

Universidade Estadual de Maringá



CENTRO DE TECNOLOGIA

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

ANDRESSA CARLA CINTRA DA SILVA

Análise Termoeconômica de um Sistema de Trigeração em uma Indústria de Alimentos

PEM
Pós-Graduação em Engenharia Mecânica | UEM

**Maringá
2015**

ANDRESSA CARLA CINTRA DA SILVA

**Análise Termoeconômica de um Sistema de Trigeração em uma Indústria
de Alimentos**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Mecânica, do Departamento de Engenharia Mecânica, Centro de Tecnologia da Universidade Estadual de Maringá, como requisito parcial para obtenção do título de mestre em Engenharia Mecânica.

Área de concentração: Ciências Térmicas

Orientador: Prof. Dr. Márcio Higa

Coorientadora: Dr^a. Karla Silva

**Maringá
2015**

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação (CIP)
(Biblioteca Central - UEM, Maringá, PR, Brasil)

S586a Silva, Andressa Carla Cintra da
Análise termoeconômica de um sistema de
trigeração em uma indústria de alimentos / Andressa
Carla Cintra da Silva. -- Maringá, 2015.
96 f. : il. color., figs., tabs. + apêndice

Orientador: Prof. Dr. Márcio Higa.
Coorientadora: Prof.^a Dr.^a Karla Silva.
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de
Maringá, Centro de Tecnologia, Departamento de
Engenharia Mecânica, Programa de Pós-Graduação em
Engenharia Mecânica, 2015.

1. Trigeração - Análise termoeconômica -
Indústria de café solúvel. 2. Exergia. 3. Speco. 4.
Energia alternativa. I. Higa, Márcio, orient. II.
Silva, Karla, coorient. III. Universidade Estadual
de Maringá. Centro de Tecnologia. Departamento de
Engenharia Mecânica. Programa de Pós-Graduação em
Engenharia Mecânica. IV. Título.

CDD 21.ed. 621.042

MN-002055

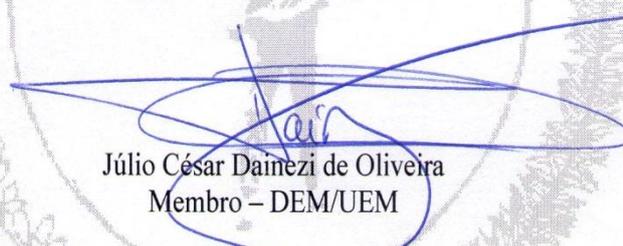


Este é o exemplar definitivo da Dissertação apresentada por Andressa Carla Cintra da Silva, perante a Comissão Julgadora do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica em 23 de julho de 2015.

COMISSÃO JULGADORA


Márcio Higa
Presidente – PEM/UEM


Karla Silva
Coorientadora – UTFPR – Campo Mourão – PR.


Júlio César Damezi de Oliveira
Membro – DEM/UEM


Márcio Antonio Bazani
Membro – UNESP/FEIS – Ilha Solteira - SP

À minha mãe, fonte perene de amor.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus pela oportunidade da vida, que me permite caminhar para crescer.

Presto meus agradecimentos a todos que fizeram parte deste trabalho:

Ao meu pai por seu apoio e amor em todos os momentos.

Ao Prof. Dr. Márcio Higa por sua paciência e empenho. Sempre atencioso e disposto, me orientou diante das minhas limitações. Seus ensinamentos serão levados para vida toda.

A Prof.^a Dr.^a Karla Silva por sua confiança e por ter sido uma luz na minha caminhada profissional.

Aos Engenheiros Ítalo, Ericsson e Fábio pelas informações que possibilitaram a elaboração deste trabalho e por compartilharem conhecimentos técnicos e práticos valiosos.

A todos do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica da UEM, que foram sempre solícitos.

A Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoa de Nível Superior (CAPES) que viabilizou o desenvolvimento desta dissertação.

"(...) Ela acreditava em anjo, e porque acreditava, eles existiam."

(A Hora da Estrela – Clarice Lispector)

RESUMO

A indústria de alimentos requer grandes quantidades de energia térmica para desenvolver diferentes operações unitárias como aquecimento, secagem, evaporação, refrigeração e congelamento. Além disso, os custos e disponibilidade de insumos energéticos são cruciais para a determinação do nível de competitividade desse setor. A trigeração é a produção simultânea de potência, calor e refrigeração a partir de uma única fonte de combustível e é apontada como alternativa para reduzir custos e aumentar a eficiência energética de plantas industriais. Nesse contexto, a proposta do estudo é desenvolver uma análise termoeconômica para um sistema de trigeração em um estudo de caso aplicado em uma indústria de café solúvel, visando agregar benefícios no desempenho energético e econômico da planta. O sistema térmico atual possui um gerador de vapor que fornece energia térmica para duas plantas de refrigeração por absorção amônia/água e para os aquecimentos nos processos de produção de café solúvel. Considerando a demanda energética atual, os custos exergéticos específicos (Speco) dos produtos gerados pelo sistema térmico, calor, refrigeração e eletricidade, foram avaliados e comparados com os produtos gerados com a integração do sistema de trigeração. A otimização do consumo de utilidades do processo foi feita aplicando a análise *Pinch*, que é um método de integração térmica de correntes de processos, fornecendo a melhor configuração para implantação de uma rede de trocadores de calor para recuperação energética. Os resultados demonstram que a proposta de integrar um turbogerador de 4,5 MW de potência é tecnicamente e economicamente viável, resultando na redução do Speco de todos os produtos do sistema avaliados (calor, refrigeração e potência) com um período de retorno de investimento de 14,5 meses. Com a aplicação da análise *Pinch* no processo de extração, que foi apontado como crítico do ponto de vista energético devido o alto consumo de vapor, obteve-se uma redução de até 6 toneladas de vapor, incorporando um aumento de 15% na geração de potência. A redução significativa no custo da energia elétrica (70%) com a trigeração, fonte de alta qualidade e de custos cada vez mais elevados, aponta que a implantação da cogeração é atrativa na indústria de café solúvel. A metodologia aplicada para avaliação de viabilidade de sistemas de cogeração/trigeração para a indústria de café solúvel mostrou-se eficaz e pode ser estendida para avaliar outros segmentos da cadeia produtiva de alimentos e bebidas.

Palavras-chave: Trigeração. Exergia. Speco. Indústria de café solúvel. Análise *Pinch*.

ABSTRACT

Food industry usually requires amounts of thermal energy to develop different unit operations such as heating, drying, evaporation, refrigeration and freezing. In addition, the cost and availability of energy inputs are crucial for determining the level of competitiveness of this sector. Trigeneration is the simultaneous production of power, heat and cooling from a single fuel source and is seen as an alternative to reduce costs and increase energy efficiency of industrial plants. In this context, the purpose of this study is apply the thermoeconomic analysis method for a trigeneration system for a case study in a soluble coffee industry in order to aggregate benefits in the energy and economic performance of the plant. The thermal system current includes a steam generator that provides thermal energy for two ammonia/water absorption refrigeration plants and for soluble coffee production. Considering the thermal energy demands, the exergetic specific cost (Speco) of the products generated by the thermal system, heat, cooling and power were evaluated and compared with the products generated by integrating the trigeneration system. The optimization of process utilities consumption was made by applying the Pinch analysis, which is a method of thermal integration of current processes by providing the best setting for the implementation of a network of heat exchangers for energy recovery. The results showed that the proposal to integrate a turbogenerator of 4.5 MW is technically and economically viable, resulting in reduction in the Speco for all products evaluated (heat, cooling and power), with a payback period of investment 14.5 months. With the application of Pinch analysis in the extraction process, which was appointed as critical point due to the high consumption of steam, a reduction of up to 6 tons of steam was obtained, incorporating a 15% increase in power generation. The significant reduction in the cost of electricity (70%) with the trigeneration, considering the high quality and high costs of this energy source, makes attractive cogeneration. The methodology used to assess feasibility of cogeneration/trigeneration systems for soluble coffee industry can be extended to any segment of the food chain and drinks.

Keywords: Trigeneration. Exergy. Speco. Soluble coffee industry. Pinch analysis.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 2.1 - Fontes energéticas utilizadas pelo setor industrial.....	20
Figura 2.2- Fluxos típicos de uma indústria de alimentos.....	21
Figura 2.3 – Composição da matriz energética do setor de alimentos e bebidas.	22
Figura 2.4 – Consumo energético da indústria de alimentos e bebidas em 10 anos.	23
Figura 2.5 – Distribuição de consumo na indústria de alimentos segundo com o uso final.....	23
Figura 2.6 – Distribuição percentual da energia destina à indústria de alimentos segundo o uso final.....	24
Figura 2.7 – Consumo energético total das cadeias produtivas, excluindo a produção de açúcar.....	24
Figura 2.8 – Fluxograma do processo de produção de café.	28
Figura 2.9 – Consumo energético específico por tonelada de café solúvel.....	29
Figura 2.10 – Distribuição do consumo energético específico na produção de café solúvel por uso final.	29
Figura 2.11 – Sistema utilizado para desenvolver o balanço da taxa de energia para um volume de controle.	31
Figura 2.12 – Sistema de refrigeração por compressão e por absorção.	36
Figura 2.13 – Ciclo com utilização de turbinas de extração-condensação.....	39
Figura 2.14 - Esquema de um sistema de Trigeração.....	41
Figura 2.15 - Exemplo de integração pelo método Pinch.....	43
Figura 3.1 - Sistema térmico atual.....	45
Figura 3.2 - Sistema de trigeração.....	45
Figura 3.3 - Volume de controle para avaliação da caldeira.	52
Figura 3.4 - Volume de controle para avaliação das válvulas redutoras de pressão.	59
Figura 3.5 - Volume de controle para avaliação da turbina.....	60
Figura 3.6 - Volume de controle para avaliação das bombas.....	62
Figura 4.1 - Esquema dos sistemas de refrigeração por absorção em cascata.....	67
Figura 4.2 - Consumo de vapor no processo de produção.....	68
Figura 4.3 - Perfil de consumo de vapor atual.....	69
Figura 4.4 - Perfil de consumo de vapor com a trigeração.....	69
Figura 4.5 - Exergia e destruição exergética no sistema atual e na trigeração.....	72
Figura 4.6 - Speco dos produtos e do combustível.....	75
Figura 4.7 - Impacto do preço do combustível no Speco dos produtos.	76

Figura 4.8 - Influência das válvulas redutoras de pressão no Speco do vapor de processo.	76
Figura 4.9 - Integração das correntes do processo de extração.	78
Figura 4.10 - Integração da extração com a torrefação considerando todos os torradores.....	79
Figura 4.11 - Integração das correntes da extração com as correntes da torrefação desconsiderando os torradores reserva.	80
Figura A.1 – Análise dos combustíveis para o sistema atual.....	94
Figura A.2 – Reação de combustão para o sistema atual.....	94
Figura A.3 – Balanço de massa e energia para o sistema atual.....	95
Figura A.4 – Análise dos combustíveis para o sistema de trigeriação.....	95
Figura A.5 – Reação de combustão para o sistema atual de trigeriação.....	96
Figura A.6 – Balanço de massa e energia para o sistema de trigeriação.....	96

LISTA DE TABELAS

Tabela 4.1 - Parâmetros operacionais do gerador de vapor.....	65
Tabela 4.2 - Parâmetros do combustível.	66
Tabela 4.3 - Parâmetros operacionais das plantas de refrigeração por absorção.	66
Tabela 4.4 - Parâmetros dos processos envolvidas na produção de café solúvel.....	67
Tabela 4.5 - Consumo de vapor de outros componentes do sistema.....	68
Tabela 4.6 - Dados de operação do turbogerador.....	70
Tabela 4.7 - Custos de investimento para implantação do sistema de trigeriação.	71
Tabela 4.8 - Propriedades adotadas para o estado de referência.	71
Tabela 4.9 - Eficiência energética e exergetica.	73
Tabela 4.10 - Parâmetros relacionados a viabilidade econômica do investimento.	74
Tabela 4.11 - Custo específico dos produtos e do combustível.....	74
Tabela 4.12 - Correntes do processo de extração.	78
Tabela 4.13 - Correntes da integração extração-torrefação considerando todos torradores.....	79
Tabela 4.14 - Resultado da análise pinch.	81
Tabela 4.15 - Impacto da Integração na geração de potência.....	81

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

BEN	Balanco Energético Nacional
ABIA	Associação Brasileira de Alimentos
BEU	Balanco de Energia Útil
MME	Ministério de Minas e Energia
Abesco	Associação Brasileira das Empresas de Serviços de Eficiência energética
PLT	Primeira Lei da Termodinâmica
SLT	Segunda Lei da Termodinâmica
TFA	Análise Termoeconômica Funcional
Speco	Custo exergético específico
IIR	Instituto Internacional de Refrigeração
SRA	Sistema de Refrigeração por Absorção
COP	Coeficiente de Performance
PCH	Pequenas centrais hidrelétricas
CHP	Produção Combinada de Calor e Potência
ORC	Ciclo Orgânico de Rankine
CC	Curvas Compostas
VRP	Válvula Redutora de Pressão
GV	Gerador de Vapor
PMTA	Pressão Máxima de Trabalho Admitida
PC	Poder Calorífico
COPEL	Concessionária de Energia Elétrica do Paraná

LISTA DE SÍMBOLOS

\dot{E}	Taxa de transferência de energia [kW]
\dot{Q}	Taxa de transferência de calor [kW]
\dot{W}	Potência [kW]
\dot{m}	Vazão mássica [ton/h]
h	Entalpia específica [kJ/kg]
V	Velocidade [m/s]
g	Aceleração gravitacional [m ² /s]
z	Altura [m]
\dot{e}	Taxa de fluxo de exergia [kW]
T_0	Temperatura do estado de referência [°C] ou [K]
T_j	Temperatura na fronteira [°C] ou [K]
p_0	Pressão do estado de referência [kPa] ou [bar]
v	Volume [m ³]
e	Exergia específica de fluxo [kJ/kg]
$\dot{E}d$	Taxa de destruição de exergia [kW]
η	Eficiência energética [-]
ψ	Eficiência exergética [-]
\dot{Q}_h	Calor fornecido por um reservatório quente [kW]
\dot{Q}_c	Calor cedido por um reservatório frio [kW]
ΔT_{\min}	Diferença mínima de temperatura [°C] ou [K]
x	Fração de sólidos [%]
c_p	Calor específico [kJ/kg °C] ou [kJ/kg K]
ρ	Massa específica [kg/m ³]
T	Temperatura [°C] ou [K]
p	Pressão [kPa] ou [bar]

s	Entropia específica [kJ/kg K]
$\dot{\epsilon}$	Taxa de fluxo de exergia [kW]
\dot{C}_p	Taxa de custo do produto [R\$/s]
\dot{C}_{comb}	Taxa de custo do combustível [R\$/s]
\dot{Z}^{CI}	Taxa de custo do investimento [R\$/s]
\dot{Z}^{OM}	Taxa de custo de operação e manutenção [R\$/s]
Z	Custo de investimento [R\$]
\dot{Z}_k	Taxa de custo do equipamento k [R\$/s]
\dot{C}	Taxa de custo [R\$/s]
c	Custo exergético específico [R\$/kWh]
φ	Coeficiente de excesso de ar [-]
m	Massa [kg]
m^*	Massa estequiométrica [kg]
AF	Razão ar-combustível em base mássica [-]
\overline{AF}	Razão ar-combustível em base estequiométrica [-]
M_{ar}	Massa molecular de ar [kg/mol]
M_{comb}	Massa molecular de combustível [kg/mol]
p_v	Pressão de vapor da água [kPa]
y_v	Fração molar do vapor de água [-]
\bar{h}_f°	Entalpia de formação [kJ/kg]
$\Delta\bar{h}$	Varição de entalpia específica [kJ/kg]
\dot{n}_F	Vazão molar de combustível [kg/mol]
$\bar{\bar{h}}_p$	Entalpia dos produtos por mol de combustível [kJ/mol]
\bar{h}_F	Entalpia dos reagentes por mol de combustível [kJ/mol]
PCI	Poder calorífico inferior [kJ/kg]
PCS	Poder calorífico superior [kJ/kg]

w	Umidade [%]
γ	Razão entre a exergia química e o PCI de um combustível sólido [-]
\varnothing_i	Intervalos de temperaturas [°C]
q	Carga térmica da corrente [kJ/kg]
ΔH	Capacidade térmica da corrente [kW]

SUMÁRIO

1.INTRODUÇÃO	17
1.1 Objetivos.....	19
1.1.1 Objetivo Geral	19
1.1.2 Objetivos Específicos	19
2.REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	20
2.1 Energia no Setor Industrial	20
2.1.1 Indústria de Processamento de Alimentos	21
2.1.2 Potencial de Conservação de Energia do Setor de Alimentos e Bebidas.....	25
2.1.3 Processamento de Café Solúvel	26
2.2 Exergia e Termoeconomia	30
2.2.1 Análise Energética e Exergética	31
2.2.2 Eficiência Energética e Exergética	33
2.2.3 Análise Termoeconômica	34
2.3 Sistemas de Refrigeração por Absorção	35
2.4 Trigerção	38
2.4.1 Sistemas de Cogeração	38
2.4.2 Sistemas de Trigerção	40
2.5 Análise <i>Pinch</i>.....	42
3.METODOLOGIA.....	44
3.1 Descrição do Sistema	44
3.2 Coleta de Dados	46
3.3 Propriedades do Extrato de Café.....	46
3.4 Equacionamento para os Componentes dos Sistemas.....	46
3.4.1 Considerações	47
3.4.2 Balanço de Massa	47
3.4.3 Avaliação Energética.....	48
3.4.4 Avaliação Exergética	48
3.4.5 Avaliação da Eficiência Energética e Exergética.....	49
3.4.6 Avaliação Termoeconômica.....	50
3.5 Gerador de Vapor.....	52
3.5.1 Reação de Combustão	53
3.5.2 Análise dos Combustíveis.....	55

3.5.3 Balanço de Energia Útil	57
3.5.4 Custo Específico do Vapor	57
3.6 Válvula Redutora de Pressão	58
3.6.1 Destruição Exergética.....	59
3.6.2 Custo Específico do Vapor de Processo.....	59
3.7 Turbina.....	60
3.7.1 Custo Específico da Energia Elétrica	61
3.8 Plantas de Refrigeração	62
3.8.1 Custo Específico da Refrigeração	62
3.9 Bombas	62
3.10 Método <i>Pinch</i>	63
4.RESULTADOS E DISCUSSÃO	64
4.1 Estudo de Caso.....	64
4.2 Análise Exergética	71
4.3 Desempenho Energético Exergético.....	73
4.4 Avaliação Termoeconômica.....	73
4.5 Integração Térmica	77
5.CONCLUSÃO.....	83
5.1 Sugestões para Futuros Trabalhos.....	84
REFERÊNCIAS	85
APÊNDICE A – APLICATIVO COMBUSTÃOGV.....	93

1. INTRODUÇÃO

O padrão de consumo dos insumos energéticos tem aumentado ao longo dos anos devido a expansão industrial, o crescimento populacional e a melhoria da qualidade de vida das pessoas. Por conseguinte, sendo finitos os recursos naturais, os custos com energia têm sido cada vez mais elevados. Nos últimos anos, devido ao aumento da demanda e à preocupação com as mudanças climáticas, tem crescido a atenção para sistemas de geração de energia mais eficientes, tais como a trigeração. Esses sistemas são capazes de reduzir a emissão de gases de efeito estufa, produzindo diferentes vetores energéticos (eletricidade, calor e refrigeração) de forma combinada a partir de uma única fonte de combustível. Além disso, a trigeração é apontada como uma tecnologia viável e promissora para a redução do consumo energético e dos custos de energia, quando comparados com os sistemas convencionais que obtêm insumos energéticos separadamente.

A energia é um dos principais insumos da indústria, seu custo, disponibilidade e qualidade são cruciais para determinar a competitividade do setor. O segmento de café lidera as exportações internacionais e seu processamento, quando comparado com os diversos produtos que compõe a cadeia produtiva da indústria de alimentos, possui o segundo maior consumo energético específico por tonelada de café produzido [MJ/t]. Destaca-se neste consumo as unidades de refrigeração, sistemas de vapor e fornos. Assim, as avaliações energéticas desses sistemas tornam-se imprescindíveis para a garantia da eficiência do processamento na indústria, e quando associadas às análises econômicas, conferem respaldo para um plano de ação estratégico para o uso racional da energia.

Ao analisar o potencial exergético de um sistema térmico obtêm-se o máximo teórico de trabalho que poderia ser convertido em potência, além da magnitude das perdas nos pontos de destruição exérgica. Uma análise exérgica combinada com uma análise econômica conduzida ao nível dos componentes do sistema é chamada de análise exergoeconômica ou termoeconômica. A termoeconomia é uma ferramenta útil na atribuição de custos exérgico específico (Speco) para um produto gerado por um sistema, provendo informações cruciais para implementar melhorias no seu custo efetivo. Na trigeração, os produtos térmicos gerados, calor, refrigeração e eletricidade, são diferentes em termos qualitativos. A exergia é um parâmetro termodinâmico apropriado para atribuir custos porque quantifica a qualidade do insumo energético. Além disso, a destruição exérgica está relacionada a uma perda que tem um custo associado e deve ser considerado.

A trigeriação pode ser implantada com a integração de sistemas de refrigeração por absorção utilizando como fonte energética calor residual de um turbogerador de dois estágios para geração combinada de calor e potência (cogeração). Na cogeração, a maximização da geração elétrica vai depender da demanda de calor para o processo. Ou seja, a redução da carga térmica do processo de produção implica no aumento de energia disponível para ser utilizada pela turbina até a condensação. Uma forma de reduzir a demanda de calor é utilizar fluxos de energia residuais como fonte de energia alternativa. A análise *Pinch* fornece a melhor configuração para integrar fluxos com energia residual, permitindo a avaliação das diferentes combinações de correntes quentes e frias de um processo térmico e identificando a melhor opção de projeto em redes de trocadores de calor. Além disso, quando se tem utilidades em diferentes níveis de temperatura, é possível escolher cada uma delas com base no nível de temperatura mais próximo da demanda, o que diminui as irreversibilidades referentes ao processo de transferência de calor.

Fundamentado no exposto, o presente trabalho tem como objetivo avaliar a viabilidade para implantação de um sistema de trigeriação em uma indústria de café solúvel por meio de avaliações exérgica e termoeconômica. Esta avaliação termoeconômica baseia-se na determinação do custo exérgico específico dos produtos, e associa-se com a redução da demanda de utilidades por meio do método *Pinch* com vistas ao melhor aproveitamento da turbina de condensação e maior geração de potência.

Este trabalho está dividido em cinco capítulos e um apêndice. A abordagem do cenário que motivou o desenvolvimento do trabalho, bem como seu objetivo e escopo foram abordados neste capítulo. O capítulo dois traz uma revisão bibliográfica dos principais temas envolvidos nesta dissertação. No capítulo três foi descrita a metodologia utilizada para avaliar o desempenho exérgico e termoeconômico do sistema em operação e do sistema de trigeriação proposto, além da base para utilização da análise *Pinch*. O capítulo quatro apresenta a aplicação da metodologia proposta, os resultados obtidos e a análise desses resultados. As conclusões do trabalho do proposto é assunto do capítulo 5. O Apêndice apresenta o ambiente de trabalho do aplicativo utilizado para as análises do gerador de vapor.

1.1 Objetivos

1.1.1 Objetivo Geral

Analisar a viabilidade termoeconômica de um sistema de trigeriação em uma planta industrial de processamento de café solúvel, além de reduzir o consumo de utilidades do processo de produção utilizando a análise *Pinch*, conjugando eficiência energética, exergética e redução de custos.

1.1.2 Objetivos Específicos

- Avaliar a viabilidade para implantação de um sistema de trigeriação em uma indústria de café solúvel;
- Aplicar as avaliações exergética e termoeconômica no sistema atual e no sistema de trigeriação;
- Avaliar o custo exergético específico (Speco) dos produtos gerados;
- Aplicar o método *Pinch* visando a redução da demanda térmica do processo de produção para o aumento de geração de potência.

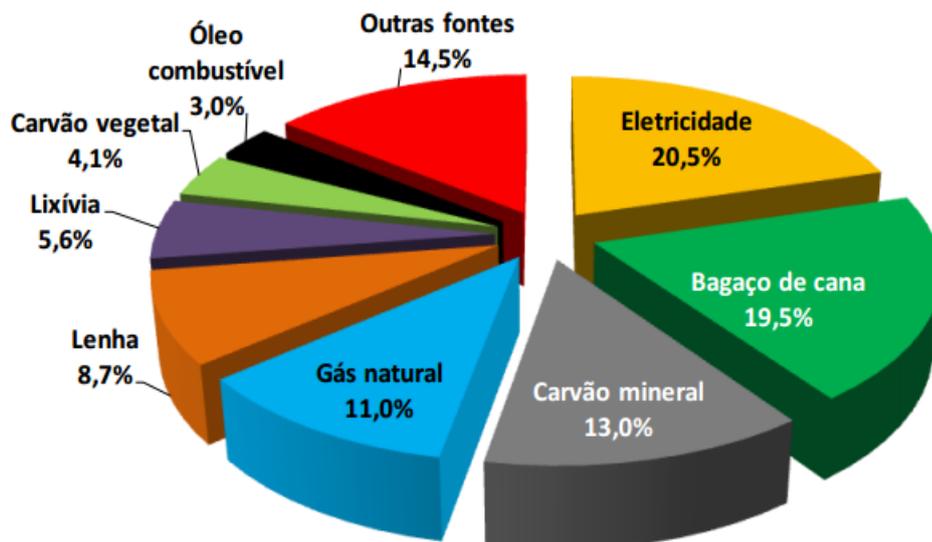
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Energia no Setor Industrial

A utilização da energia em suas diversas formas tem sido fator crucial de desenvolvimento ao longo da história da humanidade. Há uma forte pressão sobre o uso dos recursos disponíveis de energia devido ao advento da industrialização e ao crescimento populacional, que criaram demandas crescentes por serviços e energia (CAVALIERO; JANNUZZI, 1998).

A energia é um dos principais insumos da indústria e sua disponibilidade, preço e qualidade são fundamentais na capacidade competitiva industrial. O Balanço Energético Nacional (BEN, 2014), ano base 2013, comprova que o setor industrial é o principal consumidor da matriz energética nacional, utilizando 33,9%, o que corresponde a 88,3 Mtep (1 tep é equivalente a 11630 kWh). A Figura 2.1 mostra as principais fontes energéticas utilizadas pela indústria.

Figura 2.1 - Fontes energéticas utilizadas pelo setor industrial.

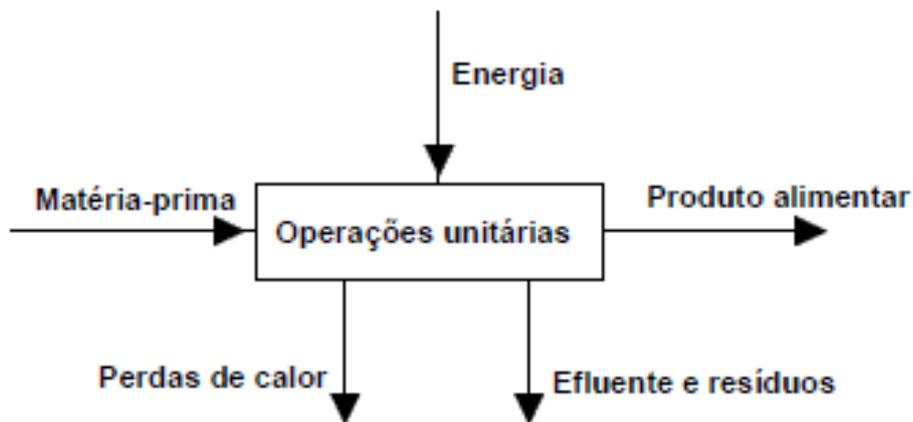


Fonte: Balanço Energético Nacional (2014).

2.1.1 Indústria de Processamento de Alimentos

A indústria alimentícia desenvolve seus produtos por meio de várias operações unitárias que convertem insumos em diferentes alimentos. Para isso, uma grande quantidade de matéria-prima é consumida, além de energia para a realização dos processos. A Figura 2.2 apresenta os fluxos típicos de uma indústria de alimentos. Os fluxos horizontais representam a conversão de matéria-prima em produtos alimentares, enquanto os fluxos verticais representam a utilização energética e as perdas nos processos. Maximizando os fluxos de saída horizontais e minimizando os fluxos verticais é possível reduzir os custos de produção e o impacto ambiental (MULLER *et al.*, 2007).

Figura 2.2- Fluxos típicos de uma indústria de alimentos.



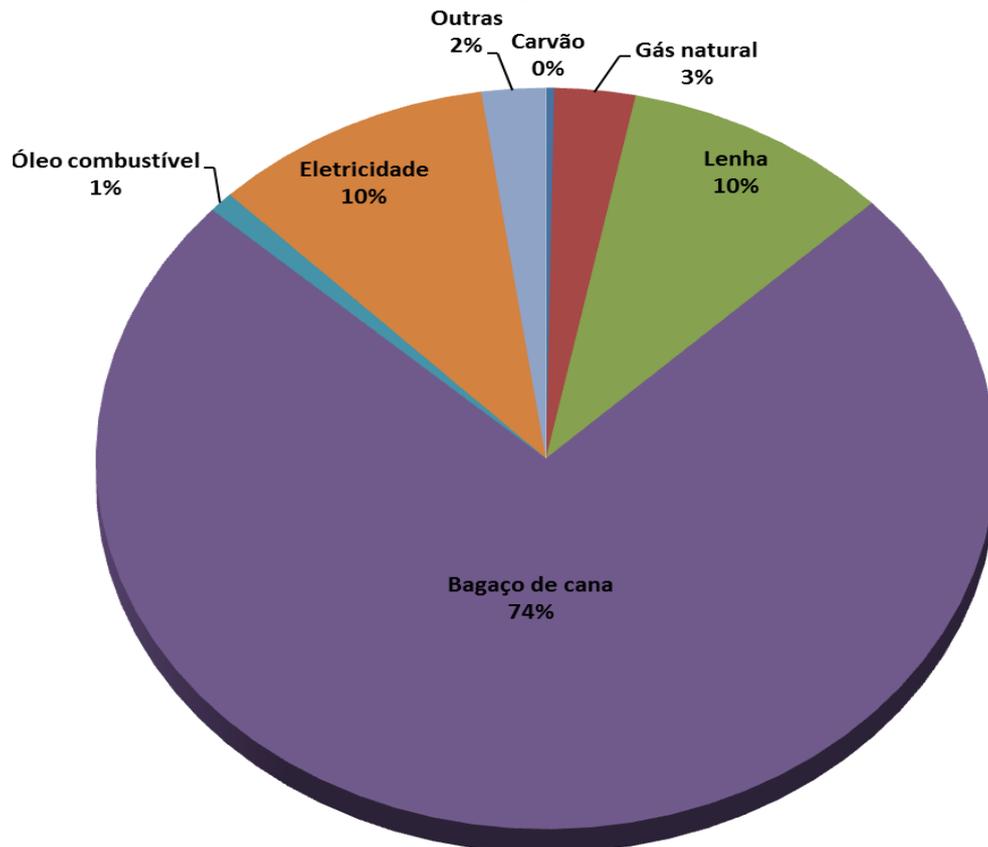
Fonte: Autora.

A indústria de alimentos e bebidas é uma das principais do segmento de transformação de matéria-prima do país. Segundo a Associação Brasileira das Indústrias de Alimentos (ABIA) (2008), em termos de valor bruto de produção, o setor ocupa a primeira colocação. O segmento de alimentos e bebidas é responsável por 26,4% do consumo total de energia na indústria brasileira. A participação deste segmento na matriz energética nacional é de 9% (BEN, 2014).

A matriz energética nacional é mais limpa do que a de outros países. No Brasil, praticamente a metade da energia vem de fontes renováveis, enquanto na média mundial essas fontes não passam de 13% (BEN, 2014). Este é um diferencial brasileiro e deve ser destacado quando se debate a relação entre energia e meio ambiente no cenário internacional. A Figura

2.3 mostra a composição das fontes energéticas utilizadas no setor de alimentos e bebidas no Brasil.

Figura 2.3 – Composição da matriz energética do setor de alimentos e bebidas.

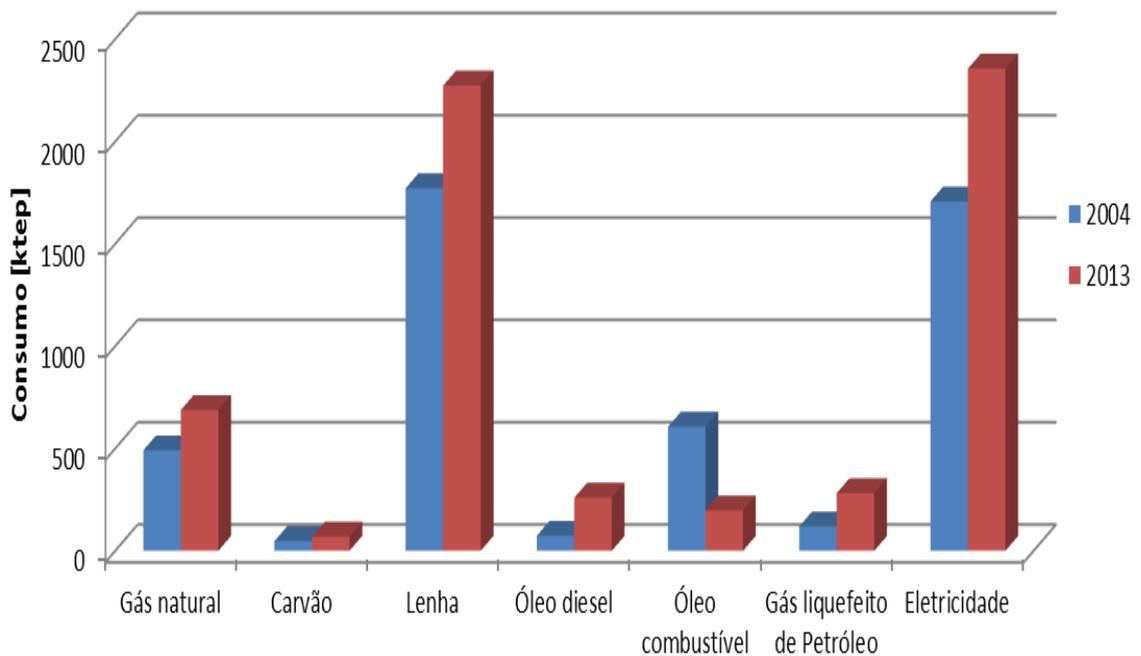


Fonte: Elaboração própria, com base no BEN (2014).

O BEN (2014) comprova que a indústria de alimentos e bebidas utiliza ainda mais energia renovável do que a média brasileira. Este segmento retira 74% da energia consumida do bagaço de cana-de-açúcar. A lenha responde por 10% da matriz energética do setor e a eletricidade da rede atende 10% do consumo. Outras fontes, como o gás natural, o óleo combustível e o óleo diesel somam os 6% restantes.

A progressão do consumo energético do setor de alimentos e bebidas, excluindo a produção de açúcar, em 10 anos é mostrada na Figura 2.4. É possível observar que em 2004 o consumo de lenha era maior que o de eletricidade, diferente do cenário atual. Em 2013, a participação deste segmento no consumo industrial total de energia elétrica foi de 13%. Os consumos de todas as fontes de energia aumentaram, exceto o óleo combustível. A tendência de queda de utilização desse insumo também foi observada no cenário global de consumo energético do país (BEN, 2014).

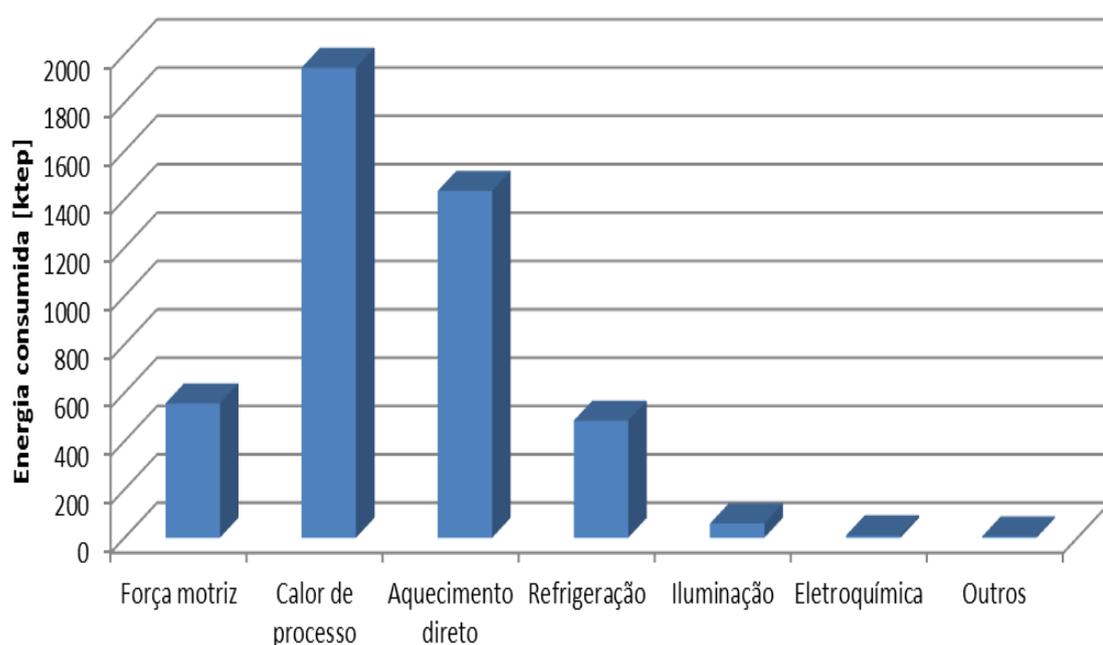
Figura 2.4 – Consumo energético da indústria de alimentos e bebidas em dez anos.



Fonte: Elaboração própria com base no BEN (2014).

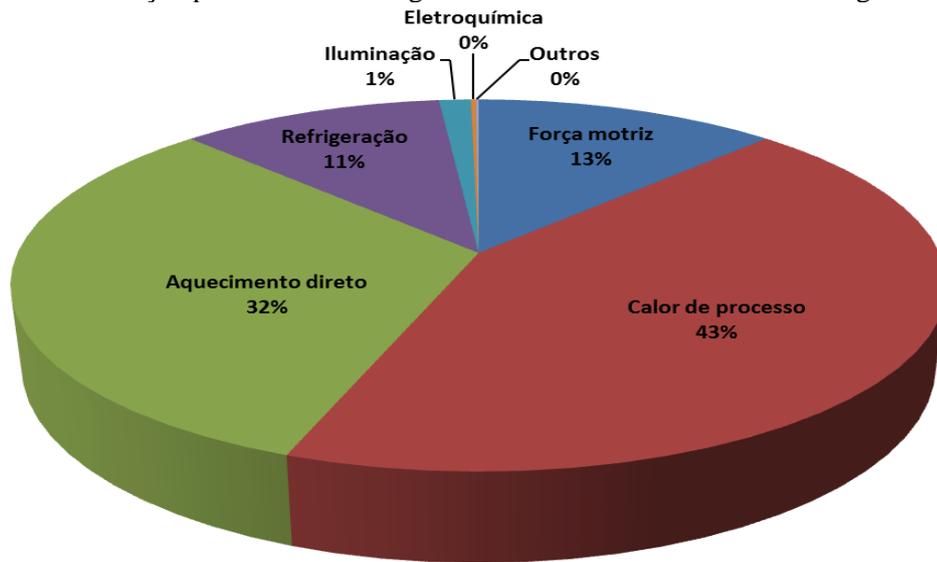
Segundo o Balanço de Energia Útil (BEU, 2005) do Ministério de Minas e Energia (MME), os principais destinos finais da energia nas indústrias de alimentos, excluindo a produção de açúcar, é na forma de calor para o processo, seguido pelo aquecimento direto, força motriz e refrigeração (Figuras 2.5 e 2.6).

Figura 2.5 – Distribuição de consumo na indústria de alimentos segundo com o uso final.



Fonte: Elaboração própria com base no BEU (2005).

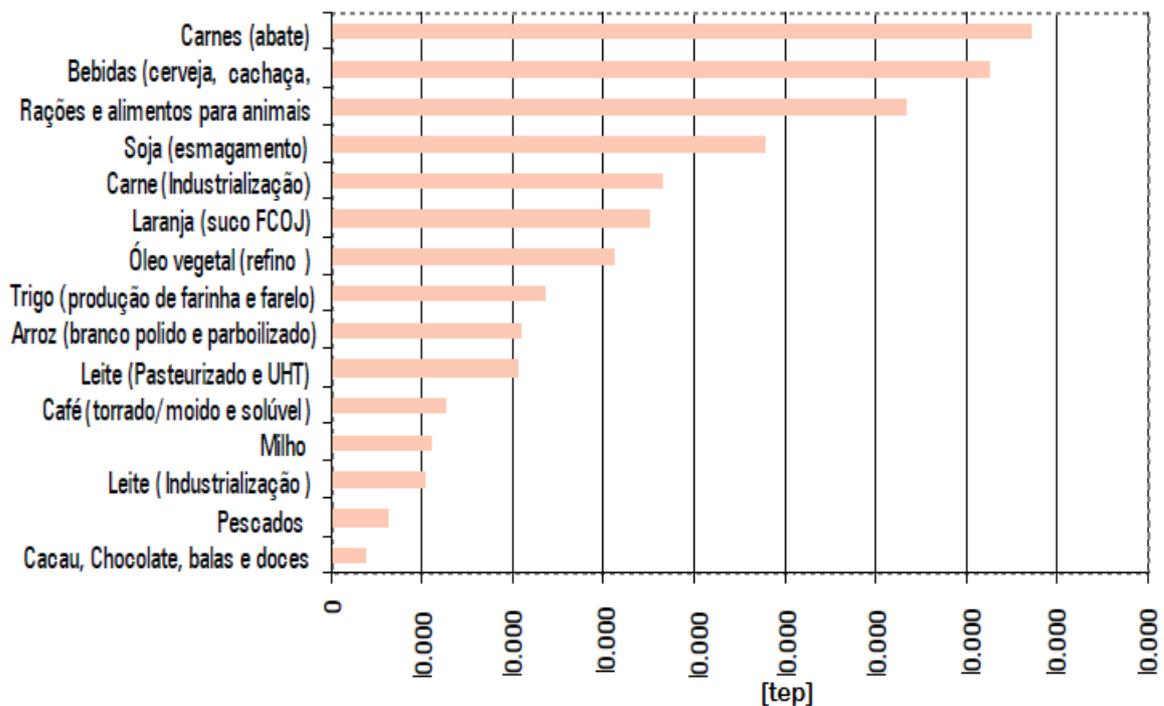
Figura 2.6 – Distribuição percentual da energia destinada à indústria de alimentos segundo o uso final.



Fonte: Elaboração própria com base no BEU (2005).

As cadeias produtivas do ramo alimentício com maior consumo de energia são o abate de carnes com 771,9 ktep, seguido pelo setor de bebidas e ração e alimentos para animais com 724 ktep e 633,1 ktep, respectivamente (Figura 2.7). Juntos, os três segmentos consomem 45,8% do total destinado ao setor. A indústria de café representa 2,7% do consumo total destinado ao ramo alimentício.

Figura 2.7 – Consumo energético total das cadeias produtivas, excluindo a produção de açúcar.



Fonte: Rocha (2010).

2.1.2 Potencial de Conservação de Energia do Setor de Alimentos e Bebidas

É sabido que a disponibilidade dos insumos energéticos de um país reflete diretamente no seu desenvolvimento. Com a elevação dos preços da energia, o consumo racional torna-se uma atividade estratégica para o setor industrial. Com esse intuito, avaliações energéticas aplicadas nesse setor possibilitam otimizar o desempenho dos seus sistemas térmicos, melhorar a sustentabilidade da instalação, e reduzir custos na produção quando aliadas ao desenvolvimento de novas tecnologias para os equipamentos e processos.

Auditorias conduzidas nas instalações de alimentos mostram constantes oportunidades de aumentar a eficiência dos seus sistemas energéticos, indicando, em muitos casos, uma significativa margem para adoção de medidas de racionalização com viabilidade econômica e permanente e amplo benefício (ELETROBRAS, 2005).

Dados do BEU apontam para um potencial de conservação de energia para indústria de alimentos e bebidas, excluindo o açúcar, de 314,6 ktep. As cadeias produtivas com maior capacidade de recuperação energética foram a de abate de carnes, bebidas e ração e alimentos para animais, que também são os responsáveis pelo maior consumo (BEU, 2005). Rocha (2010), utilizando uma metodologia diferente da utilizada no BEU, estimou uma recuperação energética de até 517,5 ktep.

A designação de alguns processos apontados como significativos permite a indústria concentrar seus recursos em melhorar e manter um ótimo desempenho em um pequeno número de sistemas críticos. Essa abordagem garante a melhor utilização dos recursos, geralmente limitados, para a eficiência energética (ELETROBRAS, 2005).

Os dados apresentados na Figura 2.6 apontam para os maiores consumidores: calor de processo, aquecimento direto, força motriz e refrigeração, nesta ordem. O melhor desempenho na utilização da força motriz, que corresponde a energia utilizada nos motores estacionários, pode ser alcançado pela substituição por motores mais eficientes. Já os outros consumidores, que somam 86% da energia destinada ao setor, os usos finais são sistemas térmicos, como caldeiras, aquecedores, fornos e equipamentos de refrigeração por compressão e absorção.

Os pontos de desperdício e locais com margem para implementação de melhorias de sistemas térmicos podem ser identificados a partir de avaliações energéticas, por meio da identificação de parâmetros termodinâmicos, como as variações de energia decorrentes das transferências de calor, massa ou parcelas energéticas trocadas em função do fluxo de massa. Utilizando a termodinâmica como ferramenta analítica é possível determinar as perdas de

energia, contabilizando os fluxos energéticos do sistema e classificando-os quantitativamente e qualitativamente.

2.1.3 Processamento de Café Solúvel

O Brasil é o maior exportador de café do mundo e participou com 33,6% do mercado internacional. O produto representa 5,5% das exportações de agronegócio nacional, ocupando a posição de segunda maior *commodity* mundial, atrás apenas do petróleo (NOGUEIRA, 2014). Na cadeia do café, a indústria de café solúvel é a principal geradora de receita pela exportação de produto com maior valor agregado (ABICS, 2015).

O segmento de café solúvel no Brasil é constituído por um pequeno número de empresas, pois seu processamento exige mais tecnologia e, conseqüentemente, maior investimento que a produção de café torrado e moído (RIBEIRO, 2005).

O processamento de café solúvel inicia com a torrefação dos grãos verdes. Nesse processo o café verde entra no torrador em média com 13% de umidade e sai com 5% com uma variação de 1%. Na primeira etapa da torrefação, a água é removida a uma temperatura de 180 °C e o grão verde torna-se marrom-palha. A formação da cor ocorre na segunda etapa, chamada de pirólise, em temperaturas superiores a 300 °C. Nesta etapa, o sabor e aroma se desenvolvem, além de ocorrer a emissão de uma fumaça oleosa e a dilatação do grão. Quando a cor desejada é alcançada o grão torrado é resfriado para interrupção imediata da pirólise. O processo de torrefação leva de 9 a 13 minutos, dependendo da temperatura e do tipo de café desejado.

O café é enviado para granulação, para fragmentação dos grãos e obtenção de uma granulometria uniforme. O grão torrado e granulado segue para a linha de extração. As colunas de extração consistem de cilindros ociosos isolados, onde o café é alimentado no topo e água quente é inserida para extrair os sólidos solúveis. As colunas podem ser operadas com fluxo ascendente e descendente, uma vez que entupimentos de tubulações são frequentes, e dessa forma possa ser feita uma inversão de fluxo (reverso) para desentupir. A borra de café, resíduo da extração, é expulsa das colunas por arraste a vapor, onde é recuperada para posterior prensagem e queima na caldeira. Após esta etapa o produto passa a ser denominado extrato bruto.

Na linha de concentração, parte da água do extrato bruto é removida. Dependendo do tipo de café produzido, podem ser empregados diferentes equipamentos para esta operação:

evaporador de múltiplo efeito, concentrador termo-centrífugo, crioconcentrador e concentrador a placas.

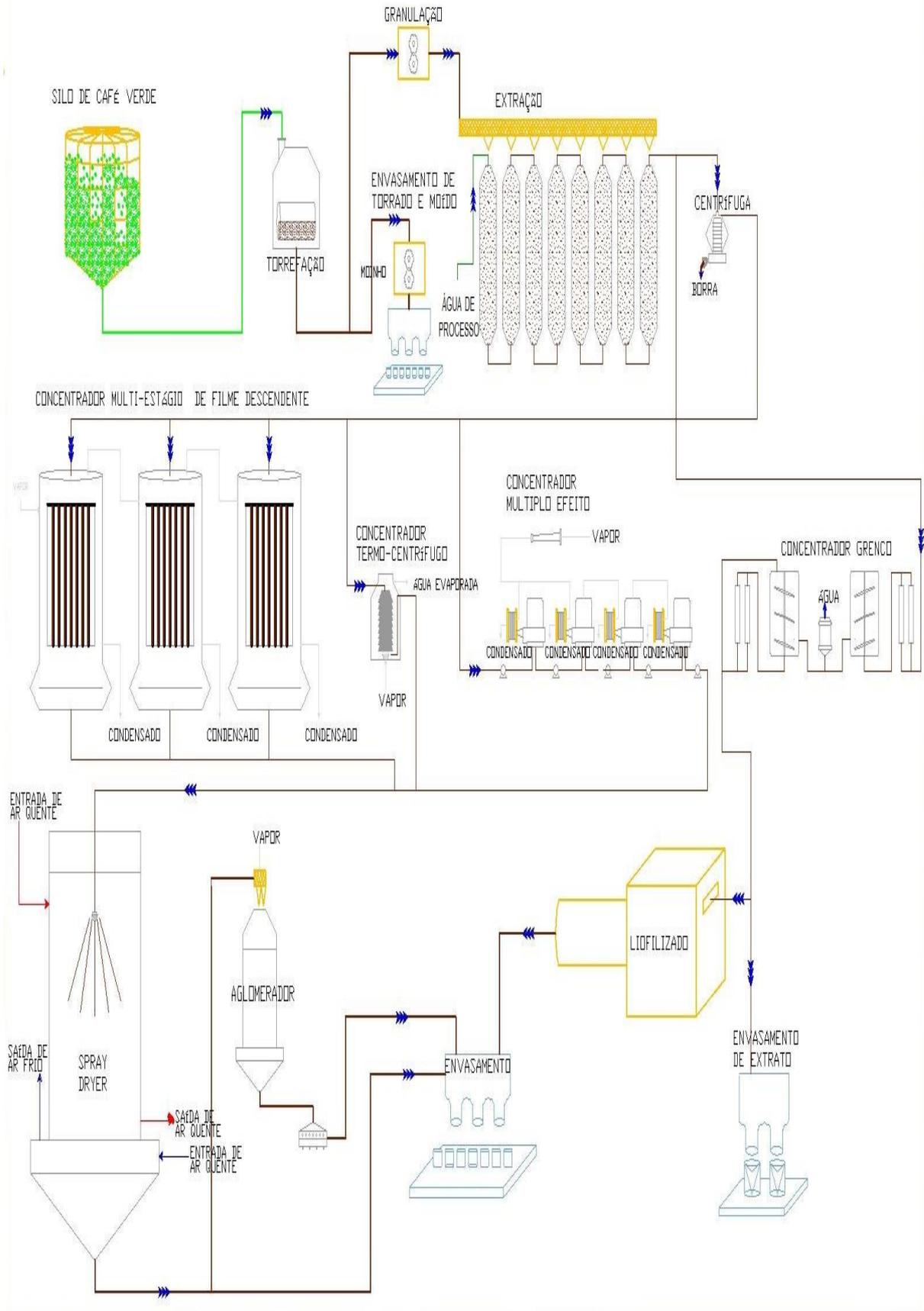
A secagem do extrato concentrado pode ser feita de duas formas: aspersão e liofilização. Na secagem por aspersão é utilizado um secador por pulverização (*spray dryer*), onde o extrato concentrado é atomizado em forma de gotículas no topo da torre de secagem ao mesmo tempo em que é submetido a uma corrente de ar quente, provocando a evaporação da água. O produto coletado na base da torre é o café solúvel em forma de microesferas, chamado *spray dried*, que pode ser transformado em café aglomerado se submetido a uma etapa adicional de aglomeração. A aglomeração ocorre em grandes câmaras, onde o café solúvel em pó é alimentado no topo junto com vapor. Durante a queda do pó com o vapor, as microesferas se aglomeram.

Na secagem por liofilização, o extrato é congelado através de um fluxo de ar frio a baixas temperaturas, chegando até 50 °C negativos, formando uma placa maciça. Depois, essa placa é triturada, formando grânulos que se assemelham a cristais. Por meio de câmaras a vácuo, esses cristais são submetidos ao processo de sublimação, onde a água é removida em forma de vapor, sem passar pelo estado líquido.

O segmento de café solúvel possui uma grande diversidade de produtos e de formas de envasamento. O produto final pode ser comercializado em latas, vidros, *pouch*, *bags* e caixas. Geralmente, a linha de envasamento é automatizada (SILVA, 2013).

Um fluxograma típico do processo de produção de café solúvel é mostrado na Figura 2.8. Conforme demonstra o fluxograma, durante o processamento do café é possível gerar quatro produtos de diferentes características: café torrado e moído, café solúvel aglomerado, café solúvel em pó e café solúvel liofilizado.

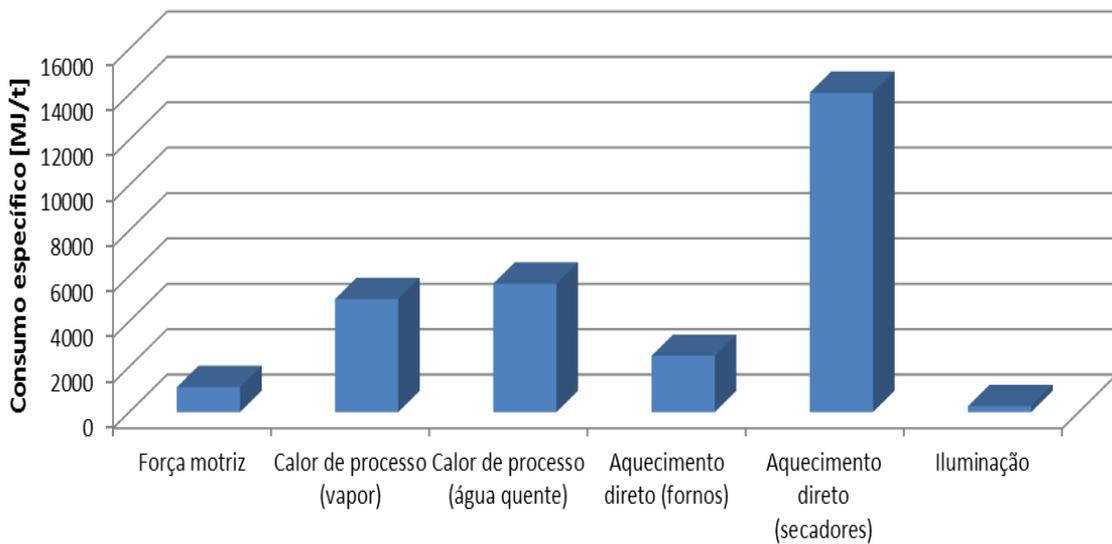
Figura 2.8 – Fluxograma do processo de produção de café moído e solúvel.



Fonte: Autora.

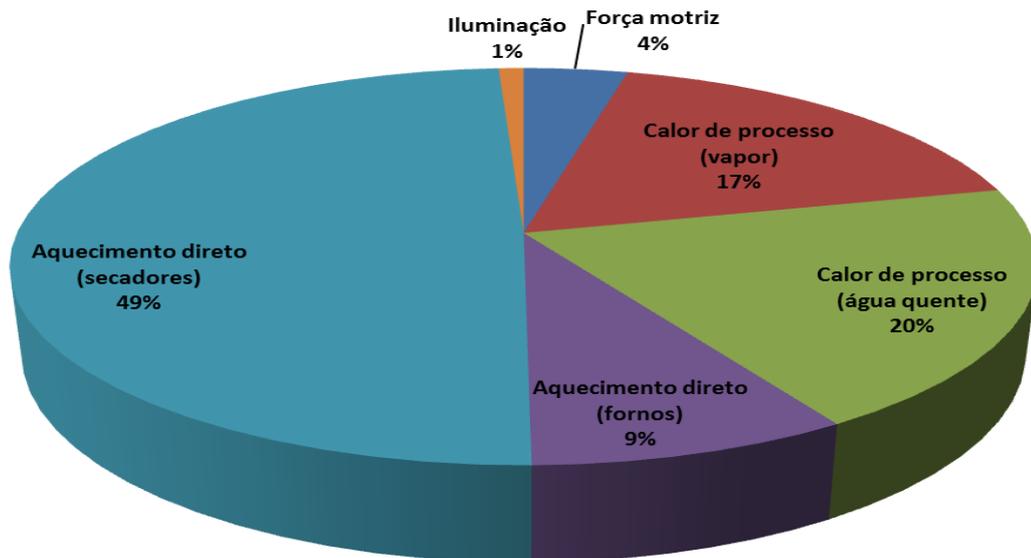
Quando comparado com os vários produtos que fazem parte da cadeia produtiva do segmento de alimentos e bebidas, a energia específica consumida para cada tonelada de café solúvel produzido [MJ/t] é a segunda maior. A produção de açúcar bruto lidera o consumo energético específico (SINGH, 1986; BROWN; HAMEL; HEDMAN; 1985). No processamento de café solúvel por aspersão, o aquecimento direto em secadores responde por 49% do consumo, seguido pelo calor de processo por meio de água quente (20%) e vapor (17%) (Figuras 2.9 e 2.10).

Figura 2.9 – Consumo energético específico por tonelada de café solúvel.



Fonte: Elaboração própria com base em Singh (1986) e Brown, Hamel, Hedman (1985).

Figura 2.10 – Distribuição do consumo energético específico na produção de café solúvel por uso final.



Fonte: Elaboração própria com base em Singh (1986) e Brown, Hamel, Hedman (1985).

A distribuição do consumo energético no processamento de café solúvel por liofilização não é tratado pelos autores Singh, 1986 e Brown; Hamel; Hedman; 1985, uma vez que este tipo de processamento é menos utilizado devido o alto investimento em equipamentos. Como mencionado, o processo de secagem por liofilização ocorre a baixas temperaturas e vácuo.

Segundo o BEU (2005), o potencial de conservação de energia desse segmento é de 11095 tep. A fonte energética com maior margem de economia é o vapor com 10746 tep, ou seja, 97% do potencial. Este alto percentual reforça a necessidade da aplicação de análises energéticas nos sistemas térmicos para apontar as fontes de desperdício e utilizar a energia de forma racional.

2.2 Exergia e Termoeconomia

As avaliações de desempenho energético de sistemas térmicos convencionalmente são conduzidas aplicando a análise energética, com base na aplicação da Primeira Lei da Termodinâmica (PLT). Entretanto, este tipo de análise permite apenas quantificar os fluxos energéticos e carece de uma avaliação da qualidade da energia envolvida no processo (DINCER; ÇENGEL, 2001; BAEHR, 1988).

A aplicação da Segunda Lei da Termodinâmica (SLT) complementa a Primeira nas suas limitações por meio dos conceitos da entropia e da exergia. A Segunda Lei enuncia que a geração de entropia devido às irreversibilidades é intrínseca a todos os processos reais, e isso reduz a qualidade termodinâmica da energia. Já a exergia é definida como o trabalho teórico máximo capaz de ser obtido de um sistema à medida que entra em equilíbrio com o ambiente. Ao contrário da energia, que se conserva, a exergia é destruída com a geração de entropia, reduzindo sua disponibilidade ou qualidade termodinâmica (ÇENGEL; BOLES, 2007; DINCER; ÇENGEL, 2001; MORAN; SHAPIRO, 2009).

Relacionando as análises termodinâmica e econômica tem-se a termoeconomia, ou exergoeconomia, quando um custo monetário é relacionado à exergia (VALERO *et al.*, 1994; PETRAKOPOULOU *et al.*, 2012). Segundo Bejan, Tsatsaronis e Moran (1996), os objetivos de uma análise termoeconômica são calcular individualmente os custos de cada um dos produtos gerados por um sistema, entender a formação de custos e o fluxo de custos no sistema, além de otimizar variáveis específicas em um componente ou o sistema completo.

A exergia é um parâmetro termodinâmico apropriado para atribuir custos, já que possibilita quantificar a qualidade da energia. Além disso, a destruição da exergia está relacionada a uma perda que tem um custo associado. Portanto, identificar irreversibilidades

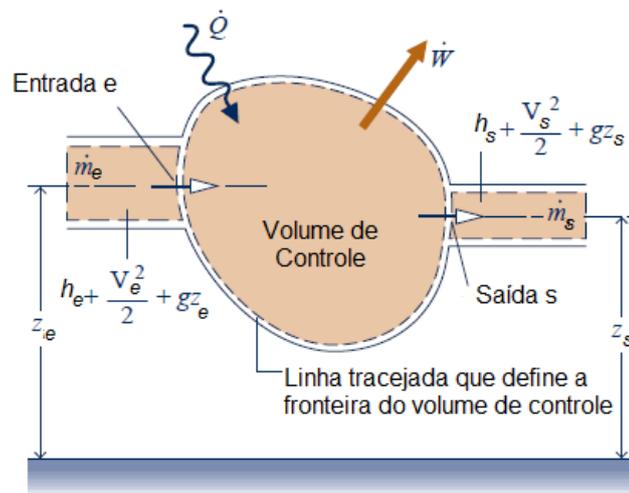
no sistema permite melhorar os custos dos produtos gerados (WANG; DAI; GAO, 2009; MAZUR, 2007; LIAN; CHUA; CHOU, 2009).

2.2.1 Análise Energética e Exergética

A PLT representa a Lei de Conservação da Energia. Isto significa que a energia não pode ser criada nem destruída, apenas mudar de forma. Baseado neste conceito verifica-se que a energia pode ser transferida por meio de calor, trabalho ou fluxo de massa, mas não é possível obter informações sobre a direção em que os processos podem ocorrer espontaneamente, isto é, os aspectos de reversibilidade dos processos termodinâmicos (DINCER; ROSEN, 2008; DINCER; ÇENGEL, 2001; MORAN; SHAPIRO, 2009).

Para cada equipamento ou operação que compõem um sistema térmico podem ser aplicados balanços de massa, energia e exergia para quantificar e qualificar os fluxos energéticos. Para determinar o balanço da taxa de energia para um volume de controle a Figura 2.11 pode ser utilizada.

Figura 2.11 – Sistema utilizado para desenvolver o balanço da taxa de energia para um volume de controle.



Fonte: Moran *et al.* (2013).

Para o volume de controle ilustrado na Figura 11 o balanço da taxa de energia pode ser representado por meio da Equação 2.1.

$$\frac{dE_{v.c.}}{dt} = \dot{Q}_{v.c.} - \dot{W}_{v.c.} + \sum_e \dot{m}_e \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + g \cdot z_e \right) - \sum_s \dot{m}_s \left(h_s + \frac{V_s^2}{2} + g \cdot z_s \right) \quad (2.1a)$$

$$\left[\begin{array}{l} \text{Taxa temporal} \\ \text{de variação de} \\ \text{energia contida} \\ \text{no interior do v.c.} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{l} \text{Taxa líquida que} \\ \text{a energia está} \\ \text{sendo transferida} \\ \text{para dentro do v.c.} \\ \text{por calor} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{l} \text{Taxa líquida que} \\ \text{a energia está} \\ \text{sendo transferida} \\ \text{para fora do v.c.} \\ \text{por trabalho} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{l} \text{Taxa líquida que} \\ \text{a energia está} \\ \text{sendo transferida} \\ \text{para o v.c. junto} \\ \text{com fluxo de massa} \end{array} \right] \quad (2.1b)$$

em que E é a energia, \dot{Q} é a taxa de transferência calor, \dot{W} é taxa de saída de trabalho, \dot{m} é a vazão mássica, h é a entalpia, V é a velocidade, g é a aceleração gravitacional, z é a altura e os subscritos “e” e “s” referem-se a entradas e saídas, respectivamente .

Existe um potencial de trabalho sempre que dois sistemas em diferentes estados são colocados em contato e este trabalho pode ser aproveitado se o equilíbrio for alcançado de forma controlada. Ao analisar o potencial exergético de um sistema obtêm-se o máximo teórico de trabalho que poderia estar sendo convertido em potência, além da magnitude das perdas nos pontos de destruição exergética.

A exergia pode ser usada como medida da qualidade e quantidade de energia útil a qual envolve a primeira e segunda lei da termodinâmica, por isso uma análise exergetica é adequada para identificar, localizar e quantificar as eficiências termodinâmicas de um sistema térmico.

Para calcular a exergia de um sistema, é necessário definir uma referência para se avaliar o máximo trabalho possível que pode ser realizado por um sistema. Desta forma, pode-se também definir a exergia como sendo uma medida do grau de afastamento entre o sistema e seu meio ambiente ou estado de referência. Esta medida significa o trabalho máximo que pode ser obtido do sistema em sua interação com o ambiente até o equilíbrio (MORAN; SHAPIRO, 2009; VAN WYLEN; SONNTAG; BORGENTAKKE, 1995).

O balanço de exergia, ou seja, a taxa temporal de variação de exergia para um volume de controle com fluxo de massa na fronteira, é obtido através da Equação 2.2 (MORAN & SHAPIRO, 2009).

$$\frac{d \epsilon_{v.c.}}{dt} = \sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) \dot{Q}_j - (\dot{W}_{v.c.} - p_0 \frac{dv_{v.c.}}{dt}) + \sum_e \dot{m}_e \cdot e_e - \sum_s \dot{m}_s \cdot e_s - \dot{E}d \quad (2.2)$$

em que ϵ é a exergia, T_0 é a temperatura do estado de referência, T_j é a temperatura na fronteira; p_0 é a pressão do estado de referência, v é o volume, e é a exergia específica de fluxo e $\dot{E}d$ é a taxa de destruição de exergia associada as irreversibilidades do sistema. Ainda:

$\sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) \dot{Q}_j$: Taxa temporal de transferência de exergia que acompanha a transferência de calor a taxa Q_j que ocorre nos pontos da fronteira que temperatura instantânea é T_j ,

$(\dot{W}_{v.c.} - P_0 \frac{d v_{v.c.}}{dt})$: Taxa temporal de transferência de exergia associada ao trabalho;

$\sum_e \dot{m}_e \cdot e_e - \sum_s \dot{m}_s \cdot e_s$: Somatório dos fluxos de exergia que acompanham os fluxos de massa entrando e saindo do volume de controle;

A exergia expressa a transferência de energia por calor, trabalho e fluxo de massa em termos de uma medida comum, relacionada com a disponibilidade, ou seja, o trabalho que está disponível para gerar potência. Além disso, considera as irreversibilidades através do conceito de destruição exérgica (MORAN *et al.*, 2013). Isso justifica o recente e amplo emprego da análise exérgica na avaliação de sistemas térmicos (DINCER; HUSSAIN; AL-ZAHARNAH, 2005; UTLU; HEPBASLI, 2006; KUZGUNKAYA; HEPBASLI, 2007; DIAS; BALESTIERE, 2004; SACHDEVA; KARUN, 2012; AMIR, 2012; SILVA, 2002; MENDES, 2009).

2.2.2 Eficiência Energética e Exérgica

Eficiência energética é racionalização de energia e se fundamenta nas leis da Termodinâmica. A eficiência energética abrange o conjunto de ações de racionalização que levam à redução do consumo de energia, sem perda na quantidade ou qualidade dos bens e serviços produzidos, ou no conforto disponibilizado pelos sistemas energéticos utilizados (GODOI; OLIVEIRA JÚNIOR, 2009).

Quando ocorre a conversão, a energia útil que sai nos produtos é menor do que a inserida pois uma parte é sempre perdida. Um indicador para eficiência da conversão da energia ou exergia em produto é dada pela razão entre o produto e a entrada. A eficiência energética (η) é representada pela Equação 2.3 e a eficiência exérgica (ψ) pela Equação 2.4.

$$\eta = \frac{(Energia)_{sai\ como\ produto}}{Energia_{entra}} = 1 - \frac{Perdas}{Entrada} \quad (2.3)$$

$$\psi = \frac{(Exergia)_{sai\ como\ produto}}{Exergia_{entra}} = 1 - \frac{(Perdas + Destruição)}{Entrada} \quad (2.4)$$

Utilizando as Equações 2.3 e 2.4, o rendimento energético de cada operação ou equipamento de um sistema térmico pode ser determinado, bem como seu desempenho energético global. A partir disso, é possível apontar os pontos passíveis de otimização visando melhorar o uso da energia e aproveitando ao máximo a fonte disponível.

2.2.3 Análise Termoeconômica

Combinando a SLT e análises econômicas, a termoeconomia é uma ferramenta útil na atribuição de custos da energia disponível (exergia) de um produto gerado por um sistema, provendo informações cruciais para implementar melhorias e reduzir o custo efetivo. Ao identificar e considerar as ineficiências do sistema, como a destruição exérgica e as perdas de exergia, pode-se associar um custo a estas ineficiências e uma estratégia pode ser definida para reduzir o custo final dos produtos do sistema (BEJAN, TSATSARONIS; MORAN 1996; TSATSARONIS, 1993).

Quando a base de custo é a exergia, a análise termoeconômica também pode ser chamada de exergoeconômica. Embora vários autores tenham conduzido trabalhos pioneiros na década de 60, o movimento para aplicação sistemática da termoeconomia em análises de sistemas energéticos somente ganhou força depois da década de 80, quando um grupo de especialistas no campo decidiram comparar suas metodologias resolvendo um problema simples para otimização de custos de uma planta, com objetivo de unificar os métodos (VALERO *et al.*, 1994; TSATSARONIS *et al.*, 2013).

A otimização termoeconômica diz respeito à minimização de custos, incluindo o custo das ineficiências termodinâmicas. Existem duas técnicas da termoeconomia que são utilizadas usualmente: Análise termoeconômica funcional (TFA – *Thermoeconomic Functional Analysis*) e o custo exérgico específico (Speco – *Specific Exergy Costing*). Segundo Frangopoulos (2004) a TFA é uma metodologia que serve de base para a avaliação de custos marginais e/ou preços unitários médios de produtos gerados por um sistema relacionados com o ambiente. A determinação dos custos é feita por meio da distribuição dos produtos em um diagrama relacionando estes produtos de acordo com uma função comum no sistema global. A formulação é generalizada, e a termodinâmicas não é explícita nas equações matemáticas.

O Speco é um método de contabilização de custo exérgico específico por produto gerado por um sistema térmico (AL-SULAIMAN; DINCER; HAMDULLAHPUR, 2013). Bejan *et al.*, (1996) e Tsaronis (1993) discutem em detalhes o método Speco.

Vários estudos utilizam o método Speco em diferentes processos e sistemas (LAZZARETTO; TSATSARONIS, 2006; ABUSOGLU; KANOGLU, 2009; BALI; ARAS; HEPBASLI, 2010; KAVIRI, MOHD JAAFAR; LAZIM, 2012; GHAZI, TAHERKHANI, 2012). Lazzaretto e Tsasaronis (2006) propuseram uma metodologia para calcular a eficiência exergética e a exergia relacionada com os custos de um sistema térmico por meio do Speco. Em um estudo diferente, Abusoglu e Kanoglu (2009) apresentaram uma formulação termoeconômica baseada no método Speco para uma planta de cogeração à diesel.

Bali, Aras e Hepbasli (2010) apresentaram uma formulação termoeconômica utilizando o método Speco para uma planta de trigerção com um motor a gás diesel. Outros estudos utilizaram um algoritmo genético para otimização multiobjetivo de sistemas de trigerção (KAVIRI, MOHD JAAFAR; LAZIM, 2012; GHAZI, TAHERKHANI, 2012; FRESCHI *et al.*, 2013).

Um estudo conduzido por Al-Sulaiman, Dincer e Hamdullahpur (2013) apresenta uma formulação termoeconômica modelada pelo Speco para otimização de três sistemas diferentes de trigerção utilizando um ciclo orgânico de Rankine (ORC). Em outra parte do estudo, são utilizados estudos de caso para simulações que validam a formulação apresentada.

2.3 Sistemas de Refrigeração por Absorção

Os sistemas de refrigeração representam um grande percentual no consumo de energia elétrica em todo o mundo. Segundo Pridasawas e Lundqvist (2007), o Instituto Internacional de Refrigeração (IIR) indica que aproximadamente 15% de toda eletricidade produzida mundialmente tem como fim os sistemas de refrigeração e condicionamento de ar.

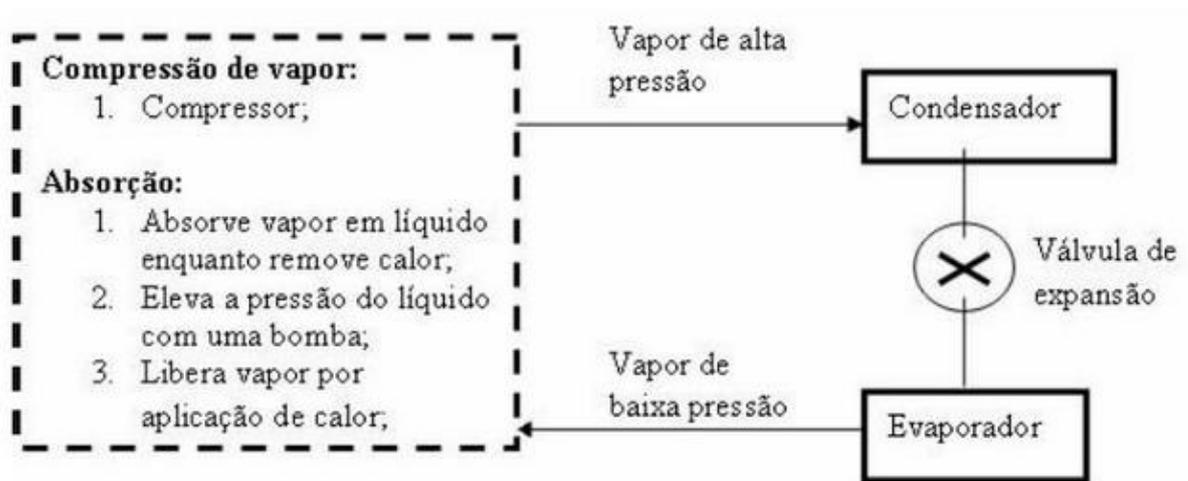
O ciclo de refrigeração por absorção se assemelha ao ciclo de refrigeração por compressão mecânica. Porém, ao invés da utilização de um compressor mecânico, os sistemas de absorção utilizam um compressor termoquímico, formado por dois grandes componentes, o gerador e o absorvedor (HEROLD; RADERMACHER; KLEIN, 1996; STOECKER; JONES 1985). Além disso, entre os principais diferenciais do sistema de refrigeração por absorção (SRA) com relação ao sistema por compressão é a utilização de uma fonte de energia térmica para seu funcionamento, permitindo a utilização de fontes alternativas ou até calor residual. Os sistemas por compressão consomem energia elétrica (CRUZ, *et al.*, 2014; BASSOLS, *et al.*, 2001).

Dois sistemas são comercialmente mais utilizados: O brometo de lítio/água e o amônia/água. A tecnologia SRA com amônia/água é utilizada desde o século XVIII para

produzir gelo, antes da tecnologia por compressão a vapor ser introduzida. Com essa solução de trabalho, a amônia é utilizada como refrigerante. A grande vantagem na sua utilização são as baixas temperaturas de refrigeração, uma vez que a temperatura de congelamento da amônia é $77,7\text{ }^{\circ}\text{C}$ negativos (HEROLD; RADERMACHER; KLEIN, 1996).

A operação da máquina de refrigeração por absorção é baseada na diferença das condições de equilíbrio entre a fase líquida da solução absorvente e a fase gasosa da substância refrigerante. A substância absorvente precisa ser menos volátil do que o refrigerante para que o sistema de refrigeração por absorção possa operar (HEROLD; RADERMACHER; KLEIN, 1996; STOECKER; JONES 1985). A Figura 2.12 mostra um SRA em comparação com um sistema de compressão típico.

Figura 2.12 – Sistema de refrigeração por compressão e por absorção.



Fonte: Stoecker; Jones (1985).

O SRA mostrado na Figura 2.12 opera basicamente por meio de quatro processos. Se amônia é utilizada como refrigerante, o ciclo de operação do sistema pode ser descrito da seguinte forma (SRIKHIRIN; APHORNRATANA; CHUNGPAIBULPATAVA, 2001):

1. **Dessorção:** A solução amônia/água é evaporada através do fornecimento de calor ao sistema em um trocador de calor (gerador). Os vapores da solução são enviados para uma coluna de destilação para separação. Idealmente, apenas amônia no estado puro chega ao condensador.
2. **Condensação:** A amônia é condensada e enviada para os evaporadores para fazer o papel de fluido refrigerante.

3. Evaporação: A evaporação ocorre devido à transferência de calor do meio para o refrigerante, gerando o frio requerido pelo sistema. Os vapores de amônia pura são enviados para o absorvedor.
4. Absorção: No absorvedor o vapor de amônia é absorvido por uma solução de amônia que remove calor do refrigerante. Por meio de uma bomba, que eleva a temperatura e pressão do fluido, a solução de amônia é enviada ao gerador iniciando um novo ciclo.

Quando a confiabilidade é fator importante para estratégia de produção, o SRA é convencionalmente utilizado, como nas indústrias de processamento de café solúvel liofilizado. O processo de liofilização demanda baixas temperaturas, em média 55 °C negativos (BASSOLS *et al.*, 2001).

O SRA possui um coeficiente de performance (COP) inferior quando comparado com sistemas por compressão, além do alto valor de investimento (HONG *et al.*, 2010; MONNÉ *et al.*, 2011). Entretanto, uma grande variedade de fontes térmicas podem ser utilizadas no SRA, como vapor, água aquecida ou gases de exaustão. A energia solar também tem sido estudada como fonte de energia para esses sistemas, incorporando grandes benefícios econômicos e ambientais (GUIMARÃES, 2011; OZGOREN; BILGILI; BABAIYGIT, 2012). Com essa possibilidade do uso de fontes de energia de baixa qualidade, ou seja, energia térmica de baixas temperaturas (80 a 170 °C), os fluxos energéticos descartados em alguns processos podem ser utilizados (KALOGIROU, 2009). Vários autores estudaram a integração do SRA com sistemas de cogeração, aproveitando-se a energia residual de turbinas.

Bassols *et al.*, (2001) lista vários SRA integrados com sistemas de cogeração incorporando benefícios em diferentes segmentos da indústria de alimentos. No caso de integração, o sistema pode ser chamado de trigerção. Em seu estudo, a integração é recomendada quando há racionamento de energia elétrica, os custos da energia elétrica são altos ou quando há políticas de incentivo para implementação de sistemas mais eficientes na conversão de combustíveis fósseis.

Colonna e Gabrielli (2002) desenvolveram um estudo termodinâmico para integração de SRA em sistemas de cogeração com aproveitamento dos gases de exaustão de uma turbina. Simulações foram realizadas para verificar a quantidade de calor recuperado com a trigerção, variando a temperatura de entrada da turbina.

Law, Harvey e Reay (2012) estudaram o potencial de recuperação de calor de baixa temperatura das indústrias de alimentos do Reino Unido e apontaram que a utilização de SRA é menos frequente devido ao grande capital de investimento e ao tempo de retorno de

investimento alto tanto financeiramente quanto em termos de desempenho, além da falta de conhecimento técnico e prático para operação desses sistemas.

Cruz *et al.*, (2014) estudaram a viabilidade de utilização de um SRA utilizando rejeito térmico em uma indústria frigorífica. A energia destinada ao SRA no estudo foram gases de exaustão de uma caldeira. As simulações apontaram para um grande potencial econômico, com redução dos custos operacionais.

2.4 Trigeração

As instalações de processamento de alimentos, por um lado, consomem grandes quantidades de energia e, por outro lado, geram grandes quantidades de resíduos. A recuperação de energia a partir desses resíduos e a melhoria na concepção dessas instalações tornaram-se duas questões importantes para reduzir os custos de produção e melhorar a sustentabilidade e a competitividade desse setor (WANG, 2008; DE SWAAN ARONS *et al.*, 2004; SINGH, 1986).

O desenvolvimento de sistemas mais eficientes é crucial para reduzir as perdas na conversão energética, ou seja, produzir mais energia útil por unidade de combustível utilizado. Sabe-se que a eficiência de uma planta térmica convencional, que gera apenas um produto energético, é de aproximadamente 40%. Ou seja, 60% da energia está sendo perdida no processo de conversão da fonte primária em energia útil. Já uma planta com geração combinada de potência e calor (cogeração) tem eficiência média de 60%. Sistemas de trigeração que utilizam energia residual da turbina para gerar refrigeração possui eficiência superior a 80% (KER, 2008; IEA, 2008). Dessa forma, os sistemas de cogeração e de trigeração são alternativas para a melhoria do desempenho energético e integração de benefícios econômicos (LIAN; CHUA; CHOA, 2009; TEMIR; BILGE, 2001; AL-SULAIMAN; DINCER; HAMDULLAHPUR, 2013; AL-SULAIMAN; HAMDULLAHPUR; DINCER, 2011; IEA, 2008; HETEU; BOLLE, 2002; SUGIARTHA *et al.*, 2008; LAW, HARVEY; REAY, 2012; ANEKE *et al.*, 2011; FRESCHI *et al.*, 2013; TASSOU, *et al.*, 2007; BASSOLS *et al.*, 2001).

2.4.1 Sistemas de Cogeração

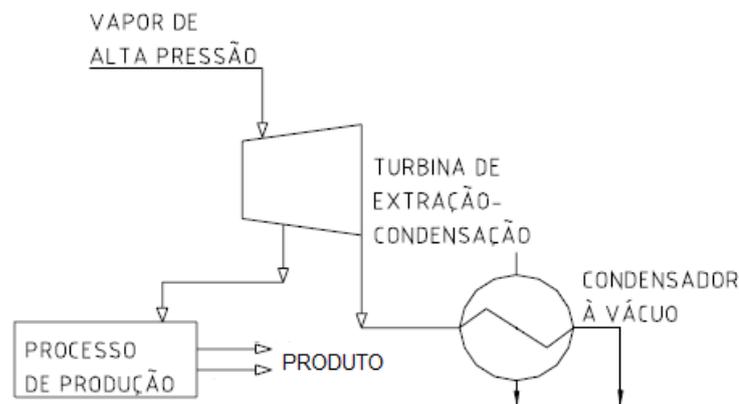
A autoprodução de energia elétrica na indústria de alimentos e bebidas brasileira precisa ser dividida em dois segmentos: fabricação de açúcar e álcool e as outras indústrias. A

capacidade instalada nas usinas no ano de 2006 era de 15,6 MW em pequenas centrais hidrelétricas (PCH's) e 2583,7 MW em unidades de cogeração consumindo bagaço de cana, somando 2600 MW. Na medição do mesmo ano, os outros segmentos somaram um potencial de 217,5 MW (EPE, 2007).

Embora o argumento da redução de custos e aumento da competitividade continue naturalmente a ser aquele que mais sensibiliza a generalidade das indústrias, a crescente pressão ambiental veio reforçar a necessidade de utilizar a energia de forma racional. As unidades de cogeração (CHP – produção combinada de potência e calor) incorporam amplos benefícios ambientais e econômicos.

Nas plantas de cogeração, a maximização da geração elétrica depende do consumo de vapor de processo. *Bowell (1996)* sugere alguns esquemas de cogeração com turbinas a vapor que visam maximizar a geração de potência. Entre eles estão a utilização de turbinas de contra pressão com condensação atmosférica, combinações de turbinas de contra pressão e de condensação à vácuo, além da utilização das turbinas de extração-condensação (*Figura 2.13*). Neste caso, a vantagem é o melhor aproveitamento do vapor disponível para geração de eletricidade com flexibilidade na operação.

Figura 2.13 – Ciclo com utilização de turbinas de extração-condensação.



Fonte: Higa (2003).

Vários estudos de viabilidade de implantação de plantas de CHP estão sendo realizados para os mais diversos segmentos industriais. *Fantozzi et al. (2000)* realizaram uma análise técnica e econômica para implantação de uma planta de CHP em uma agroindústria do segmento de ração animal na Itália. *Wahlund e Westermarck (2002)* investigaram um sistema CHP a biomassa em que parte do calor gerado no sistema era destinado a operações de secagem. *Husain et al. (2003)* também trabalharam com biomassa consumida como

combustível em sistemas CHP em um estudo de caso para o segmento de produção de óleo de palma.

Uran (2006) conduziu uma pesquisa para otimização termoeconômica de sistemas CHP em uma indústria de processamento de madeira. Mujeebu *et al.* (2009) estudaram a viabilidade de instalação de sistemas de cogeração em diferentes cenários técnicos em uma indústria de madeira compensada.

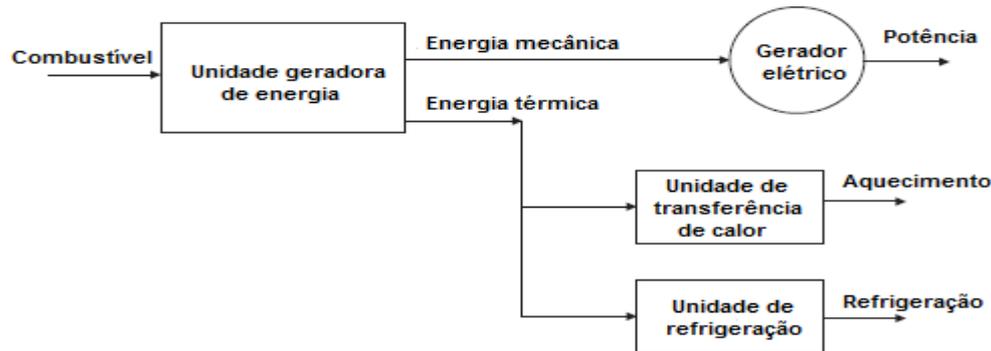
Celma, Blázquez e López-Rodríguez (2012) estudaram a viabilidade econômica para implantar um sistema CHP em uma indústria típica de processamento de azeitona. A proposta foi utilizar os gases da gaseificação do caroço da azeitona como fonte de energia primária do CHP e os resultados mostraram amplo benefício econômico e ambiental.

A geração de potência pode ocorrer por meio de ciclos orgânicos de Rankine (ORC) e vários estudos indicam esta técnica. O ciclo tradicional de Rankine opera utilizando água como fluido de trabalho e não é viável utilizando fontes de calor em temperaturas inferiores a 140 °C. Entretanto, no ciclo orgânico vários fluidos podem ser utilizados na operação e estudos de caso têm sido reportados, apontando bom desempenho desse ciclo com fontes de calor com temperaturas de até 40 °C (SALEH *et al.*, 2009). Law, Harvey e Reay (2012), no mesmo estudo citado na seção anterior, indicam o uso de ORC para geração de potência como uma nova opção para recuperação de calor de baixa temperatura. Aneke *et al.* (2011), em um trabalho parecido, também sugeriu o uso de ORC para recuperação de calor de baixa temperatura em processos de fritura na indústria de alimentos.

2.4.2 Sistemas de Trigeração

A trigeração é a produção simultânea de potência, calor e refrigeração a partir de uma única fonte de combustível, como mostra a Figura 2.14. Estudos demonstram uma melhora significativa no desempenho de plantas térmicas quando a trigeração é implantada (AL-SULAIMAN; DINCER; HAMDULLAHPUR, 2012; IEA, 2008). Além disso, esses sistemas produzem energia com custo menor quando comparado com sistemas em que eletricidade, calor e refrigeração são obtidos individualmente (HETEU; BOLLE, 2002).

Figura 2.14 - Esquema de um sistema de Trigeração.



Fonte: Autora.

Muitos processos industriais necessitam simultaneamente de eletricidade, refrigeração e calor, como alguns segmentos da cadeia produtiva de alimentos e bebidas. A trigeração com a integração de um SRA utilizando calor residual de um turbogerador é uma alternativa com vários exemplos de sucesso listados na indústria alimentícia (BASSOLS *et al.*, 2001).

Nos últimos anos, os benefícios econômicos e ambientais de sistemas de trigeração estão sendo avaliados para aplicação na indústria de alimentos e bebidas. Freschi *et al.* (2013) estudaram a trigeração com diferentes perfis de carga térmica no setor de conservação de frutas. Os resultados mostraram um contraste entre a minimização de custos operacionais e as emissões de gases do efeito estufa em função da carga utilizada.

O estudo realizado por Law, Harvey e Reay (2012) também apontou o uso de sistemas de trigeração como uma nova opção para recuperação de calor de baixa temperatura no setor alimentício.

Sugiarta *et al.* (2008) avaliaram um sistema de trigeração utilizando uma microturbina a gás em aplicações de supermercados. Os resultados mostraram que benefícios energéticos e ambientais podem ser obtidos por meio da aplicação destes sistemas se comparados aos sistemas convencionais. Uma aplicação similar na indústria alimentícia foi reportada por Tassou *et al.* (2007), onde os resultados indicaram que a viabilidade da trigeração é dependente dos custos do gás natural e da eletricidade da rede.

Em uma planta de trigeração, os produtos gerados são diferentes quanto sua qualidade. Portanto, é apropriado a avaliação econômica desses sistemas em base exérgica (AL-SULAIMAN; DINCER; HAMDULLAHPUR, 2012, 2013; LIAN; CHUA; CHOU, 2009; WANG; DAI; GAO, 2009; MAZUR; 2007). Hetu e Bolle (2002) apresentaram um modelo energético para comparação entre sistemas de trigeração e a produção separada de calor, potência e refrigeração em termos de índices de qualidade e custo. Os resultados apontaram

para uma grande diferença tanto da qualidade dos produtos gerados quanto dos custos associados, com melhorias em todos os casos.

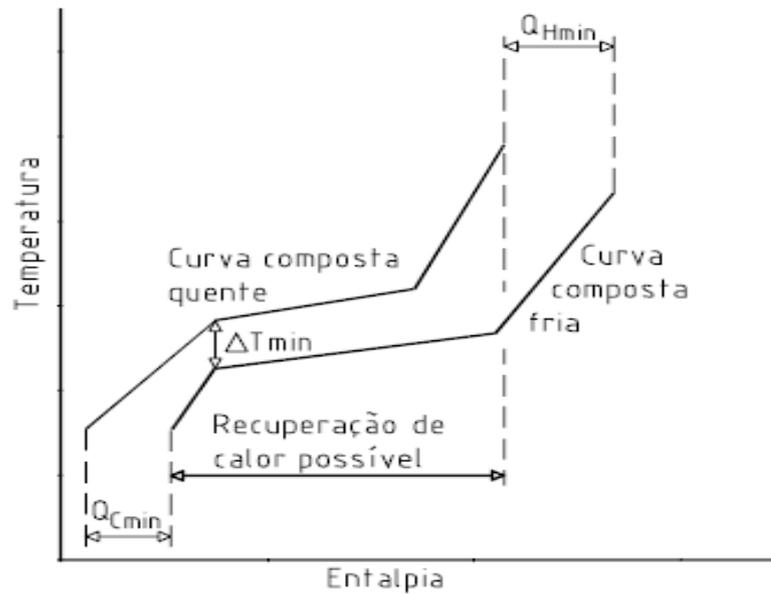
2.5 Análise *Pinch*

Uma forma de reduzir a importação de energia primária e melhorar o desempenho de um sistema é a utilização de fluxos de energia residual como fonte de energia alternativa. A redução do consumo de utilidades no processamento de alimentos possibilita o aumento da produção de potência com a implantação do sistema de trigeração. A análise *Pinch* fornece a melhor configuração para integrar fluxos com energia residual, permitindo a avaliação das diferentes combinações de correntes quentes e frias de um processo térmico e identificando a melhor opção de projeto em redes de trocadores de calor. Além disso, quando se tem utilidades em diferentes níveis de temperatura é possível escolher cada uma delas com base no nível de temperatura mais próximo da demanda, o que diminui as irreversibilidades referentes ao processo de transferência de calor.

O método *Pinch* apresentado por Linnhoff *et al.* (1982) e Linnhoff (1983) tem como objetivo a obtenção da melhor integração térmica de um processo, buscando o consumo mínimo de utilidades quentes (\dot{Q}_h) e frias (\dot{Q}_c). Através de curvas combinadas de correntes quentes que devem ser resfriadas e de correntes frias que devem ser aquecidas de um processo térmico, este método permite identificar a melhor opção de projeto em redes de trocadores de calor.

A integração térmica entre correntes, quente e fria, de um processo qualquer é realizada por meio da construção de curvas compostas (CC) que representam o balanço energético do processo (perfis de temperatura *versus* entalpia). A máxima recuperação de calor possível é determinada através da sobreposição da corrente quente na corrente fria, na qual uma diferença mínima de temperatura (ΔT_{\min}) limita a aproximação entre as mesmas. Neste ponto, a energia restante para fechar o balanço deve ser fornecida pelo sistema de utilidades e representa o consumo mínimo de utilidades quente e fria necessárias para o processo. Um exemplo ilustrativo é apresentado na Figura 2.15.

Figura 2.15 - Exemplo de integração pelo método Pinch.



Fonte: Higa (2003).

Esta representação permite obter diversas informações a respeito do processo, como o potencial de recuperação de calor, as metas de consumo mínimo de utilidades quente e fria, além da diferença mínima de temperatura (ΔT_{min}) estabelecida como limite para a transferência de calor entre correntes quentes e frias, também conhecida como *Pinch point*. O uso de utilidades está diretamente relacionado com esse valor, quanto maior o ΔT_{min} maior o consumo, uma vez que há um afastamento das curvas. Por outro lado, esse aumento faz com que diminua a área de troca térmica necessária, devendo dessa forma ser estabelecido um valor ótimo.

As curvas compostas são obtidas através do somatório das capacidades térmicas de todas as correntes frias e quentes do processo. Em Pires (2003) e Liporace (1996) o procedimento de construção dessas curvas é detalhado.

As curvas compostas são utilizadas para representações gráficas da integração. Uma forma alternativa de obtenção das metas de energia de um processo é utilizando o algoritmo tabular, ou cascata térmica, como também é conhecido (LINNHOFF; FLOWER 1978). Com este método a análise pinch é realizada por meio da definição de intervalos de temperatura, nos quais as correntes quentes e frias do processo podem trocar calor entre si (BANNWART, 1995).

3. METODOLOGIA

Uma indústria de processamento de café solúvel foi utilizada como estudo de caso. Nesta seção, é descrita a metodologia utilizada para avaliar o desempenho energético, exergético e econômico do sistema térmico em operação e com a integração do sistema de trigerção proposto. Os produtos gerados pelo sistema atual, vapor e refrigeração, são avaliados quanto seu custo específico por unidade de exergia (Speco) e comparados com os produtos gerados com a integração de um sistema de trigerção. Nessa seção a metodologia de aplicação do método *Pinch* também é apresentada.

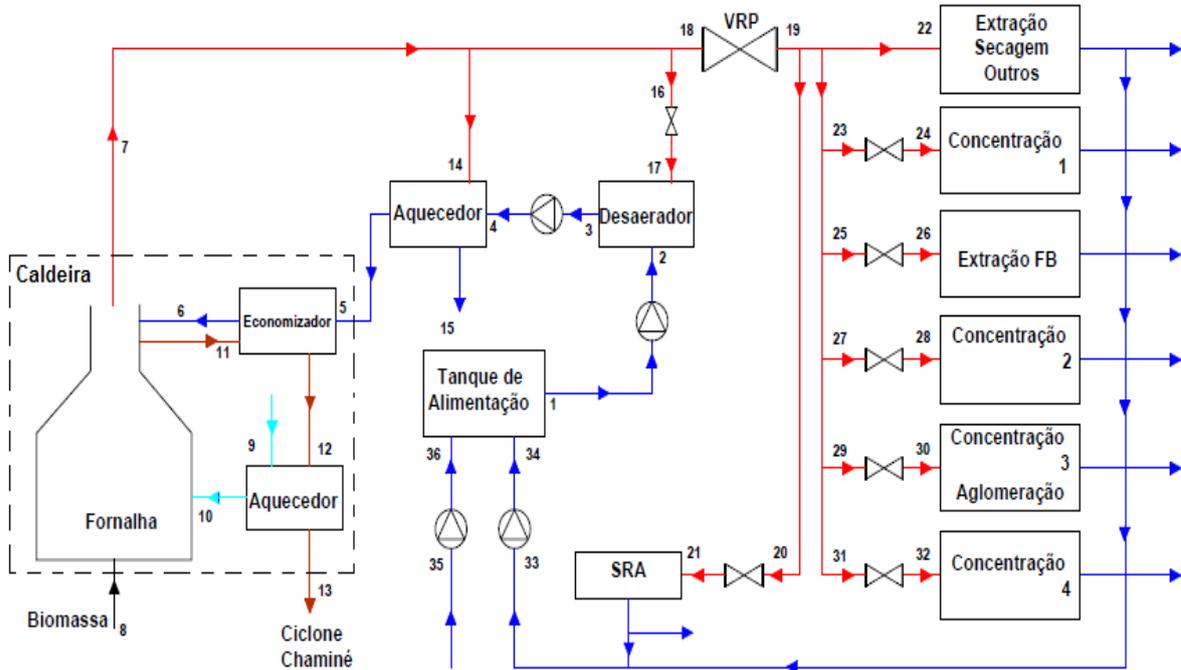
3.1 Descrição do Sistema

O sistema térmico atual (Figura 3.1) produz refrigeração e calor. A caldeira a biomassa gera vapor saturado a 21 bar. Todo o vapor gerado passa por uma válvula redutora de pressão (VRP) que entrega vapor a 15 bar para os processos da planta. A linha de vapor principal se divide em dois fluxos, um para as plantas de refrigeração por absorção e outra para os processos de produção de café solúvel. O processo produtivo consome vapor em diferentes níveis de pressão, exigindo válvulas redutoras de pressão antes dos pontos de consumo. A biomassa utilizada como combustível é composta por borra de café e cavaco. Os sistemas de refrigeração por absorção amônia/água operam com uma temperatura de evaporação de -50 °C a -60 °C e consomem 34% do vapor gerado a 10 bar. Cerca de 70% do condensado retorna para caldeira e o restante da água de alimentação necessária é reposta.

As simulações para implantação do sistema de trigerção foram feitas a partir de parâmetros fornecidos pela indústria de café solúvel. No passado (2008), a indústria contratou uma empresa para realizar o orçamento e o projeto de implantação do sistema de cogeração na caldeira em operação que foi projetada para gerar potência.

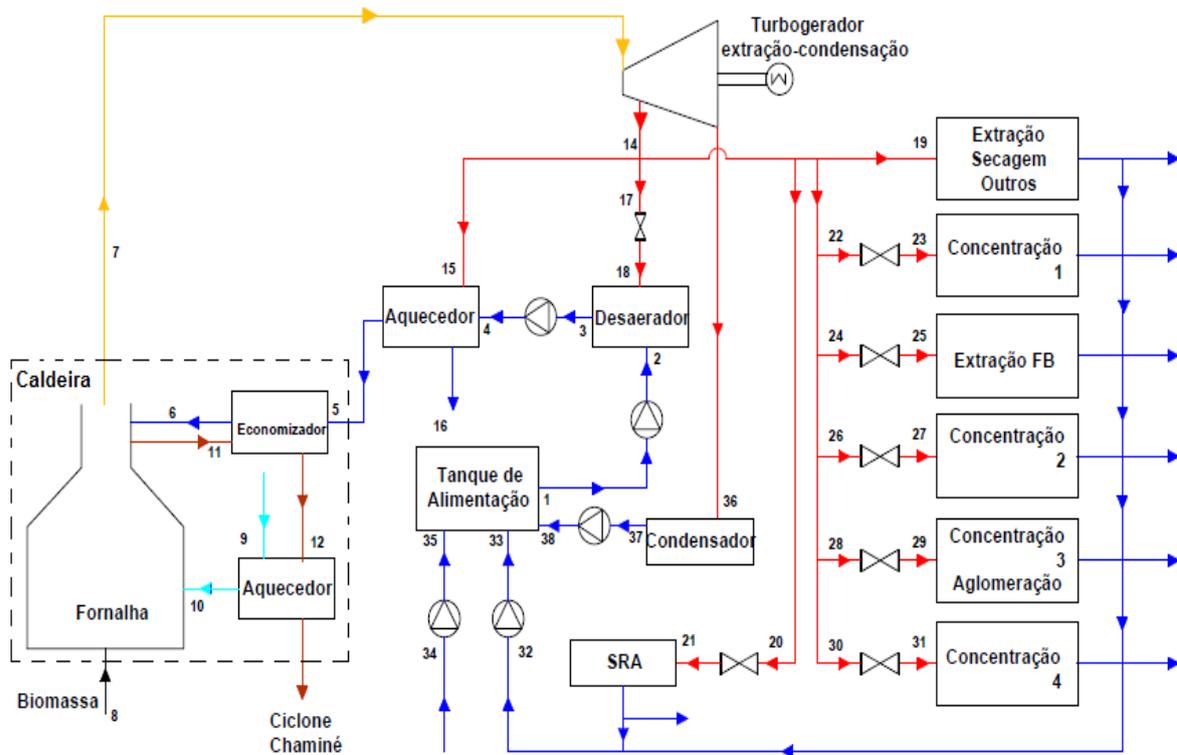
A Figura 3.2 apresenta a proposta de um sistema de trigerção com a integração de uma turbina a vapor para geração de energia elétrica. Além disso, um superaquecedor deverá ser instalado na caldeira em operação para geração de vapor superaquecido a 410 °C e 42 bar. A turbina é do tipo extração-condensação e opera em dois estágios. A extração do vapor para o processo ocorre de acordo com a demanda a 15 bar e o excedente é utilizado pela turbina até a condensação. Como não é esperado alteração no processo produtivo, foram mantidas as mesmas condições do sistema atual para o consumo de vapor e refrigeração.

Figura 3.1 - Sistema térmico atual.



Legenda: Vermelho – Vapor saturado; Azul – Água; Bordô – Gás de exaustão; Azul ciano – Ar de combustão.
Fonte: Autora.

Figura 3.2 - Sistema de trigeração.



Legenda: Amarelo – Vapor superaquecido; Vermelho – Vapor saturado; Azul – Água; Bordô – Gás de exaustão; Azul ciano – Ar de combustão.
Fonte: Autora.

3.2 Coleta de Dados

Foram estabelecidas as condições operacionais dos processos de geração e utilização de vapor, tomando como base os valores médios dos parâmetros pressão, temperatura e vazão, registrados ao longo do período de três meses (agosto a outubro de 2013). Esses valores foram apresentados aos gerentes de processo e confrontados com valores de período aleatório diferente (maio de 2014).

3.3 Propriedades do Extrato de Café

No processamento de café solúvel são utilizados trocadores de calor que utilizam vapor como fonte de energia térmica. Nesses equipamentos ocorre a transferência de calor entre o vapor e o extrato de café. Para determinar o consumo de vapor nesses pontos algumas propriedades do extrato de café devem ser obtidas, tais como fração de sólidos (x), temperatura (T), vazão (\dot{m}), calor específico (c_p) e massa específica (ρ). Alguns desses parâmetros são monitorados durante o processamento e foram coletados a partir da instrumentação existente na planta, enquanto o restante foi estimado.

Segundo Valentas *et al.* (1997), o calor específico e a massa específica do extrato de café é descrita pela Equação 3.1 e 3.2, respectivamente.

$$c_p = x(1,549 + 1,96.T - 0,00594.T^2) + (1 - x)(4176 - 0,0909.T + 0,00547.T^2) \quad (3.1)$$

$$\rho = \frac{1}{\frac{1}{1559 - 0,31.T} + \frac{1}{997,2 + 0,00314.T - 0,00376.T^2}} \quad (3.2)$$

3.4 Equacionamento para os Componentes dos Sistemas

A caracterização do perfil energético do sistema foi feita aplicando-se balanços de massa, energia e exergia em volumes de controle ao redor dos processos básicos. Esse procedimento é imprescindível, uma vez que fornece informações para gerenciamento da eficiência energética do processo, a saber: a capacidade de realizar trabalho, o calor transferido, os fluxos de exergia, os locais de maiores perdas e a eficiência energética e exergética (DINCER; ROSEN, 2008; WANG, 2008).

3.4.1 Considerações

As análises foram conduzidas com base no consumo de vapor da planta de café solúvel atual. A análise de viabilidade de instalação do sistema de trigeriação foi verificada considerando a operação anual de 8000 horas. Utilizando as características químicas, a exergia química do combustível e a exergia termomecânica da água e dos gases foram calculadas. O mesmo foi estendido para a taxa de destruição de exergia e os custos termoeconômicos relacionados com as irreversibilidades do processo.

As condições das correntes envolvidas nos sistemas analisados foram calculadas considerando-se que: (1) o sistema opera em regime permanente; (2) o ar e os produtos da combustão tem comportamento de gás ideal; (3) a combustão é completa; (4) todos os componentes da planta são isolados e as perdas de calor para o ambiente são desprezadas; (5) as taxas de eletricidade, vapor para o processo e refrigeração são mantidas constantes; (6) as variações de energias potencial e cinética são desprezíveis; (7) a amônia evaporada é pura; (8) as destruições exergéticas no processamento de café não são consideradas.

3.4.2 Balanço de Massa

O balanço da taxa de massa se baseia no Princípio de Conservação de Massa e estabelece que a taxa temporal de variação de massa contida no volume de controle é igual a taxa temporal de fluxo de massa que entra no volume de controle menos a que sai quando não há reação química. Assim, a Equação 3.3 representa o balanço da taxa de massa para um volume de controle. Considerando o processo em regime permanente, a Equação 3.4 é obtida. Nessas condições, sem alteração com o tempo, apenas a identidade varia continuamente e a quantidade de matéria no interior do volume de controle permanece constante (MORAN; SHAPIRO, 2009).

$$\frac{d m_{v.c.}}{dt} = \sum_e \dot{m}_e - \sum_s \dot{m}_s \quad (3.3)$$

$$\sum_e \dot{m}_e = \sum_s \dot{m}_s \quad (3.4)$$

3.4.3 Avaliação Energética

Para processos em regime permanente, a taxa pela qual a massa entra no volume de controle é igual à taxa pela qual a massa sai. Assim, com base nas considerações apresentadas, a equação 2.1 pode ser representada por meio da Equação 3.5.

$$\sum_e \dot{m}_e \cdot h_e + \dot{Q} = \sum_s \dot{m}_s \cdot h_s + \dot{W} \quad (3.5)$$

3.4.4 Avaliação Exergética

A exergia total de um sistema pode ser dividida em quatro componentes: exergia física, cinética, potencial e química. Para o estudo de caso, a exergia química fica mais restrita ao processo de combustão para a produção de vapor, uma vez que é o processo em que o combustível possui a capacidade de produzir trabalho devido à diferença de composição química e desequilíbrio com o ambiente, a respeito de seu equilíbrio termomecânico. Já as exergias cinética e potencial equivalem às energias cinética e potencial, portanto desprezíveis (ZANONI, 2004).

A exergia física é o trabalho útil máximo obtido quando um sistema passa do seu estado inicial de temperatura e pressão (T, p) para o estado de referência (T_0, p_0) (ROSEN; DINCER, 1999). Segundo Kotas (1995), esta disponibilidade de trabalho acontece por processos físicos envolvendo somente interações de temperatura e pressão com o ambiente. Para o estudo de caso serão considerados para o estado de referência 25 °C e 100 kPa.

Com base nas considerações feitas no início, a Equação 2.2, do balanço da taxa de exergia para um volume de controle pode ser simplificada resultando na Equação 3.6.

$$\sum_e \dot{m}_e \cdot e_e = \sum_s \dot{m}_s \cdot e_s + \dot{E}d + \dot{W} \quad (3.6)$$

A taxa de fluxo de exergia (\dot{E}) que acompanha uma corrente de matéria é dada pela Equação 3.7. A exergia específica de fluxo (e), ou seja, a exergia por unidade de massa que atravessa a entrada ou a saída do volume de controle é calculada por meio da Equação 3.8. A

qualidade da energia contida nos fluxos que saem do processo como produto pode ser determinada pela análise da exergia (BAEHR, 1988).

$$\dot{e}_i = \dot{m}_i \cdot e_i \quad (3.7)$$

$$e_i = (h_i - h_0) - T_0 \cdot (s_i - s_0) + \frac{V_i^2}{2} + g \cdot z_i \quad (3.8)$$

em que s é a entropia específica, $(h - h_0)$ é a energia calorífica disponível e $T_0(s - s_0)$ é a energia não disponível devido interação com o ambiente.

Em processos reais, a entrada de exergia é maior que a saída, porém uma parte é sempre destruída por irreversibilidades. Em um processo industrial, para que se tenha um bom desempenho energético é importante atrasar o máximo possível à degradação da exergia aproveitando ao máximo o conteúdo energético das fontes.

A taxa de destruição de exergia pode ser determinada, verificando-se a geração de entropia do sistema em um processo, Equação 3.9 (WANG, 2008):

$$\dot{E}d = T_0 \cdot \Delta S \quad (3.9)$$

em que ΔS é a variação de entropia.

3.4.5 Avaliação da Eficiência Energética e Exergética

A eficiência energética (η) e exergética (ψ) são indicadores para conversão do combustível em produtos do sistema térmico. O gerador de vapor do sistema em operação e da trigeriação foi avaliado utilizando a Equação 3.10. O desempenho global da planta atual e da planta com o sistema de trigeriação foram determinados por meio das Equações 3.11 e 3.12.

$$\eta_{GV} = \frac{\dot{m}_7 \cdot (h_7 - h_5)}{\dot{Q}_{comb}} \quad (3.10a)$$

$$\psi_{GV} = \frac{\dot{m}_7 \cdot (e_7 - e_5)}{\dot{m}_8 \cdot e_{comb}} \quad (3.10b)$$

$$\eta_{planta_atual} = \frac{\sum \dot{Q}_{processo} + \dot{Q}_{ref}}{\dot{Q}_{comb}} \quad (3.11a)$$

$$\psi_{planta_atual} = \frac{\sum \dot{E}_{processo} + \dot{E}_{ref}}{\dot{m}_2 \cdot e_{comb}} \quad (3.11b)$$

$$\eta_{planta_trigera\c{c}o} = \frac{\dot{W}_{liq} + \sum \dot{Q}_{processo} + \dot{Q}_{ref}}{\dot{Q}_{comb}} \quad (3.12a)$$

$$\psi_{planta_trigera\c{c}o} = \frac{\dot{W}_{liq} + \sum \dot{E}_{processo} + \dot{E}_{ref}}{\dot{m}_2 \cdot e_{comb}} \quad (3.12b)$$

A carga térmica de cada processo de produção de café ($\dot{Q}_{processo}$) foi calculada por meio da Equação 3.13. O calor transferido é proporcional a energia térmica contida em um fluxo de vapor ($\dot{m}_{processo_i}$) na pressão de saída da válvula redutora (*vapor – VRP*) até a condensação. A mesma consideração é adotada para a exergia consumida.

$$\dot{Q}_{processo_i} = \dot{m}_{processo_i} (h_{evapor-VRP} - h_{s_{condensação}}) \quad (3.13a)$$

$$\dot{E}_{processo_i} = \dot{E}_{evapor-VRP} - \dot{E}_{s_{condensação}} \quad (3.13b)$$

A capacidade frigorífica dos SRA (\dot{Q}_{ref}) é proporcional à soma da capacidade de evaporação de cada evaporador instalado ($\sum \dot{Q}_{evaporador}$), Equação 3.14a. O potencial exergético dos sistemas pode ser avaliado utilizando a Equação 3.14b.

$$\dot{Q}_{ref} = \sum \dot{Q}_{evaporador} = \dot{m}_{amônia} (h_e - h_s) \quad (3.14a)$$

$$\dot{E}_{ref} = \sum \dot{E}_{evaporador} = \left(1 - \frac{T_0}{T_{evaporação}}\right) \cdot \dot{Q}_{ref} \quad (3.14b)$$

3.4.6 Avaliação Termoeconômica

A análise termoeconômica foi aplicada no sistema atual para determinar o Speco da refrigeração e do calor. A análise foi estendida para o sistema de trigeração proposto para comparação com o sistema atual.

O balanço de custo para um sistema genérico operando em regime permanente é obtido por meio da Equação 3.15. Nesta equação a taxa de custo do produto (\dot{C}_p) é o somatório da taxa de custo do combustível (\dot{C}_{comb}), taxa de custo do equipamento (\dot{Z}^{CI}) e a taxa de custo de operação e manutenção do equipamento (\dot{Z}^{OM}) (BEJAN, TSATSARONIS; MORAN 1996).

$$\dot{C}_p = \dot{C}_{comb} + \dot{Z}^{CI} + \dot{Z}^{OM} \quad (3.15)$$

O custo associado ao investimento (Z) é calculado dividindo-se o custo pelo tempo de operação em que se pretende obter o retorno do equipamento. A taxa de custo (\dot{Z}_k) é obtida por meio da equação 3.16.

$$\dot{Z}_k = \frac{Z}{3600 \cdot \frac{\text{horas_ano}}{12} \cdot x_{meses}} \quad [R\$/s] \quad (3.16)$$

A análise termoeconômica do estudo de caso é baseada no potencial de economia com a geração de eletricidade (\dot{W}_{turb}). Assim, o período de retorno do investimento do equipamento é alcançado quando o custo da energia elétrica (R\$/kWh) gerado pelo sistema de cogeração durante um determinado período (x_{meses}) se tornar igual ao custo da energia elétrica fornecida pela concessionária atualmente. Esse período é equivalente ao período de operação necessário para cobrir o investimento a partir da energia elétrica gerada.

A taxa de custo (\dot{C}_i), Equação 3.17, é aplicável para correntes associadas a uma taxa de transferência de exergia ($\dot{\epsilon}_i$) de entrada e saída de matéria, potência e calor. O Speco (c_i) é dado na unidade [R\$/kWh] (BEJAN, TSATSARONIS; MORAN 1996).

$$\dot{C}_i = c_i \cdot \dot{\epsilon}_i \quad [R\$/s] \quad (3.17)$$

O custo exerético envolve balanços de custos que são geralmente formulados para cada equipamento separadamente. O balanço de custo para o componente k do sistema é obtido por meio da Equação 3.18 (BEJAN, TSATSARONIS; MORAN 1996).

$$\sum_s \dot{C}_{s,k} + \dot{C}_{ee,k} = \dot{C}_{q,k} + \dot{Z}_k + \sum_e \dot{C}_{e,k} \quad (3.18)$$

em que $\dot{C}_{ee,k}$ é a taxa de custo da energia elétrica, $\dot{C}_{q,k}$ é a taxa de custo associada a transferência de calor para o componente k do sistema.

Introduzindo o conceito do custo específico da exergia (Speco) na Equação 3.18, obtém-se a equação 3.19. O balanço de custo será aplicado nos principais processos da planta para determinar o Speco de cada produto.

$$\sum_s (c_s \cdot \dot{\epsilon}_s)_k + c_{ee,k} \cdot \dot{W}_k = c_{q,k} \cdot \dot{\epsilon}_{q,k} + \dot{Z}_k + \sum_e (c_e \cdot \dot{\epsilon}_e)_k \quad (3.19)$$

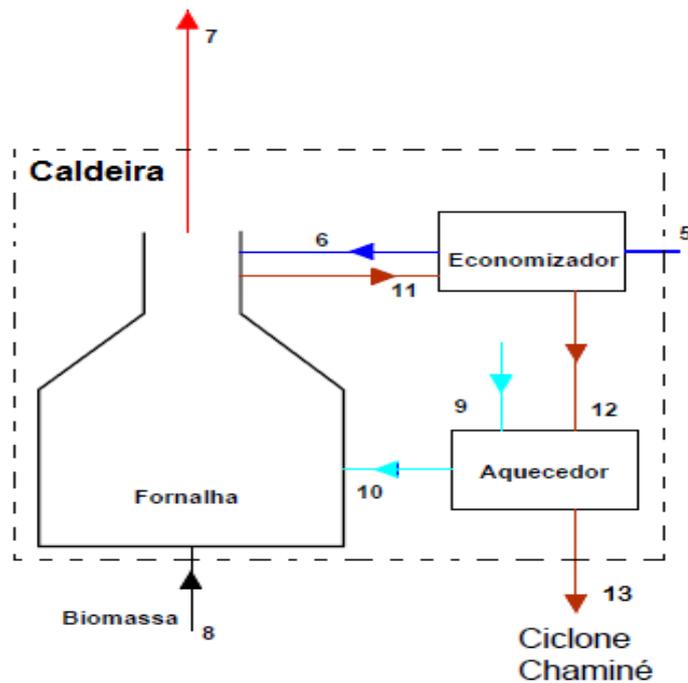
em que \dot{W}_k é a potência gerada pelo componente k do sistema.

3.5 Gerador de Vapor

O gerador de vapor (GV) pode ser definido como um trocador de calor complexo que produz vapor de água a alta pressão a partir da energia liberada por um combustível na presença de um comburente, geralmente ar (BAZZO, 1995; PALACIOS, 2010; NASCIMENTO JUNIOR; SARTORELLI, 2009).

A metodologia de avaliação desenvolvida para a análise energética e exérgica da caldeira, bem como da análise de combustão e do combustível é apresentada nas equações a seguir. O volume de controle utilizado é mostrado na Figura 3.3. Para os cálculos das variáveis dessa avaliação foi utilizado um aplicativo – CombustaoGV na linguagem de programação DELPHI. O ambiente de trabalho do aplicativo e os resultados obtidos com a utilização do mesmo para o sistema atual e o proposto é mostrado no Apêndice A.

Figura 3.3 - Volume de controle para avaliação da caldeira.



Fonte: Autora.

3.5.1 Reação de Combustão

Os principais elementos químicos que constituem um combustível sólido são carbono, hidrogênio e oxigênio e as reações químicas que buscam a oxidação completa de um combustível definem a combustão. Nestas reações, a rápida oxidação dos elementos do combustível hidrocarbonado (como a biomassa) resulta em liberação de energia à medida que os produtos de combustão, dióxido de carbono, água, nitrogênio e oxigênio presente quando fornecido ar em excesso, são formados (MORAN *et al.*, 2013; BIZZO, 2014).

O oxigênio é necessário para todas as reações de combustão. No estudo de caso, o ar fornece o oxigênio necessário e a combustão é suposta completa. Para modelagem do ar de combustão considera-se que o ar tem 21% de oxigênio e 79% de nitrogênio, em base molar. Com esta idealização a razão molar do nitrogênio em relação ao oxigênio é 3,77 (MORAN *et al.*, 2013).

A partir da análise elementar do combustível, é possível calcular o requisito teórico de ar e a quantidade e composição dos produtos de combustão. A estequiometria química fornece os dados necessários aos cálculos de combustão (BIZZO, 2014).

Em condições ideais de queima o suprimento de ar depende apenas da composição química do combustível. Em condições reais, quantidades complementares são necessárias no sentido de minimizar a presença de material combustível no cinzeiro ou na chaminé (BAZZO, 1995). O excesso de ar é fator determinante na eficiência da combustão, pois controla o volume, a temperatura e a entalpia dos produtos da combustão (PINHEIRO; VALLE, 1995; CERON, 2010; CIBO, 1997). O coeficiente de excesso de ar (φ), Equação 3.20, é calculado pela razão entre a massa real de ar de combustão (m_{ar}) e a massa estequiométrica de ar (m^*_{ar}), Equação 3.21 (BAZZO, 1995).

$$\varphi = \frac{m_{ar}}{m^*_{ar}} \quad (3.20)$$

$$m^*_{ar} = 138,2 \cdot \left(\frac{C}{12} + \frac{H}{4} - \frac{O}{32} \right) \quad (3.21)$$

Para expressar a quantidade de combustível e de ar em um determinado processo de combustão é utilizada a razão ar-combustível, Equação 3.22. Pode ser escrita em base mássica

(AF) ou molar (\overline{AF}). A conversão entre esses valores é realizada pelo uso de massas moleculares do ar (M_{ar}) e do combustível (M_{comb}) (BAZZO, 1995; MORAN *et al.*, 2013).

$$AF = \overline{AF} \left(\frac{M_{ar}}{M_{comb}} \right) \quad (3.22)$$

Se o combustível for especificado e a combustão for completa, as quantidades respectivas de produtos podem ser determinadas através da aplicação da conservação de massa na equação química. Em uma análise em base seca, as frações molares são determinadas para todos os produtos gasosos, exceto o vapor de água. A temperatura do ponto de orvalho é atingida quando o vapor de água começa a condensar. Essa temperatura pode ser determinada por meio de tabelas de propriedades de água saturada utilizando a pressão parcial do vapor de água (p_v). Para determinar p_v , a Equação 3.23 pode ser utilizada, onde deve ser conhecido a fração molar do vapor de água (y_v) dos produtos de combustão à pressão (p) ambiente.

$$p_v = y_v \cdot p_0 \quad (3.23)$$

Para o estudo dos sistemas reagentes será estabelecida uma entalpia de referência em um estado de referência-padrão, definido por 25 °C (T_0) e 100 kPa (p_0). A entalpia de um composto em um estado padrão é igual a sua entalpia de formação (\overline{h}_f°), e corresponde a energia liberada ou absorvida quando o composto é formado a partir de seus elementos a T_0 e p_0 .

A entalpia específica de um composto em um estado que não seja o estado padrão é determinada pela soma da variação de entalpia específica ($\Delta\overline{h}$) entre o estado padrão e o estado de interesse e a entalpia de formação, determinada por meio da Equação 3.24.

$$\overline{h}(T, p) = \overline{h}_f^\circ + [\overline{h}(T, p) - \overline{h}(T_0, p_0)] = \overline{h}_f^\circ + \Delta\overline{h} \quad (3.24)$$

O balanço de energia para o sistema reagente é considerado regime permanente, no qual um combustível queima completamente com a quantidade de ar teórico. O combustível entra na câmara de combustão em um fluxo separado do ar de combustão, que é considerado uma mistura de gases ideais. Também é considerado que os produtos de combustão formam uma

mistura de gases ideais. Os efeitos das energias cinéticas e potenciais são desprezados. Não há geração de trabalho no volume de controle. Assim, o balanço pode ser representado pela Equação 3.25 (MORAN *et al.*, 2013).

$$\frac{\dot{Q}_{vc}}{\dot{n}_F} = \bar{h}_P - \bar{h}_F \quad (3.25)$$

em que \dot{n}_F indica a vazão molar de combustível; \bar{h}_P e \bar{h}_F indicam, respectivamente, as entalpias dos produtos e dos reagentes por mol de combustível.

A temperatura alcançada pelos produtos da combustão no limite de uma operação adiabática é chamada temperatura adiabática de chama. Nessas condições é assumido que todo o calor gerado é transformado em entalpia dos produtos de combustão, sem perdas de calor. A temperatura adiabática tem significado teórico, e serve como base de comparação com a temperatura real. (MORAN *et al.*, 2013; BIZZO, 2014; BAZZO, 1995).

A temperatura adiabática da chama pode ser determinada pela utilização dos princípios da conservação de massa e energia. Para isso, é considerado que tanto o ar de combustão quanto os produtos de combustão formem misturas de gases ideais. Assim a Equação 3.25, é reduzida para a forma $\bar{h}_P = \bar{h}_F$, como mostra a Equação 3.26 (MORAN *et al.*, 2013).

$$\sum_P n_c \cdot \bar{h}_c = \sum_R n_i \cdot \bar{h}_i \quad (3.26)$$

em que “i” indica os fluxos de entrada de ar e de combustível e “c” os produtos de combustão de saída.

3.5.2 Análise dos Combustíveis

Fornalha é a denominação genérica que se dá ao local onde se queima o combustível e de onde saem os produtos da combustão (ELETROBRAS, 2005). Quando alimentada com combustíveis sólidos é composta por grelhas e câmara de combustão para viabilizar a mistura do ar e combustível de forma segura (BAZZO, 1995).

A reação de combustão da biomassa libera o calor necessário para produção de vapor na caldeira. No estudo de caso são consumidos cavaco e borra de café. A taxa de energia térmica fornecida durante a queima da biomassa pode ser quantificada pela Equação 3.27.

$$\dot{Q}_{comb} = \dot{m}_g \cdot PCI \quad (3.27a)$$

$$\dot{Q}_{comb} = \dot{m}_{borra} \cdot PCI_{borra} + \dot{m}_{cavaco} \cdot PCI_{cavaco} \quad (3.27b)$$

O poder calorífico (PC) é definido como a quantidade de energia na forma de calor liberada pela combustão de uma unidade de massa de combustível (JARA, 1989). Divide-se em superior e inferior. O superior (PCS) inclui a energia que a unidade fornece ao condensar e é parâmetro para determinar a energia máxima que se pode obter na queima de um combustível (BRIANE; DOAT, 1985). O inferior (PCI) é a energia efetivamente disponível por unidade de massa de combustível após deduzir a condensação da água (JARA, 1989). Portanto, representa o calor disponível para combustão. A diferença entre os dois valores é exatamente a entalpia de vaporização da água formada na combustão do hidrogênio (H_2) constituinte e da água presente no combustível (w), como mostra a Equação 3.28 (BIZZO, 2014).

$$PCI = PCS - 2440 \cdot (9 \cdot H_2 + w) \quad (3.28)$$

Segundo Kotas (1995), a exergia específica de combustíveis sólidos pode ser calculada utilizando a Equação 3.29. A razão entre a exergia química e o PCI de um combustível sólido (γ) em base seca é dada pela Equação 3.30, e é função das frações em massa do hidrogênio (H), oxigênio (O), carbono (C) e nitrogênio (N) presente no combustível.

$$e_{comb} = \gamma \cdot (PCI + h_{fg} \cdot w) \quad (3.29)$$

$$\gamma = \frac{1,0438 + 0,1882 \cdot \frac{H}{C} - 0,2509 \cdot \left(1 + 0,7256 \cdot \frac{H}{C}\right) + 0,0383 \cdot \frac{N}{C}}{1 - 0,0305 \cdot \frac{O}{C}} \quad (3.30)$$

em que h_{fg} é o calor latente da água (2442 kJ/kg).

A taxa de fluxo de exergia da biomassa, ou seja o calor útil fornecido durante a combustão é calculada utilizando a Equação 3.31.

$$\dot{E}_{comb} = \dot{m}_g \cdot e_{comb} \quad (3.31a)$$

$$\dot{E}_{comb} = \dot{m}_{borra} \cdot e_{borra} + \dot{m}_{cavaco} \cdot e_{cavaco} = \dot{E}_{borra} + \dot{E}_{cavaco} \quad (3.31b)$$

A borra de café tem custo nulo, já que é resíduo do processo de produção. Entretanto, a parcela de exergia fornecida na combustão é considerada O custo específico do combustível pode ser calculado a partir do custo mássico do cavaco por meio da Equação 3.32.

$$c_{comb} = 3600 \cdot \frac{\dot{m}_{cavaco} * c_{cavaco,mássico}}{\dot{E}_{cavaco} + \dot{E}_{borra}} \quad [R\$/kWh] \quad (3.32)$$

3.5.3 Balanço de Energia Útil

A taxa de calor transferido pelos gases de combustão ao fluido de trabalho na caldeira é calculada por meio da Primeira Lei da Termodinâmica, simplificando a Equação 2.1. A Equação 3.32 fornece a quantidade de calor liberado na combustão que foi eficazmente convertido em vapor. A exergia do vapor gerado pode ser calculada por meio da Equação 3.33.

$$\dot{Q}_{GV} = \dot{m}_5 \cdot (h_7 - h_5) \quad (3.32)$$

$$\dot{E}_{GV} = \dot{m}_5 \cdot (e_7 - e_5) \quad (3.33)$$

3.5.4 Custo Específico do Vapor

O objetivo do balanço de custo aplicado à caldeira (Equação 3.34) é obter o custo da geração do vapor de alta pressão ($c_{vapor-AP}$). No balanço, utilizando a Figura 3.3 como volume de controle, é considerado $\dot{W}_{GV}=0$, uma vez que não há geração de potência no equipamento. Como o gerador de vapor já está instalado, não haverá custo de investimento para a situação atual ($\dot{Z}_{GV}=0$), mas no caso de operação do sistema de cogeração, deve-se considerar o custo de instalação do superaquecedor (\dot{Z}_{cal}).

$$\dot{C}_7 + \dot{C}_{13} + \dot{C}_{q,cald} = \dot{C}_5 + \dot{C}_9 + \dot{C}_8 + \dot{Z}_{cal} \quad (3.34)$$

Como a proposta da caldeira é gerar vapor sob pressão e temperatura determinadas, todos os custos associados a caldeira devem ser pagos pelo vapor gerado. Os gases de combustão são descartados para atmosfera com custo zero. Já para o ar, a taxa de custo pode ser considerada nula, pois é fornecida em condições ambiente com exergia nula ou desprezível.

O custo da água de alimentação (Equação 3.35) está associado ao custo do aquecimento desse fluxo, ou seja, a taxa de custo de vapor consumido no desaerador e no aquecedor.

$$c_5 = \frac{c_{vapor-AP} (\dot{\epsilon}_{vapor-aquecedor} + \dot{\epsilon}_{vapor-des aerador})}{\dot{\epsilon}_{\text{água_alimentação}}} \quad (3.35)$$

Como mencionado a borra de café é resíduo, também tem custo zero e sua parcela será desprezada na composição do custo do vapor. No caso da taxa de transferência de calor na fronteira da caldeira, o valor é desprezado conforme considerações na descrição e equacionamento dos sistemas. A Equação 3.34 pode ser reescrita, resultando na Equação 3.36.

$$\dot{C}_7 = \dot{C}_{comb} + \dot{Z}_{cal} + \dot{C}_5 \quad (3.36)$$

A Equação 3.36 pode ser reescrita introduzindo o conceito do Speco, para encontrar o custo do vapor, Equação 3.37.

$$c_7 = \frac{c_{comb} \cdot \dot{\epsilon}_{comb} + \dot{Z}_{cal} + c_5 \cdot \dot{\epsilon}_5}{\dot{\epsilon}_7} \quad (3.37)$$

3.6 Válvula Redutora de Pressão

Além dos níveis aceitáveis de temperatura nos processos, os equipamentos que utilizam vapor possuem entre os parâmetros de projeto uma pressão máxima de trabalho admitida (PMTA) que geralmente é menor do que a pressão de geração. Assim, apesar da perda de pressão do vapor no percurso da distribuição, é necessária a instalação de válvulas redutoras de pressão (VRP) antes dos pontos de uso (SPIRAX SARCO, 2004; PALACIOS, 2010).

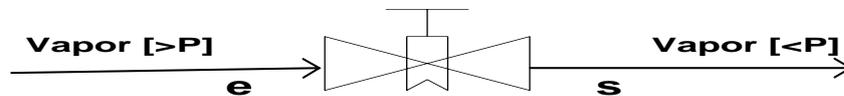
No processamento de café solúvel, além de considerar a PMTA dos equipamentos utilizados, a degradação dos compostos aromáticos do café também deve ser observada, uma

vez que esses compostos são termosensíveis. Assim, VRPs são utilizadas nos equipamentos onde ocorre troca de calor entre o vapor e o café.

A Figura 3.4 representa o volume de controle genérico para uma VRP, que é utilizada para o desenvolvimento das avaliações. A energia cinética e potencial são desprezíveis. Não são consideradas a transferência de calor e geração de trabalho. O processo ocorre em regime permanente, assim a equação 2.1 é reduzida a Equação 3.38.

$$h_e = h_s \quad (3.38)$$

Figura 3.4 - Volume de controle para avaliação das válvulas redutoras de pressão.



Fonte: Autora

Considerando o princípio de conservação de energia, a taxa de energia que passa através da VRP pode ser calculada por meio da Equação 3.39.

$$\dot{E}_{valv} = \dot{m}_e \cdot h_e \quad (3.39)$$

3.6.1 Destruição Exergética

Como mencionado, antes de processos que utilizam vapor existe uma válvula redutora de pressão. Porém, essas válvulas geram entropia, ou seja, causam a destruição da exergia contida no vapor. Assim, a taxa de destruição de exergia foi calculada para todas as válvulas instaladas (Equação 3.40).

$$\dot{m}_e \cdot (e_e - e_s) = \dot{E}d \quad (3.40)$$

3.6.2 Custo Específico do Vapor de Processo

A equação 3.40 aponta para redução da qualidade termodinâmica do fluxo energético que passa através da VRP. Na aplicação do balanço de custo no volume de controle genérico da válvula redutora de pressão, despreza-se as parcelas referentes à geração de potência,

transferência de calor e custos de investimentos. Assim, o custo do vapor depois da VRP ($c_{vapor-VRP}$) é obtido utilizando a Equação 3.41. Este é o custo do vapor utilizado nos processos.

$$c_{vapor-VRP} = \frac{c_e \cdot \dot{E}_e}{\dot{E}_s} \quad (3.41)$$

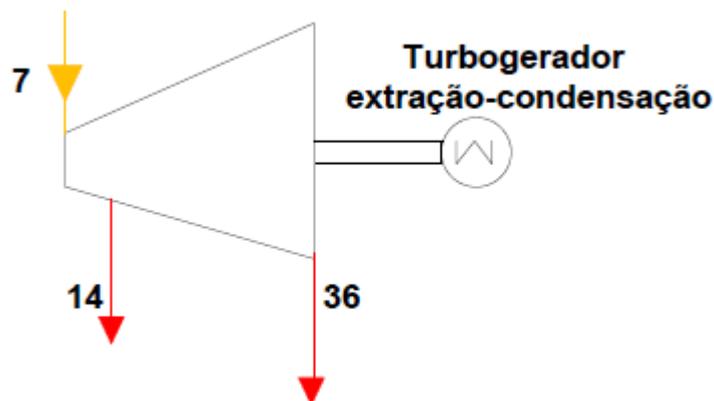
3.7 Turbina

Turbinas são dispositivos que desenvolvem potência em função da passagem de um fluido gasoso ou líquido escoando através de uma série de pás colocadas em um eixo que se encontra livre para girar (MORAN; SHAPIRO, 2009).

Para análise do estudo de caso é utilizado uma turbina a vapor de dois estágios na configuração extração-condensação. Neste sistema a extração do vapor do processo ocorre de acordo com a demanda e o excedente é utilizado até a condensação.

Utilizando o volume de controle mostrado na Figura 3.5, aplica-se a análise energética na turbina com as considerações iniciais, resultando nas potências (\dot{W}) real e isoentrópica apresentadas nas Equações 3.42 e 3.43.

Figura 3.5 - Volume de controle para avaliação da turbina.



Fonte: Autora.

$$\dot{W}_{turb} = [\dot{m}_7 \cdot (h_7 - h_{14})] + [\dot{m}_{36} \cdot (h_{14} - h_{36})] \quad (3.42)$$

$$\dot{W}_{turb,iso} = [\dot{m}_7 \cdot (h_7 - h_{14s})] + [\dot{m}_{36} \cdot (h_{14} - h_{36s})] \quad (3.43)$$

A avaliação isoentrópica da turbina tem significado teórico e serve como base de comparação com a potência real desenvolvida. Um processo isoentrópico ocorre quando a entropia específica permanece constante durante uma mudança de estado, ou seja, na ausência de irreversibilidades. Para a turbina, a expansão isoentrópica do vapor acarreta na obtenção do trabalho máximo (MORAN *et al.*, 2013).

3.7.1 Custo Específico da Energia Elétrica

Para turbina extração-condensação utilizada no estudo de caso (Figura 3.5), a taxa de transferência de calor é considerada nula. Assim, o balanço de custo pode ser obtido por meio da Equação 3.44.

$$\dot{C}_{14} + \dot{C}_{36} + \dot{C}_{ee} = \dot{C}_7 + \dot{Z}_{turb} \quad (3.44)$$

Conhecendo-se o custo de investimento da turbina (\dot{Z}_{turb}) e a taxa de custo do vapor (c_7) ficam três variáveis desconhecidas, o custo específico do vapor que será utilizado no processo (c_{14}), do vapor de condensação (c_{36}) e o custo da energia elétrica gerada (c_{ee}). Dessa forma, duas relações auxiliares são requeridas. Neste trabalho, considera-se que tanto a exergia gasta para gerar potência quanto a exergia que sai da turbina como vapor para o processo e condensação são fornecidas no mesmo custo médio por unidade de exergia (c_7), ou seja:

$$c_{14} = c_7 \quad \text{e} \quad c_{36} = c_7 \quad \Rightarrow \quad c_7 = c_{14} = c_{36}$$

Nesse caso, todo custo é amortizado na potência gerada, mantendo-se o custo do vapor fornecido na alimentação. Assim, o custo da energia elétrica gerada pode ser calculada por meio da Equação 3.45.

$$c_{ee} = \frac{c_7 \cdot (\dot{E}_7 - \dot{E}_{14} - \dot{E}_{36}) + \dot{Z}_{turb}}{\dot{W}_{turb}} \quad (3.45)$$

3.8 Plantas de Refrigeração

A energia térmica consumida (\dot{E}_{ref}) pelas plantas de absorção foi calculada por meio da Equação 3.46. O coeficiente de performance (COP) do sistema é obtido pela Equação 3.47.

$$\dot{E}_{ref} = \dot{m}_{vapor-VRP} h_{fg_{10bar}} \quad (3.46)$$

$$COP = \frac{\dot{Q}_{ref}}{\dot{E}_{ref}} \quad (3.47)$$

3.8.1 Custo Específico da Refrigeração

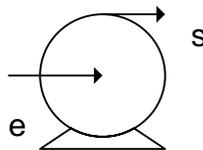
O custo da refrigeração (Equação 3.48) foi calculado considerando o custo e a exergia do vapor consumido à 10 bar nos SRAs. O potencial exergético (\dot{E}_{ref}) dos sistemas pode ser avaliado utilizando a Equação 3.14b.

$$c_{ref} = \frac{c_{vapor-VRP} \cdot \dot{E}_{vapor-VRP}}{\dot{E}_{ref}} \quad (3.48)$$

3.9 Bombas

Bombas são equipamentos que realizam trabalho sobre o fluido escoando em seu interior, aumentando a energia deste fluido (MORAN; SHAPIRO, 2009). A Figura 3.6 representa o volume de controle genérico para uma bomba, que é utilizada para o desenvolvimento das avaliações. As considerações para determinar a taxa de trabalho da bomba (\dot{W}) são as mesmas que para a turbina. Assim, a Equação 3.49 pode ser utilizada para o cálculo.

Figura 3.6 - Volume de controle para avaliação das bombas.



Fonte: Autora.

$$\dot{W}_{bomb,vc} = \dot{m}_e \cdot (h_s - h_e) \quad (3.49)$$

3.10 Método *Pinch*

Para o estudo de caso, as integrações dos processos foram feitas utilizando recursos computacionais e termodinâmicos do *software EES – Engineering Equation Solver*, versão acadêmica. Essa ferramenta foi aplicada para fazer integração energética utilizando o algoritmo tabular e para gerar as representações gráficas da aplicação do método *pinch* a partir dos resultados obtidos.

A aplicação do método tabular inicia com a definição dos intervalos de temperatura, nos quais uma corrente quente pode fornecer calor para uma corrente fria. No estudo de caso, os intervalos (i) são definidos, respeitando-se uma restrição de diferença de temperatura (ΔT_{min}) igual a 10 °C. As temperaturas dos intervalos (ϕ_i) são determinadas conforme a Equação 3.50.

$$\phi_i = T_i \pm 1/2 \Delta T_{min} \quad (3.50)$$

Com a determinação das temperaturas dos intervalos (ϕ_i), as mesmas são dispostas em ordem crescente. Uma corrente quente pode fornecer calor apenas para os intervalos do mesmo nível ou que estão acima dos intervalos da corrente fria, garantindo o cumprimento da Segunda Lei e a diferença de temperatura mínima definida. Em seguida, as cargas térmicas (q_i) são calculadas através do somatório das capacidades térmicas das correntes (ΔH_i) presentes em cada processo (Equação 3.51). Acrescentado-se os valores da utilidade quente e fria, os intervalos criados podem ser configurados em intervalos que dispõem ou necessitam de energia, criando-se a cascata térmica.

$$q_i = \sum \Delta H_i \quad (3.51a)$$

$$\Delta H_i = \left(\sum cp_c - \sum cp_h \right) \cdot (\phi_i - \phi_{i+1}) \quad (3.51b)$$

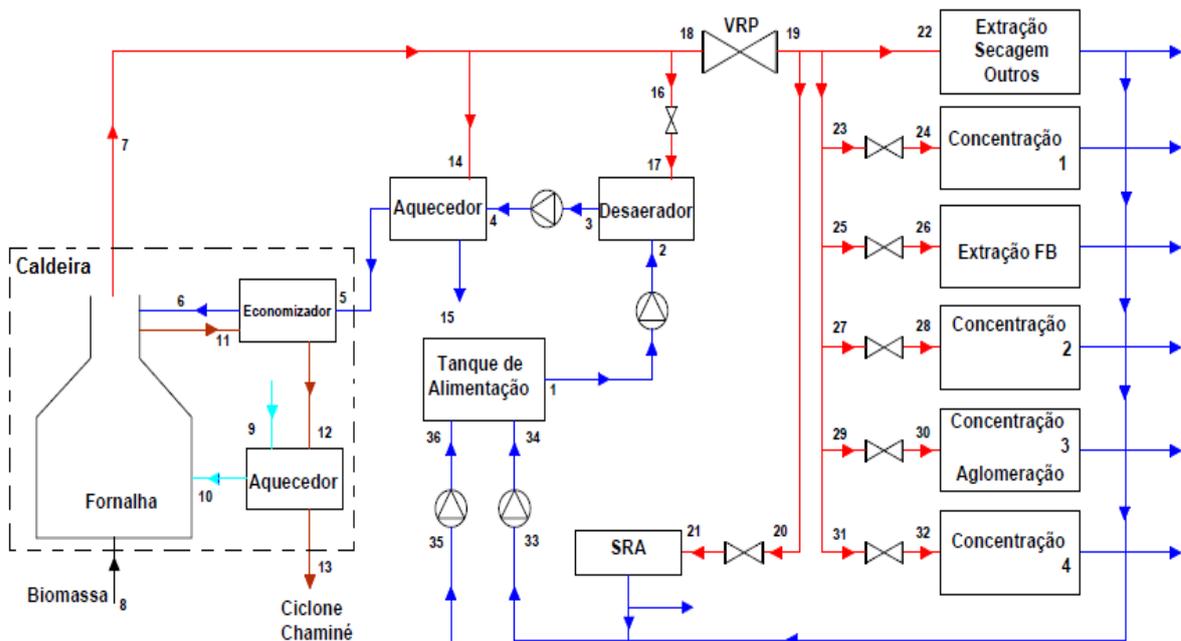
em que cp_c é o calor específico da corrente fria e cp_h é o calor específico da corrente quente.

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 Estudo de Caso

Uma planta industrial de processamento de café solúvel localizada no Paraná foi utilizada como estudo de caso. O processo de produção envolve diferentes operações unitárias que são desenvolvidas utilizando vapor como fonte de calor. A produção de café liofilizado demanda uma grande carga frigorífica e os SRA foram escolhidos pela indústria do estudo de caso para esse processo devido à confiabilidade e baixa manutenção. A proposta deste trabalho é integrar um sistema de cogeração na caldeira em operação e com a geração combinada de eletricidade, refrigeração e calor, o sistema atual (Figura 3.1) passa a ser um sistema de trigeração (Figura 3.2). Destaca-se que apenas a energia térmica proveniente do vapor gerado na caldeira foi avaliada como fonte energética, uma vez que a indústria consome outros insumos energéticos. Também são consumidos o gás liquefeito de petróleo utilizado no aquecimento de ar para as etapas de torrefação e secagem, a eletricidade da rede utilizada na iluminação, condicionamento de ar e acionamento de motores da planta e o óleo BPF utilizado na caldeira reserva, que é acionada no caso de problemas na caldeira à biomassa analisada no estudo.

Figura 3.1 – Sistema térmico atual.



Legenda: Vermelho – Vapor saturado; Azul – Água; Bordô – Gás de exaustão; Azul ciano – Ar de combustão.
Fonte: Autora.

Para implementação do sistema de trigeriação, o nível de temperatura e pressão do vapor deve aumentar para a geração de vapor superaquecido. Além disso, no sistema proposto a caldeira passa a operar com a sua capacidade máxima de geração de vapor. O aumento nesses parâmetros, aumenta a carga térmica da caldeira que deve ser compensada com um maior consumo de combustível. Como não são esperadas mudanças de consumo no processamento de café, a disponibilidade de borra de café se mantém a mesma e a demanda de combustível é suprida por meio da queima adicional de cavaco.

A composição química e outros dados relevantes relacionados à biomassa são mostrados na Tabela 4.2. O resíduo do processo de produção, a borra de café tem custo nulo e representa 10% da energia primária inserida no sistema atual e 8% no sistema proposto. A umidade (w) da biomassa utilizada é alta, o que reduz a eficiência da combustão.

Tabela 4.2 - Parâmetros do combustível.

Combustível	PCI [kJ/kg]	Preço [R\$/ton]	C [%]	H [%]	O [%]	N [%]	w [%]
Borra de café ¹	5995,5	-	48,5	9,6	35,8	-	60
Cavaco ²	9097,92	105,00	47	6	44	-	45

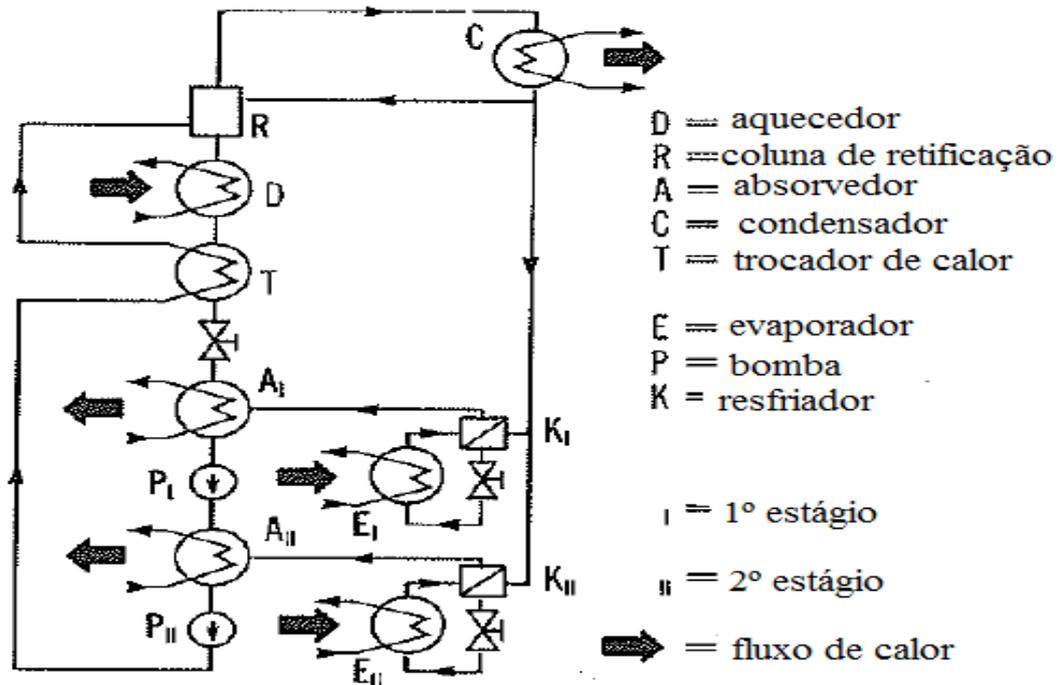
Fonte: Scarpinela¹, 2002; Vlasov², 2001.

Os dois SRA amônia/água fornecem a carga de refrigeração requerida no processo liofilização. Os parâmetros operacionais dos sistemas são mostrados na Tabela 4.3. Uma representação esquemática de um sistema de refrigeração similar ao sistema em operação na indústria de processamento de café utilizada no estudo de caso é ilustrado na Figura 4.1.

Tabela 4.3 - Parâmetros operacionais das plantas de refrigeração por absorção.

Parâmetro	Valor	Unidade
Temperatura de evaporação	-50 a -60	[°C]
Capacidade frigorífica	3652,4	[kW]
COP	0,475	[-]
Vazão de vapor	13,73	[t/h]
Pressão do vapor	1000	[kPa]

Figura 4.1 - Esquema dos sistemas de refrigeração por absorção em cascata.



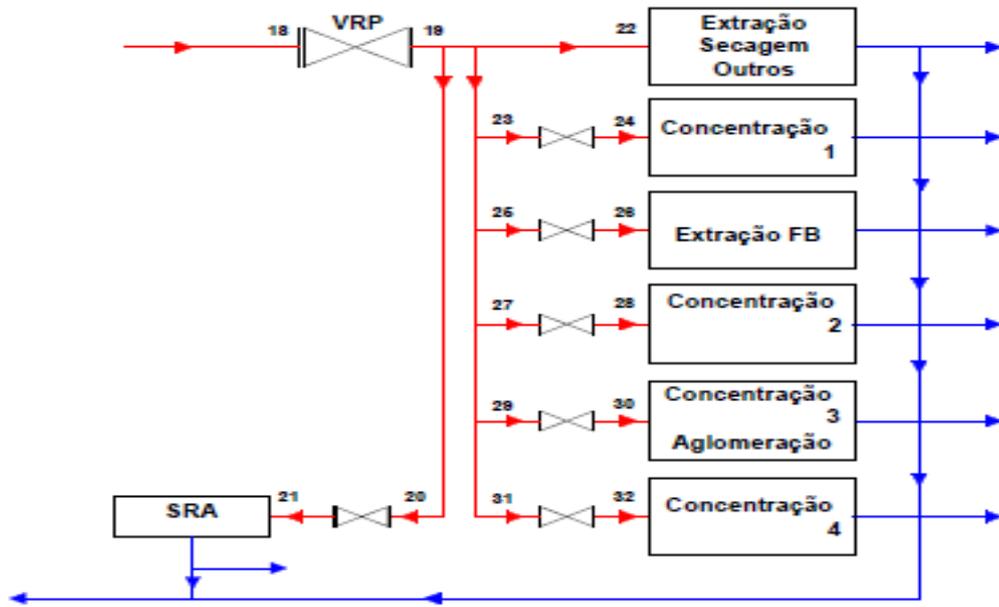
Fonte: Herold; Rademacher; Klein (1996).

A produção de café solúvel envolve diferentes processos, entre os principais estão a extração, concentração, secagem e aglomeração. Essas operações demandam vapor a diferentes níveis de pressão. Assim, várias VRP estão instaladas na planta, como mostra a Figura 4.2. A Tabela 4.4 apresenta a pressão de entrada e saída das VRPs e o consumo de vapor de cada processo.

Tabela 4.4 - Parâmetros dos processos envolvidos na produção de café solúvel.

Processo	Pressão de entrada [kPa]	Pressão de saída [kPa]	Vazão de vapor [t/h]
Extração	2100	1500	8,3
Secagem	2100	1500	5
Outros	2100	1500	1,3
Concentração 1	1500	1000	0,5
Extração FB	1500	900	0,2
Concentração 2	1500	850	2,7
Concentração 3	1500	800	1,2
Aglomeração	1500	800	0,3
Concentração 4	1500	600	2,7

Figura 4.2 - Consumo de vapor no processo de produção.



Fonte: Autora.

Além dos processos de produção, existem outros pontos de consumo como a desaeração e o aquecimento da água de alimentação. Além disso, a descarga de fundo e o uso do vapor para limpeza de fuligem são considerados perdas. No sistema proposto, esses pontos tendem a aumentar o consumo com o aumento da produção de vapor, tendo ainda o acréscimo do condensador. A Tabela 4.5 apresenta o consumo desses pontos no sistema atual e com a trigeriação.

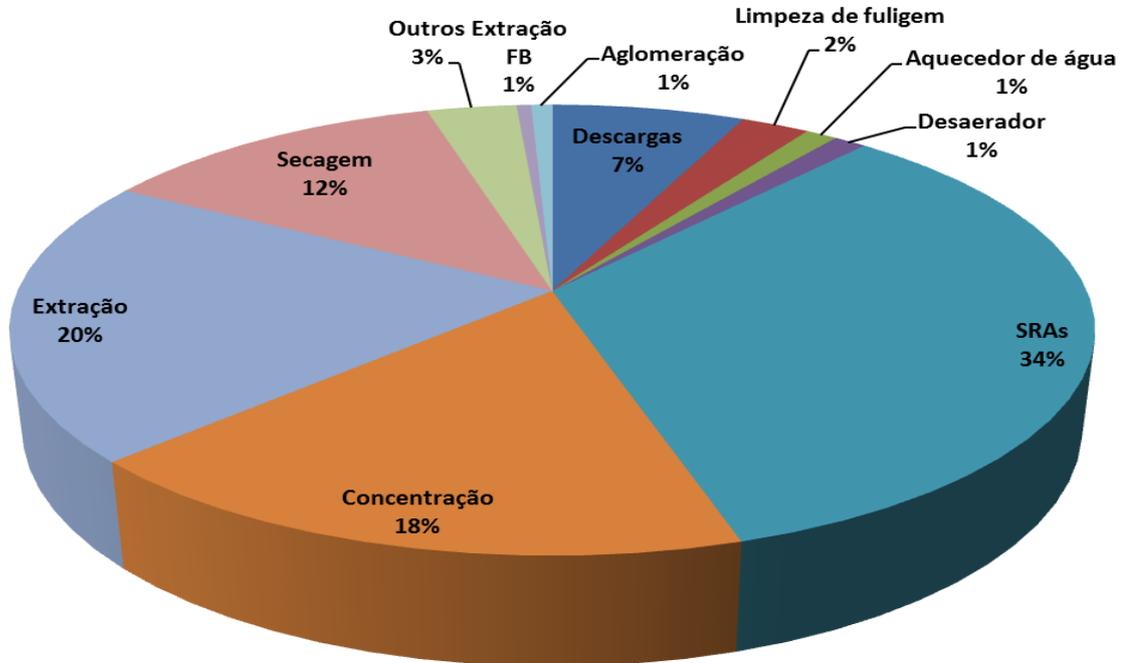
Tabela 4.5 - Consumo de vapor de outros componentes do sistema.

Ponto de consumo	Vazão atual [t/h]	Vazão proposta [t/h]
Desaerador	2,76	3,40
Aquecedor de água	0,98	1,25
Descargas	0,46	0,50
Limpeza de fuligem	0,47	0,53
Condensador	-	8,32
Total	4,67	14,00

A partir da Tabela 4.4 e 4.5 é possível definir o perfil de consumo de vapor para o sistema atual (Figura 4.3) e para o sistema proposto (Figura 4.4). A partir disso, pode-se priorizar os pontos passíveis de melhoria. A designação de alguns processos apontados como significativos permite a empresa concentrar seus recursos em melhorar e manter um ótimo

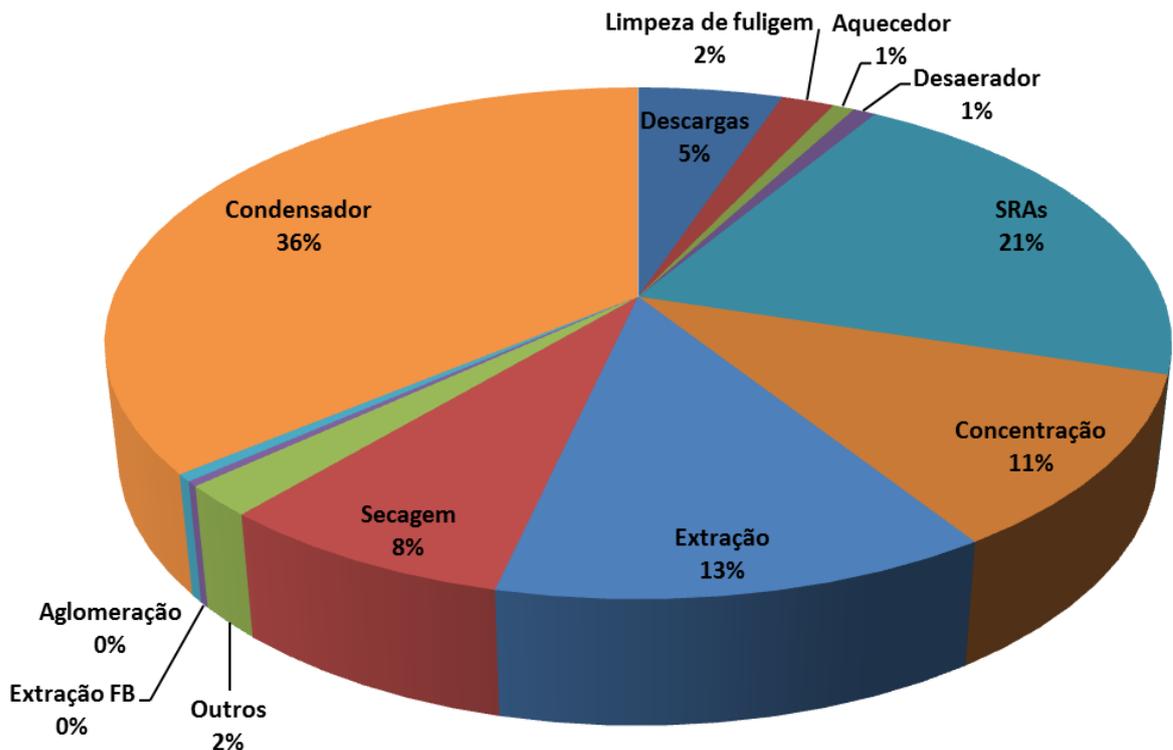
desempenho em um pequeno número de sistemas críticos. Essa abordagem garante a melhor utilização dos recursos, geralmente limitados, para o gerenciamento energético.

Figura 4.3 - Perfil de consumo de vapor atual.



Fonte: Autora.

Figura 4.4 - Perfil de consumo de vapor com a trigeriação.



Fonte: Autora.

Nas Figuras 4.3 e 4.4 é possível destacar os pontos de maior consumo do processo, que são os sistemas de absorção, a extração, a concentração e a secagem, nessa ordem. Esses processos devem ser considerados críticos, e análises mais extensivas devem ser realizadas visando a redução do consumo. Com a cogeração, vapor de baixa pressão é destinado ao condensador, cerca de 36% do total gerado. Como este vapor sai da turbina a pressão muito baixa (12 kPa) não é previsto o aproveitamento do calor residual desse fluxo.

Outro ponto importante observado nas figuras é a quantidade de vapor destinada à produção de refrigeração, cerca de 1/3 do vapor produzido, em qualquer situação. Dessa forma, uma investigação minuciosa deve ser feita para avaliar se a utilização de fontes primárias de energia é economicamente viável em sistemas de refrigeração por absorção. A literatura indica a viabilidade desses sistemas somente quando há resíduo térmico de outros processos, tais como gases de exaustão, vapor de extração de turbinas (vapor de baixa pressão) ou outras fontes alternativas (AL-SULAIMAN; HAMDULLAHPUR; DINCER, 2011, 2012; WANG *et al.*; 2011; LIAN; CHUA; CHOU, 2009; TEMIR; BILGE 2004; HEROLD; RADERMACHER; KLEIN, 1996; STOECKER; JONES 1985).

O estudo proposto é integrar 4,5 MW de geração de potência utilizando uma turbina de extração-condensação, substituindo a VRP principal do sistema atual. A Tabela 4.6 mostra os dados de operação deste turbogerador. A turbina cotada possui eficiência isentrópica de 85%. Como mencionada, não há previsão de alteração no processo produtivo e nos SRAs.

Tabela 4.6 - Dados de operação do turbogerador.

Parâmetro	Valor	Unidade
Pressão de entrada	4200	[kPa]
Temperatura de saída	410	[°C]
Vazão de entrada de vapor	45,36	[t/h]
Pressão de extração	1500	[kPa]
Vazão da extração	37,03	[t/h]
Pressão de saída	12	[kPa]
Vazão de saída	8,32	[t/h]

Para cogeração, é necessário comprar e instalar um novo turbogerador e realizar um melhoramento no gerador de vapor. O projeto para integração é utilizar a caldeira em operação e assim reduzir os custos de investimento (Tabela 4.7). Como mencionado, a

caldeira foi comprada com previsão de integração de um sistema de cogeração. Os custos utilizados foram fornecidos pela indústria de café solúvel e atualizados.

Tabela 4.7 - Custos de investimento para implantação do sistema de trigeriação.

Equipamento	Custo [R\$]
Gerador de vapor	910 750,50
Turbogerador	3 167 019,00
Gerador, sistemas e instrumentação elétrica	5 089 882,50
Tubulação, serviços de engenharia, outros	6 015 495,00
Total [R\$]	15 183 147,00

Cotação do dólar: R\$3,20

4.2 Análise Exergética

As propriedades do estado de referência adotadas para as análises são apresentadas na Tabela 4.8.

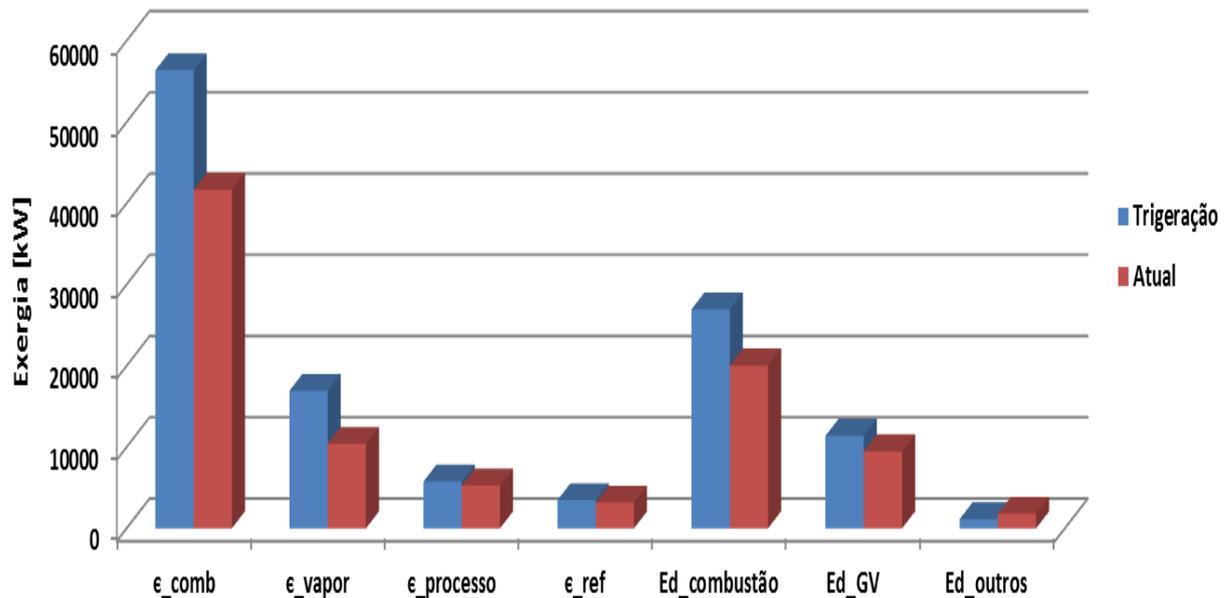
Tabela 4.8 - Propriedades adotadas para o estado de referência.

Propriedade	Valor
Pressão [kPa]	100
Temperatura [K]	298,15
s [kJ/kg.K]	0,3673
h [kJ/kg]	105

A análise exergética foi aplicada no sistema atual e no sistema de trigeriação para avaliar o potencial exergético. Dessa forma, é possível determinar o máximo teórico de trabalho que poderia estar sendo convertido em potência e a quantidade de exergia destruída devido às irreversibilidades (Figura 4.5). A exergia química do combustível foi determinada utilizando as Equações 3.29 e 3.30 e os dados de composição química (Tabela 4.2). A taxa de destruição exergética da reação de combustão ($Ed_{combustão}$) refere-se a diferença entre a exergia do combustível e dos gases de exaustão e a taxa de destruição de exergia do gerador de vapor (Ed_{GV}) refere-se a diferença entre a exergia dos gases de exaustão e do vapor gerado, além de outras perdas como os gases de exaustão enviados para atmosfera, as descargas de fundo e a

fuligem. Outras destruições (Ed_{outros}) estão relacionadas com as VRPs, desaerador, economizador e aquecedores, além da turbina, incluída na trigeriação.

Figura 4.5 - Exergia e destruição exergética no sistema atual e na trigeriação.



Fonte: Autora.

Tanto no sistema atual como na trigeriação, cerca de 48% da exergia do combustível é destruída no processo de conversão da biomassa em energia útil dos gases de exaustão. Apenas 25% da exergia do combustível é convertida em vapor no sistema atual, enquanto esse índice sobe para 30% na trigeriação.

Conforme esperado, os cálculos mostraram que a maior fonte de irreversibilidade do sistema é a conversão da biomassa em energia útil. A geração de entropia se deve a reação de combustão e a transferência de calor dentro da caldeira. Apesar das irreversibilidades serem intrínsecas ao processo de combustão, a ineficiência termodinâmica pode ser reduzida através do pré-aquecimento do ar de combustão e da redução da proporção ar/combustível, ou de forma mais eficiente aumentando a temperatura e pressão do vapor.

A Figura 4.5 mostra a redução das outras destruições exergéticas (Ed_{outros}) no sistema de Trigeriação. Isso se deve a substituição da VRP principal pela turbina. A VRP principal é responsável pela maior fração de destruição exergética do sistema atual desse item.

Como não há previsão de mudança no processo de produção e nos SRA, a exergia desses itens não teve mudança.

4.3 Desempenho Energético Exergético

O resultado final para a eficiência energética e exergética do gerador de vapor e para a planta calculadas por meio das Equações 3.10 a 3.12 estão na Tabela 4.9.

Tabela 4.9 - Eficiência energética e exergética.

Parâmetro	Atual	Trigeração
η_{GV}	0,7901	0,85
ψ_{GV}	0,2377	0,2929
η_{planta}	0,6032	0,589
ψ_{planta}	0,2021	0,2438

A eficiência do gerador de vapor aumentou principalmente devido ao aumento da temperatura e da pressão do vapor no sistema de Trigeração, como apontado na seção anterior. No caso da análise de desempenho da planta global, a eficiência exergética tende a aumentar em função da geração de potência. Para eficiência energética, o valor obtido para o sistema de trigeração reduz quando comparado com o sistema atual. Isso ocorre porque este sistema é de condensação e o vapor de baixa pressão da turbina não é utilizado no processo durante a condensação.

4.4 Avaliação Termoeconômica

Para a realização da análise termoeconômica foram obtidas as taxas de custo de investimento da caldeira e da turbina por meio da Equação 3.16, bem como o período de retorno do investimento (Tabela 4.10).

O período de retorno é alcançado quando os custos da eletricidade gerada se igualam ou ficam menores do que os custos da concessionária no local onde a planta está instalada, no estudo de caso esse valor foi de R\$ 0,4752/kWh da concessionária de eletricidade do estado do Paraná (COPEL, 2015).

Tabela 4.10 - Parâmetros relacionados a viabilidade econômica do investimento.

Parâmetro	Valor	Unidade
Custo de investimento da caldeira	910.750,5	[R\$]
Taxa de custo da caldeira	0,0262	[R\$/s]
Custo de investimento da cogeração	14.272.396,50	[R\$]
Taxa de custo da cogeração	0,4101	[R\$/s]
Período de retorno	14,5	[meses]

O Speco do vapor de alta pressão e do combustível foram determinados utilizando as Equações 3.37 e 3.32. Além disso, o Speco do vapor para os processos de produção (Equação 3.41), da refrigeração (Equação 3.45) e da eletricidade (Equação 3.48) foram obtidos nos dois sistemas analisados (Tabela 4.11).

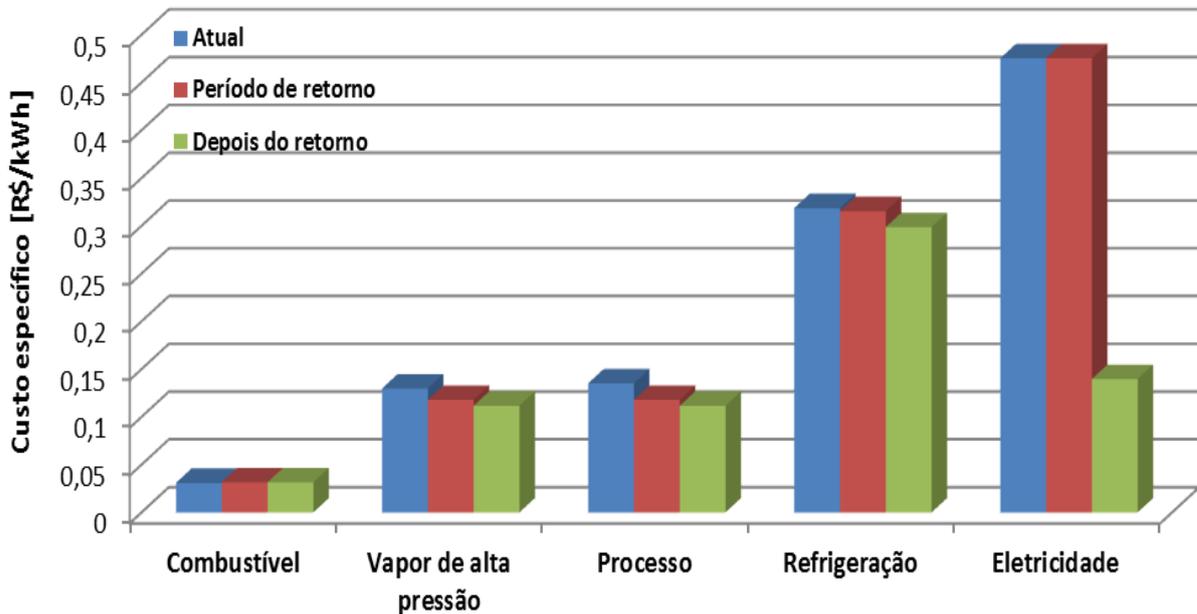
Tabela 4.11 - Custo específico dos produtos e do combustível.

Speco [R\$/kWh]	Atual	Período de retorno	Depois do retorno
Combustível	0,0309	0,0316	0,0316
Vapor de alta pressão	0,1297	0,1178	0,1116
Processo	0,1350	0,1178	0,1116
Refrigeração	0,3185	0,3153	0,2986
Eletricidade	0,4752 ⁽¹⁾	0,4752	0,1396

⁽¹⁾ Obtido por meio da concessionária de energia elétrica do Paraná (COPEL).

É possível observar que no sistema de trigeração, o vapor, a refrigeração e o custo dos processos de produção reduziram, mesmo durante o período de retorno do capital de investimento. Em relação ao combustível, o Speco teve uma pequena elevação devido à redução da proporção da borra de café utilizada como combustível. Como mencionado, durante o período de retorno o custo da energia elétrica é mantido com valor igual ao pago para concessionária. A comparação dos custos do sistema atual com o sistema de trigeração é ilustrada na Figura 4.6

Figura 4.6 - Speco dos produtos e do combustível.



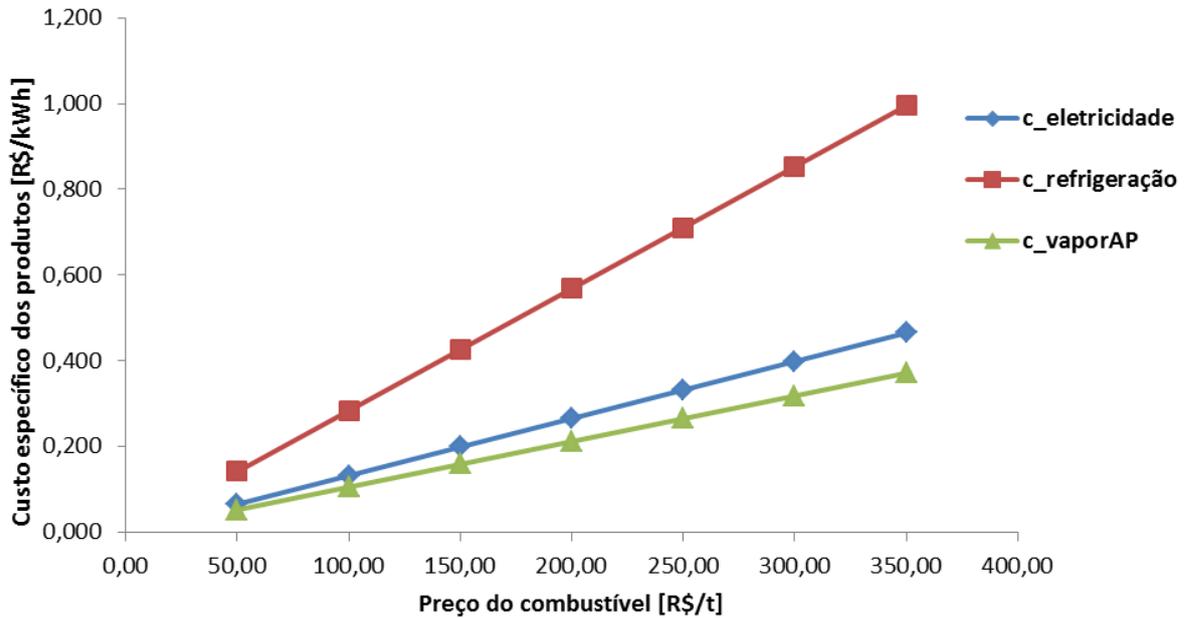
Fonte: Autora.

O maior impacto de redução de custo energético com a integração do sistema de cogeração no sistema atual foi obtido para a energia elétrica, 70% de redução. No sistema atual, esse é o insumo energético mais caro. Com a implementação do sistema de trigerção, o custo da refrigeração supera a eletricidade. Esse resultado aponta para necessidade de revisão de estratégia, buscando um meio de integrar melhor os SRAs, já que a planta tem instalado um sistema de compressão em cascata com coeficiente de desempenho (COP) superior, como é esperado para esse tipo de sistema. Uma análise mais detalhada pode elucidar qual sistema de refrigeração pode integrar melhor a cogeração, já que o cenário de custo energético da planta se modifica.

A viabilidade de implementação do sistema de trigerção depende do capital de investimento, custo da eletricidade da concessionária, bem como do desempenho exergético. Assim, uma alternativa de viabilizar a proposta e otimizar custos é reduzindo irreversibilidades.

Os custos dos produtos gerados são influenciados de forma direta pelo custo do combustível disponível. A Figura 4.7 mostra a influência do custo do combustível no Speco dos produtos depois da recuperação do capital investido. Quando o preço do combustível atinge R\$ 360,00 por tonelada, a integração do sistema de trigerção se torna inviável. Nesse caso, o custo da eletricidade gerada é maior do que o custo da COPEL.

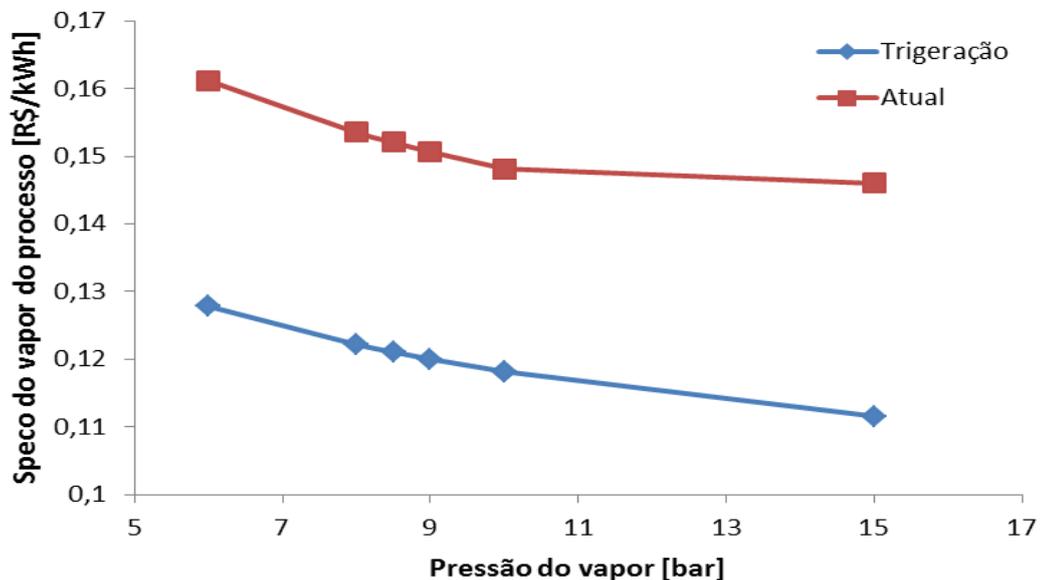
Figura 4.7 - Impacto do preço do combustível no Speco dos produtos.



Fonte: Autora.

Válvulas redutoras de pressão estão instaladas em vários pontos da planta (Figura 4.2) para distribuir vapor na pressão exigida pelo processo. Ao atravessar uma VRP o fluxo energético mantém seu conteúdo energético em acordo com a Lei de Conservação de energia (Equação 3.38), mas não sua exergia (Equação 3.40). A destruição exérgica foi calculada com base na demanda dos processos (Tabelas 4.4 e 4.5), os custos associados a essas perdas também foram calculados (Figura 4.8), utilizando a Equação 3.41.

Figura 4.8 - Influência das válvulas redutoras de pressão no Speco do vapor de processo.



Fonte: Autora.

A Figura 4.8 evidencia o aumento do custo do vapor de processo em função da queda de pressão nas VRPs. Além disso, fica claro a redução do custo com a trigeriação comparada com o sistema atual.

4.5 Integração Térmica

Uma forma de reduzir o consumo de energia primária e melhorar o desempenho de um sistema é a utilização de fluxos de energia residual como fonte de energia alternativa. A análise *Pinch* fornece a melhor configuração para integrar fluxos com energia residual. Desta forma, permite a avaliação de um processo térmico por meio de diferentes combinações de correntes quentes que se deseja resfriar com correntes frias que se deseja aquecer para recuperação energética e racionalização do consumo da energia. Além disso, quando se tem utilidades em diferentes níveis de temperatura é possível escolher cada uma delas com base no nível de temperatura mais próximo da demanda, o que diminui as irreversibilidades referentes ao processo de transferência de calor.

A redução do consumo de utilidades no processo de produção possibilita o aumento da geração de potência com a implantação do sistema de cogeração, ou seja, a redução da carga térmica do processo de produção implicará no aumento de energia disponível para ser utilizada pela turbina até a condensação. O método *Pinch* foi escolhido como ferramenta de otimização e aplicado no processo de extração, identificado na seção 4.1 como ponto crítico do ponto de vista energético.

As integrações térmicas foram feitas utilizando o algoritmo tabular (Equação 3.50 e 3.51) utilizando recursos computacionais e termodinâmicos do *software EES*. A diferença mínima de temperatura e pressão de vapor adotadas em todas as simulações foram 10 °C e 15 bar, respectivamente. Os valores adotados foram determinados com base nos valores de demanda do processo de produção para a utilidade quente (vapor) e utilidade fria (água resfriada).

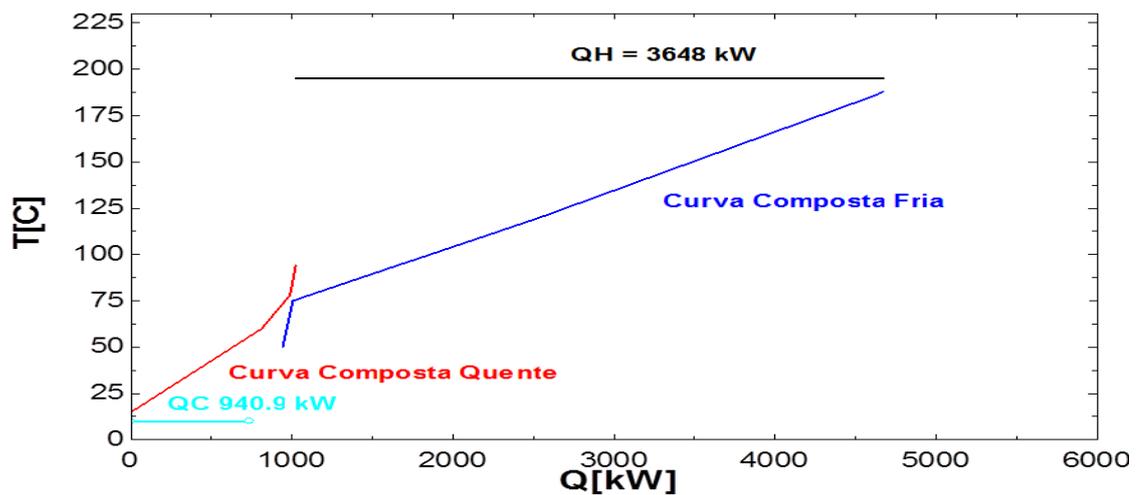
O processo de extração apresenta uma rede de fluxos complexa de água de processo para ser aquecida e extrato bruto para ser resfriado (Tabela 4.12). Uma simulação para integração das correntes quentes e frias do processo de extração foi realizada a por meio do método *Pinch* (Figura 4.9).

Tabela 4.12 - Correntes do processo de extração.

Tipo de corrente	Vazão [kg/s]	cp [kJ/kg]	Temperatura _e [°C]	Temperatura _s [°C]
1	0,611	4,18	75	120
2	2,189	3,77	60	15
1	1,944	4,18	75	188
1	1,861	4,18	100	188
2	0,666	3,45	15	78
1	1,861	4,18	75	100
1	2,083	4,18	95	186
2	0,6388	3,45	15	94
1	2,083	4,18	75	95
1	1,666	4,18	95	188
2	1,527	3,45	15	78

Legenda: (1) – Corrente quente; (2) – Corrente fria

Figura 4.9 - Integração das correntes do processo de extração.



Fonte: Autora.

É possível notar que a sobreposição das correntes não teve bom resultado, logo o potencial de recuperação também não. Na Figura 4.9, fica explícita a necessidade de correntes quentes de temperatura superior a 100 °C para melhorar a sobreposição das curvas, e consequentemente a recuperação energética.

Com base nos resultados, os dados coletados foram revisados para encontrar correntes com energia residual nas condições necessárias para integração com as correntes da extração. Os dados coletados apontam disponibilidade de energia em gases de exaustão do processo de torrefação, que atualmente estão sendo enviados para atmosfera. Como os processos estão próximos e as correntes residuais da torrefação atendem aos requisitos de temperatura e vazão, uma integração térmica entre essas correntes foi investigada.

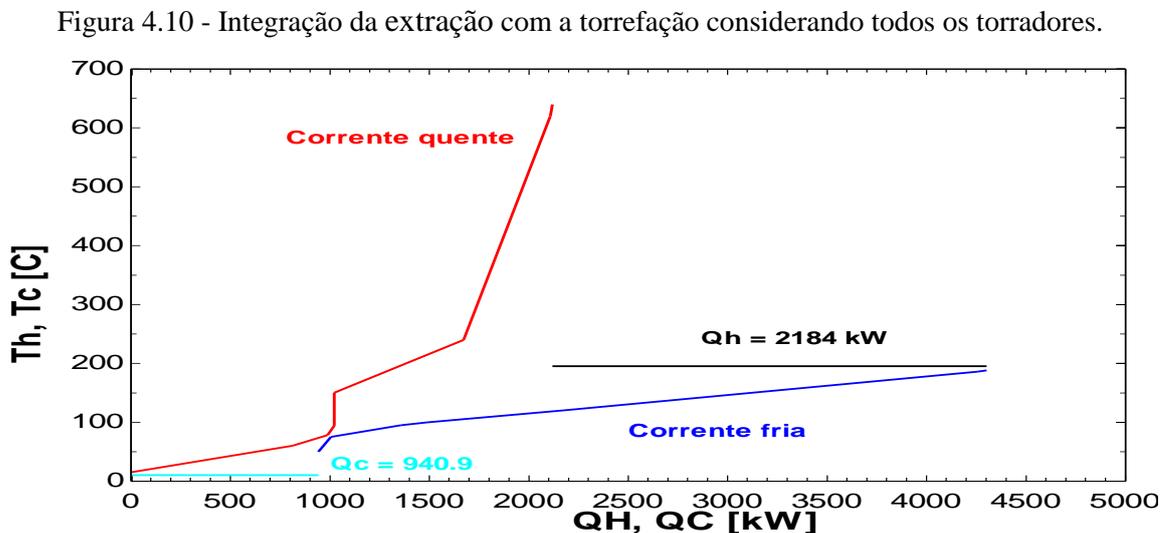
O processo de torrefação conta com cinco torradores, entretanto apenas três operam de forma contínua. Foram feitas duas simulações, uma considerando as correntes de gases de exaustão dos cinco torradores (Figura 4.10) e outra desconsiderando os gases dos dois torradores que são utilizados como reserva (Figura 4.11). As correntes utilizadas nas integrações são apresentadas nas Tabelas 4.13 e 4.14.

Analisando as Figuras 4.10 e 4.11 verifica-se a melhora significativa na sobreposição das curvas quentes sobre as curvas frias, indicando uma boa recuperação energética com a integração.

Tabela 4.13 - Correntes da integração extração-torrefação considerando todos torradores.

Tipo de corrente	Vazão [kg/s]	cp [kJ/kg]	Temperatura _e [°C]	Temperatura _s [°C]
1	0,611	4,18	75	120
1	1,944	4,18	75	188
2	2,189	3,77	15	60
1	1,861	4,18	100	188
2	0,666	3,45	15	78
1	2,083	4,18	95	186
2	0,6388	3,45	15	94
1	1,666	4,18	95	188
2	1,527	3,45	15	78
2	1,537	1,022	150	240
2	0,46	1,066	150	640
2	1,884	1,022	150	240
2	2,512	1,022	150	240
2	0,6185	1,066	150	620

Legenda: (1) – Corrente quente; (2) – Corrente fria



Fonte: Autora.

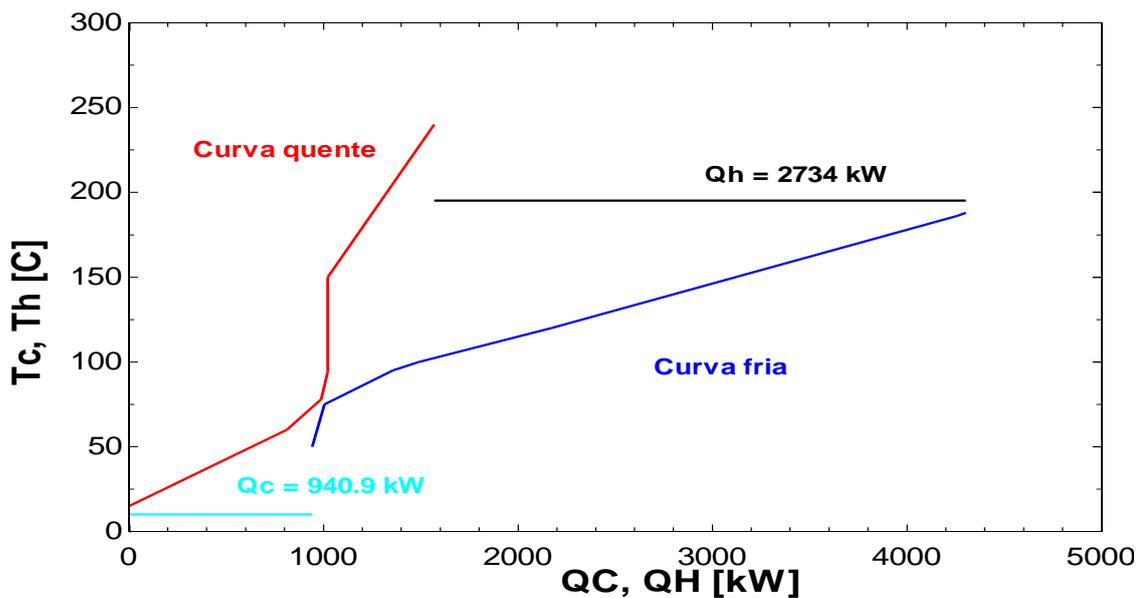
Quando todos os torradores são considerados, fluxos com temperaturas superiores a 600°C são identificadas. Isso ocorre porque nos equipamentos reserva não existe nenhum tipo de equipamento de recuperação de energia. Nos equipamentos utilizados em fluxo contínuo já existe tecnologia para o aproveitamento de parte da energia residual dos gases, assim esses fluxos são descartados com temperatura de 240 °C.

Tabela 4.14 - Correntes da integração extração-torrefação desconsiderando os torradores reserva.

Tipo de corrente	Vazão [kg/s]	cp [kJ/kg °C]	Temperatura _e [°C]	Temperatura _s [°C]
1	0,611	4,18	75	120
1	1,944	4,18	75	188
2	2,189	3,77	15	60
1	1,861	4,18	100	188
2	0,666	3,45	15	78
1	2,083	4,18	95	186
2	0,6388	3,45	15	94
1	1,666	4,18	95	188
2	1,527	3,45	15	78
2	1,537	1,022	150	240
2	1,884	1,022	150	240
2	2,512	1,022	150	240

Legenda: (1) – Corrente quente; (2) – Corrente fria

Figura 4.11 - Integração das correntes da extração com as correntes da torrefação desconsiderando os torradores reserva.



Fonte: Autora.

O impacto da integração entre correntes utilizando o método *Pinch* no processo de extração pode ser melhor visualizado na Tabela 4.15, onde um comparativo do processo atual e os resultados obtidos é mostrado.

Tabela 4.15 - Resultado da análise pinch.

Integração	\dot{Q}_h [kW]	Vazão vapor [t/h]	Redução [%]
Processo atual	4804,6	8,50	-
Correntes da Extração	3648	6,70	24
Extração-Torrefação	2184	4,01	54
Extração-Torrefação (sem reservas)	2734	5,68	43

Com a integração dos gases da torrefação é possível reduzir até 54% o consumo energético do processo de extração. Um estudo pontual deve ser realizado para determinar a melhor configuração para um projeto de instalação de trocadores de calor para a recuperação energética nesse processo.

Como mencionado, a redução no consumo do processo influencia diretamente na geração de potência, com o aumento da carga energética utilizada pela turbina na condensação (Tabela 4.16).

Tabela 4.16 - Impacto da Integração na geração de potência.

Proposta	\dot{m}_{14} [t/h]	\dot{m}_{36} [t/h]	\dot{W} [MW]
Trigeração com Consumo Atual	37	8,32	4,5
Correntes da Extração	35	10,3	4,9
Extração-Torrefação (todos torradores)	32,3	13	5,4
Extração-Torrefação (operação normal)	33,3	12	5,2

A redução do consumo do vapor na extração impacta diretamente na quantidade de vapor destinado a condensação. O aumento da vazão de vapor utilizado pela turbina até a condensação aumenta a geração de potência. Os resultados mostram um aumento de até 15% com as simulações feitas no processo de extração e de torrefação utilizando a ferramenta *Pinch* para integração de correntes com resíduo energético.

A partir desses resultados é possível vislumbrar os benefícios termoeconômicos da redução de consumo de vapor de processo na integração da cogeração, incorporando ao sistema custos mais baixos e um menor tempo de retorno, além do aumento na geração de

energia elétrica. Apesar das limitações da demanda dos processos, a redução da pressão de extração também irá aumentar a produção de potência.

5. CONCLUSÃO

Uma indústria de café solúvel foi utilizada como estudo de caso para análise exergética e termoeconômica. Avaliações foram aplicadas para o sistema térmico atual e para um sistema proposto de trigeração. O sistema atual produz vapor para os processos de aquecimento e para duas plantas de refrigeração por absorção amônia/água. A proposta de trigeração integra um turbogerador que gera 4,5 MW de potência. Dessa forma, o sistema atual passa a ser um sistema de trigeração, com produção combinada de calor, refrigeração e eletricidade. A otimização do consumo de vapor de processo foi investigada com a ferramenta *Pinch*.

Na avaliação exergética do sistema térmico, verificou-se que a maior fonte de irreversibilidade é o processo de conversão da biomassa em energia útil durante a reação de combustão e a transferência de calor no gerador de vapor. Além disso, a destruição de exergia no sistema atual ocorre principalmente com a queda de pressão nas válvulas redutoras. Como esperado, a produção de potência no sistema de trigeração proposto resulta em um decréscimo na destruição de exergia em comparação com a planta atual. A eficiência exergética aumentou principalmente devido ao incremento da produção de potência e também ao aumento de pressão e temperatura na geração do vapor.

Na avaliação termoeconômica, verificou-se que o período de retorno do investimento é de 14,5 meses. Os custos exergéticos específicos (Speco) para todos os produtos gerados no sistema de trigeração, calor, refrigeração e eletricidade, reduzem quando comparados com o Speco do sistema atual, mesmo durante o período de recuperação do investimento. O maior impacto da trigeração em comparação com o sistema atual é a redução de 70% no custo de eletricidade.

Aplicando-se a análise *Pinch*, a redução da carga térmica do processo de produção implica no aumento de energia disponível para ser utilizada pela turbina até a condensação. Com a integração das correntes térmicas residuais do processo de extração e de torrefação foi obtido uma redução de 54% no consumo energético desse processo. Com essa redução, a potência gerada aumentou em 15%.

Os resultados apontam para benefícios em longo prazo, tanto para o desempenho energético como econômico, da integração do sistema de cogeração/trigeração na indústria de café solúvel. A redução significativa no custo da energia elétrica, fonte de alta qualidade e de custos cada vez mais elevados, torna a cogeração atrativa. A metodologia aplicada para

avaliação de viabilidade de sistemas de cogeração/trigeração para a indústria de café solúvel pode ser estendida para outros segmentos da cadeia produtiva de alimentos e bebidas.

5.1 Sugestões para Futuros Trabalhos

Neste trabalho o foco principal foi realizar uma análise exergética e termoeconômica no sistema global, tanto atual como proposto, visando verificar a viabilidade técnica e econômica para implantação da trigeração. A trigeração é apontada atualmente como um sistema mais eficiente, possibilitando a obtenção de diferentes vetores energéticos com custo menor quando comparado com sistemas convencionais. Esse apontamento ficou comprovado a partir dos resultados obtidos para o estudo de caso.

Para a indústria de café solúvel utilizada no estudo de caso foi verificado que com a implantação da trigeração a eletricidade que passa a ser o insumo energético com menor custo da planta, indicando que uma mudança estratégica deve ser analisada para melhor integrar a refrigeração por absorção na configuração proposta. Com a mudança do cenário de custos de insumos energéticos, deve-se buscar alternativas mais eficientes que acompanhem essa mudança. Portanto, uma análise mais detalhada deve ser realizada para averiguação de mudanças nos parâmetros de operação do sistema por absorção implantado, ou até mesmo a implantação de sistemas por compressão, uma vez que esses sistemas são mais eficientes e utilizam eletricidade como fonte de energia.

As irreversibilidades do processamento de café solúvel não foram investigadas neste trabalho. Como as operações envolvidas no processamento envolvem transferência de calor a alta e média temperatura, vários pontos de destruição exergética com margem de melhoria deverão ser identificados em uma análise exergética aprofundada nas etapas de processamento. Além das perdas de energia mais explícitas verificadas na planta, como as válvulas redutoras de pressão, alta vazão de descarga da caldeira, fluxos com energia residual descartados, utilização de termocompressores e falta de um ajuste ideal na relação ar/combustível da caldeira.

O sistema de trigeração proposto não foi implantado na planta industrial utilizada no estudo de caso devido a limitações técnicas referentes à caldeira em operação. Segundo a empresa, a caldeira realiza paradas frequentes devido à emissão de gases de exaustão com alta vazão de particulado e poluentes. Uma avaliação pontual deve ser realizada para solução desse limitante técnico, uma vez que a caldeira foi projetada para cogeração. Um dos fatores que devem ser investigados são as condições do uso de borra de café como combustível.

REFERÊNCIAS

- ABUSOGLU, A.; KANOGLU, M. Exergetic and thermoeconomic analysis of diesel engine powered cogeneration: Part I - Formulations. **Applied Thermal Engineering**, pp. 234-241, 2009.
- AL-SULAIMAN, F. A.; DINCER, I.; HAMDULLAHPUR, F. Energy and exergy analyses of a biomass trigeneration systems using an organic rankine cycle. **Energy**. v. 45, 2012.
- AL-SULAIMAN, F. A.; DINCER, I.; HAMDULLAHPUR, F. Thermoeconomic optimization of three trigeneration systems using organic rankine cycle: Part I – Formulations. **Energy Conversion and Management**. v. 69, 2013.
- AL-SULAIMAN, F.; HAMDULLAHPUR, A. F.; DINCER, I. Greenhouse gas emission and exergy assessments of an integrated organic rankine cycle with a biomass combustor for combined cooling, heating and power production. **Applied Thermal Engineering**. v. 31, 2011
- AL-SULAIMAN, F.; HAMDULLAHPUR, A. F.; DINCER, I. Performance assessments of a novel system parabolic through solar collectors for combined cooling, heating and power production. **Renew Energy**. v. 28, 2012.
- AMIR, V. **Improving Steam Power Plant Efficiency Through Exergy Analysis: Ambient Temperature**. In: 2nd International Conference on Mechanical, Production and Automobile Engineering. Singapura, 2012.
- ANEKE, M.; AGNEW, B.; UNDERWOOD, C.; WU, H.; MASHEITI, S. Power Generation from waste heat in a food processing application. **Applied Thermal Engineering**, pp. 171-180, 2011.
- Associação Brasileira de Indústrias de Alimentos (ABIA). **Indústria da alimentação: evolução**. São Paulo: ABIA, 2008.
- Associação Brasileira de Indústrias de Café Solúvel (ABICS). **Processamento de café solúvel**. São Paulo: ABICS, 2008.
- BAEHR, H. D. **Thermodynamics**. 6 ed., New York: Springer-Verlag, 1988.
- BALLI, O.; ARAS, H.; HEPBASLI, A. Thermodynamic and thermoeconomic analyses of a trigeneration (trigen) system with a gasdiesel engine: Part I - Methodology. **Energy Conservation and Management**, pp. 2252-2259, 2010.
- BANNWART, A. **Otimização de redes de trocadores de calor pelo método do “Pinch-Point”**. Notas de aula do curso de especialização: “Tecnologia da energia – uso eficiente de energia em plantas industriais”. UNICAMP, São Paulo, 1995.
- BASSOLS, J.; KUCKELKORN, B.; LANGRECK, J.; SCHNEIDER, R.; VEELKEN, H. Trigeneration in the food industry. **Applied Thermal Engineering**, pp. 595-602, 2001.

BAZZO, E. **Geração de Vapor**. Florianópolis: UFSC, 1995.

BEJAN, A.; TSATSARONIS, G.; MORAN, M. **Thermal design and optimization**. New York: John Wiley & Sons, 1996.

BEN-2014. **Balanco Energético Nacional**. Empresa de Pesquisa Energética (EPE). Rio de Janeiro: EPE, 2014.

BEU-2005. **Balanco de Energia Útil**. Empresa de Pesquisa Energética (EPE). Rio de Janeiro: EPE, 2005.

BIZZO, W. A. **Geração, distribuição e utilização de vapor**. Notas de aula: Faculdade de Engenharia Mecânica – UNICAMP. Disponível em: <<http://www.fem.unicamp.br/~em672/GERVAP1.pdf>>. Acesso em: 10 jul. 2014.

BOWELL, R. Steam turbine selection for co-generation in a sugar mill. **International Sugar Journal**. v.98, 1996.

BRIANE, D.; DOAT, J. **Guide technique de la carbonisation: la fabrication du charbon de bois**. Aix-en-Provence: ÉDISUD, 1985.

BROWN, H. L.; HAMEL, B. B.; HEDMAN, B. A. **Energy Analysis of 108 industrial process**. Philadelphia: Fairmont Press, 1985.

CAVALIERO, C. Z. N.; JANNUZZI, G. M. A importância do segmento siderúrgico nas emissões de CO₂ nacional e do estado de São Paulo. **XX Seminário de Balanços energéticos Globais e Utilidades – Associação Brasileira de Metalurgia e materiais**, São Paulo, 1998.

CELMA, A. R.; BLÁZQUES, F. C.; LOPÉZ-RODRIGUÉZ, F. Feasibility analysis of CHP in an olive processing industry. **Journal of Cleaner Production**, v.42, pp.52-57, 2012.

ÇENGEL, Y. A.; BOLES, M. A. **Termodinâmica**. 5 ed., McGraw Hill, 2007.

CERON, L. P. Controle do excesso de ar em processos de combustão. **Revista Meio Filtrante**, v.44, 2010.

CIBO. COUNCIL OF INDUSTRIAL BOILER OWNERS. **Energy Efficiency Handbook**. Warreton, VA: CIBO, 1997.

COPEL - COMPANHIA PARANAENSE DE ENERGIA. **Tarifa energética**. Disponível em: <<http://www.copel.com/hpcopel/root/nivel2.jsp?endereco=%2Fhpcopel%2Froot%2Fpagcopel2.nsf%2F5d546c6fdeabc9a1032571000064b22e%2F3a5807463c7dd77203257488005939d1>>. Acesso em: 12 mai. 2015.

COLONA, P.; GABRIELLI, S. Industrial trigeneration using ammonia-water absorption refrigeration systems (AAR). **Applied Thermal Engineering**, v.23, pp.381-396, 2002.

CRUZ, D. R.; MACAGNAN, M. H.; WANDER, P. R.; LIMA, L. P. Estudo de viabilidade de um sistema de refrigeração por absorção amônia/água utilizando rejeito térmico em uma

indústria frigorífica. In: **IX Congresso Internacional de Ar-condicionado, Refrigeração, Aquecimento e Ventilação**, 2014.

DE SWAAN ARONS, J; VAN DER KOOI, H; SANKARANARAYANAN, K. **Efficiency and Sustainability in the Energy and Chemical Industries**. New York: Marcel Dekker, 2004.

DIAS, R. A.; BALESTIERI, J. A. P. Energetic and Exergetic Analysis in a Firewood Boiler. **Revista de Ciência & Tecnologia**, v.12, n.23, p. 15-24, 2004.

DINCER, I.; ÇENGEL, Y. A. Energy, Entropy and Exergy Concepts and Their Roles in Thermal Engineering. **Entropy International Journal**. v.3, 2001.

DINCER, I.; HUSSAIN, M. M.; AL-ZAHARNAH, I. Energy and exergy utilization in agricultural sector of Saudi Arabia. **Energy Policy**, n.33, p. 1461-1467, 2005.

DINCER, I.; ROSEN, M. A. **Energy, Environment and Sustainable Development**. London: Elsevier Science Publishing Company, 2008.

ELETROBRAS. **Guia Técnico: Gestão energética**. ELETROBRAS Centrais Elétricas Brasileiras, Rio de Janeiro, 2005.

EPE-2007. **Empresa de Pesquisa Energética**. Rio de Janeiro: EPE, 2007.

FANTOZZI, F., DIACONI FERICO, S., DESIDERI, U., Study of a cogeneration plant for agro-food industry. **Applied Thermal Engineering**. v.20, pp.993-1017, 2000.

FRANGOPOULOS, C. A. **Exergy, Energy system analysis and optimization: Functional Analysis**. Encyclopedia of Life Support systems, 2004.

FRESCHI, F.; GIACCONE, L.; LAZZERONI, P.; REPETTO, M. Economic and environmental analysis of a trigeneration system for food-industry: A case study. **Applied Energy**, pp. 157-172, 2013.

GHAZI, M. A.; TAHERKHANI, A. Modeling and thermoeconomic optimization of heat recovery heat exchangers using a multimodal genetic algorithm. **Energy Conservation and Management**, pp. 149-156, 2012.

GODOI, J. M. A.; OLIVEIRA JUNIOR, S.. Gestão da eficiência energética. In: **II International Workshop Advances in Cleaner Production**. São Paulo, 2009.

GUIMARÃES, L. G. M. **Modelagem e construção de protótipo de refrigerador por absorção de vapor de baixa potência operando com o par bometo de lítio-água e utilizando fontes de baixa temperatura**. Dissertação (Mestrado). Programa de Pós-Graduação em Engenharia da Energia, Universidade de São João Del-Rei. São João Del-Rei, 2011.

HEROLD, K. E.; RADERMACHER, R.; KLEIN, S. A. **Absorption chillers and heat pumps**. London: CRC Press, 1996.

HETEU, P. M. T.; BOLLE, L. Economie d'énergie en trigeneration. **International of Thermal Sciences**. v. 41, 2002.

HIGA, M. **Cogeração e integração térmica em usinas de açúcar e álcool**. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – UNICAMP, São Paulo, 2003.

HONG, D.; TANG, L.; HE, Y.; CHEN, G. A novel absorption refrigeration cycle. **Applied Thermal Engineering**, v.30, pp.2045-2050, 2010.

HUSAIN, Z., ALIMUDDIN, Z., ZULKI FLY, M. Analysis of biomass-based CHP system in palm oil mills. **International Journal of Biomass Bioenergy**. v.24, pp.117-124, 2003.

IEA - INTERNATIONAL ENERGY AGENCY. **Combined heat and power: evaluating the benefits of greater global investment**. France, 2008.

JARA, E. R. P. **O poder calorífico de algumas madeiras que ocorrem no Brasil**. São Paulo: Instituto de Pesquisas Tecnológicas – IPT, 1989.

KALOGIROU, S. A. **Solar Energy Engineering: Process and Systems**. New York: Elsevier, 2009.

KAVIRI, A. G.; MOHD JAAFAR, M. N.; LAZIM, T. M. Modeling and multi-objective exergy based on optimization of a combined cycle power plant using a genetic algorithm. **Energy Conversion and Management**, pp. 94-103, 2012.

KERR, T. **Combined heat and power and emissions trading: options for policy makers**. France: International Energy Agency, 2008.

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

KUZGUNKAYA, E. H.; HEPBASLI, A. Exergetic evaluation assesment of laurel leaves in a vertical ground-source heat pump drying cabinet. **International Journal of Energy Research**, n.31, p. 245-258, 2007.

LAW, R.; HARVEY, A.; REAY, D. Opportunities for low-grade heat recovery in the UK food processing industry. **Applied Thermal Engineering**, pp. 188-196, 2012.

LAZZARETTO, A.; TSATSARONIS, G. Speco: a systematic and general methodology for calculating efficiencies ad costs in thermal systems. **Energy**, pp. 1257-1289, 2006.

LIAN, Z. T.; CHUA, K. J.; CHOU, S. K. A thermoeconomic analyses of biomass energy for trigeneration. **Applied Energy**. v. 87, 2009.

LINHOFF, B. New concepts on thermodynamics for better chemical process design. **The Royal Society**. v. 61, 1983.

LINHOFF, B.; TOWNSEND, D. W.; BOLAND, D; HEWITT, G. F.; BEA, T.; GUY, A. R.; ARSLAND, R. H. **User guide on process integration for the efficiency use of energy**. The institution of chemical engineers. London: Davis Building, 1982.

LINNHOFF, B.; FLOWER J. R. Synthesis of heat exchanger networks. Part I: Systematic generation of energy optimal networks. **AIChE Journal**. v. 24, 1978.

LIROPACE, F. S. **Síntese de redes de trocadores de calor afastadas do ponto de estrangulamento energético**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – UFRJ, Rio de Janeiro, 1996.

MAZUR, V. Fuzzy thermoeconomic optimization of energy-transforming systems. **Applied Energy**. v. 84, 2007.

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

MONNÉ, C. ; ALONSO, S.; PALACÍN, F.; SERRA, L. Monitoring and simulation of an existing solar powered absorption cooling system in Zaragoza (Spain). **Applied Thermal Engineering**, v.31, pp.28-35, 2011.

MORAN, J. M.; SHAPIRO, H. N. **Princípios de Termodinâmica para Engenharia**. 6 ed., LTC, 2009.

MORAN, J. M.; SHAPIRO, H. N.; BOETTNER, D. D.; BAILEY, M. B. **Princípios de Termodinâmica para Engenharia**. 7 ed., LTC, 2013.

MUJEEBU, M.A., JAYARAJ, S., ASHOK, S., ABDULLAH, M.Z., KHALIL, M., Feasibility study of cogeneration in a plywood industry with power export to grid. **Applied Energy**, v. 86, pp.657-662, 2009.

MULLER, D. C. A.; MARECHAL, F. M. A.; WOLEWINSKI, T.; ROUX, P.J. An energy management method for the food industry. **Applied Thermal Engineering**, v.27, pp. 2677-2686, 2007.

NASCIMENTO JUNIOR, C. M.; SARTORELLI, R. J. Geração de energia por meio do vapor. **Coletânea de trabalhos – Qualidade de energia e tecnologias de uso final**, n.2, p.13-17, 2009.

NOGUEIRA, A. C. L. **Agricultura: As exportações Brasileiras de Café – Análise de Conjuntura**. Brasília: FIPE, 2014

OZGOREN, M.; BILGILI, M.; BABAYIGITI, O. Hourly performance prediction of ammonia – water solar absorption refrigeration. **Applied Thermal Engineering**, v.40, pp.80-90, 2012.

PALACIOS, J. L. **Técnicas de gestión energética en sistemas de vapor**. Laboratorio de energías alternativas y eficiencia energética – Escuela Politécnica Nacional. Quito, 2010.

PETRAKOPOULOU, F., TSATSARONIS, G., MOROSUK, T., CARASSAI, A. Conventional and Advanced Exergetic Analyses Applied to a Combined Cycle Power Plant. **Energy**, v.41, p.146-152, 2012.

PINHEIRO, P. C. C.; VALLE, R. M. **Controle de combustão: otimização do excesso de ar.** In: II Congresso de equipamentos e automação da indústria química e petroquímica. Rio de Janeiro, 1995.

PIRES, V. F. M. **Análise energética global de um complexo petroquímico.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – UNICAMP, São Paulo, 2003.

PRIDASAWAS, W.; LUNDQVIST, P. A year-round dynamic simulation of a solar –driven ejector refrigeration system with iso-butane as refrigerant. **International of Journal Refrigeration.** v.30, pp.840-850, 2007.

RIBEIRO, A. R. Panorama setorial: o complexo agroindustrial cafeeiro no Brasil. **Revista Análise,** Jundiaí, SP, v. VI, n. 11, p. 23-34, 2005.

ROCHA, C. R.; BAJAY, S. V.; GOLA, F. D. **Oportunidades de Eficiência Energética para Indústria: Relatório setorial para alimentos e bebidas.** Brasília, DF: CNI, 58 p. 2010.

ROSEN, M. A.; DINCER, I. Thermal storage and exergy analysis: the impact of stratification. **The Canadian Society for Mechanical Engineering.** v. 23, 1999.

SACHDEVA, K. B.; KARUN, A. Performance Optimization of Steam Power Plant through Energy and Exergy Analysis. **International Journal of Current Engineering and Technology,** v.2, n.3, p.285-289, 2012.

SALEH, B.; KOGLBAUER, G.; WENDLAND, M.; FISCHER, J. Working fluids for low-temperature organic rankine cycles. **Energy,** v.32, pp.1210-1211, 2009.

SCARPINELA, G. A. **Reflorestamento no Brasil e o Protocolo de Quioto.** Dissertação (Mestrado em Energia) – USP. São Paulo, 2002.

SILVA, A. C. C. **Indústria de Processamento de Café Solúvel.** Relatório de estágio. UTFPR, Campo Mourão, 2013.

SILVA, J. **Análise Termoeconômica do Processo de Geração de Vapor e Potência do Segmento de Celulose e Papel.** 2002. 222 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Universidade Federal de Itajubá - UNIFEI, Itajubá, 2002.

SINGH, P. R. **Energy in Food Processing.** New York: Elsevier Science Publishing Company, 1986.

SPIRAX SARCO. **Design of Fluid Systems: Steam Utilization.** Blythewood, SC: Spirax Sarco, 2004.

SRIKHIRIN, P.; APHORNRATANA, S.; CHUNGPAIBULPATANA, S. A review of absorption refrigeration Technologies. **Renewable and Sustainable Energy Reviews.** v.5, pp. 343-372, 2001.

STOECKER, W. F.; JONES, J. W. **Refrigeração e ar condicionado.** 1 ed., McGraw Hill, 1985.

SUGIARTHA, N., TASSOU, S. A., CHAER, I., & MARRIOT, D. Trigeneration in food retail: An energetic, economic and environmental evaluation for a supermarket application. **Applied Thermal Engineering**, pp. 2624-2632, 2008.

TASSOU, S. A., CHAER, I., SUGIARTHA, N., GE, Y. T., & MARRIOT, D. Application of tri-generation systems to the food retail industry. **Energy Conversion & Management**, pp. 2988-2995, 2007.

TEMIR, G.; BILGE, D. Thermo-economic analysis of a trigeneration system. **Applied Thermal Engineering**. v. 24, 2004.

TSATSARONIS, G. Thermo-economic analysis and optimization of energy systems. **Progress in Energy and Combustion Science**, pp. 227-257, 1993.

TSATSARONIS, G., MOROSUK, T., KOCH, D., SORGENFREI, M. Understanding The Thermodynamics Inefficiencies in Combustion Processes. **Energy**, 62, 3–11, 2013.

URAN, V. Optimization system for combined heat and electricity production in the wood-processing industry. **Energy**, v.31, pp.2996-3016, 2006.

UTLU, Z.; HEPBASLI, A. Assesment of the energy and exergy utilization efficiencies in the Turkish agricultural sector. **International Jornal of Energy Research**, n.30, p. 659-670, 2006

VALENTAS, K. J.; ROTSTEIN, E.; SINGH, P. R.. **Handbook of Food Engineering Practice**. New York: CRC Press,1997.

VALERO, A., LOZANO, M., SERRA, A.; TORRES, C. Application of the Exergetic Cost Theory to the CGAM Problem. **Energy**, v.19, p.365-381, 1994.

VAN WYLEN, G. J.; SONNTAG, R. E.; BORGNAKKE, C. **Fundamentos da Termodinâmica Clássica**. São Paulo: Edgard Blucher, 1995.

VLASSOV, D. **Combustíveis, Combustão e Câmara de Combustão**. Curitiba: Ed. UFPR, 2001.

WAHLUND, B., YAN, J., WESTERMARK, M., A total energy system of fuel upgrading by drying biomass feedstock for cogeneration: a case study of Skellefteå bio-energy combine. **Biomass Bioenerg**. v.23, pp.271-281, 2002.

WANG, H.; PETERSON, R.; HARADA, K.; MILLER, E.; IWGRAM-GOBLE, R.; FISHER, L. J.; WARD, C. Performance of a combined organic rankine cycle and vapor compression cycle for heat activated cooling. **Energy**. v. 36, 2011.

WANG, J.; DAI, Y.; GAO, L. Exergy analyses and parametric optimizations for different cogeneration power plants in cement industry. **Applied Energy**. v. 86, 2009.

WANG, L. **Food Efficiency and Management in Food Processing Facilities**. London: CRC Press, 2008.

ZANONI, C. **Análise Exergética de um Forno a Arco**. Dissertação (Mestrado). Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica, Pontifícia Escola Católica do rio Grande do Sul. Rio Grande do Sul, 2004.

APÊNDICE A – Aplicativo CombustãoGV

O aplicativo CombustãoGV foi desenvolvido na linguagem DELPHI para as análises energética e exergetica da caldeira. Os quadros com fundo cinza representam os dados que devem ser alimentados no programa para o cálculo, com fundo branco são os resultados obtidos. As condições ambiente de temperatura e pressão foram pré-estabelecidas em 25 °C e 100 kPa. Para os cálculos foram introduzidas no programa às equações apresentadas na metodologia no item referente à análise do gerador de vapor (Seção 3.5). As Figuras A1 a A3 apresentam o ambiente de trabalho do aplicativo CombustãoGV e os resultados para o gerador de vapor nas condições de operação atual. As Figuras A4 a A6 mostram os resultados para o gerador de vapor operando nas condições de trigeriação propostas.

Figura A.1 – Análise dos combustíveis para o sistema atual.

CONDIÇÕES AMBIENTE		TO [C]	25	PO [kPa]	100								
Combustível	Cavaco	Borra	Lenha									Executar	
Consumo [kg/h]	12273	1471	0										
PCIu [kJ/kg]	9097,92	5995,5	9755,7	Total									
Qf [kW]	31016,32	2449,827	0	33466,15									
PCSs [kJ/kg]	20182,25	21706,24	19220,10										
COMBUSTÍVEIS													
Fuel 1	Cavaco	C	H	O	N	S	Z	Umidade	CH4	C2H6	C3H8	C4H10	
Teor mássico [%]	47	6	44	0	0	0	0	45	0	0	0	0	
Fração molar	0,228	0,346	0,160	0	0			0,264	0	0	0	0	
Coefic. molar	268,5	408,5	188,7	0	0			311,6					
Fuel 2	Borra	C	H	O	N	S	Z	Umidade	CH4	C2H6	C3H8	C4H10	
Teor mássico [%]	48,5	9,6	35,8	0	0	0	0	60	0	0	0	0	
Fração molar	0,167	0,394	0,092	0	0			0,345	0	0	0	0	
Coefic. molar	24,35	57,43	13,49	0	0			50,20					
Fuel 3	Lenha	C	H	O	N	S	Z	Umidade	CH4	C2H6	C3H8	C4H10	
Teor mássico [%]	49,7	5,8	42,3	1,4	0,1	0,8	0,8	40	0	0	0	0	
Fração molar	0,253	0,352	0,161	0,006	0,000			0,226	0	0	0	0	
Coefic. molar	0	0	0	0	0			0					

Fonte: Autora.

Figura A.2 – Reação de combustão para o sistema atual.

PRODUTOS	CO2	H2O	SO2	N2	O2	COMBUSTÃO	Excesso de ar [%]	64,7			
Coeficiente molar	292,9	594,8	0	1910	199,4	Razão estequiométrica	Com excesso ar				
Fração molar (bs)	0,121		0	0,795	0,083	Ar/Comb. (molar)	1,10971	Ar/C (massa)	5,09701	Temp.orvalho [C]	59,88
Fração molar (bu)	0,097	0,198	0	0,637	0,066	Ar/Comb. (massa)	3,0947	Gas/C (massa)	6,07421	Mol.Gas [kg/kmol]	27,85

Fonte: Autora.

Figura A.3 – Balanços de energia e exergia para o sistema atual.

ANÁLISE EXERGÉTICA

Combustível	Cavaco	Borra	Lenha				
gama	1,10869E	1,023381	1,07146E				
ex.q [kJ/kg]	11305,17	7635,143	11499,53				
Exergia [kW]	38541,21	3119,804	0	41661,02			
Ar:T [C]	140	m [kg/h] 70053,25	Ex [kW] 352,4383				
Gases de combustão	mgs [kg/h] 83483,81						
	T [C]	Ex [kW]	[%Ex.fuel]				
Adiab.chama	1407,	28654,	68,7E				
Exaustão	625,1	9710,5	23,30				
Vapor P [bar]	21	m [t/h] 0,623	Qu[kW] 24156,1	Ex.u [kW] 9302,31			
	T[C]	h[kJ/kg]	s[kJ/kg.K]	H [kW]	Ex [kW]	Tgas[C]	Ex.g [kW]
Água	156,5	660,3	1,908	7450,9	1082,61	625,13	9710,5
Liq. Sat.	214,7	919,45	2,46881	10375,	2120,01	745,60	12187,
Vap. Sat.	214,7	2800,2	6,3242	31598,	10372,1	1407,5	28647,
Vap. Sup.	215	2801	6,323	31606,	10384,	1407,6	28654,
	Eficiências	Efic. energética [%]	72,180				
		Efic.exergética [%]	22,328				

Fonte: Autora.

Figura A.4 – Análise dos combustíveis para o sistema de trigeriação.

CONDIÇÕES AMBIENTE **T0 [C]** 25 **P0 [kPa]** 100

Combustível	Cavaco	Borra	Lenha	
Consumo [kg/h]	16711,2	1471	0	
PCIu [kJ/kg]	9097,92	5995,5	22706,7	Total
Qf [kW]	42232,54	2449,827	0	44682,37
PCSs [kJ/kg]	20182,25	21706,24	40865,9E	

COMBUSTÍVEIS

Fuel	C	H	O	N	S	Z	Umidade	CH4	C2H6	C3H8	C4H10
Fuel 1 Cavaco											
Teor mássico [%]	47	6	44	0	0	0	45	0	0	0	0
Fração molar	0,228	0,346	0,160	0	0		0,264	0	0	0	0
Coefic. molar	365,7	556,2	256,9	0	0		424,3				
Fuel 2 Borra											
Teor mássico [%]	48,5	9,6	35,8	0	0	0	60	0	0	0	0
Fração molar	0,167	0,394	0,092	0	0		0,345	0	0	0	0
Coefic. molar	24,35	57,43	13,49	0	0		50,20				
Fuel 3 Lenha											
Teor mássico [%]	49,7	5,8	42,3	1,4	0,1	0,8	40	0	0	0	0
Fração molar	0,253	0,352	0,161	0,006	0,000		0,226	0	0	0	0
Coefic. molar	0	0	0	0	0		0				

Executar

Fonte: Autora.

Figura A.5 – Reação de combustão para o sistema de trigeriação.

PRODUTOS					COMBUSTÃO		Excesso de ar [%]	
	CO2	H2O	SO2	N2	O2			
Coefficiente molar	390,0	781,3	0	2529	264,1	Razão estequiométrica	Com excesso ar	
Fração molar (bs)	0,122		0	0,794	0,082	Ar/Comb. (molar)	Ar/C (massa)	Temp.orvalho [C]
Fração molar (bu)	0,098	0,197	0	0,637	0,066	Ar/Comb. (massa)	Gas/C (massa)	Mol.Gas [kg/kmol]

Fonte: Autora.

Figura A.6 – Balanços de energia e exergia para o sistema de trigeriação.

ANÁLISE EXERGÉTICA							
Combustível	Cavaco	Borra	Lenha				
gama	1,108695	1,023381	1,071468				
ex.q [kJ/kg]	11305,17	7635,143	25376,11				
Exergia [kW]	52478,61	3119,804	0	55598,41			
Ar: T [C]	140	m [kg/h]	92759,56	Ex [kW]	466,6736		
Gases de combustão	mgs [kg/h]	110526,					
	T [C]	Ex [kW]	[% Ex.fuel]				
Adiab.chama	1415,	38174,	68,66				
Exaustão	524,7	10328,	18,57				
Vapor P [bar]	42	m [t/h]	50	Qu[kW]	35745,	Ex.u [kW]	15583,
Água	T[C]	h[kJ/kg]	s[kJ/kg.K]	H [kW]	Ex [kW]	Tgas[C]	Ex.g [kW]
Liq. Sat.	156,5	660,3	1,908	9170,8	1332,5	524,76	10328,
Vap. Sat	253,2	1101,1	2,8222	15293,1	3669,4	715,28	15271,
Vap. Sup	253,2	2800,11	6,0500	38891,	13900,	1279,4	33258,
	410	3234	6,777	44916,1	16915,	1415,0	38174,
Eficiências	Efic. energética [%]	79,999					
	Efic.exergética [%]	28,028					

Fonte: Autora.