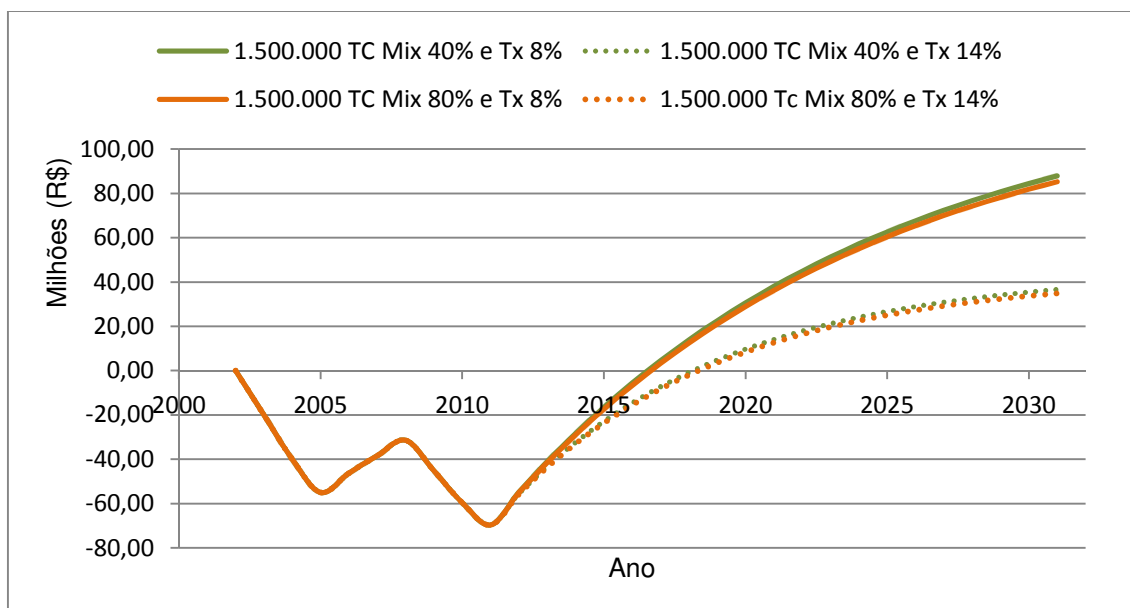
Figura 34 - Taxa de Retorno (TIR) para diferentes taxas de desconto, fixada a geração em 45 MW.



Fonte: Elaboração do autor.

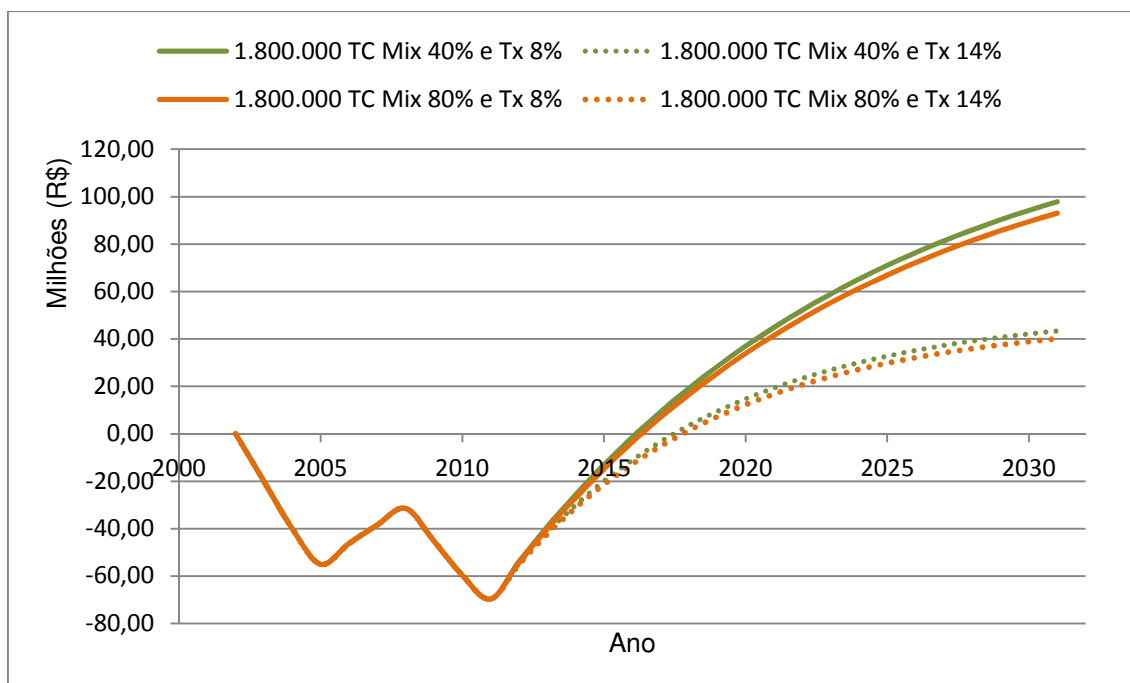
Quanto maior o risco do investimento maior pode ser a taxa de desconto utilizada já que o empreendedor deve esperar um prêmio maior pelo investimento feito, A Figura 35 apresenta o valor atual líquido para uma safra de 1.500.000 TC e o mix de produção de 40 e 80 %. A Figura 36 apresenta o valor atual líquido para a safra de 1.800.000 toneladas de cana para o mix de produção de 40 e 80 %, para taxas de desconto de 8 a 14 %, nestes casos a potência fixada foi de 45 MW.

Figura 35 - Valor atual líquido para uma safra de 1.500.000 toneladas e mix de produção de 40 e 80 % para taxas de desconto de 8 e 14 % e geração de 45 MW.



Fonte: Elaboração do autor.

Figura 36 - Valor atual líquido para uma safra de 1.800.000 toneladas e mix de produção de 40 e 80 % para taxas de desconto de 8 e 14 % e geração de 45 MW.



Fonte: Elaboração do autor.

Nesta situação, se for adotada uma taxa de desconto elevada, deve-se optar para os casos em que o retorno seja maior, considerando uma mesma moagem e potência, pois o mix mais baixo possibilita um ganho maior devido ao menor custo de produção da energia. Por outro lado, isso pode implicar em um menor faturamento nos demais produtos.

#### 5.4.9 Resultados na produção de açúcar, etanol e energia

Para efeito de comparação a Tabela 39 mostra o salto na produção de açúcar após a ampliação, para uma mesma moagem com a limitação do mix de no máximo 40 % a produção de açúcar era de 8.121 sc/dia, após a instalação da nova caldeira e com a possibilidade de mix de produção de 80 % a produção de açúcar pode chegar em 14.992 sc/dia.

Tabela 39 - Produção de açúcar e etanol máxima de acordo com o mix de produção antes e após a ampliação da Termoelétrica.

| Mix       | 40 %             |                | 50 %             |                | 60 %             |                | 70 %             |                | 80 %             |                |
|-----------|------------------|----------------|------------------|----------------|------------------|----------------|------------------|----------------|------------------|----------------|
| Cana (t)  | Açúcar<br>sc VHP | Etanol<br>(m³) | Açúcar<br>sc VHP | Etanol<br>(m³) | Açúcar<br>sc VHP | Etanol<br>(m³) | Açúcar<br>sc VHP | Etanol<br>(m³) | Açúcar<br>sc VHP | Etanol<br>(m³) |
| 1.500.000 | 8.121            | 370            | -                | -              | -                | -              | -                | -              | -                | -              |
| 1.500.000 | 7.496            | 341            | 9.370            | 285            | 11.244           | 228            | 13.118           | 171            | 14.992           | 114            |
| 1.600.000 | 7.996            | 364            | 9.995            | 303            | 11.994           | 243            | 13.993           | 182            | 15.992           | 121            |
| 1.700.000 | 8.495            | 387            | 10.619           | 322            | 12.743           | 258            | 14.867           | 193            | 16.991           | 129            |
| 1.800.000 | 8.995            | 410            | 11.244           | 341            | 13.493           | 273            | 15.742           | 205            | 17.991           | 137            |

Fonte: Elaboração do autor.

A energia exportada passou de 120.000 MWh na primeira etapa com a geração de 30,7 MWh para 172.000 MWh, com a potência fixada em 39,3 MWh e moagem de 1.800.000 TC. Na sequência quando a potência foi fixada em 45 MW a energia exportada passou para 207.000 MWh para a moagem de 1.800.000 TC. Retirando a restrição de uma potência fixa e fixando a condensação máxima a energia exportada chegou em 279.000 MWh para uma moagem de 1.800.000 TC e mix de 80 %. A Tabela 40 apresenta a energia produzida e vendida quando a planta operou na condensação máxima para diferentes situações de mix, sem restrição na potência gerada.

Tabela 40 - Produção de açúcar e etanol máxima de acordo com o mix de produção antes e após a ampliação da termoelétrica.

| <b>Máxima condensação (70 t/h)</b> |                    |                    |                    |                    |                    |                    |                    |                    |                    |                    |
|------------------------------------|--------------------|--------------------|--------------------|--------------------|--------------------|--------------------|--------------------|--------------------|--------------------|--------------------|
| <b>Mix</b>                         | <b>40 %</b>        |                    | <b>50 %</b>        |                    | <b>60 %</b>        |                    | <b>70 %</b>        |                    | <b>80 %</b>        |                    |
| <b>Cana (t)</b>                    | <b>Prod. (MWh)</b> | <b>Vend. (MWh)</b> | <b>Prod. (MWh)</b> | <b>Vend. (MWh)</b> | <b>Prod. (MWh)</b> | <b>Vend. (MWh)</b> | <b>Prod. (MWh)</b> | <b>Vend. (MWh)</b> | <b>Prod. (MWh)</b> | <b>Vend. (MWh)</b> |
| <b>1.500.000</b>                   | 173.000            | 120.000            | -                  | -                  | -                  | -                  | -                  | -                  | -                  | -                  |
| <b>1.500.000</b>                   | 276.000            | 219.000            | 286.000            | 229.000            | 295.000            | 238.000            | 303.000            | 246.000            | 313.000            | 256.000            |
| <b>1.600.000</b>                   | 284.000            | 224.000            | 296.000            | 234.000            | 305.000            | 244.000            | 316.000            | 254.000            | 325.000            | 264.000            |
| <b>1.700.000</b>                   | 293.000            | 228.000            | 303.000            | 239.000            | 314.000            | 249.000            | 325.000            | 260.000            | 336.000            | 271.000            |
| <b>1.800.000</b>                   | 301.000            | 233.000            | 312.000            | 243.000            | 323.000            | 255.000            | 335.000            | 267.000            | 347.000            | 279.000            |

Fonte: Elaboração do autor.

## 6 CONCLUSÕES

Em um primeiro momento, os resultados econômicos para a primeira etapa parecem desencorajar qualquer investimento, mas este é um caso típico que ocorre no setor, onde um equipamento sucateado é substituído por um mais moderno, sendo que algumas vezes esta substituição é simplesmente para manter a normalidade do processo, sem a intenção de elevação da produção.

Muitas usinas, que trabalham com caldeiras a baixa pressão e temperatura, dar ordem de 22 bar e 290 °C, aproveitam quando a vida útil do equipamento chegou ao fim para substituí-lo por outro. Neste momento, com um investimento adicional, é possível passar para classes de pressão e temperaturas superiores, 66 bar e 520°C, investindo na cogeração e iniciar um processo de eletrificação de acionamentos mecânicos e, ainda, a comercialização de excedentes.

Após a segunda etapa, com a instalação de mais uma caldeira, a oferta de vapor possibilita o aumento do mix de produção, passando dos 40 % até chegar em 80 %. Em termos práticos, este ganho, dependendo do valor do açúcar comercializado, pode não ser suficiente para execução da ampliação de toda termoelétrica, mas suficiente para a instalação de mais uma caldeira, que é a parte mais cara do projeto (40 % do custo total), enquanto que a turbina representa aproximadamente 15 % do custo total. A análise econômica deste ganho na produção de açúcar não foi levada em conta neste trabalho, sendo feita apenas uma análise econômica em relação aos ganhos de energia proporcionados após a ampliação para diferentes situações de moagens, mix de produção, potência gerada e vazão de condensação.

À medida que o processo aumenta o mix de produção, para uma geração fixada em determinada potência, o rendimento da planta cresce ligeiramente, por outro lado, ocorre queda nas eficiências das turbinas, já que a geração de potência diminui na região de condensação, ocorrendo um aumento do vapor extraído. Este aumento do mix também provoca um aumento no consumo de bagaço que, por ter uma parte adquirida externamente, faz com que a TIR do investimento tenha uma pequena queda com um aumento do custo da energia produzida. Esta queda em uma análise global deve ser compensada pelo ganho da produção de açúcar.

A necessidade de bagaço adicional externo encarece a produção de energia para alguns valores de compra do mesmo e isso inviabiliza a geração de energia, devendo ser

comprado apenas o bagaço necessário para garantir a produção de vapor para atender o processo.

O custo do bagaço dentro de valores razoáveis para geração possibilita o enchimento da condensação dos turbogeradores, isso encarece o custo da energia pelo fato do maior consumo de combustível para produção de vapor, porém aumenta o retorno pela energia excedente comercializada.

De maneira geral, a ampliação da planta é válida já que ela assegura uma flexibilidade de operação em relação ao mix de produção, que, junto com excedente de energia produzida, traz o retorno do capital investido.

Para trabalhos futuros pode ser feita uma análise econômica mediante as variações das quantidades produzidas de açúcar e etanol descontando-se o custo desde a produção até a entrega da cana na usina, junto com uma análise termoeconômica em todo o processo de aquecimento, evaporação e cozimento do caldo.

Um estudo detalhado no processo evaporativo poderia mostrar os ganhos na utilização de evaporadores de múltiplos efeitos e a relação entre o consumo de vapor de escape no primeiro efeito com a produção e consumo de vapores vegetais utilizados nos demais efeitos. Ainda nesta linha, poderia ser feita uma análise do impacto no rendimento global da planta versus a produção de energia e definida uma quantidade ótima de efeitos evaporativos para se operar considerando o custo do investimento.

## REFERÊNCIAS

- BARJA, G. J. A. **A cogeração e sua inserção ao sistema elétrico**. 2006. 157 f. Dissertação (Mestrado em Ciências Mecânicas) – Universidade de Brasília, Brasília, 2006.
- BASQUEROTTO, C. H. C. C. **Cogeração de energia elétrica com bagaço de cana-de-açúcar comprimido (briquete)**. 2010. 55 p. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Tecnologia de Biocombustíveis) – Faculdade de Tecnologia de Araçatuba, Araçatuba, 2010.
- BARREDA DEL CAMPO, E. R.; LLAGOSTERA, J. Estudo de possibilidades de incremento da cogeração em usinas açucareiras cubanas. In: ENCONTRO DE CIÊNCIAS TÉRMICAS, 6, 1996, Florianópolis. **Anais...** Florianópolis: [s.n.], 1996. p. 447-452. 1 CD-ROM.
- BEJAN, A. **Advanced engineering thermodynamics**. New York: John Wiley & Sons, 1988.
- BEJAN, A.; TSATSARONIS, G.; MORAN, M. **Thermal design & optimization**. New York: John Wiley & Sons, 1996. 542 p.
- BOCCI, E.; DI CARLO, A.; MARCELO, D. **Power plant perspectives for sugarcane mills**. *Energy*, Oxford, v. 34, n. 5, p. 689-698, 2009.
- CARPIO, R. C.; TEIXEIRA, F. N.; BESSA, F. C.; LORA, E. E. S. Critérios de avaliação termodinâmica para sistemas de cogeração em usinas de açúcar. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA MECÂNICA, 15, 1999, Águas de Lindóia. **Anais...** Águas de Lindóia: [s.n.], 1999. p. 1-10. 1 CD-ROM.
- CENTRO NACIONAL DAS INDÚSTRIAS DO SETOR SUCROENERGÉTICOS E BIOCOMBUSTÍVEIS - CEISE BR. **Clipping de notícias**. Sertãozinho, 2011. Disponível em: <<http://www.ceisebr.com>>. Acesso em: 10 nov. 2011.
- CERQUEIRA, S. A. A. G.; NEBRA, S. A. Cost attribution methodologies in cogeneration systems. *Energy Conversion & Management*, Oxford, n. 40, p. 1587-1597, 1999.
- CORRÊA NETO, V. **Análise de viabilidade da cogeração de energia elétrica em ciclo combinado com gaseificação de biomassa de cana-de-açúcar e gás natural**. 2001. 194 f. Tese (Doutorado em Planejamento Energético) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2001.
- CENTRO DE TECNOLOGIA CANAVIEIRA - CTC. **Determinação da eficiência elétrica das usinas brasileiras para produção exclusiva de açúcar e/ou etanol**. Piracicaba, 2010. Disponível em: <<http://www.ctc.com.br>>. Acesso em: 18 fev. 2012.
- DANTAS, D. N. **Uso da biomassa de cana-de-açúcar para geração de energia elétrica: análise energética, exergética e ambiental de sistemas de cogeração em**

**sucroalcooleiras do interior paulista**. 2010. 127 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Universidade de São Paulo, São Carlos, 2010.  
 DIAS, M. O. S.; MODESTO, M.; ENSINAS, A. V.; NEBRA, S. A.; MACIEL FILHO, R.; ROSSELL, C.E.V. **Improving bioethanol production from sugarcane: evaluation of distillation, thermal integration and cogeneration systems**. Oxford: In Press, 2010.

EDUCOGEN. **The European Educational Tool on Cogeneration**. 2. ed. [S. l.]: Cogen, 2001. Disponível em: <<http://www.cogen.org/projects/educogen.htm>>. Acesso em: 13 abr. 2011.

EL-SAYED, Y. M.; EVANS, R. B. Thermoeconomics and the design of thermal systems. **Journal of Engineering for Power - Transactions ASME**, New York, v.10, n.2, p. 27-35, 1970.

EL-SAYED, Y. M.; GAGGIOLI, R. A. A critical review of second law costing method I: background and algebraic procedures. **International Journal of Energy Resources Technology**, New York, v. 111, n. 1, p. 8-15, 1989.

EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA – EPE. **Balanco energético nacional 2012**: ano base 2011. Rio de Janeiro: EPE, 2012. 276 p.

ENSINAS, A. V.; NEBRA, S. A.; LOZANO, M. A.; SERRA, L. Analysis of cogeneration systems in sugar cane factories: alternatives of steam and combined cycle power plants. In: INTERNATIONAL CONFERENCE, COST, OPTIMIZATION, SIMULATION AND ENVIRONMENTAL IMPACT OF ENERGY SYSTEMS, 1, 2006, Greece. **Proceedings...** Greece: [s.n.], 2006. p. 1177-1184. 1 CD-ROM.

ENSINAS, A. V.; NEBRA, S. A.; LOZANO, M. A.; SERRA, L. Analysis of process steam demand reduction and electricity generation in sugar and ethanol production from sugarcane. **Energy Conversion & Management**, Oxford, v. 48, n. 11, p. 2978-2987, 2007.

FERREIRA, L. C. C. **Caracterização do potencial energético entre a produção de etanol celulósico e a cogeração a partir do bagaço de cana**. 2012. 68 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Mecânica) – Universidade de Brasília, Brasília, 2012.

FIOMARI, M. C. **Análise energética e exergetica de uma usina sucroalcooleira do oeste paulista com sistema de cogeração de energia em expansão**. 2004. 129 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2004.

FRANGOPOULOS, C. A. **Thermoeconomic functional analysis: a method for optimize design or improvement of complex thermal systems**. 1983. Thesis (Ph.D. in Mechanical Engineering) – Georgia Institute of Technology, Atlanta, 1983.

FRANGOPOULOS, C. A. Application of the thermoeconomic functional approach to the CGAM problem. **Energy**, Oxford, v. 19, n. 3, p. 323-342, 1994.

GALESNE, A.; FENSTERSEIFER, J. E.; LAMB, R. **Decisões de investimentos da empresa**. São Paulo: Atlas, 1999. 295 p.

GITMAN, L. J. **Princípios da administração financeira**. 3.ed. São Paulo: Harba, 1984. 781 p.

HASSUANI, S. J.; LEAL, M. R. L. V.; MACEDO, I. C. **Biomass power generation: sugar cane bagasse and trash**. Piracicaba: PNUD-CTC, 2005. 217 p.

HIGA, M.; BANNWART, A. C. **Cogeração e integração térmica de evaporadores de múltiplos efeitos em usinas de açúcar e álcool**. In: CONGRESSO NACIONAL DE ENGENHARIA MECÂNICA, 2., 2002, João Pessoa. **Anais...** João Pessoa: [s.n.], 2002, 10 p. 1 CD-ROM.

HOFFELDER, J. **Pallets de bagaço de cana de açúcar na matriz energética**. 2011. 75 f. Trabalho de Conclusão (Graduação em Engenharia Mecânica) – Universidade Federal do Rio Grande de Sul, Porto Alegre, 2011.

HORLOCK, J. H. **Cogeneration: combined heat and power (CHP): thermodynamics and economics**. Florida: Krieger Publishing Company, 1997. 226 p.

KOTAS, T. J. **The exergy method of thermal plant analysis**. Malabar: Krieger Publishing Company, 1995. 328 p.

LOZANO, M. A.; VALERO, A. Theory of exergetic cost. **Energy, Oxford**, v. 18, n. 9, p. 939-960, 1993.

LUIZ, M. R. **Bomba de calor para desumidificação e aquecimento do ar**. 2007. 82 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Universidade Federal da Paraíba, João Pessoa, 2007.

MARTINS, L. S. **Geração de energia através de biomassa**. 2006. 83 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Elétrica) – Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2006.

MENDES, M. E. S. S. **Metodologia para análise exergética-econômica de plantas a vapor para geração de eletricidade consumindo resíduo de biomassa amazônica**. 2009. 100 f. Dissertação (Mestrado em Ciências Térmicas) – Universidade Federal do Pará, Belém, 2009.

MORGADO, D. B. **Tendências de preço e de mudança de perfil de geração da matriz energética brasileira**. 2012. 65 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Elétrica) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2012.

NOGUEIRA, L. A. H.; LORA, E. E. S. **Dendroenergia: fundamentos e aplicações**. Rio de Janeiro: Interciência, 2003. 199 p.

OLIVEIRA, L. G. S. **Aproveitamento energético de resíduos agrícolas – O caso da agroeletricidade distribuída**. 2011. 282 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Elétrica) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2011.

OMETTO, A. R. **Avaliação do ciclo de vida do álcool etílico hidratado combustível pelos métodos EDIP, exergia e emergia**. 2005. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Universidade de São Paulo, São Carlos, 2005.

PASSOLONGO, R. **Avaliação termodinâmica, termoeconômica e econômica da integração de sistemas de gaseificação da biomassa em uma usina sucroalcooleira**. 2011. 156 p. Dissertação (Mestrado em Ciências Térmicas) – Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2011.

PELLEGRINI, L. F.; OLIVEIRA JUNIOR, S. **Combined production of sugar, ethanol and electricity: thermoeconomic and environmental analysis and optimization**. Oxford: In Press, 2010.

PELLEGRINI, L. F.; OLIVEIRA JUNIOR, S.; BURBANO, J. C. Supercritical steam cycles and biomass integrated gasification combined cycles for sugarcane mills. **Energy**, Oxford, v. 35, n. 2, p. 1172-1180, 2010.

PEREIRA, R. **Expansão de eólicas é de 216% em três anos**. São Paulo: O Estado de São Paulo, 2012. Disponível em: <<http://economia.estadao.com.br>>. Acesso em: 4 nov. 2012.

PETERS, M. S.; TIMMERHAUS, K. D. **Plant design and economics for chemical engineers**. [S. l.]: McGraw-Hill, 1991.

REGO, E. E. **Proposta de aperfeiçoamento da metodologia dos leilões de comercialização de energia elétrica no ambiente regulado: aspectos conceituais, metodológicos e suas aplicações**. 2012. 248 f. Tese (Doutorado em Engenharia Elétrica) – Universidade de São Paulo, São Paulo, 2012.

REISTAD, G. M.; GAGGIOLI, R. A. Available-energy costing. **ACS Symposium Series**, Oxford, v.III, n. 122, p. 143-159, 1980.

ROMÃO JÚNIOR, R. A. **Análise da viabilidade do aproveitamento da palha da cana de açúcar para cogeração de energia numa usina sucroalcooleira**. 2009. 164 f. Dissertação (Mestrado Ciências Térmicas) – Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2009.

ROSEN, M. A.; DINCER, I. Exergy analysis of waste emissions. **International Journal of Energy Research**. v.11, n. 23, p. 1153-1163, 1999.

SÁNCHEZ PRIETO, M. G. S. **Alternativas de cogeração na indústria sucroalcooleira, estudo de caso**. 2003. 255 f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2003.

SCHIRMER, F. **Comparação de indicadores de eficiência energética e exergética em duas indústrias do setor sucroalcooleiro**. 2006. 88 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Cascavel, 2006.

SEABRA, J. E. A. **Avaliações técnico-econômica para o aproveitamento integral da biomassa de cana no Brasil**. 2008. 274 f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2008.

SIMTECH IPSEPRO. **Process Simulation Environment (PSE)**. Manual version 4.0.001. [S.l.], 2003.

SOSA-ARNAO, J. H.; NEBRA, S. A. **The exergy of sugar cane bagasse**. In: EUROPEAN BIOMASS CONFERENCE AND EXHIBITION: BIOMASS FOR ENERGY, INDUSTRY AND CLIMATE PROTECTION, 14, 2005, Paris. **Proceedings...** Paris: [s.n.], 2005. p. 975-987. 1 CD-ROM.

SPAKOVSKY, M. R. Application of engineering functional analysis to the analysis and optimization of the CGAM problem energy. **Energy**, Oxford, v. 19, n. 3, p. 343-364, 1994.

SZARGUT, J.; MORRIS, D. R.; STEWARD, F. R. **Exergy analysis of thermal, chemical and metallurgical process**. New York: Hemisphere Publishing Corporation, 1988. 332 p.

TAKAKI, A. T. **Análise do aproveitamento do gás natural em plantas de cogeração e trigeriação de energia em indústrias frigoríficas**. 2006. 159 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2006.

TATONI, W. M. **Avaliação de projetos de investimento em cogeração de energia utilizando bagaço de cana-de-açúcar em biorrefinarias a partir do uso da teoria das opções reais**. 2012. 111 f. Dissertação (Mestrado em Química) – Escola de Economia de São Paulo, São Paulo, 2012.

TORRES, E. A. **Avaliação exergética e termoeconômica de um sistema de cogeração de um polo petroquímico**. 1999. 238 f. Tese (Doutorado em engenharia Mecânica) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1999.

TSATSARONIS, G. Thermoeconomic analysis and optimization of energy systems. **Energy Combustion**, Oxford, v. 19, n. 3, p. 227-257, 1993.

TSATSARONIS, G.; PISA, J. Exergoeconomic evaluation and optimization of energy systems: application to the CGAM problem. **Energy**, Oxford, v. 19, n. 3, p. 287-321, 1994.

UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR – ÚNICA. **Bioeletricidade: a energia verde e inteligente do Brasil**. São Paulo, 2011. Disponível em: <<http://www.unica.com.br>>. Acesso em: 6 set. 2012.

VALERO, A.; LOZANO, M. A.; SERRA, L.; TSATSARONIS, G.; PISA, J.; FRANGOPOULUS, C.; VON SPAKOVSKY, M. R. CGAM problem: definition and conventional solution. **Energy**, Oxford, v. 19, n. 3, p. 279-286, 1994.

VAN WYLEN, G. J.; BORGNAKKE, C.; SONNTAG, R. E. **Fundamentos da termodinâmica clássica**. 4 ed. São Paulo: Edgard Blücher, 2003. 589 p.

WALTER, A. C. **Viabilidade e perspectivas da cogeração e da geração termelétrica junto ao setor sucroalcooleiro**. 1994. 283 f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1994.

WALTER, A.; LLAGOSTERA, J. Feasibility analysis of co-fired combined cycles using biomass-derived gas and natural gas. In: INTERNATIONAL CONFERENCE, COST, OPTIMIZATION, SIMULATION AND ENVIRONMENTAL IMPACT OF ENERGY SYSTEMS, 19, 2006, Greece. **Proceedings...** Greece: [s.n.], 2006. v. 3. p. 931-938. 1 CD-ROM.

WINCK, D., **Biomassa**: uma alternativa na geração de energia elétrica. 2012. 87 p. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Mecânica) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2012.

ZANETTI, A. A.; PELLEGRINI, L. F.; OLIVEIRA JUNIOR, S. Use of natural gas in the sugar cane industry: co-firing systems. In: BRAZILIAN CONGRESS OF THERMAL SCIENCE, 11, 2006, Curitiba. **Proceedings...** Curitiba: [s.n.], 2006. p. 1-11. 1 CD-ROM.

## **APÊNDICE A - O Processo de Regulamentação e de Comercialização de Energia**

### **A.1 Introdução**

O processo de reestruturação do Setor Elétrico Brasileiro, promovido pela Lei nº 10.848/04, culminou em uma gama de mudanças e adaptações necessárias as Regras e Procedimentos de Comercialização, com o objetivo de possibilitar a operacionalização das atividades no âmbito da CCEE – Câmara de Comercialização de Energia Elétrica, sucessora do MAE – Mercado Atacadista de Energia Elétrica.

### **A.2 O modelo operacional do Setor Elétrico Brasileiro**

O setor elétrico brasileiro teve grande impulso na década de 70, a partir da publicação da Lei nº 5.655/71, que implantou o regime tarifário denominado “custo do serviço”, cujas premissas consistiam em estabelecer tarifas de energia elétrica que cobrissem os respectivos custos de geração, transmissão e distribuição, bem como uma remuneração garantida específica ao ano.

Entretanto, em função da disparidade entre os custos de geração e distribuição, muitas empresas do setor apresentavam balanços deficitário, levando o governo a adotar um mecanismo de equalização tarifária, através da publicação do Decreto-Lei nº 1.383/74, que determinava que empresas com lucro deveriam transferir recursos para aquelas que apresentavam prejuízos.

Até 1995, o Modelo do setor elétrico considerava empresas, verticalizadas, predominantemente estatais, que abrangiam as atividades de geração, transmissão e distribuição de energia elétrica, sendo os recursos financeiros para construção de usinas, linhas de transmissão e sistemas de distribuição obtidos em função de financiamentos através de recursos públicos.

Nesse modelo, toda atividade relacionada à energia elétrica era um monopólio e conseqüentemente, não existia competição, uma vez que todos os consumidores eram cativos e o mercado era completamente regulado, incluindo tarifas para todos os segmentos.

Com o passar dos anos, o setor começou a apresentar sinais de estagnação, uma

vez que os investimentos em expansão foram reduzidos drasticamente e, dessa forma, surgiu a preocupação em adotar medidas que viabilizassem o aumento de oferta de energia e a revitalização do setor elétrico brasileiro. Dessa forma, o Governo Federal, extinguiu a equalização tarifária vigente e criou os contratos de suprimento entre geradores e distribuidores, visando estancar as dificuldades financeiras das empresas na época, sendo essa ação considerada o marco inicial da reforma do Setor Elétrico Brasileiro.

Com a criação da figura do Produtor Independente de Energia (PIE) houve o estímulo à participação da iniciativa privada no setor de geração de energia elétrica, sendo possível uma empresa privada produzir e comercializar energia elétrica, atividade que antes era exclusiva das concessionárias estatais de geração.

Com a criação do conceito de Consumidor Livre, que tem liberdade de escolha de seu fornecedor de energia elétrica, o mercado que antes era regulado com a existência apenas de consumidores cativos, passou a considerar também a possibilidade de consumidores livres passarem a negociar livremente sua energia.

Em 1996, através da coordenação do Ministério de Minas e Energia (MME), foi implantado o Projeto de Reestruturação do Setor Elétrico Brasileiro (PRE-SEB), que concluiu a necessidade de verticalização das empresas de energia, ou seja, dividi-las nos segmentos de geração, transmissão e distribuição, incentivo a competição nos segmentos de geração e comercialização e manter sob regulação os setores de distribuição e transmissão, considerados monopólios naturais.

Houve então a criação da Agência Nacional de Energia Elétrica (ANEEL), incumbida da regulação do sistema, a criação do ONS – Operador Nacional do Sistema Elétrico e do Mercado Atacadista de Energia Elétrica (MAE), com a função de ser o ambiente responsável pela realização de transações de compra e venda de energia elétrica.

Em 2001, o setor elétrico enfrentou uma grave crise que pôs em cheque os rumos que o setor elétrico estava trilhando, visando adequar o modelo em implantação, foi instituído em 2002 o Comitê de Revitalização do Modelo do Setor Elétrico, uma extensão do Projeto RE-SEB, com a missão de aperfeiçoar o modelo vigente.

Assim, em 2003 e 2004, o Governo Federal lançou as bases de um novo modelo para o Setor Elétrico Brasileiro, criando a Empresa de Pesquisa Energética (EPE), responsável pelo planejamento do setor elétrico no longo prazo, o Comitê de Monitoramento do Setor Elétrico (CMSE), com a função de avaliar a segurança do

suprimento de energia elétrica, e a Câmara de Comercialização de Energia Elétrica (CCEE) que substituiria as atividades do MAE.

Foram instituídos dois ambientes para celebração de contratos de compra e venda de energia, o Ambiente de Contratação Regulada (ACR), para os Agentes de Geração, Comercialização e Distribuição de energia elétrica; e o Ambiente de Contratação Livre (ACL), para os Agentes de Geração, Comercialização, Importadores e Exportadores de energia e Consumidores Livres.

### **A.3 Papéis dos agentes do Setor Elétrico Brasileiro**

A seguir são apresentados os papéis dos Agentes do Setor Elétrico Brasileiro.

#### ***A.3.1 Agentes de geração***

As atividades de geração de energia elétrica apresentam um caráter competitivo, sendo que todos os Agentes de Geração podem vender energia tanto no ACR como no ACL. Os geradores também possuem livre acesso aos sistemas de transmissão e distribuição de energia elétrica e são classificados da seguinte forma:

- *Concessionários de Serviço Público de Geração*: Titular de serviço público federal delegado pelo poder concedente mediante licitação, na modalidade de concorrência, à pessoa jurídica ou consórcio de empresas para exploração e prestação de serviços públicos de energia elétrica.
- *Produtores Independentes de Energia Elétrica*: Agentes Individuais ou reunidos em consórcio que recebem concessão, permissão ou autorização do poder concedente para produzir energia elétrica destinada à comercialização por sua conta e risco.
- *Autoprodutores*: Agentes com concessão, permissão ou autorização para produzir energia elétrica destinada a seu uso exclusivo, podendo comercializar eventual excedente de energia, desde que autorizado pela ANEEL.

#### ***A.3.2 Agentes de transmissão***

Tais agentes são responsáveis por gerir as redes de transmissão, as quais

consistem em vias de uso aberto, podendo ser utilizadas por qualquer outro agente, pagando tarifas pelo uso do sistema de transmissão (TUST) ou de distribuição (TUSD), conforme o caso.

A construção e operação de novas linhas de transmissão é objeto de leilões, nos quais os agentes oferecem o lance pelo menor custo para instalação e manutenção da linha, cooperando para a modicidade tarifária do setor. Após a construção da linha, cabe ao agente de transmissão mantê-la disponível para uso, sendo ressarcido para isto, independentemente da quantidade de energia transportada através da linha de transmissão.

### ***A.3.3 Agentes de distribuição***

Os agentes de Distribuição realizam atividades orientadas a serviços de redes e de vendas de energia aos consumidores com tarifas e condições de fornecimento reguladas pela ANEEL (consumidores cativos). Com o novo modelo, os distribuidores têm participação obrigatória no ACR, celebrando contratos de energia com preços resultantes de leilões.

### ***A.3.4 Agentes comercializadores***

Os Agentes de Comercialização de energia elétrica compram energia através de contratos bilaterais no Ambiente Livre, podendo vender energia aos consumidores livres, no próprio ACL, ou aos distribuidores através dos leilões do ACR.

### ***A.3.5 Consumidores livres***

São os consumidores que podem escolher seu fornecedor de energia elétrica (agentes de geração e comercializadores) através de livre negociação.

## **A.4 Objetivo do novo modelo**

Os três principais objetivos do modelo vigente do setor elétrico são:

- Garantir a segurança do suprimento de energia elétrica;

- Promover a modicidade tarifária, ou seja, garantir que as tarifas sejam viáveis para o consumidor e que também sejam capazes de assegurar retorno satisfatório do investidor;
- Promover a inserção social no Setor Elétrico Brasileiro, em particular pelos programas de universalização do atendimento.

#### ***A.4.1 Instituições do Setor Elétrico Brasileiro***

Para assegurar o funcionamento do Setor Elétrico Brasileiro, o novo modelo implantou novas instituições e alterou funções de outras já existentes.

*CNPE – Conselho Nacional de Política Energética:* Responsável pelas formulações políticas e diretrizes de energia além de assegurar o suprimento de insumos energéticos às áreas remotas ou de difícil acesso, rever as matrizes energéticas do país, estabelecer as diretrizes para programas específicos, como os de uso de gás natural, etanol, energia nuclear, carvão, além das diretrizes para a importação e exportação de petróleo e gás natural.

*MME – Ministério de Minas e Energia:* Órgão do Governo Federal responsável pela condução das políticas energéticas do país, suas principais obrigações incluem a formulação e implementação de políticas para o setor energético, de acordo com as diretrizes definidas pelo CNPE. Incumbido do planejamento do setor energético nacional, estabelecimento da segurança de suprimento do Setor Elétrico Brasileiro e definições de ações preventivas para a restauração da segurança em casos de desequilíbrios entre oferta e demanda de energia.

*EPE – Empresa de Pesquisa Energética:* Vinculada ao MME, a EPE é uma empresa cuja finalidade é prestar serviços na área de estudos e pesquisas destinadas a subsidiar o planejamento do setor energético.

*CMSE – Comitê de Monitoramento do Setor Elétrico:* É um órgão criado no âmbito do MME, ficando sob sua coordenação direta, com a função de acompanhar e avaliar a continuidade e a segurança do suprimento elétrico em todo o território nacional, através do acompanhamento das atividades de geração, transmissão, comercialização, importação e exportação de energia elétrica.

*ANNEEL – Agencia Nacional de Energia Elétrica:* Instituída através da Lei nº 9.247/96, é responsável pela regulação e fiscalização da produção, transmissão,

distribuição e comercialização de energia elétrica, zelando pela qualidade dos serviços prestados e estabelecimento das tarifas para os consumidores finais.

*ONS – Operador Nacional do Sistema Elétrico:* O ONS foi criado para operar, supervisionar e controlar a geração de energia elétrica no Sistema interligado nacional e administrar a rede básica de transmissão de energia elétrica no Brasil.

*CCEE – Câmara de Comercialização de Energia Elétrica:* Absorveu as funções e estruturas organizacionais e operacionais do MAE. Entre suas principais atribuições está a apuração do Preço de Liquidação de Diferenças, utilizado para valorar as transações realizadas no mercado de curto prazo.

A Figura 37 apresenta um diagrama com as instituições que atuam no Setor Elétrico Brasileiro.

Figura 37 - Resumo das Instituições que atuam no Setor Elétrico Nacional.



Fonte: EPE (2002).

#### A.4.2 A comercialização de energia no Sistema Interligado Nacional

O modelo vigente do setor elétrico prevê que a comercialização de energia elétrica pode ser realizada em dois ambientes de mercado:

- ACR – Ambiente de Contratação Regulada
- ACL – Ambiente de Contratação Livre

A contratação no ACR é formalizada através de contratos bilaterais regulados, denominados CCEAR – Contratos de Comercialização de Energia Elétrica no Ambiente

Regulado, celebrado entre Agentes vendedores e distribuidores que participam dos leilões de compra e venda de energia elétrica.

Já no ACL há a livre negociação entre os Agentes geradores, comercializadores, consumidores livres e especiais, importadores e exportadores de energia, sendo os acordos de compra e venda de energia pactuados através de Contratos de Compra de Energia no Ambiente Livre (CCEAL).

Uma visão geral da comercialização de energia, envolvendo os dois ambientes de contratação, é representado na Figura 38.

Figura 38 - Relação entre os agentes.



Fonte: EPE (2002).

Os agentes de Geração sejam concessionários de serviço público de geração, produtores independentes de energia ou autoprodutores, assim como os comercializadores, podem vender energia elétrica nos dois ambientes, mantendo o caráter competitivo da geração.

Tanto os contratos do ACR como os do ACL são registrados na CCEE e servem de base para a contabilização e liquidação das diferenças no mercado de curto prazo. Os montantes totais contratados são liquidados bilateralmente pelos Agentes, fora do ambiente de operações da CCEE e de acordo com condições contratuais específicas.

Os Agentes vendedores devem apresentar cem por cento de lastro para venda de energia e potência, constituído pela garantia física proporcionada por empreendimentos de geração próprios ou de terceiros, neste caso, mediante contratos de compra de energia ou de potência. A inexistência do referido lastro será passível de penalidades definidas em Regras e Procedimentos de Comercialização específicos.

Os Agentes de Distribuição e os Consumidores Livres e Especiais também devem apresentar cem por cento de cobertura contratual para o atendimento de seu mercado e consumo, estando sujeitos a penalidades caso não comprovem a existência dessa cobertura junto à CCEE.

#### *A.4.2.1 Ambiente de contratação regulada*

Participam do ACR os Agentes Vendedores e Agentes de Distribuição de energia elétrica, para garantir o atendimento aos seus mercados, os Agentes de Distribuição podem adquirir energia das seguintes formas:

Leilões de compra de energia elétrica proveniente de empreendimentos de geração existentes e de novos empreendimentos de geração.

Geração distribuída, desde que a contratação seja precedida de chamada pública realizada pelo próprio Agente de Distribuição, a contratação esta limitada ao montante de 10 % do mercado do distribuidor.

Usinas que produzem energia elétrica a partir de fontes eólicas, pequenas centrais hidrelétricas e biomassa, contratadas na primeira etapa do PROINFA – Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica.

Itaipu Binacional, no caso de agentes de distribuição cuja área de concessão esteja localizada nas regiões Sul, Sudeste e Centro-Oeste.

#### *A.4.2.2 Ambiente de contratação livre*

No ACL, participam Agentes de geração, comercializadores, importadores e exportadores de energia elétrica, além dos consumidores livres e especiais. Neste ambiente, há liberdade para se estabelecer volumes de compra e venda de energia e seus respectivos preços, sendo as transações pactuadas através de contratos de Compra de Energia no Ambiente Livre.

Os consumidores que optem por tornarem-se livres, realizando a compra de energia através de contratos no ACL, devem ser Agentes da CCEE e estão sujeitos ao pagamento de todos os encargos, taxas e contribuições setoriais previstas na legislação, podendo manter parte da aquisição de sua energia de forma regulada junto à concessionária de distribuição, constituindo assim um consumidor parcialmente livre.

Caso o consumidor livre queira retornar à condição de cativo, deve informar essa decisão à concessionária de distribuição local com um prazo mínimo de cinco anos, sendo que esse prazo pode ser reduzido mediante acordo entre as partes.

No caso de consumidor especial, que optou por adquirir parte ou a totalidade do consumo de energia por meio da comercialização de energia incentivada, o mesmo poderá voltar a ser atendido plenamente pela concessionária ou permissionária de distribuição, desde que manifeste formalmente essa opção com antecedência de 180 dias em relação à data do início do fornecimento, sendo que esse prazo pode ser reduzido a critério da concessionária ou permissionária de distribuição como disposto na Resolução ANEEL n° 247/06.

## **A.5 A Câmara de Comercialização de Energia Elétrica**

### ***A.5.1 Histórico***

Em 2004, com a implantação do Novo Modelo do Setor Elétrico, através da Lei n° 10.848/04, foi autorizada a criação da Câmara de Comercialização de Energia Elétrica, como sucessora do MAE, regulamentada pelo Decreto n° 5.177/04, sendo uma organização civil, de direito privado, sem fins lucrativos, congregando Agentes das categorias de Geração, Distribuição e Comercialização de energia elétrica.

A CCEE tem por finalidade viabilizar a comercialização de energia elétrica no SIN – Sistema Interligado Nacional, nos Ambientes de Contratação Regulada e Livre, além de efetuar a contabilização e a liquidação financeira das operações realizadas no mercado de curto prazo, as quais são auditadas externamente, nos termos da Resolução Normativa ANEEL n° 109/04 e 348/09. Sendo as regras e os procedimentos de comercialização que regulam as atividades na CCEE aprovados pela ANEEL.

Os agentes da CCEE dividem-se em três categorias sendo:

- Categoria de Geração: classe dos Agentes Geradores de Serviço Público, dos Agentes Produtores Independentes e dos Agentes Autoprodutores;
- Categoria de Distribuição: classe dos Agentes Distribuidores;
- Categoria de Comercialização: classe dos Agentes Importadores e Exportadores, dos Agentes Comercializadores, dos Agentes Consumidores Livres e dos Agentes Consumidores Especiais.

- Neste novo modelo do setor elétrico é de responsabilidade da CCEE:
- Promover leilões de compra e venda de energia elétrica, por delegação da ANEEL;
- Manter o registro de todos os contratos celebrados no âmbito do ACR e do ACL, incluindo os respectivos montantes de potência e energia, e suas alterações;
- Promover a Medição e o registro de dados relativos às operações de compra e venda e outros dados inerentes aos serviços de energia elétrica;
- Apurar o PLD por submercado;
- Efetuar a contabilização dos montantes de energia elétrica comercializados e a Liquidação Financeira dos valores decorrentes das operações de compra e venda de energia elétrica realizadas no Mercado de Curto Prazo;
- Apurar o descumprimento de limites de contratação e energia elétrica e outras infrações.

As operações na CCEE são regidas por um conjunto de Regras de Comercialização, complementares e integrantes à Convenção de Comercialização, que estabelecem as bases necessárias para o processo de contabilização e Liquidação Financeira.

Com base na Resolução Normativa ANEEL n° 109/04 e RN ANEEL n° 348/09, cabe a ANEEL a aprovação das Regras de Comercialização, sendo a CCEE, responsável pela implementação, divulgação e apuração de tais Regras.

#### ***A.5.2 Geração e consumo de energia***

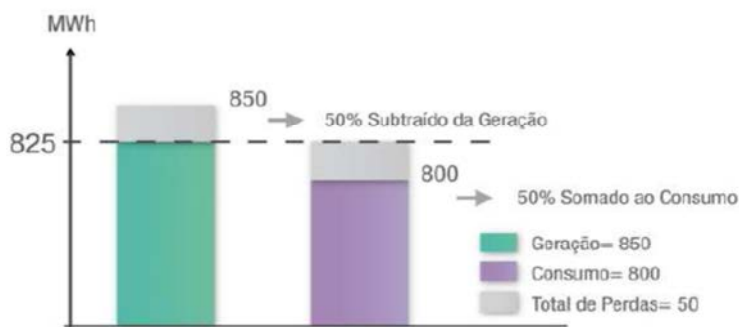
As Regras de Comercialização estabelecem um processo de apuração e tratamento das quantidades de geração e consumo de energia elétrica, que são agrupadas e ajustadas, possibilitando a contabilização da energia comercializada pelos Agentes.

Os ajustes são necessários devido às perdas elétricas que ocorrem na rede básica de transmissão, as perdas da rede básica são rateadas entre os Agentes proprietários de pontos de medição de geração e de consumo participantes do rateio de perdas. As usinas interligadas que estão fora da rede básica e os pontos de consumo associados a essas usinas são isentos do rateio de perdas.

Por meio do rateio das perdas nos sistemas mostrado na Figura 39, garante-se que a geração efetiva total do sistema coincida com a carga efetiva total do sistema. O ponto virtual onde as perdas entre os pontos de geração e de consumo se igualam é

denominado Centro de Gravidade sendo que, nesse ponto, são consideradas todas as compras e vendas de energia na CCEE, possibilitando a comparação entre as medições realizadas em diferentes pontos do SIN.

Figura 39 - Rateio de perdas entre os pontos de medição de Geração e de Consumo.



Fonte: Elaboração do autor.

## A.6 Tipos de contratos

A seguir serão descritos alguns tipos de contratos de compra de energia.

### A.6.1 Contratos de compra de energia no ambiente livre

Os Contratos de Compra de Energia no Ambiente Livre (CCEAL) consistem de relações de compra e venda de energia elétrica resultantes da livre negociação entre os Agentes da CCEE, estabelecendo-se preços, prazos e montantes de suprimento em comum acordo entre as partes envolvidas. Os CCEAL são registrados na CCEE pela parte vendedora e devem ser validados pela parte compradora, sendo o necessário a informação dos montantes contratados em MWh, sem necessidade de informar os preços negociados.

### A.6.2 Contratos de comercialização de energia no ambiente regulado

Os Contratos de Comercialização de Energia no Ambiente Regulado (CCEAR) são os contratos resultantes dos leilões de energia elétrica proveniente de empreendimentos de geração existentes e de novos empreendimentos realizados no

ACR, celebrados entre cada Agente Vendedor e todos os Agentes de Distribuição compradores, na proporção dos montantes de consumo declarado para cada leilão. Os CCEAR's foram definidos pela Lei nº 10.848/04 e pelo Decreto nº 5.163/04, sendo especificados por meio de Editais publicados para cada leilão.

Após a assinatura dos contratos pelos Agentes Vendedores e compradores e sua homologação pela ANEEL, os CCEAR's são registrados pela CCEE no SCL e distribuídos os montantes de energia comercializados em MW médios em montantes anuais de energia em MWh, além de se atribuir, para cada CCEAR, uma potência associada.

#### ***A.6.3 CCEAR por quantidade***

Os custos referentes ao fornecimento da energia contratada são de responsabilidade exclusiva do Gerador, sendo CCEAR registrado no submercado do agente vendedor, o qual pode ser distinto do submercado em que a carga do distribuidor está localizada, dessa forma, os riscos financeiros advindos das eventuais diferenças de preços entre submercados são assumidos pelo comprador.

#### ***A.6.4 CCEAR por disponibilidade***

São utilizados para conceder tratamento específico às usinas térmicas vencedoras dos Leilões de Energia Nova. Essa modalidade de contrato prevê a assunção dos riscos hidrológicos por parte dos compradores, cabendo ao gerador o compromisso da manutenção da disponibilidade contratada no leilão.

A Garantia Física de uma usina participante de um leilão de energia nova, calculada pela EPE, é o montante de energia expresso em MW médios que essa usina pode vender no referido leilão. O proprietário da usina poderá optar por vender no leilão a totalidade de sua Garantia Física ou parte dela, neste caso, viabilizando a negociação da sobra da sua Garantia Física no ambiente livre.

Em um leilão de energia nova, o empreendedor de uma usina deste tipo faz uma oferta de preço prevendo que a usina permanecerá desligada a maior parte do tempo. Desta maneira, o empreendedor oferta um preço para a manutenção da disponibilidade da usina ao SIN, numa espécie de “aluguel” das instalações.

#### ***A.6.5 Contratos de leilão de ajuste***

Os Contratos de Leilão de Ajuste (CLA) têm por finalidade complementar a carga de energia necessária ao atendimento da totalidade do mercado consumidor das concessionárias, de distribuição, até o limite de 1 % dessa carga, com prazo de suprimento de até dois anos.

#### ***A.6.6 Contratos de Itaipu***

No ano de 1973 os governos do Brasil e Paraguai assinaram o Tratado de Itaipu, iniciando em 1974 as obras da usina Itaipu Binacional, entrando em operação em 1984 e finalizando as obras com a entrada em operação das duas últimas unidades geradoras, de um total de 20 previstas no projeto.

Itaipu está localizada no rio Paraná e é atualmente a maior usina hidrelétrica do mundo em geração e energia, totalizando 14.000 MW de potência instalada, abastecendo 19,3 % do consumo brasileiro e 91 % do consumo paraguaio.

A energia produzida por Itaipu é comercializada no âmbito da CCEE através da Eletrobrás, a forma de repasse dessa energia são os chamados Contratos de Itaipu, registradas no SCL.

O Decreto nº 5.287/04 estabeleceu que as quotas da energia elétrica constantes do compromisso de repasse pela ELETROBRÁS devem ser distribuídas especificamente entre os concessionários de Distribuição de energia elétrica, sendo a partir de 2008, um total de 30 concessionárias de distribuição de energia elétrica das regiões Sul, Sudeste e Centro-Oeste.

#### ***A.6.7 Contratos do PROINFA***

O Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica (PROINFA), coordenado pelo MME e gerenciado pela Eletrobrás, surgiu com o objetivo de ser um instrumento para a diversificação da matriz energética nacional, garantindo assim maior confiabilidade e segurança ao abastecimento.

O PROINFA foi criado pela Lei nº 10.438/02, e revisado pela Lei nº 10.762/03, que assegurou a participação de um maior número de Estados no programa, o incentivo

à indústria nacional e a exclusão dos consumidores de baixa renda do pagamento do rateio da compra da nova energia. Toda energia produzida pelas usinas do programa tem garantia de contratação por 20 anos pela Eletrobrás, que é responsável pela elaboração do Plano Anual do PROINFA (PAP).

Para o ano de 2011, o PAP considera o total de 2.914,37 MW contratados, divididos da seguinte forma:

- 1.181,24 MW provenientes de 62 PCH's;
- 1.199,79 MW provenientes de 43 usinas eólicas;
- 533,34 MW provenientes de 19 usinas de biomassa.

Os contratos do PROINFA representam os montantes comercializados pela Eletrobrás na CCEE, da energia elétrica produzida pelas usinas participantes do PROINFA, com as Concessionárias de Distribuição de energia elétrica, Consumidores Livres e Especiais e Autoprodutores com unidades de consumo, adquirentes das quotas parte deste programa.

As quotas anuais de energia elétrica são representadas na CCEE sob a forma de compromisso de entrega de energia entre a Eletrobrás e os Agentes detentores das referidas quotas.

A sazonalização das quotas anuais de energia elétrica é realizada pela Eletrobrás e informada aos agentes quotistas conforme os prazos e condições estabelecidas em Procedimento de Comercialização Específico.

A modulação do Contrato referente à Energia do PROINFA é realizada conforme a geração realizada das usinas do PROINFA fora do MRE e do Montante das Garantias Físicas das Usinas do PROINFA participantes do MRE. As garantias físicas, por sua vez, são moduladas pela curva de geração de todas as Usinas no MRE.

#### ***A.6.8 Garantia Física***

A Garantia Física representa a energia disponível considerando-se explicitamente o risco de haver déficit, ou seja, a máxima energia que pode ser comprometida em contratos de venda. A Garantia Física do sistema elétrico brasileiro corresponde à máxima carga que pode ser suprida a um risco pré-fixado de não atendimento em 5 %.

A determinação do valor da Garantia Física de cada usina era despachada de forma centralizada era realizada em conjunto pelo ONS e pelo Comitê Coordenador do

Planejamento da Expansão dos Sistemas Elétricos (CCPE) a partir dos critérios estabelecidos em Procedimentos de Rede do ONS, com exceção às Pequenas Centrais Hidrelétricas (PCH's).

Atualmente, através do Decreto n° 5.163/04 estabeleceu que a definição da forma de cálculo da Garantia Física dos empreendimentos de geração é de responsabilidade do MME, sendo a execução do cálculo realizada pela EPE. Assim, a Portaria n° 303 do MME, de 18 de novembro de 2004 e a Portaria n° 258 do MME, de julho de 2008, estabeleceram a nova metodologia e as diretrizes para se determinar a Garantia Física das usinas do SIN.

A garantia física de uma usina termoeletrica (GF) deverá ser limitada ao valor de sua disponibilidade máxima de geração contínua ( $D_{max}$ ), como segue:

$$D_{max} = Pot_{ef} \cdot FC_{max} \cdot (1 - TEIF) \cdot (1 - IP) \quad (A.1)$$

onde:

$Pot_{ef}$  : potência efetiva da usina;

$FC_{max}$  : fator de capacidade máximo da usina;

$TEIF$  : taxa equivalente de indisponibilidade forçada;

$IP$  : indisponibilidade programada.

## APÊNDICE B - Simulações para condensação de 50 t/h e 60 t/h

### B.1 Síntese dos resultados de operação para 1.500.000 TC e condensação de 50 t/h

A Tabela 41 apresenta uma síntese dos resultados de operação para o Caso 1, para uma variação do mix de produção de 40 a 80 % e uma safra com moagem de 1.500.000 toneladas de cana e uma condensação mínima de 50 t/h.

Tabela 41 - Síntese dos resultados de operação para o Caso 1.

| Caso 1 - Moagem de 1.500.000 toneladas por safra (282,81 TC/h) e taxa de condensação de 50 t/h |           |           |           |           |           |
|------------------------------------------------------------------------------------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
|                                                                                                | Caso 1.1  | Caso 1.2  | Caso 1.3  | Caso 1.4  | Caso 1.5  |
| Mix de Produção (%)                                                                            | 40        | 50        | 60        | 70        | 80        |
| Bagaço Produzido (t/h)                                                                         | 78,36     | 78,36     | 78,36     | 78,36     | 78,36     |
| Bagaço Consumido (t/h)                                                                         | 84,83     | 89,10     | 93,36     | 97,63     | 101,90    |
| Vapor Produzido (t/h)                                                                          | 179,00    | 188,00    | 197,00    | 206,00    | 215,00    |
| Vapor Consumido (t/h)                                                                          | 121,67    | 130,68    | 139,68    | 148,68    | 157,68    |
| Potência Produzida (kW)                                                                        | 38.142,00 | 39.707,00 | 41.273,00 | 42.838,00 | 44.403,00 |
| Potência Vendida (kW)                                                                          | 28.809,00 | 30.374,00 | 31.940,00 | 33.505,00 | 35.070,00 |

Fonte: Elaboração do autor.

### B.2 Síntese dos resultados de operação para 1.600.000 TC e condensação de 50 t/h

A Tabela 42 apresenta uma síntese dos resultados de operação para o Caso 2, para uma variação do mix de produção de 40 a 80 % para uma safra com moagem de 1.600.000 toneladas de cana e uma condensação mínima de 50 t/h.

Tabela 42 - Síntese dos resultados de operação para o Caso 2.

| Caso 2 - Moagem de 1.600.000 toneladas por safra (301,66 TC/h) e condensação de 50 t/h |           |           |           |           |           |
|----------------------------------------------------------------------------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
|                                                                                        | Caso 2.1  | Caso 2.2  | Caso 2.3  | Caso 2.4  | Caso 2.5  |
| Mix de Produção (%)                                                                    | 40        | 50        | 60        | 70        | 80        |
| Bagaço Produzido (t/h)                                                                 | 83,58     | 83,58     | 83,58     | 83,58     | 83,58     |
| Bagaço Consumido (t/h)                                                                 | 88,63     | 93,36     | 97,63     | 102,37    | 107,11    |
| Vapor Produzido (t/h)                                                                  | 187,00    | 197,00    | 206,00    | 216,00    | 226,00    |
| Vapor Consumido (t/h)                                                                  | 129,79    | 139,39    | 148,99    | 158,59    | 168,20    |
| Potência Produzida (kW)                                                                | 39.534,00 | 41.273,00 | 42.838,00 | 44.577,00 | 46.317,00 |
| Potência Vendida (kW)                                                                  | 29.579,00 | 31.318,00 | 32.883,00 | 34.622,00 | 36.362,00 |

Fonte: Elaboração do autor.

### B.3 Síntese dos resultados de operação para 1.700.000 TC e condensação de 50 t/h

A Tabela 43 apresenta uma síntese dos resultados de operação para o Caso 3, para uma variação do Mix de produção de 40 a 80 % para uma safra com moagem de 1.700.000 toneladas de cana e uma condensação mínima de 50 t/h.

Tabela 43 - Síntese dos resultados de operação para o Caso 3.

| <b>Caso 3 - Moagem de 1.700.000 toneladas por safra (320,51 TC/h) e condensação de 50 t/h</b> |                 |                 |                 |                 |                 |
|-----------------------------------------------------------------------------------------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
|                                                                                               | <b>Caso 3.1</b> | <b>Caso 3.2</b> | <b>Caso 3.3</b> | <b>Caso 3.4</b> | <b>Caso 3.5</b> |
| <b>Mix de Produção (%)</b>                                                                    | <b>40</b>       | <b>50</b>       | <b>60</b>       | <b>70</b>       | <b>80</b>       |
| <b>Bagaço Produzido (t/h)</b>                                                                 | 88,81           | 88,81           | 88,81           | 88,81           | 88,81           |
| <b>Bagaço Consumido (t/h)</b>                                                                 | 92,42           | 97,16           | 102,37          | 107,11          | 111,85          |
| <b>Vapor Produzido (t/h)</b>                                                                  | 195,00          | 205,00          | 216,00          | 226,00          | 236,00          |
| <b>Vapor Consumido (t/h)</b>                                                                  | 137,90          | 148,10          | 158,30          | 168,50          | 178,71          |
| <b>Potência Produzida (kW)</b>                                                                | 40.925,00       | 42.664,00       | 44.577,00       | 46.317,00       | 48.056,00       |
| <b>Potência Vendida (kW)</b>                                                                  | 30.348,08       | 32.087,08       | 34.000,08       | 35.740,08       | 37.479,08       |

Fonte: Elaboração do autor.

### B.4 Síntese dos resultados de operação para 1.800.000 TC e condensação de 50 t/h

A Tabela 44 apresenta uma síntese dos resultados de operação para o Caso 4, para uma variação do mix de produção de 40 a 80 % para uma safra com moagem de 1.800.000 toneladas de cana e uma condensação mínima de 50 t/h.

Tabela 44 - Síntese dos resultados de operação para o Caso 4.

| <b>Caso 4 - Moagem de 1.800.000 toneladas por safra (339,37 TC/h) e condensação de 50 t/h</b> |                 |                 |                 |                 |                 |
|-----------------------------------------------------------------------------------------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
|                                                                                               | <b>Caso 4.1</b> | <b>Caso 4.2</b> | <b>Caso 4.3</b> | <b>Caso 4.4</b> | <b>Caso 4.5</b> |
| <b>Mix de Produção (%)</b>                                                                    | <b>40</b>       | <b>50</b>       | <b>60</b>       | <b>70</b>       | <b>80</b>       |
| <b>Bagaço Produzido (t/h)</b>                                                                 | 94,03           | 94,03           | 94,03           | 94,03           | 94,03           |
| <b>Bagaço Consumido (t/h)</b>                                                                 | 96,68           | 101,42          | 106,64          | 111,85          | 116,59          |
| <b>Vapor Produzido (t/h)</b>                                                                  | 204,00          | 214,00          | 225,00          | 236,00          | 246,00          |
| <b>Vapor Consumido (t/h)</b>                                                                  | 146,01          | 156,81          | 167,61          | 178,42          | 189,22          |
| <b>Potência Produzida (kW)</b>                                                                | 42.490,00       | 44.229,00       | 46.143,00       | 48.056,00       | 49.795,00       |
| <b>Potência Vendida (kW)</b>                                                                  | 31.290,90       | 33.029,90       | 34.943,90       | 36.856,90       | 38.595,90       |

Fonte: Elaboração do autor.

### B.5 Resultados termoeconômicos e econômicos para uma condensação de 50 t/h, em função da moagem e do mix

Como pôde ser observado na síntese de resultados dos casos, o bagaço produzido varia de 78,36 t/h até 94,03 t/h, respectivamente para moagens de 282,21 TC/h a 339,37 TC/h, equivalentes as safras de 1.500.000 a 1.800.000 TC.

A Tabela 45 apresenta resultados da Taxa de Retorno de Investimento (TIR), Custo Médio por MWh (cw), potência produzida e vendida, em função da moagem e do mix de produção, para uma taxa de condensação de vapor de 50 t/h.

Tabela 45 - Resultados da TIR, cw, potência produzida e vendida, em função da moagem e do mix de produção, para uma condensação de 50 t/h.

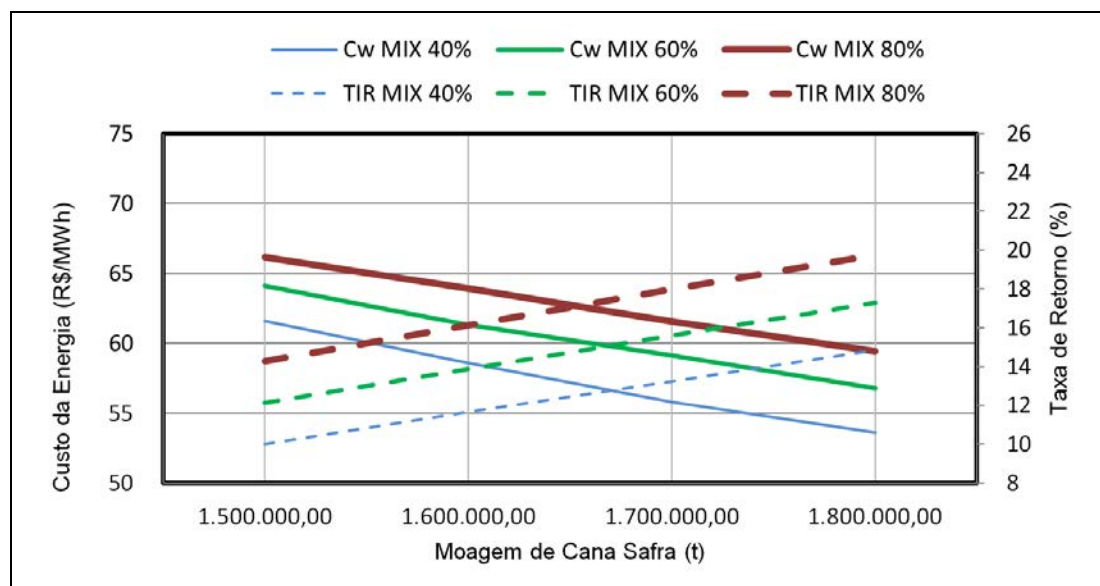
| Moagem (t/safra) | Mix (%)         | 40        | 50        | 60        | 70        | 80        |
|------------------|-----------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| 1.500.000        | TIR (%)         | 10,03     | 11,08     | 12,14     | 13,20     | 14,27     |
|                  | cw (R\$/MWh)    | 61,62     | 62,93     | 64,12     | 65,20     | 66,18     |
|                  | Pot. Prod. (kW) | 38.142,00 | 39.707,00 | 41.273,00 | 42.838,00 | 44.403,00 |
|                  | Pot. Vend. (kW) | 28.809,42 | 30.374,42 | 31.940,42 | 33.505,42 | 35.070,42 |
| 1.600.000        | TIR (%)         | 11,65     | 12,77     | 13,88     | 15,01     | 16,14     |
|                  | cw (R\$/MWh)    | 58,58     | 60,21     | 61,34     | 62,70     | 63,93     |
|                  | Pot. Prod. (kW) | 39.534,00 | 41.273,00 | 42.838,00 | 44.577,00 | 46.317,00 |
|                  | Pot. Vend. (kW) | 29.579,25 | 31.318,25 | 32.883,25 | 34.622,25 | 36.362,25 |
| 1.700.000        | TIR (%)         | 13,25     | 14,41     | 15,60     | 16,78     | 17,97     |
|                  | cw (R\$/MWh)    | 55,80     | 57,38     | 59,14     | 60,42     | 61,58     |
|                  | Pot. Prod. (kW) | 40.925,00 | 42.664,00 | 44.577,00 | 46.317,00 | 48.056,00 |
|                  | Pot. Vend. (kW) | 30.348,08 | 32.087,08 | 34.000,08 | 35.740,08 | 37.479,08 |
| 1.800.000        | TIR (%)         | 14,85     | 16,04     | 17,29     | 18,53     | 19,76     |
|                  | cw (R\$/MWh)    | 53,60     | 55,12     | 56,80     | 58,33     | 59,43     |
|                  | Pot. Prod. (kW) | 42.490,00 | 44.229,00 | 46.143,00 | 48.056,00 | 49.795,00 |
|                  | Pot. Vend. (kW) | 31.290,90 | 33.029,90 | 34.943,90 | 36.856,90 | 38.595,90 |

Fonte: Elaboração do autor.

Observado os extremos, o custo da energia será de R\$ 61,62/MWh para uma moagem de 282,21 TC/h para um Mix de 40 % ou de R\$ 66,18/MWh para a mesma moagem e um mix de 80 %, já que o consumo de bagaço passaria de 84,83 t/h para 101,90 t/h. Em contra partida, ocorre um aumento da TIR de 10,03 para 14,27 %.

A Figura 40 mostra o custo da produção de eletricidade e a taxa de retorno do investimento em função da moagem por safra e do mix de produção, para uma taxa de condensação de vapor de 50 t/h.

Figura 40 - Custo da produção de eletricidade e a taxa de retorno do investimento em função da moagem por safra e do mix de produção, para uma condensação de 50 t/h.



Fonte: Elaboração do autor.

## B.6 Síntese dos resultados de operação para 1.500.000 TC e condensação de 60 t/h

A Tabela 46 apresenta uma síntese dos resultados de operação para o Caso 5.1, no qual é considerada uma variação do mix de produção de 40 a 80 % para uma safra com moagem de 1.500.000 toneladas de cana e uma condensação mínima de 60 t/h.

Tabela 46 - Síntese dos resultados de operação para o Caso 5.1.

| Caso 5.1 - Moagem de 1.500.000 toneladas por safra (282,81 TC/h) e condensação de 60 t/h |           |           |           |           |           |
|------------------------------------------------------------------------------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| Mix de Produção (%)                                                                      | 40        | 50        | 60        | 70        | 80        |
| Bagaço Produzido (t/h)                                                                   | 78,36     | 78,36     | 78,36     | 78,36     | 78,36     |
| Bagaço Consumido (t/h)                                                                   | 90,52     | 94,79     | 99,05     | 103,32    | 107,58    |
| Vapor Produzido (t/h)                                                                    | 191,00    | 200,00    | 209,00    | 218,00    | 227,00    |
| Vapor Consumido (t/h)                                                                    | 121,67    | 130,68    | 139,68    | 148,68    | 157,68    |
| Potência Produzida (kW)                                                                  | 41.631,00 | 43.196,50 | 44.762,00 | 46.327,00 | 47.892,00 |
| Potência Vendida (kW)                                                                    | 32.298,42 | 33.863,92 | 35.429,42 | 36.994,42 | 38.559,42 |

Fonte: Elaboração do autor.

### B.7 Síntese dos resultados de operação para 1.600.000 TC e condensação de 60 t/h

A Tabela 47 apresenta uma síntese dos resultados de operação para o Caso 5.2, no qual é considerada uma variação do mix de produção de 40 a 80 % para uma safra com moagem de 1.600.000 toneladas de cana e uma condensação mínima de 60 t/h.

Tabela 47 - Síntese dos resultados de operação para o Caso 5.2.

| <b>Caso 5.2 - Moagem 1.600.000 toneladas por safra (301,66 TC/h) e condensação de 60 t/h</b> |           |           |           |           |           |
|----------------------------------------------------------------------------------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| <b>Mix de Produção (%)</b>                                                                   | <b>40</b> | <b>50</b> | <b>60</b> | <b>70</b> | <b>80</b> |
| <b>Bagaço Produzido (t/h)</b>                                                                | 83,58     | 83,58     | 83,58     | 83,58     | 83,58     |
| <b>Bagaço Consumido (t/h)</b>                                                                | 94,31     | 99,05     | 103,32    | 108,06    | 112,80    |
| <b>Vapor Produzido (t/h)</b>                                                                 | 199,00    | 209,00    | 218,00    | 228,00    | 238,00    |
| <b>Vapor Consumido (t/h)</b>                                                                 | 129,79    | 139,39    | 148,99    | 158,59    | 168,20    |
| <b>Potência Produzida (kW)</b>                                                               | 43.022,60 | 44.761,80 | 46.327,00 | 48.066,40 | 49.805,60 |
| <b>Potência Vendida (kW)</b>                                                                 | 33.067,85 | 34.807,05 | 36.372,25 | 38.111,65 | 39.850,85 |

Fonte: Elaboração do autor.

### B.8 Síntese dos resultados de operação para 1.700.000 TC e condensação de 60 t/h

A Tabela 48 apresenta uma síntese dos resultados de operação para o Caso 5.3, no qual é considerada uma variação do mix de produção de 40 a 80 % para uma safra com moagem de 1.700.000 toneladas de cana e uma condensação mínima de 60 t/h.

Tabela 48 - Síntese dos resultados de operação para o Caso 5.3.

| <b>Caso 5.3 - Moagem de 1.700.000 toneladas por safra (320,51 TC/h) e condensação de 60 t/h</b> |           |           |           |           |           |
|-------------------------------------------------------------------------------------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| <b>Mix de Produção (%)</b>                                                                      | <b>40</b> | <b>50</b> | <b>60</b> | <b>70</b> | <b>80</b> |
| <b>Bagaço Produzido (t/h)</b>                                                                   | 88,81     | 88,81     | 88,81     | 88,81     | 88,81     |
| <b>Bagaço Consumido (t/h)</b>                                                                   | 98,10     | 102,84    | 107,58    | 112,32    | 117,54    |
| <b>Vapor Produzido (t/h)</b>                                                                    | 207,00    | 217,00    | 227,00    | 237,00    | 248,00    |
| <b>Vapor Consumido (t/h)</b>                                                                    | 137,90    | 148,10    | 158,30    | 168,50    | 178,71    |
| <b>Potência Produzida (kW)</b>                                                                  | 44.412,00 | 46.153,20 | 47.892,50 | 49.631,70 | 51.544,80 |
| <b>Potência Vendida (kW)</b>                                                                    | 33.835,08 | 35.576,28 | 37.315,58 | 39.054,78 | 40.967,88 |

Fonte: Elaboração do autor.

### B.9 Síntese dos resultados de operação para 1.800.000 TC e condensação de 60 t/h

A Tabela 49 apresenta uma síntese dos resultados de operação para o Caso 5.4, no qual é considerada uma variação do mix de produção de 40 a 80 % para uma safra com moagem de 1.800.000 toneladas de cana e uma condensação mínima de 60 t/h.

Tabela 49 - Síntese dos resultados de operação para o Caso 5.4.

| <b>Caso 5.4 - Moagem de 1.800.000 toneladas por safra (339,37 t/h) e condensação de 60 t/h</b> |           |           |           |           |           |
|------------------------------------------------------------------------------------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| <b>Mix de Produção (%)</b>                                                                     | <b>40</b> | <b>50</b> | <b>60</b> | <b>70</b> | <b>80</b> |
| <b>Bagaço Produzido (t/h)</b>                                                                  | 94,03     | 78,36     | 78,36     | 78,36     | 94,03     |
| <b>Bagaço Consumido (t/h)</b>                                                                  | 101,90    | 107,11    | 111,37    | 117,06    | 122,27    |
| <b>Vapor Produzido (t/h)</b>                                                                   | 215,00    | 226,00    | 235,00    | 247,00    | 258,00    |
| <b>Vapor Consumido (t/h)</b>                                                                   | 146,01    | 156,81    | 167,61    | 178,42    | 189,22    |
| <b>Potência Produzida (kW)</b>                                                                 | 45.805,40 | 47.718,50 | 49.457,70 | 51.371,00 | 53.284,00 |
| <b>Potência Vendida (kW)</b>                                                                   | 34.606,30 | 36.519,40 | 38.258,60 | 40.171,90 | 42.084,90 |

Fonte: Elaboração do autor.

### B.10 Resultados termoeconômicos e econômicos para uma condensação de 60 t/h, em função da moagem e do mix

A produção de bagaço é mantida a mesma que nos casos anteriores, variando de 78,36 t/h até 94,03 t/h, com o aumento da vazão de condensação e mantendo-se as vazões para o processo o consumo de bagaço aumentará, necessitando de maiores volumes comprados. A Tabela 50 apresenta resultados da TIR, cw, potência produzida e vendida, em função da moagem e do mix de produção, para uma taxa de condensação de vapor de 60 t/h.

Neste caso, para uma moagem de 281,82 TC/h o custo da energia será de R\$ 63,78/MWh para uma moagem de 282,21 TC/h para um mix de 40 % ou de R\$ 67,64/MWh para a mesma moagem e um mix de 80 %, já que o consumo de bagaço passaria de 90,52 t/h para 107,58 t/h. Em contra partida, haveria um aumento da TIR de 12,60 para 16,90 %.

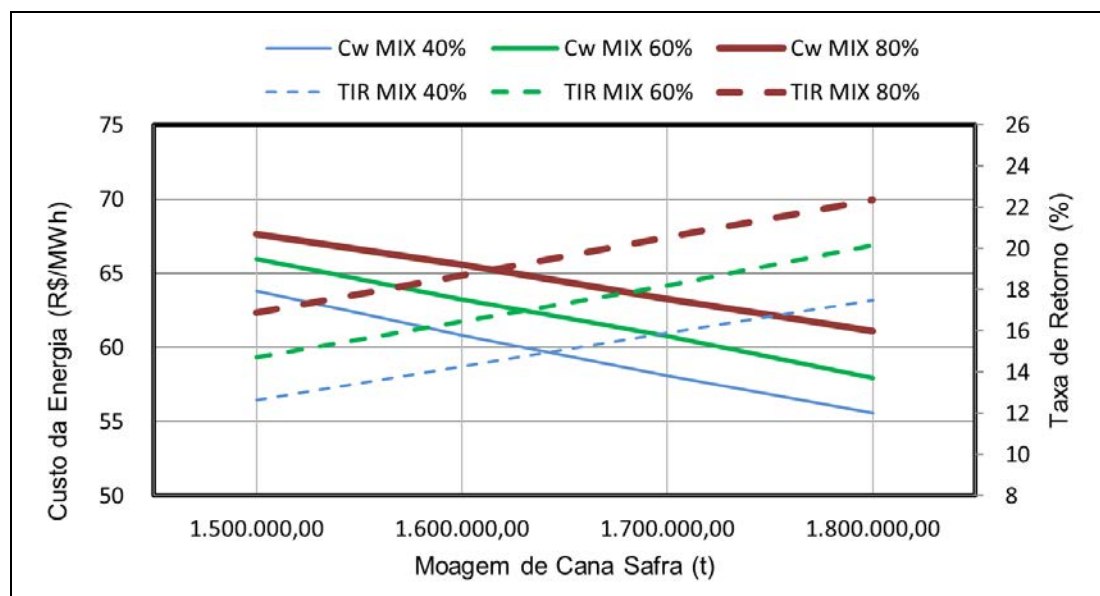
A Figura 41 mostra o custo da produção de eletricidade e a taxa de retorno do investimento em função da moagem por safra e do mix de produção, para uma taxa de condensação de vapor de 60 t/h.

Tabela 50 - Resultados da TIR, cw, potência produzida e vendida, em função da moagem e do mix de produção, para uma condensação de 60 t/h.

| Moagem (t/safra) | Mix (%)         | 40        | 50        | 60        | 70        | 80        |
|------------------|-----------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| 1.500.000        | TIR (%)         | 12,60     | 13,70     | 14,70     | 15,80     | 16,90     |
|                  | cw (R\$/MWh)    | 63,78     | 64,93     | 65,97     | 66,92     | 67,64     |
|                  | Pot. Prod. (kW) | 41.631,00 | 43.196,50 | 44.762,00 | 46.327,00 | 47.892,00 |
|                  | Pot. Vend. (kW) | 32.298,42 | 33.863,92 | 35.429,42 | 36.994,42 | 38.559,42 |
| 1.600.000        | TIR (%)         | 14,30     | 15,40     | 16,50     | 17,60     | 18,70     |
|                  | cw (R\$/MWh)    | 60,83     | 62,27     | 63,25     | 64,46     | 65,57     |
|                  | Pot. Prod. (kW) | 43.022,60 | 44.761,80 | 46.327,00 | 48.066,40 | 49.805,60 |
|                  | Pot. Vend. (kW) | 33.067,85 | 34.807,05 | 36.372,25 | 38.111,65 | 39.850,85 |
| 1.700.000        | TIR (%)         | 15,90     | 17,00     | 18,20     | 19,40     | 20,50     |
|                  | cw (R\$/MWh)    | 58,11     | 59,50     | 60,76     | 61,91     | 63,26     |
|                  | Pot. Prod. (kW) | 44.412,00 | 46.153,20 | 47.892,50 | 49.631,70 | 51.544,80 |
|                  | Pot. Vend. (kW) | 33.835,08 | 35.576,28 | 37.315,58 | 39.054,78 | 40.967,88 |
| 1.800.000        | TIR (%)         | 17,50     | 18,70     | 20,20     | 21,10     | 22,40     |
|                  | cw (R\$/MWh)    | 55,59     | 57,26     | 57,96     | 59,86     | 61,13     |
|                  | Pot. Prod. (kW) | 45.805,40 | 47.718,50 | 49.457,70 | 51.371,00 | 53.284,00 |
|                  | Pot. Vend. (kW) | 34.606,30 | 36.519,40 | 38.258,60 | 40.171,90 | 42.084,90 |

Fonte: Elaboração do autor.

Figura 41 - Custo da produção de eletricidade e a taxa de retorno do investimento em função da moagem por safra e do mix de produção, para uma condensação de 60 t/h.



Fonte: Elaboração do autor.