UNIVERSIDADE FEDERAL DA GRANDE DOURADOS
FACULDADE DE ENGENHARIA
ENGENHARIA DE ENERGIA

MILENA YURI HILAHATA CRUZ
ROBERTO CORAZZA DOLCI

ANÁLISE TERMODINÂMICA E ECONÔMICA DE DIFERENTES SISTEMAS DE COGERAÇÃO: UM ESTUDO DE CASO DE UMA USINA SUCROENERGÉTICA DO INTERIOR PAULISTA

DOURADOS – MS
2014

MILENA YURI HILAHATA CRUZ
ROBERTO CORAZZA DOLCI

ANÁLISE TERMODINÂMICA E ECONÔMICA DE DIFERENTES SISTEMAS DE COGERAÇÃO: UM ESTUDO DE CASO DE UMA USINA SUCROENERGÉTICA DO INTERIOR PAULISTA

Trabalho de Conclusão de Curso de graduação apresentado para obtenção do título de Bacharel em Engenharia de Energia
Orientador: Prof. Me. Ramón Eduardo Pereira Silva

DOURADOS – MS
2014

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação (CIP).

C957a Cruz, Milena Yuri Hilahata.
Análise termodinâmica e econômica de diferentes sistemas de cogeração : um estudo de caso de uma usina sucro energética do interior paulista. / Milena Yuri Hilahata Cruz, Roberto Corazza Dolci – Dourados, MS : UFGD, 2014.
97f.

Orientador: Prof. Me. Ramón Eduardo Pereira Silva.
Monografia (Graduação em Engenharia de Energia) – Universidade Federal da Grande Dourados.

1. Cogeração. 2. Usina Sucroenergética. 3. Análise Energética. I. Dolci, Roberto Corazza. II. Título.

CDD – 536.7

Ficha catalográfica elaborada pela Biblioteca Central – UFGD.

©Todos os direitos reservados. Permitido a publicação parcial desde que citada a fonte

MILENA YURI HILAHATA CRUZ
ROBERTO CORAZZA DOLCI

ANÁLISE TERMODINÂMICA E ECONÔMICA DE DIFERENTES SISTEMAS DE COGERAÇÃO: UM ESTUDO DE CASO DE UMA USINA SUCROENERGÉTICA DO INTERIOR PAULISTA

Trabalho de Conclusão de Curso de graduação apresentado para obtenção do título de Bacharel em Engenharia de Energia da Universidade Federal da Grande Dourados aprovado pela banca examinadora:

Orientador: Prof. Me. Ramón Eduardo Pereira Silva
FAEN - UFGD

Prof. Me. Antonio Carlos Caetano de Souza
FAEN - UFGD

Prof. Dr. Eduardo Mirko Valenzuela Turdera
FAEN - UFGD

Dourados, 28 de Agosto de 2014

AGRADECIMENTOS

Primeiramente aos nossos pais e irmãos pelo amor, incentivo e apoio incondicional.

Ao nosso professor e orientador Me. Ramon Eduardo Pereira Silva pela motivação, paciência e disponibilidade que foram fundamentais para a realização deste trabalho.

A esta Universidade, o corpo docente do curso de Engenharia de Energia, direção e administração que foram tão importantes em nossas vidas acadêmicas.

Ao nosso colega de graduação e amigo, Diego Bonfim, que nos auxiliou e nos deu todo o apoio para a realização deste trabalho.

Aos amigos que compartilharam as alegrias e as dificuldades encontradas durante toda a realização deste trabalho.

Nossos sinceros agradecimentos a todos aqueles que de alguma forma participaram para que a este trabalho fosse possível.

RESUMO

Neste trabalho propôs-se três diferentes sistemas de cogeração, aplicados a uma usina sucroenergética do interior paulista com o objetivo de expandir a geração de energia elétrica dessa usina. Foram realizadas as análises termodinâmicas e econômicas e calculados os índices de desempenho da configuração atual e das configurações propostas, definidas como caso 1, caso 2 e caso 3. As análises foram baseadas na primeira e segunda lei da termodinâmica. Para a viabilidade econômica considerou-se a variação do preço de venda da energia elétrica gerada, custo de implantação dos novos sistemas e custos de compra de combustível. A configuração atual da planta sucroenergética é composta por uma caldeira de 63kgf/cm², uma de 21kgf/cm² e uma turbina de contrapressão. O caso 1 é composto por duas caldeiras de 63 kgf/cm² e duas turbinas de contrapressão. O caso 2 é composto por duas caldeiras de 63 kfg/cm² e uma caldeira de 21 kgf/cm² com uma turbina de contrapressão e uma turbina de condensação. O caso 3 é composto por uma caldeira de 63 kfg/cm² e duas caldeiras de 21 kgf/cm² com uma turbina de contrapressão e uma turbina de condensação. Através das análises constata-se que a configuração atual obtém os melhores resultados termodinâmicos, porém, o caso 1 e o caso 3 mostram-se atraentes economicamente para valores mínimos de investimento inicial e preços médios de venda de energia elétrica.

PALAVRAS-CHAVE: Cogeração, Usina Sucroenergética, Análise Energética, Viabilidade Econômica, Análise Exergética.

ABSTRACT

This paper aims to assess three different cogeneration systems suggested for applying in a sugarcane mill in São Paulo state in order to expand the power generation at the plant. Thermodynamic and economic analyzes were done . The performance indixes of the current configuration and the proposals, called as case 1, case 2 and case 3 consecutively. The analyzes were based on the first and second law of thermodynamics. The economic viability has considered the variation of the selling price of the generated power, implementation costs of the new systems and fuel charges. The current configuration of the sugarcane plant consists of a 63kgf/cm² boiler, one of 21kgf/cm² and a back pressure turbine. The first case consists of two 63 kgf/cm² boilers and two back pressure turbines. The case 2 is composed of two 63 kgf/cm² boilers and a 21 kgf/cm² boiler with a back pressure turbine and a condensing turbine. The case 3 comprises a 63 kgf/cm² boiler and two 21 kgf/cm² boilers with a back pressure turbine and a condensing turbine. The analysis have been found that the current configuration have shown the best thermodynamic results, however the case 1 and case 3 show themselves attractive economically for minimum amounts of initial investment and average selling prices of electricity.

KEYWORDS: cogeneration, sugarcane mill, energetic analysis, economic feasibility, exergetic Analysis.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Matriz energética brasileira 14
Figura 2 - Ciclo de cogeração do tipo geração elétrica a montante (*topping)* 29
Figura 3 - Ciclo de cogeração com geração de energia elétrica a jusante (*bottoming)* 29
Figura 4 - Novo modelo institucional do setor elétrico 32
Figura 5 - Processo de produção de açúcar e álcool 37
Figura 6 - Processo de tratamento do caldo.....38
Figura 7 - Processo de fabricação do açúcar 41
Figura 8 - Processo simplificado de fabricação de etanol 42
Figura 9 - Processo de clarificação da água.....43
Figura 10 - Processo de desmineralização da água.....44
Figura 11 - a) Ciclo Rankine b) Diagrama de temperatura-entropia de um ciclo ideal de Rankine 54
Figura 12 - Caldeira Flamotubular 55
Figura 13 - Caldeira Aquatubular.....56
Figura 14 - Turbina de Condensação com extração.....57
Figura 15 - Turbina de Contrapressão.....58
Figura 16 - Conjunto motor elétrico e bomba de água com vazão máxima de 1.650 m³/h e altura manométrica de 2000 metros. 59
Figura 17 - Trocador de Calor do tipo placas 60
Figura 18 - Esquema do sistema de cogeração atual da usina 63
Figura 19 - Esquema do sistema de cogeração do caso 1.....65
Figura 20 - Esquema do sistema de cogeração do caso 2.....67
Figura 21 - Esquema do sistema de cogeração do caso 3.....69
Figura 22 - Índices de Desempenho obtidos para as análises 79
Figura 23 - Gráfico da variação do preço de venda de energia elétrica e de compra do bagaço para o caso 1. 81
Figura 24 - Gráfico da variação do preço de venda de energia elétrica e de compra do bagaço para o caso 2. 82
Figura 25 - Gráfico da variação do preço de venda de energia elétrica e de compra do bagaço para o caso 3. 82

Figura 26 - Gráfico da variação do preço de venda de energia elétrica e de compra do bagaço para o caso 1. 83
Figura 27 - Gráfico da variação do preço de venda de energia elétrica e de compra do bagaço para o caso 2. 84
Figura 28 - Gráfico da variação do preço de venda de energia elétrica e de compra do bagaço para o caso 3. 85
Figura 29 - Gráfico da variação do preço de venda de energia elétrica e de compra do bagaço para o caso 1. 86
Figura 30 - Gráfico da variação do preço de venda de energia elétrica e de compra do bagaço para o caso 2. 86
Figura 31 - Gráfico da variação do preço de venda de energia elétrica e de compra do bagaço para o caso 3. 87

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Ambientes de Comercialização de Energia Elétrica no Brasil 33
Tabela 2 - Valores máximos e mínimos do PLD para o ano de 2014 35
Tabela 3 - Fração em massa dos elementos químicos no bagaço da cana. 51
Tabela 4 - Parâmetros termodinâmicos da caldeira 1.....63
Tabela 5 - Parâmetros termodinâmicos a caldeira 2.....64
Tabela 6 - Parâmetros termodinâmicos da turbina 1. 64
Tabela 7 - Parâmetros termodinâmicos da turbina 2. 66
Tabela 8 - Parâmetros termodinâmicos da turbina 3. 68
Tabela 9 - Parâmetros Termodinâmicos da Turbina 4 70
Tabela 10 - Análise termodinâmica da caldeira 1. 71
Tabela 11 - Análise Termodinâmica da caldeira 2. 72
Tabela 12 - Análise termodinâmica da Turbina 1 - Contrapressão. 73
Tabela 13 - Calor útil e Trabalho total da configuração atual. 73
Tabela 14 - Análise Termodinâmica para a Turbina 2 - Contrapressão. 74
Tabela 15 - Calor útil e Trabalho total do caso 1. 74
Tabela 16 - Análise Termodinâmica para a Turbina 3 - Condensação 75
Tabela 17 - Calor útil e Trabalho total do caso 2. 75
Tabela 18 - Análise Termodinâmica da Turbina 4 - Condensação 76
Tabela 19 - Calor útil e Trabalho total do caso 3. 77
Tabela 20 - Valores de FUE para todas as análises 77
Tabela 21 - Valores de IGP para todas as análises 78
Tabela 22 - Valores de RPC para todas as análises 79

PREÂMBULO

Este trabalho tem como objetivo analisar parâmetros energéticos, exergéticos e econômicos da ampliação do sistema de cogeração de uma usina sucroenergética.

No capítulo 1 é feita a revisão bibliográfica envolvendo desde o histórico da cana-de-açúcar no Brasil e no Mundo, aspectos históricos da cogeração, a situação atual do mercado de energia brasileiro e o processo industrial que envolve a fabricação de álcool e açúcar. É apresentado também a motivação e os objetivos deste trabalho.

No capítulo 2 são apresentados os conceitos termodinâmicos envolvidos na análise energética, exergética e econômica do trabalho, assim como a descrição dos equipamentos que compõe uma usina sucroenergética incluindo parâmetros de análise dos ciclos de cogeração.

No capítulo 3 é abordado o estudo de caso a ser realizado, assim como a descrição das mudanças a serem feitas no próprio, nomeando as situações descritas como configuração atual, o sistema que está em operação na usina, e Caso 1, Caso 2 e Caso 3 os novos sistemas de cogeração que serão propostos. Também foram apresentados os dados termodinâmicos e de processo obtidos para os respectivos casos.

No capítulo 4 são apresentados os resultados obtidos para a análise energética e exergética de todos os casos estudados, assim como comparações entre eles. Também são exibidos os resultados econômicos considerando apenas a implementação dos novos sistema de cogeração, realizando a variação do preço da energia a ser vendida, o preço do bagaço a ser comprado e o custo de implantação do novo sistema.

Para finalizar, no capítulo 5 são apresentadas as conclusões provenientes do estudo feito, bem como sugestões para trabalhos futuros.

SUMÁRIO

RESUMO....6
ABSTRACT....7
LISTA DE FIGURAS....8
LISTA DE TABELAS....10
PREÂMBULO....11
1. INTRODUÇÃO....14
1.1 Contexto....14
1.2 Motivação....16
1.3 Objetivos....16
1.4 A origem da cana de açúcar....17
1.4.1 Cana de açúcar e a disseminação no continente Americano....18
1.4.2 O setor sucroenergético no Brasil....21
1.5 Aspectos gerais da cogeração....24
1.5.1 Contexto histórico de cogeração....25
1.5.2 Especificidades da cogeração no setor sucroenergético....26
1.6 Modelo institucional da indústria de energia elétrica....30
1.6.1 Mercado de energia elétrica....32
1.6.2 Programa de incentivo às fontes alternativas de geração de energia....35
1.7 Processo industrial de uma usina sucroenergética....36
1.7.1 Recepção e preparo....37
1.7.2 Tratamento de caldo....38
1.7.3 Fabricação de açúcar....40
1.7.4 Fabricação de etanol....41
1.7.5 Tratamento de água....42
2. METODOLOGIA....45

2.1 A Primeira Lei da Termodinâmica 45
2.2 A Segunda Lei da Termodinâmica 48
2.3 Outras equações 52
2.3.1 Produção específica de vapor das caldeiras 52
2.3.2 Consumo específico de vapor nas turbinas 52
2.4 Índices de desempenho dos sistemas de cogeração 52
2.4.1 Fator de utilização de energia (FUE) 52
2.4.2 Índice de geração de potência (IGP) 53
2.4.3 Razão potência e calor (RPC) 53
2.5 Ciclo Rankine 54
2.5.1 Caldeira 55
2.5.2 Turbina a vapor 56
2.5.3 Bomba Hidráulica 58
2.5.4 Trocador de Calor 59
2.6 Análise de viabilidade econômica 60
3. ESTUDO DE CASO 62
3.1 Configuração atual 62
3.2 Caso 1 65
3.3 Caso 2 66
3.4 Caso 3 68
4. RESULTADOS E DISCUSSÃO 71
4.1 Análise energética e exegética 71
4.1.1 Configuração atual 71
4.1.2 Caso 1 73
4.1.3 Caso 2 75
4.1.4 Caso 3 76
4.2 Índices de desempenho 77

4.2.1 FUE 77
4.2.2 IGP 78
4.2.3 RPC 78
4.3 Análise econômica 79
4.3.1 Análise para custo de instalação de 2000R$/kW....80
4.3.2 Análise para custo de Instalação de 3000R$/kW 83
4.3.3 Análise para o custo de instalação de 4000R$/kW....85
5. CONCLUSÕES....89
6. REFERÊNCIAS 93

1. INTRODUÇÃO

1.1 Contexto

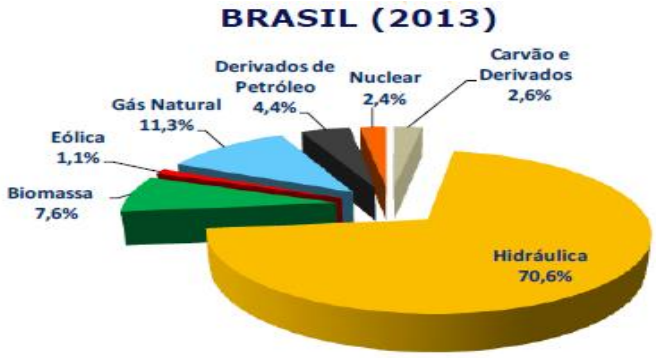
O consumo de energia elétrica no Brasil vem aumentando a cada ano significativamente. Segundo a projeção realizada pela EPE, 2012 através do Plano Decenal de Expansão de energia elétrica até 2022, no ano de 2013 para um período de 10 anos, o país passará a consumir de 520 TWh para 785,1 TWh, representando um crescimento médio de 4,6% ao ano.

O aumento do consumo de energia elétrica aliado à preocupação com as mudanças climáticas coloca em foco o desafio da geração de energia elétrica com baixa emissão de gás carbono. Para a mitigação dessas mudanças, os países começaram a desenvolver programas de incentivo ao desenvolvimento de energias mais limpas.

A matriz de energia elétrica brasileira é predominantemente hídrica e responsável, de acordo com o Relatório de Síntese do Balanço Energético Nacional de 2014 com ano base 2013, por 70,6% de todo o potencial elétrico brasileiro.

Porém, a compreensão de que uma matriz baseada em hidroelétricas com grandes reservatórios tende ao esgotamento e as limitações físicas devido a posturas das autoridades ambientais em relação à construção de novas usinas hidroelétricas licenciando apenas as de pequenos reservatórios, nos obriga a busca de novas energias alternativas, não só para complementar a energia hídrica, mas também para manter o perfil de uma matriz limpa.

Figura 1 - Matriz energética brasileira



Fonte: EPE/BEN, 2014.

Segundo o Balanço Energético Nacional (2014) pelo segundo ano consecutivo, devido às condições hidrológicas desfavoráveis observadas ao longo do período, houve redução da oferta de energia hidráulica. Em 2013 o decréscimo foi de 5,4%. A menor oferta hídrica explica o recuo da participação de renováveis na matriz elétrica, de 84,5% em 2012 para 79,3% neste ano, apesar do incremento de 1.724 MW na potência instalada do parque hidrelétrico.

O aumento do consumo final de eletricidade no país em 2013, de 3,6%, com destaque para os setores residencial e comercial, foi atendido a partir da expansão da geração térmica, especialmente das usinas movidas a carvão mineral, gás natural e bagaço de cana, cujas participações na matriz elétrica, na comparação de 2013 contra 2012, cresceram de 1,6 para 2,6%, de 7,9 para 11,3%, e de 4,2 para 4,9%, respectivamente (BEN, 2014).

A matriz energética brasileira sempre foi composta em grande parte por energias renováveis, onde, segundo o Balanço Energético Nacional (2014), no ano de 2013 a oferta de energia nacional era composta por 41% por energia renovável, e os derivados da cana-de-açúcar representam a maior parcela desta energia com 16,1%.

O Brasil é o maior produtor de cana-de-açúcar do mundo. Por ser um setor de grande importância para a economia nacional, e com tecnologia consolidada, destaca-se a bioeletricidade gerada a partir do bagaço da cana-de-açúcar, e ao se tratar de um resíduo, é classificada como uma fonte renovável e sustentável.

Dentre as vantagens deste tipo de geração está a complementaridade sazonal com a energia hídrica, pois a época de colheita coincide justamente com o período de mais seca durante o ano, suprindo a demanda de energia elétrica com geração de baixa emissão de carbono através de uma tecnologia bem desenvolvida que é a cogeração.

Segundo a ANEEL (Agência Nacional de Energia Elétrica), no Brasil há 378 usinas que geram energia elétrica somando uma capacidade instalada de 9,33 GW de potência. A biomassa representa, hoje, 8,48% na matriz de energia elétrica nacional, sendo que desta parcela, o bagaço da cana-de-açúcar é responsável por 81,8%. O potencial dessa fonte de energia é tão grande, que de acordo com a Empresa de Pesquisa Energética (2014), até 2022 o potencial de exportação para o sistema elétrico da bioeletricidade da cana seria na ordem de 14 GW médios,

equivalentes à energia produzida por três usinas do porte da hidroelétrica de Belo Monte.

O setor sucroenergético fornece um atrativo econômico em virtude de apresentar uma economia de escopo, uma vez que o aproveitamento do bagaço resultante da própria produção é utilizado como combustível e aliado com a produção de etanol e açúcar permite o rateio dos custos com a produção de energia elétrica, possibilitando aliviar os custos de produção e garantir um balanço econômico positivo.

1.2 Motivação

A busca pelo desenvolvimento de uma matriz energética que possui fontes renováveis, e devido ao inevitável e iminente esgotamento das reservas de combustíveis fósseis do mundo, torna-se cada vez mais importante o correto aproveitamento dessas fontes energéticas. Nesse caso a análise de usinas sucroenergéticas tem ganhado grande interesse devido à importância que possuem como geradoras de energia elétrica.

As plantas sucroenergéticas representam ganhos ambientais e financeiros, já que utilizam de uma fonte de combustível renovável, o bagaço, que é um subproduto da cana de açúcar.

1.3 Objetivos

O presente trabalho consiste na análise de expansão do sistema de cogeração já existente em uma usina sucroenergética do interior paulista, que utiliza o bagaço da cana-de-açúcar como combustível. A análise será realizada levando em conta diversos fatores a serem calculados e discutidos de acordo com a configuração atual da usina e das diferentes configurações propostas.

Serão propostas três novas configurações do sistema de cogeração definidas como caso 1, caso 2 e caso 3. Cada proposta é descrita a seguir:

Caso 1: Consiste na mudança do sistema de geração de vapor do processo, com a substituição da caldeira de 21kgf/cm² para uma caldeira de 63kgf/cm² e a implementação de uma nova turbina de contrapressão para atender a demanda de energia térmica do processo, aumentando a geração de potência elétrica.

Caso 2: Neste caso são realizadas mudanças no sistema de geração de vapor e no sistema de geração de energia elétrica, com a implementação de uma nova caldeira de 63kgf/cm² para alimentar uma nova turbina de condensação com o objetivo de ampliar o sistema de geração de energia elétrica, mantendo a turbina de contrapressão implantada no caso 1.

Caso 3: No último caso, é realizada a implementação de uma caldeira de 21kgf/cm² para a alimentação de uma nova turbina de condensação, expandindo a geração de energia elétrica no sistema, mantendo a turbina de contrapressão implantada no caso 1.

Serão realizadas as análises energética, exergética e a viabilidade econômica da configuração atual do sistema de cogeração, considerando todos os parâmetros estabelecidos no processo da usina sucroenergética.

Para os casos 1, 2 e 3 serão feitas as análises energéticas e exergéticas para cada tipo de configuração, estabelecendo os parâmetros de cada equipamento da configuração atual, e considerando o aspecto econômico com custos de novos equipamentos, possível venda de energia elétrica e compra de combustível.

A geração de energia elétrica será feita por meio do Ciclo a Vapor, utilizando-se caldeiras e turbinas a vapor (condensação e contrapressão).

1.4 A origem da cana de açúcar

O primeiro contato com a cana-de-açúcar foi na região da Nova Guiné, Oceania. Ao descobrir a doçura da planta ela passou a ser levada para outras regiões, como é o caso do Golfo de Bengala, na Índia.

Os árabes, logo depois, passaram a cultivar a cana-de-açúcar sendo introduzida também com o passar do tempo, no Egito, em Chipre, Espanha e Sicília no século X. Acredita-se que o processo de clarificação do caldo da cana pelo uso de cinzas e compostos de uso vegetal e animal, além do desenvolvimento dos métodos de cozimento que levavam a um açúcar de alta qualidade para época, seja créditos dos egípcios, que tinham um amplo conhecimento em química.

No século XIV, o açúcar era comercializado pelos médicos que utilizavam essa substância em grãos para o auxílio no estado de saúde dos moribundos, que utilizavam como fonte de energia.

Ainda no mesmo período, Portugal, um pequeno reino da Península Ibérica, despertou seu interesse pelo comercio das especiarias se aventurando para o descobrimento de novas rotas. Nessa época, os senhores feudais cobravam altos tributos e até mesmo o roubo de mercadorias era comum, dificultando o transporte por via terrestre das mercadorias, e para deixar ainda mais difícil a comercialização por via terrestre, não havia estradas e nem veículos adequados. Dessa forma, toda a comercialização era realizada via marítima, onde saía do Mediterrâneo passando por Portugal (Estreito de Gibraltar). Os reis mantinham um relacionamento bom com os comerciantes e financistas, que na época tinham fama por sua obsessão pelos lucros, não sendo bem vistos pela sociedade da época. Essa preocupação comercial estimulou a introdução da cana-de-açúcar na Ilha da Madeira, que se tornou o laboratório modelo da produção de cultura de cana de açúcar, que mais tarde se ampliaria coma descoberta do Novo Mundo, as Américas.

1.4.1 Cana de açúcar e a disseminação no continente Americano

Em meados de 1492, o navegador Cristóvão Colombo, a serviço da rainha da Espanha, Isabel, procurava uma nova rota para as Índias e acabou chegando a América. Em 1493, na sua segunda visita à América, ele trouxe com ele a cana de açúcar na região onde hoje é a República Dominicana. Mas esse cultivo e produção foram deixados para trás com a descoberta do ouro e prata pelos espanhóis no início do século XVI.

Em 1500 houve a descoberta do Brasil, com a chegada de Cabral. No entanto, eles só encontraram uma exuberante terra voltando os olhos à Índia, que tinha a rentável comercialização de suas especiarias e artigos. Somente após 30 anos, entres tantas tentativas de invasões de franceses e ingleses, que os portugueses finalmente decidiram tomar posse do Brasil. Como essa ocupação era muito desfavorável, os portugueses decidiram inserir o padrão de ocupação deles, ou seja, a produção de cana-de-açúcar que devido ao seu alto valor, geraria recursos em seguida para a manutenção da posse da Colônia. Esse padrão se baseava em largas extensões de terra, mão de obra escrava e uso extensivo dos recursos naturais já existentes no Brasil.

Em 1532, com a vinda de Martim Afonso de Souza, se iniciou o cultivo da cana-de-açúcar, pois ele trouxe a primeira muda na Capitania de São Vicente, onde foi construído o primeiro engenho de açúcar. Porém, somente nas Capitanias de Pernambuco e Bahia, na região Nordestina Brasileira, que a construção de engenhos de açúcar foi se multiplicando.

Mesmo com tantas dificuldades e tentativas frustradas, a produção de açúcar no Brasil prosperou em menos de 50 anos. O Brasil tornou-se um grande produtor mundial de açúcar, o que garantiu a portugueses e holandeses, os responsáveis pela comercialização, um grande lucro na venda de açúcar na Europa. Enriqueciam-se com o ouro e prata oriundos do Novo Mundo, e como consequência, as cidades de Olinda e Salvador tiveram privilégios e se desenvolveram.

Uma grande tragédia mudou os planos de Portugal no ano de 1578: a morte inesperada de D. Sebastião. Rei de Portugal, morto na batalha mal sucedida de Alcazar, possibilitou ao rei da Espanha, Felipe II, anexar Portugal. Felipe II não se preocupava com a produção de açúcar no Brasil, mas como era católico, entrou em conflito contra os protestantes holandeses e ingleses.

Em 1630, com o objetivo de não perder os lucros da comercialização de açúcar, os holandeses decidiram invadir o Brasil permanecendo em Pernambuco até 1654, quando foram expulsos. Em razão do acontecido, os portugueses assinaram vários acordos com os ingleses para que a marinha britânica permanecesse enquanto estavam em conflitos com os espanhóis. Diante do ocorrido em 1654, os holandeses decidiram produzir açúcar no Arquipélago do Caribe, seguidos pelos próprios ingleses e franceses, acabando com o monopólio do açúcar do Brasil.

No final do século XVII, na região de Minas Gerais, a descoberta do ouro retirou do açúcar o primeiro lugar na geração de riquezas, cuja produção reduziu até o final do século XIX. Mesmo com a descoberta do ouro e a redução na produção de riquezas do açúcar, considera-se que a renda obtida pelo comércio do açúcar tenha sido quase duas vezes a do ouro e quase cinco vezes a de todos os outros produtos agrícolas produzidos, tais como café, algodão, madeiras, no período que compreende o do Brasil Império, de 1500 – 1822 (FIOMARI,2004).

No início do século XVIII, o Haiti, uma colônia francesa do Caribe, tornou-se o maior produtor mundial de açúcar, fazendo com que os holandeses perdessem pontos estratégicos com a comercialização do açúcar.

Segundo Fiomari (2004), esse comércio crescente dos Haitianos, foi ignorado pelos ingleses, o que possibilitou o crescimento econômico das colônias americanas e tornou-se fator decisivo para sua posterior independência e para o surgimento da nação da América do Norte.

Os ingleses invadiram Cuba e tomaram dos espanhóis em 1760 e, em menos de um ano, dobraram o número de escravos e tornaram Cuba um dos maiores produtores mundiais de açúcar. Em 1791, houve uma violenta revolução de escravos no Haiti que destruiu toda a sua produção de açúcar e expulsou os franceses que, então, foram para a Louisiana dando início à indústria açucareira norte-americana. O Brasil não estava no centro dos acontecimentos, mas continuava entre os cinco maiores produtores nessa época.

Com toda a agilidade, os ingleses, no início do século XIX, criaram um bloqueio marítimo impedindo que os franceses recebessem o açúcar de suas colônias ou de outros lugares. Nessa ocasião, Andrés Marggraf desenvolveu uma técnica de produção de açúcar a partir da beterraba, muito incentivado por Napoleão. Assim, a Europa passou a não depender mais da importação de açúcar de outros continentes.

No período da revolução industrial houve uma evolução tecnológica no setor açucareiro. Surgiu o uso do motor a vapor acionando as moendas construídas em aço, a evaporação múltiplo efeito, o cozedor a vácuo e as centrífugas que realizavam a separação do açúcar. Com isso, houve a diminuição da competitividade dos engenhos de cana-de-açúcar tradicionais que eram moendas de madeira movidas por animais ou rodas d'água, com tachos de cozimento que ficavam abertos, aquecidos a fogo e retirava o caldo por gravidade.

Em 1857, o imperador Dom Pedro II elaborou um programa de modernização na produção de açúcar no Brasil baseado em um conceito novo chamado de Engenhos Centrais, que deveriam somente moer a cana e processar o açúcar, deixando o cultivo exclusivamente para os fornecedores. Enquanto isso, Cuba liderava a produção de açúcar por cana com 25% total da produção mundial (FIOMARI, 2004).

Segundo Fiomari (2004), foram implantados efetivamente 12 Engenhos Centrais, vindos de um projeto 87 Engenhos Centrais aprovados. A maior parte não obteve sucesso devido à falta de conhecimento do manuseio do Engenho e

desinteresse dos fornecedores por quererem investir na produção de aguardente e açúcar produzido pelos velhos métodos. Houve também um alto custo pela aquisição da lenha para queimar na caldeira, fazendo com que levasse o engenho central ao fracasso, funcionando somente os engenhos que tinham a própria cana.

Com isso, essas unidades que prosperaram, somadas as que produziam no Nordeste Brasileiro, concentravam a maior parte da produção de açúcar, onde São Paulo era uma dessas, sendo denominado como “Usinas de Açúcar”. Mesmo com essas usinas em operação, não foi possível passar na frente da produção de açúcar e beterraba que já alcançava 50% da produção mundial (FIOMARI,2004)

Com a I Guerra Mundial, em 1914, houve uma devastação da indústria de açúcar europeia, especificamente no norte da França. Assim, o preço do açúcar no mercado mundial aumentou, incentivando a construção de novas usinas no Brasil, principalmente em São Paulo, onde os fazendeiros de café já tinham grande interesse em diversificar seu perfil de produção.

1.4.2 O setor sucroenergético no Brasil

A vinda dos imigrantes europeus para o Brasil teve como finalidade suprir a mão de obra nas fazendas de café, que era realizada pelos escravos, já libertados e considerados livres. Os imigrantes adquiriram com o passar do tempo terras, principalmente no interior paulista (Piracicaba e Ribeirão Preto), que seria utilizada no plantio da cana-de-açúcar para fabricar aguardente, pois era de fácil plantio e comercialização. As cidades de Piracicaba e Ribeirão Preto se tornaram regiões produtoras e fornecedoras de serviços sucroalcooleiro. Assim, houve a construção de inúmeros engenhos e Piracicaba já se destacava em seu desenvolvimento no setor, chegando ao século XX como o maior centro Paulista de produção de açúcar.

A Companhia União dos Refinados, dos irmãos Carbone, juntamente com Pedro Morganti, foi formada em meados de 1910 tornando-se uma das maiores refinarias do Brasil. Com a economia em bom estado na época os produtores de aguardente passaram a fabricar açúcar, construindo engenhos e rapidamente se transformando em usinas. Foi nessa época que surgiram grandes produtores de açúcar que encontra-se na atualidade.

A primeira fábrica para equipamentos do setor surgiu em 1920 pelos irmãos Mário e Armando Dedini. Os irmãos fundaram em Piracicaba uma pequena oficina

mecânica, que nos dias atuais é uma fábrica de equipamentos de grande porte. Na região Nordeste do Brasil (Pernambuco e Alagoas) acontecia a expansão do setor sucroalcooleiro também. Essas usinas Nordestinas abasteciam os estados do sul, completando a demanda e ainda faziam a exportação para Europa.

Em 1933, no governo de Getúlio Vargas, foi criado o IAA – Instituo do Açúcar e Álcool, que tinha como função criar um regime de cotas, ou seja, controlar a produção de cana-de-açúcar onde cada usina tinha uma quantidade de cana destinada ao engenho, e uma quantidade de álcool e açúcar a serem produzidas. Tudo isso foi devido à rápida expansão paulista de usinas e superproduções de açúcar na região Nordestina.

No início da década de 50, o Nordeste deixou de ser a região de superprodução de açúcar, passando para a região paulista com o intuito de abastecer os Estados do Sul que em decorrência da Segunda Guerra Mundial poderiam ficar sem abastecimento. Exatamente nessa época se desenvolveram as maiores produtoras brasileiras, as quais se encontram entre as maiores do mundo: Usina da Barra, São Martinho, Santa Elisa, entre outras mais. Esse marco foi apenas um de vários que marcaram a IAA – Instituto do Açúcar e Álcool, que foi extinta em 1990.

As usinas que tinham sido montadas e mantidas com os padrões iguais do início do século XX, foram obrigadas a uma mudança radical para se tornarem mais viáveis. Em razão disso, em 1959 foi criado uma cooperativa com produtores paulistas, a COPERSUCAR – Cooperativa Privada dos Produtores de Cana de Açúcar e Álcool, que visava à defesa do custo de comercialização e a busca por novas tecnologias para melhor desempenho.

A modernidade que as Usinas da África do Sul possuíam era desejo das usinas brasileiras, e foi justamente desse país que chegaram as novidades ao Brasil, como a moenda de quatro rolos com a alimentação forçada por uma calha, que levava o nome de Donnelly e o desfibrador.

Em 1975, com as crises de petróleo ocorrendo, esse desenvolvimento que foi trazido de outros países juntamente com a criação do Programa Nacional do Álcool – PROÁLCOOL foram de extrema importância para o Brasil, uma vez que o álcool é produto de origem 100% produção brasileira.

O PROÁLCOOL foi criado com o objetivo de expandir a cultura de cana-de-açúcar, principalmente no Sudeste do Brasil pelas condições climáticas favoráveis, incentivar as usinas de grande porte a produzir também álcool, e com isso estimular o uso de álcool para carros, seja misturado com gasolina ou puro. Com isso o PROÁLCOOL alavancou a produção das regiões produtoras como Paraná, Goiás, Mato Grosso e Mato Grosso do Sul. Em menos de 5 anos houve a superprodução de álcool. Segundo KOHLHEPP (2010), passando a produzir 12 bilhões por litros, fazendo com que o PROÁLCOOL passasse a ser o maior programa de energia renovável a nível mundial.

Apesar de todos os objetivos do PROÁLCOOL terem sido alcançados, ele não apresentou resultados satisfatórios e começou a ser questionado devido ao alto custo para manter o programa, a expansão do plantio em espaços de agricultores com outras culturas alimentares e o petróleo não pode ser 100% substituído pelo álcool foram alguns dos questionamentos levantados.

Em 1983, o barril de petróleo custava em torno de US$ 40 e o de álcool custava US$65, o qual um tempo depois esse preço do álcool decaiu, o barril passou a custar US$38 e o petróleo US$15. O PROÁLCOOL acabou por obrigar a Petrobrás a exportar mais barris de gasolina do que economizar, prejudicando também os consumidores (FIOMARI,2004).

Segundo NOVACANA (2014) em 1986 a venda de carros a álcool atingiu 76% do total de carros produzidos no Brasil. Esse número chegou a atingir 95% no final da década de 80 e a partir daí, essa porcentagem foi decaindo até chegar em 0,06%, no ano 1997.

Conforme publicado pela UNICA (2014) a cana processada no Brasil se manteve estável em torno de 225 milhões de tonelada entre os anos de 1986 a 1993. A partir de 1996 essa cana processada começou a aumentar, atingindo um valor de aproximadamente 290 milhões de toneladas. Em 1998, o processo da cana para produção de açúcar chegou a 317 milhões de toneladas e 13,8 milhões de m^3 de álcool.

Em 1999, seguidos de dois anos de super oferta de cana ocasionando o declínio no preço de álcool e açúcar, houve uma grande desvalorização no comércio. As condições climáticas prejudicaram ainda mais a safra desse ano, onde uma violenta geada seguida de seca, que se repetiu no ano de 2000, fez com que as

produções quebrassem. Assim, no ano de 2000 a produção de cana teve uma queda afetando significativamente os comerciantes.

Porém, devido à escassez na moagem da cana de açúcar, fez com que os preços de álcool e açúcar aumentassem. Com isso a quantidade de cana voltou a um patamar mais alto elevando também as produções, principalmente a de açúcar.

Através de dados da Única, podemos notar que no ano de 2004, foi estimado que na região Centro-Sul houvesse um crescimento não só na produção mas também na expansão do cultivo e colheita da cana de açúcar.

No ano de 2014, segundo a UNICA (2014), verificou-se uma produção de 653 milhões de toneladas de cana de açúcar, dos quais foram produzidos 38 milhões de toneladas de açúcar e 28 milhões de m³ de etanol. A produção de cana continua crescendo e se modernizando. No entanto, o setor sucroenergético está em crise. Os custos de produção foram aumentados tais como: insumos agrícolas, adequação trabalhista, adequação ambiental.

Os cenários das maiores regiões produtoras como São Paulo, Minas Gerais e Pernambuco sofrem com a crise.

Em São Paulo, região que produz 60% da cana do Brasil, a crise está vinculada a um aumento dos custos de produção nos últimos cinco anos e preços muito baixos relativo à queda do preço internacional de açúcar e também um teto que o etanol tem na produção. Hoje os custos superam o preço que a usina recebe pelo etanol que produz. (BORDA *et al*,2014).

1.5 Aspectos gerais da cogeração

Para o avanço dos sistemas energéticos, visando aumentar a eficiência, é necessária a redução das perdas nos vários processos de conversão de energia que são necessários para atender a demanda térmica, elétrica ou mecânica da usina.

Ao reduzir tais perdas reduzem-se os níveis de demanda de energia primária e todos os inevitáveis efeitos associados ao consumo de energia, como podem ser os impactos ambientais na exploração dos recursos naturais e a emissão de poluentes. Diante disso, destaca-se a tecnologia da produção combinada de calor útil e energia elétrica ou mecânica, de modo simultâneo e a partir de um único combustível, também denominada como cogeração, que pode ser aplicada em

diversos tipos de plantas térmicas que demandam tais necessidades de calor e potência elétrica. (LORA; NASCIMENTO, 2004)

Segundo Fiomari (2004), o termo cogeração é de origem americana e é empregado para designar os processos de produção combinada de energia térmica e potência mecânica ou elétrica, com o uso da energia liberada por uma mesma fonte primária de combustível, qualquer que seja o ciclo termodinâmico. Normalmente, são usados os ciclos Rankine, que são aqueles que empregam turbinas a vapor, ou os ciclos Brayton, que utilizam turbinas a gás.

1.5.1 Contexto histórico de cogeração.

De acordo com Fiomari (2004), na passagem para os anos 80, a cogeração ganhou importância, uma vez que a partir daí a indústria elétrica em alguns países sofreu um declínio, além da adesão de política de racionalização de energia ao longo prazo. No final dessa década, a produção combinada de energia térmica e potência voltou a ser priorizada no contexto das políticas energéticas, visando à minimização dos impactos ambientais provocados por outras fontes de energia.

Nos dias atuais, existe um modo alternativo para que plantas utilizadas em usinas de açúcar, álcool, celulose e papel tenham um rendimento maior de forma a não prejudicar o meio ambiente, o termo empregado para essa alternativa é a Cogeração. A Cogeração torna mais eficiente se comparado a outros modos de produção onde obtém energia térmica e potência de forma independente. Um dos aspectos relacionado a função dessa tecnologia é que eles são projetados para a demanda térmica da própria planta industrial, ou seja, utilizando da energia do produto para funcionalidade do consumidor. A potência elétrica pode atender totalmente ou parcialmente a planta industrial, tanto como pode ser vendida, tornando-se mais um produto da empresa.

O sistema de cogeração é constituído por equipamentos como caldeiras, turbinas, trocadores de calor, torres de resfriamento. Esses equipamentos juntos, utilizados em uma determinada planta, buscam obter maior eficiência da fonte primária de energia que, nas usinas do setor sucroenergético, é designado como fonte renovável de energia, nesse caso a fonte primária é o bagaço da cana de açúcar.

A usina sucroenergética pode ser considerada um empreendimento da cogeração, pois utiliza a queima do bagaço da cana-de-açúcar para gerar vapor que será utilizado para o acionamento de turbo geradores, saindo das turbinas, denominado como “vapor de escape”, usado no processo de fabricação de álcool e açúcar.

Em relação à operação com paridade elétrica é utilizada a curva de demanda eletromecânica, e a central deve atender as necessidades da usina baseada nesta curva, tendo como decorrência de processo a energia que será utilizada para atender a demanda térmica. Já a operação com paridade térmica, que são utilizadas pelas Usinas do setor Sucroenergético, gera o vapor ditado pelo consumo que o processo demanda. Esse processo é constituído de válvulas que controlam a planta quando ela atua na ausência do vapor de escape.

Segundo Fiomari (2004) em momentos que as plantas que têm por objetivo produzir excedente de energia elétrica para venda, o vapor é ofertado a um turbo gerador de maior eficiência que rebaixará a pressão do vapor a níveis desejados para os processos e produzirá energia elétrica. Após a passagem nesse turbo gerador, esse vapor poderá ser direcionado para outras turbinas de acionamento mecânico designados aos processos de fabricação de açúcar e álcool, tais como acionamento de motores das moendas, dos exaustores, bombas, entre outros.

1.5.2 Especificidades da cogeração no setor sucroenergético

A principal característica da Cogeração empregada no setor sucroenergético é a que utiliza turbinas a vapor como máquinas térmicas e que aparece vinculada a três configurações fundamentais: turbinas de contrapressão, combinação de turbinas de contrapressão em outras de condensação, que empregam o fluxo excedente, e turbinas de extração-condensação. A condensação de uma parte do vapor de escape, ou de uma extração de uma turbina de extração-condensação garante as necessidades de energia térmica da usina.

A mesma indústria, dependendo da aplicação de seus processos, pode adquirir vapor com diferentes níveis de pressão. Uma solução sugerida para este caso é a combinação de turbinas a vapor de contrapressão com turbinas de condensação, uma estrutura que permite maior acesso às entregas de energia

elétrica e energia térmica para o processo, mesmo que o custo de duas turbinas seja bem maior do que o custo de uma, junto ao fato da complexidade do ponto de vista operativo.

Quando temos como objetivo principal adequar a instalação para produção e venda de energia excedente, a utilização de turbinas de extração-condensação é a mais recomendada. Além do desempenho ter altos índices, tais máquinas de condensação com extração regulada se justificam também pela sua capacidade de satisfazer a relação energia térmica e elétrica que pode variar em uma ampla faixa.

Este sistema com maior eficiência em realizar a produção elétrica, possui geralmente turbinas de extração dupla, sendo a primeira, no nível de pressão em que o vapor é requerido pelas turbinas de acionamento mecânico, e a segunda, na pressão no qual o vapor é consumido no processo produtivo. Habitualmente, o vapor de escape das turbinas de acionamento mecânico soma-se ao fluxo da segunda extração, visando satisfazer a demanda de vapor do processo.

Dentro do setor sucroenergético, a utilização de tal sistema implica em analisar a viabilidade de operação no período fora da safra, conjuntamente com o emprego de outros combustíveis para complementar a falta de bagaço no período entre safra.

O setor sucroenergético só utilizava as turbinas para acionamento mecânico onde a necessidade de geração de energia era somente para suprir a demanda elétrica da planta, a geração de vapor era realizada com pressões baixas em torno de 22 kgf/cm² e 290 ºC de temperatura. Não existia a preocupação com eficiências energéticas altas, as turbinas eram de apenas um único estágio, mas atendiam a demanda térmica da planta.

De acordo com Fiomari (2004), passou-se a repensar no modo que o consumo de vapor de processo atuava em turbinas de simples estágio, que possuíam baixa eficiência, e para substitui-las por motores elétricos. Na readaptação das turbinas de simples estágio para múltiplos estágios e na produção de energia elétrica através de máquinas térmicas mais eficientes, podendo ou não ser de extração-condensação. Porém, para atender todas as necessidades técnicas de tais máquinas, os níveis de temperatura e pressão do vapor produzido pelo gerador de vapor nas plantas das usinas tiveram que ser modificados, passando de 22 kgf/cm² e 290 ºC para 43 kgf/cm² e 420 ºC, respectivamente. Na atualidade, é bastante

comum nas usinas a geração de vapor nessa pressão e temperatura, de forma que a tendência é a substituição das plantas de baixa pressão 22 kgf/cm² para as de média pressão, 43 kgf/cm².

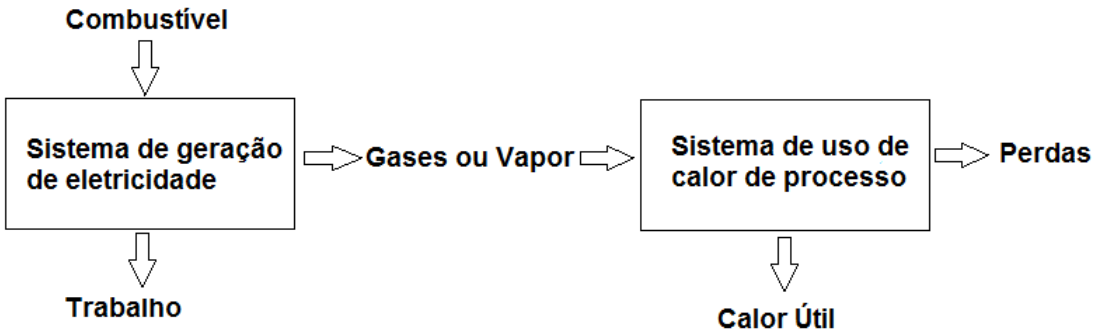
Com o desenvolvimento da tecnologia em pesquisas e inovação, tem surgido maquinas térmicas a vapor com eficiências mais elevadas, todavia, para que o rendimento da máquina seja alta, é necessário que as plantas operem gerando vapor de alta pressão, onde segundo Fiomari (2004) devem ser de 63 kgf/cm² e normalmente 480°C de temperatura. É importante destacar que são limitados os níveis de temperatura do vapor direto por razão dos materiais usados em equipamentos e tubulação. As temperaturas acima de 480°C tem necessidade de usar aço com alto teor de elementos de liga, mostrando porque é inviável o negócio em razão do alto preço. Hoje já existem geradores de vapor operando em usinas sucroenergéticas com nível de pressão a 100 kgf/cm² e um nível de temperatura de 540 °C.

Nas usinas do setor sucroenergético, o vapor direto é usado em turbinas a vapor que geram potência mecânica. Essa potência gerada pela turbina a vapor pode ser utilizada no acionamento direto de outros equipamentos, bombas, desfibradores, picadores e moendas assim como outros. E também se pode transformar em potência elétrica nos geradores elétricos que mais à frente vão gerar a energia para acionamentos elétricos da usina. Em ambos os casos, há a liberação do vapor de baixa pressão, normalmente em torno de 2,5 kgf/cm², que é utilizado no processo nas operações de aquecimento, evaporação, destilação e cozimento.

Segundo Lobo (2002), as empresas que estão utilizando turbogeradores de múltiplos estágios e motores elétricos no acionamento das moendas consomem 42,1 kg de bagaço para moer uma tonelada de cana, enquanto outras, as que utilizam turbinas menores e consequentemente menos eficientes nos acionamentos, necessitam de 120 kg de bagaço para realizar a mesma tarefa.

De acordo com a ordem de produção das formas de energia produzidas, existem duas possibilidades de processo sequencial de produção de eletricidade e consumo de energia térmica útil. O mais encontrado na prática em usina sucroenergética, é o ciclo *topping*, como é ilustrado na figura 2. Nesse ciclo o vapor é utilizado primeiramente para produzir potência elétrica, em seguida a energia térmica resultante é recuperada e utilizada no processo de produção.

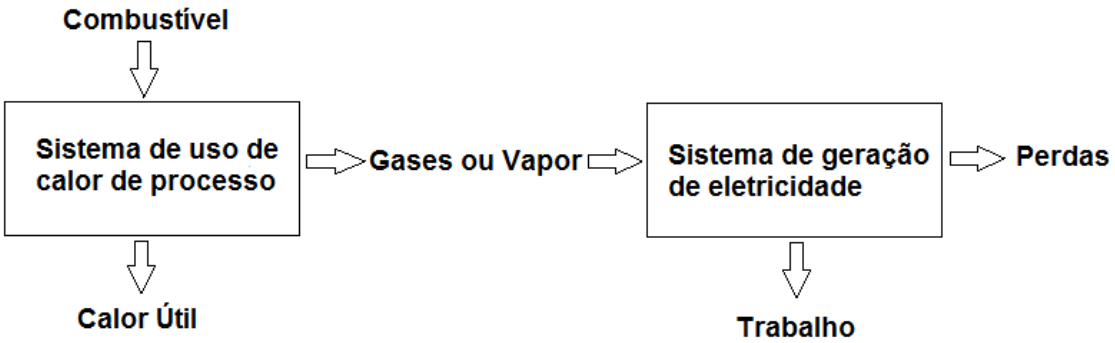
Figura 2 - Ciclo de cogeração do tipo geração elétrica a montante (*topping)*



Fonte: Elaboração própria.

Já o clico *bottoming*, como segue na figura 3, a energia térmica residual associada aos processos industriais que necessitam de alta temperatura é direcionada à produção de energia elétrica. Sendo mais comum essa situação em indústrias químicas.

Figura 3 - Ciclo de cogeração com geração de energia elétrica a jusante (*bottoming)*



Fonte: Elaboração Própria.

Segundo Coelho (2002), além da boa adequação da cogeração existem mais vantagens que destacam esse processo como eficiente:

- **Vantagens estratégicas:** gerações descentralizadas, próximas aos pontos de consumo. No caso particular da região Sudeste e Centro Oeste a geração ocorre no período seco, podendo complementar a geração hidrelétrica;

- **Vantagens econômicas:** uso de combustível e equipamentos nacionais;
- **Vantagens sociais:** utilização de mão de obra na zona rural;
- **Vantagens ambientais:** combustível limpo e renovável, apresentando captura de carbono (CO_2) no seu balanço, um dos gases responsáveis pelo efeito estufa.

No caso da usina sucroenergética, o combustível a ser utilizado na caldeira, para queima, é o bagaço da cana. A produção de bagaço pode variar de acordo com a quantidade de fibra que se encontra na cana. Utilizando números dentro das médias para a fibra da cana e do bagaço, pode-se considerar que uma tonelada de cana produz 285 kg de bagaço.

Em relação aos produtos que são gerados, podemos considerar o principal que é o vapor que sai das turbinas, denominado vapor de escape. Este é usado nas operações mostradas acima que não requerem altas temperaturas, por isso o ciclo *topping* é utilizado em plantas sucroenergéticas. A necessidade real desse processo é que o vapor seja saturado ou o mais perto possível da saturação, pois nas trocas indiretas de vapor ocorre a condensação liberando a maior parte de sua energia. Em sistemas convencionais que trabalham com turbinas de contrapressão de simples estágio, normalmente a demanda de vapor no processo é cerca de 500 kg por tonelada de cana. Com a junção da cogeração e a venda da energia gerada, tem-se buscado diminuir esse consumo para que mais vapor possa ser condensado em turbinas de extração-condensação, produzindo assim, mais energia para ser exportada, tornando-se ainda mais eficiente.

1.6 Modelo institucional da indústria de energia elétrica

O setor elétrico brasileiro no decorrer dos últimos anos sofreu mudanças estruturais na sua ordem institucional e em nível de regulamentação que alteraram o cenário, antes regido e controlado pelo governo. A seguir será apresentado em ordem cronológica os acontecimentos, a reestruturação e os programas criados no setor de energia.

Em 1996 foi criada a Agência Nacional de Energia Elétrica (ANEEL) com o objetivo de regular e fiscalizar a geração, transmissão, distribuição e comercialização da energia elétrica.

No ano de 1998 foram criados o Operador Nacional do Sistema Elétrico (ONS), responsável pelo controle e operação das instalações de geração e transmissão de energia elétrica, e o Mercado Atacadista de Energia (MAE), responsável pelas transações de compra e venda de energia elétrica.

Em 2000, através do Decreto n 3.371, de 24 de fevereiro de 2000 foi instituído o Programa Prioritário de Termeletricidade (PPT), com o objetivo de inserir usinas termelétricas e centrais de cogeração a gás natural.

Já em 2001 ocorreu a crise energética, relacionada com a pouca disponibilidade de água nas usinas hidrelétricas, algo semelhante ao que vem ocorrendo neste ano, que foi um dos principais motivos para que ocorresse uma reestruturação no setor. Como a demanda de energia aumentava, aliada ao baixo nível dos reservatórios das hidroelétricas, e não havia investimento, a oferta de energia não supriu toda a demanda que o Brasil necessitava ocasionando o racionamento de energia, e alguns “apagões” durante o dia.

Em 2002, foi criado o Programa de Incentivos às Fontes Alternativas de Energia Elétrica (PROINFA), que permitia a contratação de energia produzida por fontes alternativas renováveis (eólica, biomassa e pequenas centrais hidrelétricas).

Em 2004 foi criada a Empresa de Pesquisa Energética (EPE), que possui o objetivo de realizar estudos e pesquisas para subsidiar o planejamento do setor energético, e a Câmara de Comercialização de Energia Elétrica (CCEE), com o objetivo de possibilitar o comércio de energia elétrica no Sistema Integrado Nacional.

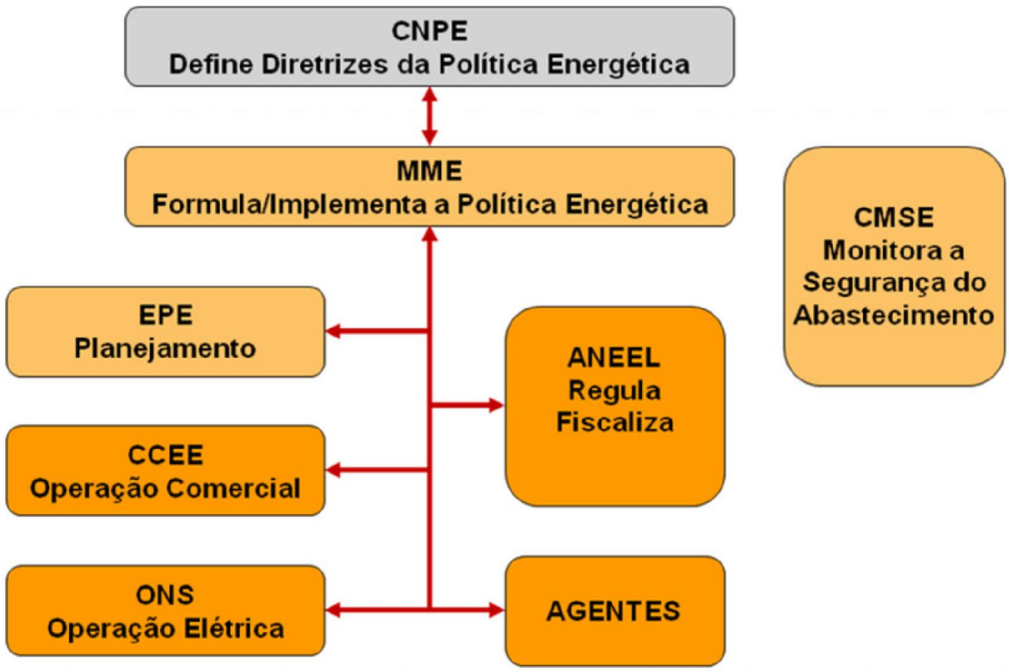
Segundo Carossini (2008) em 2004, baseado nas Leis nº. 10.847 e nº. 10.848, e no decreto nº. 5.163, foi instituído o Novo Modelo Institucional, que visava:

- Garantir a segurança do suprimento de energia elétrica;
- Promover a modicidade tarifária;
- Promover a inserção social no Setor Elétrico Brasileiro, em particular pelos programas de universalização de atendimento.

Por fim, no ano de 2005 foi estabelecido Protocolo de Kyoto, que permitia a comercialização de créditos de carbono oriundos da cogeração.

A figura 4 ilustra como ficou o novo modelo institucional do setor elétrico.

Figura 4 - Novo modelo institucional do setor elétrico



Fonte: CAROSSINI, 2008.

O estímulo à geração independente e descentralizada, além do aumento da geração de energia elétrica através da cogeração em indústrias, tem sido crescente no sentido de se evitar a ocorrência de uma nova crise. Dentro deste contexto, o setor sucroenergético merece uma posição de destaque, pois pode contribuir e muito para a produção de energia elétrica excedente para comercialização.

1.6.1 Mercado de energia elétrica

Segundo a CCEE (2014) a comercialização de energia elétrica no Brasil é realizada em dois tipos de ambiente: o Ambiente de Contratação Regulada (ACR) ou Mercado Cativo e o Ambiente de Contratação Livre (ACL) ou Mercado Livre. Todos os contratos, sejam do ACR ou do ACL, têm de ser registrados na CCEE, e servem de base para a contabilização e liquidação das diferenças no mercado de curto prazo.

A seguir na Tabela 1 são apresentadas as diferenças para cada ambiente de contratação de energia.

Tabela 1 - Ambientes de Comercialização de Energia Elétrica no Brasil

	Ambiente Livre	**Ambiente Regulado**
Participantes	Geradoras, comercializadoras, consumidores livres, importadores e exportadores	Geradoras, distribuidoras e comercializadoras. As comercializadoras podem negociar energia somente nos leilões de energia existente
Contratação	Livre negociação entre os compradores e vendedores	Realizada por meio de leilões de energia promovidos pela CCEE, sob delegação da Aneel
Tipo de Contrato	Acordo livremente estabelecido entre as partes	Regulado pela Aneel, denominado Contrato de Comercialização de Energia Elétrica no Ambiente Regulado (CCEAR)
Preço	Acordado entre comprador e vendedor	Estabelecido no leilão

Fonte: CCEE, 2014.

1.6.1.1 Leilões de energia

Os leilões de energia funcionam ao contrário dos leilões de oferta, onde os vencedores do leilão serão aqueles que ofertarem a energia elétrica pelo menor preço por MWh para atendimento da demanda prevista pelas distribuidoras.

Os vendedores serão os agentes geradores, que irão apresentar as quantidades e os preços dos lotes de energia para atendimento da demanda, que foi antecipadamente informada ao Ministério das Minas e Energia. Posteriormente as ofertas de venda são reorganizadas de acordo com o preço, de modo que o primeiro lote de energia a ser comprada pelos agentes de distribuição será aquele que apresentar menor preço, e o segundo lote será o segundo que apresentar o menor preço, até que toda a demanda seja suprida.

1.6.1.2 Mercado cativo de energia elétrica

Segundo a CCEE (2014) os leilões de compra de energia elétrica realizados pela delegação da Agência Nacional de Energia Elétrica, determinam a função primordial no Ambiente de Contratação Regulada - ACR. Os compradores e

vendedores de energia participantes dos leilões formalizam seus acordos comerciais por meio de contratos registrados no âmbito do ACR. Nos leilões estruturantes definidos pelo Conselho Nacional de Política Energética - CNPE, os leilões são realizados diretamente pela Aneel.

Os contratos desse ambiente têm regulação específica para parâmetros como preço da energia, submercado de registro do contrato e a validade de fornecimento da energia, os quais não são passíveis de alterações bilaterais por parte dos agentes. Podem participar dos leilões de energia empresas autorizadas a distribuir energia, concessionárias, empresas de geração e as comercializadoras de energia.

1.6.1.3 Mercado livre de energia elétrica

No Ambiente de Contratação Livre - ACL, os geradores a título de serviço público, autoprodutores, produtores independentes, comercializadores, importadores e exportadores de energia e os consumidores livres e especiais podem negociar a compra de energia, estabelecendo quantidades, preços e prazos de fornecimento de energia. As operações são executadas por meio de Contratos de Compra de Energia no Ambiente Livre, nos quais devem ser obrigatoriamente, registrados na CCEE, que é a instituição responsável por realizar a liquidação financeira das diferenças entre a quantidade de energia contratada e a quantidade de energia que foi consumida.

No Mercado Livre de energia elétrica, as negociações de compra e venda de energia acontecem através de contratos bilaterais, uma vez que existe a livre negociação entre os agentes geradores, comercializadoras, consumidores livres, importadores e exportadores de energia.

Em 1998 pela Lei no 9.648/1998 foi estabelecido dois grupos de consumidores que poderiam optar pelo seu fornecedor de energia elétrica. O primeiro grupo é constituído por unidades consumidoras com potência maior ou igual a 3 MW atendidas em tensão maior ou igual a 69 KV. Esses consumidores podem comprar energia de qualquer unidade comercializadora e geradora de energia. O segundo grupo é dotado pelas unidades consumidoras com potência maior ou igual a 500kW atendidos com qualquer nível de tensão, que fica a critério do consumidor escolher o seu fornecedor de energia, desde que o mesmo seja de fontes

incentivadas, tais como: Pequenas Centrais Hidrelétricas, Usinas de Biomassa, Usinas Eólicas dentre outras.

1.6.1.4 Mercado de curto prazo

A Câmara de Comercialização de Energia Elétrica que realiza a contabilização entre o que foi produzido ou consumido e o que foi contratado de energia, essas diferenças positivas ou negativas são vendidas no Mercado de Curto Prazo (ou *Spot*) e o valor dessa diferença é o PLD (Preço de Liquidação das Diferenças), que é determinado semanalmente para cada patamar de carga, a partir do custo marginal de operação do sistema, que é limitado por um preço mínimo e por um preço máximo.

Todos os contratos de compra e venda de energia, tanto no Ambiente de Contratação Regulado como no Ambiente de Contratação Livre, devem ser registrados na CCEE que realiza a medição da quantidade de energia efetivamente produzidos/consumidos por cada unidade. Dessa forma, pode-se dizer que o mercado de curto prazo é o mercado das diferenças entre a quantidade de energia contratada e a quantidade de energia medida.

Na tabela 2, é apresentado o PLD limitado por valores mínimo e máximo de acordo com legislação da Aneel, com validade entre a primeira e a última semana operativa de preços do ano de 2014.

Tabela 2 - Valores máximos e mínimos do PLD para o ano de 2014

Limites do PLD (2014)	R$/MWh
Mínimo	15,62
Máximo	822,83

Fonte: CCEE, 2014.

1.6.2 Programa de incentivo às fontes alternativas de geração de energia

Com o intuito de promover a diversificação da matriz energética brasileira na busca por novas energias alternativas, o Ministério de Minas e Energia criou o

Programa de Inventivo às Fontes de Energia Elétrica (PROINFA), para aumentar a participação das fontes renováveis na geração de energia elétrica: energia eólica, biomassa, e de pequenas centrais hidrelétricas.

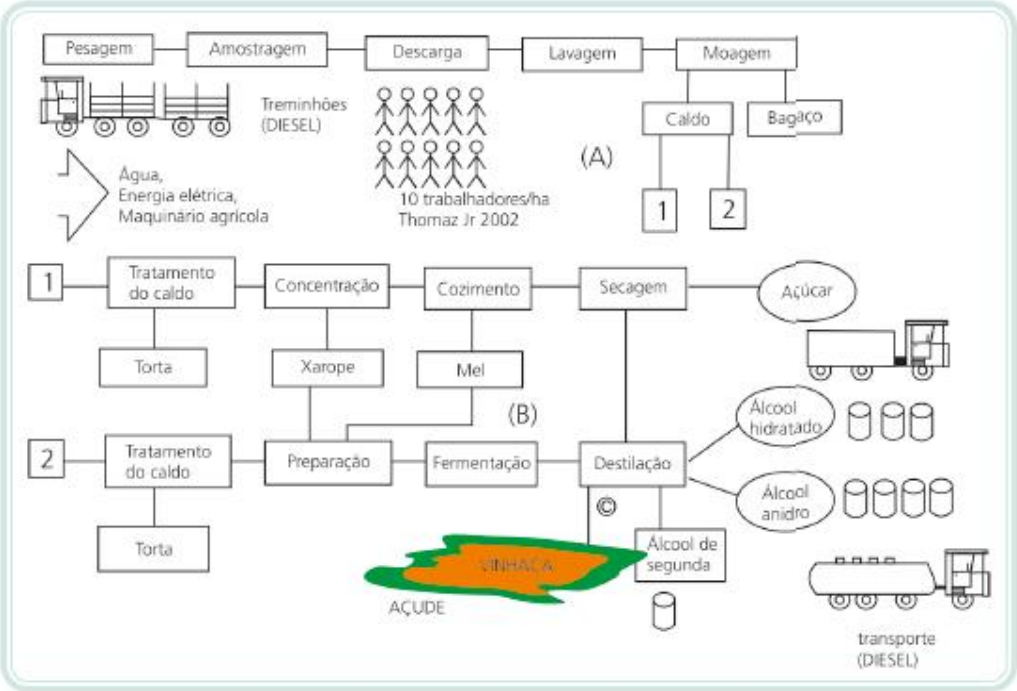
O Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica - PROINFA foi instituído pela Lei 10.438/2002 de 26 de abril, com o propósito de aumentar a participação da energia elétrica produzida por sistemas de produtores independentes Autônomos, contemplados com fontes de geração de energia eólica, pequenas centrais hidrelétricas e biomassa, no Sistema Elétrico Interligado Nacional.

> Segundo a Câmara de comercialização de energia elétrica a primeira etapa do programa tinha como objetivo a implantação de 3.300 MW de capacidade, sendo a compra da energia assegurada por meio de contratos celebrados pelas Centrais Elétricas Brasileiras S.A. – ELETROBRÁS, no prazo de 20 (vinte) anos, a partir da data de entrada em operação definida no contrato. Os custos do PROINFA são rateados entre todas as classes de consumidores finais atendidas pelo Sistema Elétrico Interligado Nacional, proporcionalmente ao consumo verificado. As Cotas de custeio do PROINFA são calculadas e publicadas em resolução pela ANEEL até 30 de novembro de cada ano. São estabelecidas em conformidade com o Plano Anual do PROINFA – PAP, elaborado pela ELETROBRÁS e homologado pela ANEEL.
>
> A ANEEL efetua o cálculo do percentual de rateio para definição das Cotas de energia elétrica com base nas informações de consumo dos agentes apresentadas pela CCEE, considerando-se ainda para os autoprodutores, o consumo registrado superior à geração própria.
>
> A CCEE registra as Cotas anuais e em seguida é efetuada a sazonalização pela ELETROBRÁS. As usinas participantes do PROINFA são modeladas no âmbito da CCEE de forma que seja identificada a energia efetivamente produzida em cada uma das centrais geradoras, bem como a apuração de eventuais exposições no mercado de curto prazo pelo agente comercializador de energia do PROINFA – ACEP.

1.7 Processo industrial de uma usina sucroenergética

Para obtenção de açúcar e etanol temos a usina sucroenergética que é responsável pelo processamento da cana de açúcar através do sistema de cogeração. A usina tem seus setores, com a sua função designada para o bom funcionamento e produção de energia.

Figura 5 - Processo de produção de açúcar e álcool



Fonte: CHIEPPE JÚNIOR, 2012.

1.7.1 Recepção e preparo

A cana de açúcar é descarregada nas mesas alimentadoras e sofre uma lavagem, que hoje em dia o sistema já está sendo substituído por limpeza a seco. Logo após, é conduzida através de uma esteira rolante para os picadores e desfibradores, e então segue para a moenda.

A extração do caldo é realizada pela moenda, na qual esmaga a cana através dos rolos que exercem grande pressão sobre a cana. Existe outra tecnologia de extração do caldo, que é a extração por difusão pelo princípio da osmose que vem substituindo as moendas, porém, ainda é pouco usual. O caldo que é extraído pelo primeiro terno da moenda é desviado para a fabricação de açúcar, o caldo que é retirado dos outros ternos da moenda é destinado à fabricação de etanol. Devido a isso, é adicionado água nos ternos da moenda denominada embebição, a fim de diluir o açúcar ainda existente na cana aumentando a eficiência na extração. E por fim, o bagaço que restou do processo de extração do caldo pela moenda é desviado para servir de combustível na caldeira.

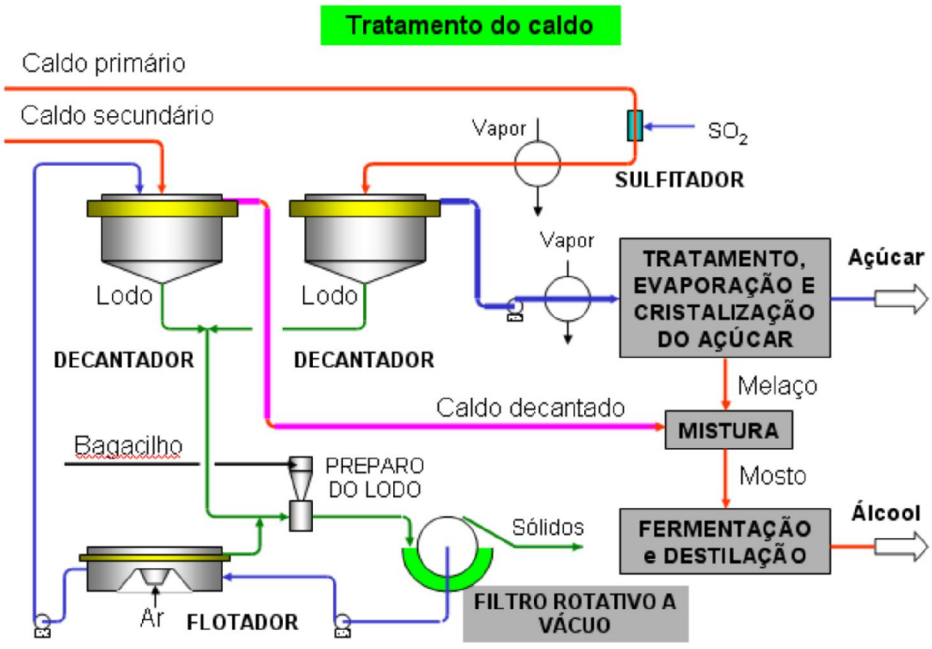
1.7.2 Tratamento de caldo

O tratamento de caldo é composto por uma caixa de caldo misto, que é um recipiente no qual há uma separação entre o caldo que será utilizado para produção de cana-de-açúcar e o que é destinado para o etanol. Geralmente há a separação do caldo, o da extração primária vai para a produção de cana-de-açúcar e o secundário vai para a produção de etanol.

O processo de fermentação ou destilação do caldo exige cuidados que garantam a qualidade do processo e evitem problemas na centrifugação do vinho ou na destilação.

A seguir na figura 6 tem–se um fluxograma do processo de tratamento de caldo.

Figura 6 - Processo de tratamento do caldo



Fonte: MACHADO, 2012.

1.7.2.1 Tratamento para a fabricação de açúcar

O caldo que se encontra presente na caixa de caldo misto é aquecido através de trocadores de calor do tipo placas e enviado para a sulfitação. A sulfitação nada

mais é que reação do caldo com o gás sulfuroso (SO_2). Com isso o pH torna-se ácido, e então é injetado cal para o controle desse parâmetro, e o caldo é então enviado para a caixa de caldo sulfitado. Depois esse processo, o caldo sulfitado passa por aquecedores responsáveis por aumentar a temperatura. Então, é enviado aos decantadores, onde o contato com um polímero faz com que toda a impureza fique no fundo. Através de bombas, essa impureza é encaminhada para a caixa de lodo.

O caldo nesta etapa do processo denomina-se clarificado e é enviado aos pré evaporadores. Em seguida esse caldo cai em uma caixa de caldo pré-evaporado, onde é enviado para os evaporadores, que realizam a extração máxima da água presente no caldo.

No interior desse equipamento, os operadores controlam o BRIX, que consiste na porcentagem em massa de sólidos solúveis contidas em uma solução de sacarose quimicamente pura. Quando o BRIX atinge o valor esperado de aproximadamente 65°, o seu conteúdo que já passa a ser o xarope, é encaminhado para o tanque de xarope bruto. Finalmente, o xarope bruto passa pelo flotador de xarope que é responsável por retirar as impurezas finais e, então é enviado para o tanque de xarope flotado, utilizado já pela fábrica de açúcar.

1.7.2.2 Tratamento de caldo para a fabricação de etanol

Para a obtenção do etanol, o tratamento do caldo é simples. O caldo misto é direcionado para um filtro simples, responsável por filtrar as impurezas grossas e logo após já é enviado para o aquecedor. Após estar com uma temperatura relativamente alta, é encaminhado ao decantador de etanol. Ele recebe o mesmo polímero que o caldo do açúcar. Ocorre o mesmo processo de decantação e retirada do lodo, e o caldo, então clarificado, é enviado para a caixa de caldo clarificado de etanol. Esse caldo clarificado é aquecido através de um trocador de calor e já enviado para a preparação do mosto.

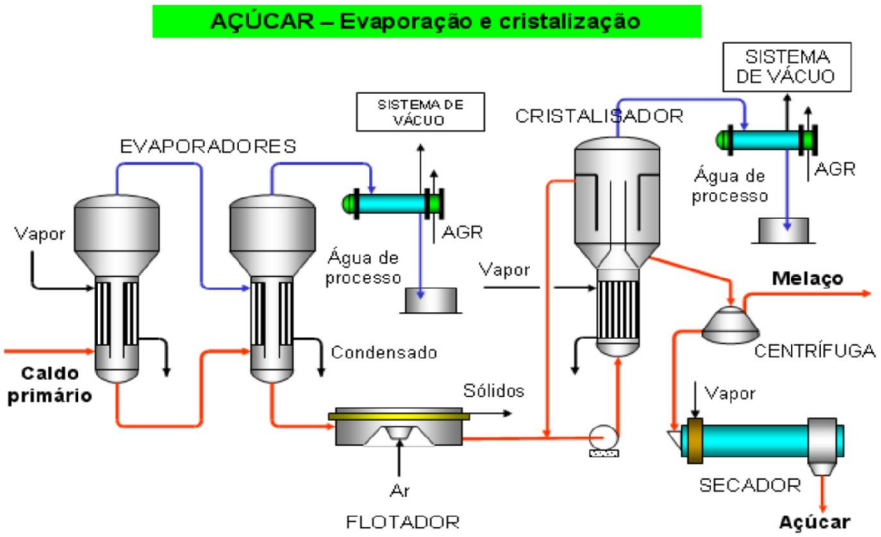
1.7.3 Fabricação de açúcar

Esse setor é responsável por receber o xarope e convertê-lo no açúcar cristalizado. Esse xarope é encaminhado para os cozedores à vácuo. Um desses cozedores utiliza o método de semeamento, que proporciona um maior controle e rapidez da cristalização. Já os outros cozedores realizam o processo através do método por espera, onde se coloca o mel nos cozedores e através do controle de temperatura e pressão, realiza-se a retirada restante da água. A “massa” é dirigida aos cristalizadores, que possuem agitadores que auxiliam a cristalização do açúcar e impedem a formação de blocos. Os “Cristalizadores Sementes” são os alimentados pelo primeiro cozedor e os “Cristalizadores Massa" são alimentados pelos demais cozedores.

No "Cristalizador Semente" ocorre o processo de retirada da semente através de uma bomba e a matéria restante é enviada às centrifugas contínuas, que realizam a separação dos cristais do açúcar do mel final (que vai para a destilaria) e do mel que retorna para a caixa de mel rico. Já os "Cristalizadores de Massa", enviam a massa para as centrifugas descontínuas, que separam o açúcar dos “méis”. Através da força centrífuga, realiza-se uma primeira lavagem da massa na centrifuga, obtendo assim o mel pobre. Depois, na segunda lavagem, obtêm-se o mel rico. Então, uma espécie de espátula percorre a parede da centrífuga para realizar a retirada do açúcar. A partir daí, o açúcar cai em uma esteira que o encaminha para o secador, responsável por resfriar o açúcar até a temperatura ambiente, e o mesmo já está pronto para ensaque.

Na figura 7 ilustra-se o processo simplificado da fabricação de açúcar.

Figura 7 - Processo de fabricação do açúcar



Fonte: MACHADO, 2012.

1.7.4 Fabricação de etanol

Para iniciar o processo da fabricação do etanol, o caldo obtido do tratamento de caldo é pré-evaporado, o que o deixa em boas condições para fermentação. A matéria-prima agora denominada de mosto, que é composta por caldo clarificado, água e melaço, é então direcionada as dornas de fermentação.

A fermentação acontece através de dornas, do tipo contínua e agitada, e também possuindo agitador mecânico, as dornas são fechadas com recuperação de etanol oriundo do gás carbônico, que é o gás liberado durante a fermentação.

No processo de fermentação temos a transformação de açúcares em etanol, o processo é estimulado por uma levedura especial. Já citado, este processo tem o desprendimento de gás carbônico e calor, levando as dornas serem fechadas por esse motivo. Esse intuito de fechar é para recuperar o etanol e o calor presente no gás carbônico. A fermentação tem a temperatura regulada entre 28° a 30°C, e o mosto fermentado já é chamado de vinho com 9,5% de etanol.

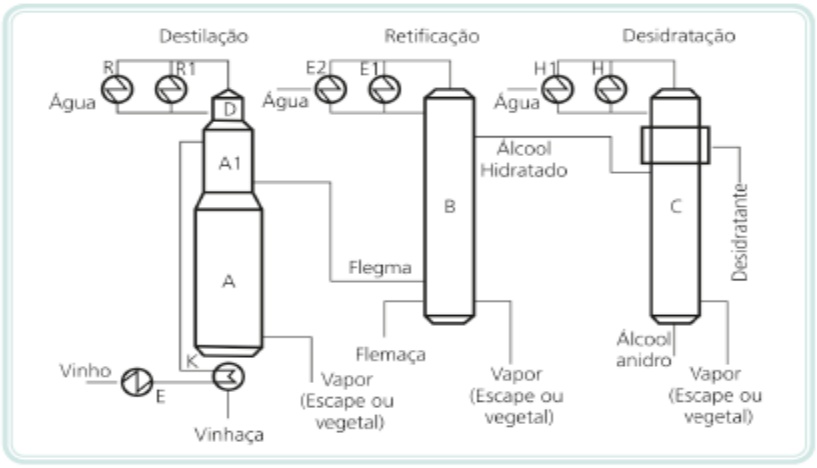
Após a fermentação, a levedura é recuperada através do processo de centrifugação, através de centrífugas que separam o fermento do vinho. Esse vinho é encaminhado para a destilaria e o fermento retorna às dornas.

Em seguida, é encaminhado para o processo de destilação, a qual é realizada por meio de três torres. O vinho é inserido nas duas primeiras torres, assim como o vapor vegetal para realizar a retirada do etanol do mosto através da destilação, devido ao menor ponto de ebulição do etanol comparado ao da água.

Na destilação há um subproduto importante denominado vinhaça. A vinhaça é rica em água, matéria orgânica, nitrogênio, potássio e fósforo, e é utilizada na fertirrigação da cana-de-açúcar.

A terceira coluna é chama de torre de retificação, onde além da obtenção do etanol, há também outro resíduo denominado flegmaça. Todo o etanol retirado das torres de destilação é hidratado, e para se obter o etanol anidro ele segue para uma torre de destilação fracionada, onde é separado da água apresentando valores em torno de 99,6 % de grau alcoólico, enquanto o etanol hidratado possui um grau entre 95 e 96 %.

Figura 8 - Processo simplificado de fabricação de etanol



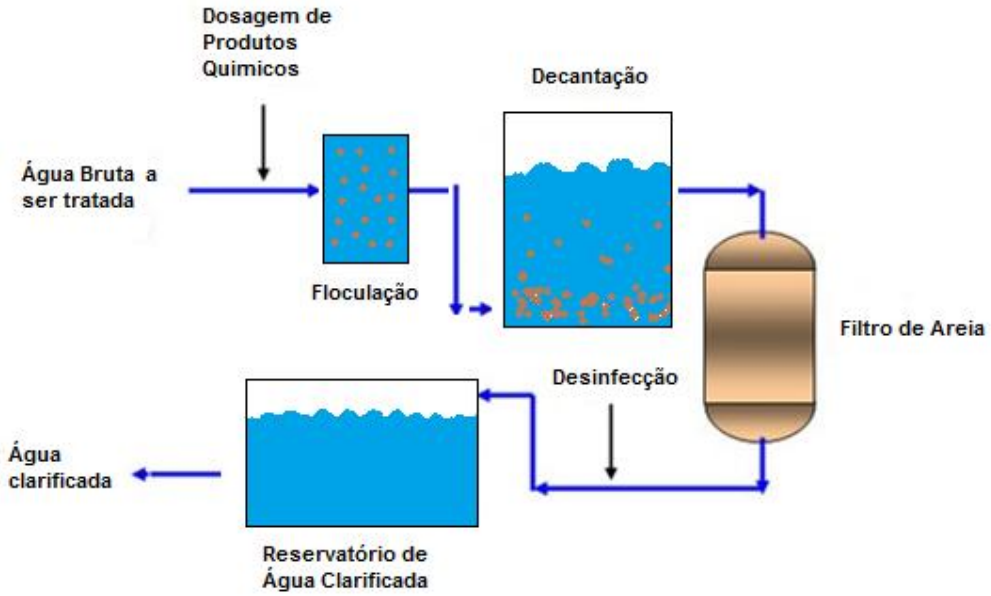
Fonte: JÚNIOR, 2012.

1.7.5 Tratamento de água

A ETA (estação de tratamento de água) faz o tratamento de toda a água usada na usina, essa é sua principal função. Existem diversos tratamentos de água, mas aqui focaremos no tratamento da água que irá para a caldeira. A água bruta é coletada diretamente do rio, por bombas que levarão para um tanque que servirá como reservatório. Essas bombas são responsáveis por levar a água para

processos como de lavagem de piso, lavagem da cana-de-açúcar e para o tratamento. Através desse processo podemos obter três tipos de água: clarificada, a abrandada e a desmineralizada. A figura 9 apresenta o fluxograma do processo de clarificação da água.

Figura 9 - Processo de clarificação da água



Fonte: Elaboração Própria

A água clarificada é o primeiro processo do tratamento da água bruta. Ele é realizado através das ETAs, nas quais possuem três partes: o floculador, que consiste em um tanque que agita a água com o policloreto de alumínio (PAC), que faz a retirada das partículas mais pesadas da água; o decantador, que armazena e coleta a água saída do floculador através de orifícios presentes na sua tubulação interna; e por fim, onde a água cai diretamente, no filtro de areia, que extrai o restante das impurezas visíveis.

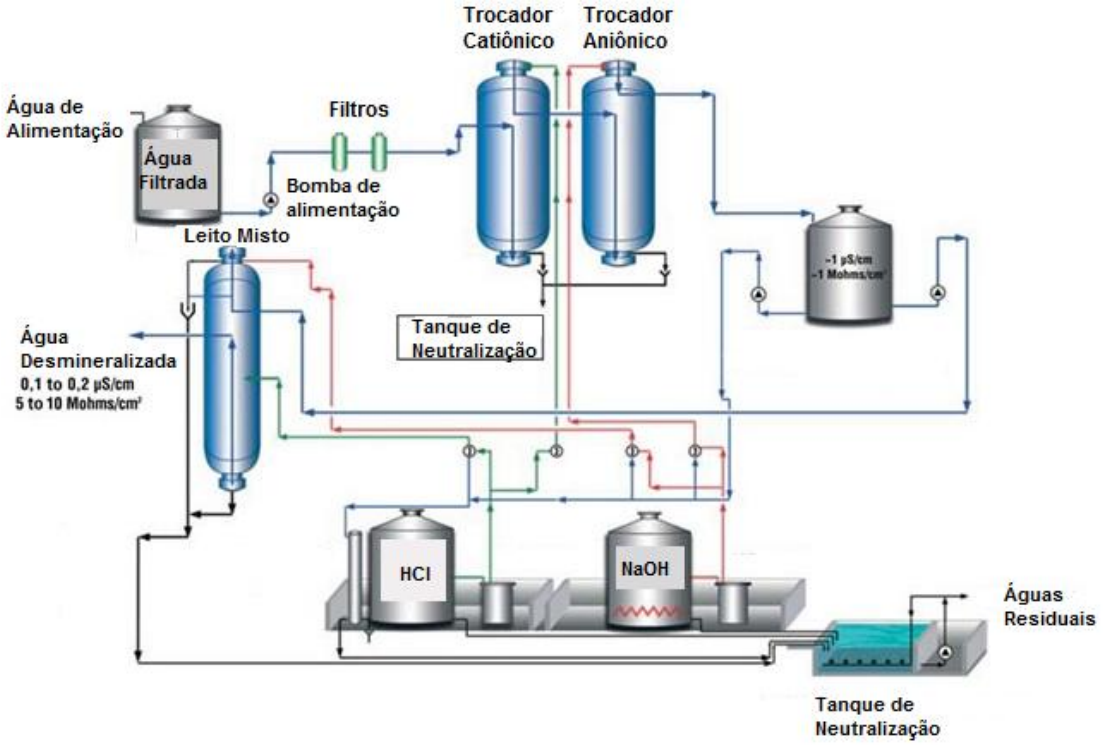
A água que se encontra clarificada vai para um tanque de armazenamento para ser utilizada nas próximas etapas. Essa água é utilizada em torres de resfriamento, fermentação, e também se encontra no estágio inicial para desmineralização e abrandamento.

O processo de abrandamento está na inserção de íons catiônicos para a retirada de dois minerais presentes na água clarificada: o cálcio e o magnésio.

Antes, a água clarificada é passada em um último filtro de carvão para a retirada por completo de impurezas presentes. A partir daí ela vai para o filtro catiônico, que é rico em sódio, responsável pela retirada do cálcio e magnésio. É preciso uma manutenção contínua desses íons catiônicos do filtro, que acontece através de uma regeneração, acrescentando sal na água, realizando uma mistura. Após esse tratamento, a água é mandada ao tanque da caldeira onde vai ser utilizada.

A seguir na figura 10 tem-se o processo de desmineralização da água.

Figura 10 - Processo de desmineralização da água



Fonte: Adptado Babcock Wanson (2014)

O processo de desmineralização consiste na retirada do máximo possível de minerais presentes na água. Ela também acontece em um filtro de carvão e em um filtro catiônico com íons H+ (ácidos), mas diferencia da abrandada, pois também passa por um filtro aniônico com hidroxilas (OH-). Assim, a água se neutraliza e fica com teor de minerais quase nulos. Essa água é mandada para o reservatório e logo após encaminhada para o tanque de “água desmineralizada”.

2. METODOLOGIA

O conceito de energia é um conceito fundamental em termodinâmica e um dos aspectos mais significativos de análise em engenharia. A energia pode ser armazenada no interior de sistemas sob várias formas e também pode ser convertida de uma forma em outra e transferida entre sistemas. Para sistemas fechados, a energia pode ser transferida por meio do trabalho e transferência de calor. A quantidade total de energia é conservada em todas as transformações e transferências (MORAN; SHAPIRO, 2009).

2.1 A Primeira Lei da Termodinâmica

A análise de sistemas e processos pela Primeira Lei da Termodinâmica baseia-se na conservação da energia e massa. As equações que representam os processos são ajustadas para volumes de controle com fluxo de massa em cada subsistema que compõe o ciclo (ROCHA, 2010).

A lei de conservação da massa considera o sistema em regime permanente, incluindo apenas o fluxo que entra e sai do volume de controle, desprezando a variação de massa no seu interior. Portanto, a lei estabelece que a taxa temporal de variação da massa contida no interior do volume de controle no instante *t* será igual a taxa temporal de fluxo de massa através da entrada *e* no instante *t* menos a taxa temporal de fluxo de massa através da saída *s* no instante (MORAN; SHAPIRO, 2009). Matematicamente, a lei é representada pela equação 1 :

$$\frac{dm_{vc}}{dt} = \sum \dot{m}_s - \sum \dot{m}_e \qquad \text{Eq.1}$$

Para um volume de controle em regime permanente a identidade da matéria no interior do volume de controle varia continuamente, mas a quantidade total presente em qualquer instante permanece constante. Assim a equação 1 para um volume de controle pode ser reescrita como :

$$\sum \dot{m}_s - \dot{m}_e = 0 \qquad \text{Eq. 2}$$

Onde:

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

$\dot{m}_s$: Vazão mássica que sai no volume de controle (kg/s).

A primeira lei da termodinâmica estabelece que a taxa temporal de variação da energia contida no interior do volume de controle no instante *t*, será igual a taxa líquida na qual a energia está sendo transferida para dentro por transferência de calor no instante *t*, menos a taxa líquida na qual a energia está sendo transferida para fora por trabalho no instante *t*, mais a taxa líquida da energia transferida para o volume de controle juntamente com o fluxo de massa (MORAN; SHAPIRO, 2009). Desta forma, a primeira lei da termodinâmica pode ser escrita como:

$$\frac{Edt_{v.c}}{dt} = \dot{Q}_{v.c} - \dot{W}_{v.c} + \sum \dot{m}_e \left(h_e + \frac{{V_e}^2}{2} + gz_e\right) - \sum \dot{m}_s \left(h_s + \frac{{V_s}^2}{2} + gz_s\right) \quad \text{Eq. 3}$$

Onde:

g: Aceleração gravitacional (m/s²);

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

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

$\dot{Q}_{v.c}$: Potência térmica no volume de controle (kW);

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

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

$\dot{W}_{v.c}$: Taxa de transferência de trabalho no volume de controle (kW);

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

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

Considerando desprezíveis as taxas de energia cinética e potencial no volume de controle, podemos reescrever a equação 3 como:

$$\dot{Q}_{v.c} - \dot{W}_{v.c} + \sum \dot{m}_e h_e - \sum \dot{m}_s h_s = 0 \quad \text{Eq. 4}$$

O rendimento de um volume de controle baseado na primeira lei da termodinâmica relaciona o trabalho realizado e o trabalho produzido considerando um processo isoentrópico desde a entrada até a saída do volume de controle. Um processo isoentrópico é aquele que ocorre à entropia constante durante todo o processo, sendo este, necessariamente, adiabático e reversível.

$$\eta_{vc} = \frac{\dot{W}_{vc}}{\dot{m}\Delta h_{iso}} \qquad \text{Eq. 5}$$

Onde:

η_{vc}: Eficiência do volume de controle;

$\dot{W}_{vc}$: Trabalho realizado pelo volume de controle (kW);

$\dot{m}$: Vazão mássica do processo (kg/s);

Δh_{iso}: Variação de entalpia da entrada e saída para um processo isoentrópico do volume de controle (kJ/kg).

A caldeira representa um caso específico para a determinação da eficiência pela primeira lei da termodinâmica, que é determinada através da equação a seguir:

$$\eta = \frac{\dot{m}_{vapor} h_{vapor} - \dot{m}_{água} h_{água}}{\dot{m}_{bag} PCI_{bag}} \qquad \text{Eq. 6}$$

Onde:

$\dot{m}_{vapor}$: Vazão mássica de vapor na saída da caldeira (kg/s);

h_{vapor}: Entalpia do vapor na saída da caldeira (kJ/kg);

$\dot{m}_{água}$: Vazão mássica de água na entrada da caldeira (kg/s);

$h_{água}$: Entalpia da água na entrada da caldeira (kg/s);

$\dot{m}_{bag}$: Vazão mássica de bagaço consumido na caldeira (kg/s);

PCI_{bag}: Poder calorífico inferior do bagaço com 50% de umidade (7.736 kJ/kg, segundo SOUZA et al, 2014).

2.2 A Segunda Lei da Termodinâmica

Em análises termodinâmicas, nem sempre os princípios de conservação de massa e da primeira lei são suficientes para o entendimento de um sistema, sendo necessária a introdução da segunda lei da termodinâmica.

Da mesma forma que massa e energia, a entropia pode ser transferida através da fronteira do sistema. Para sistemas fechados há uma única forma de transferência de entropia, ou seja, a transferência de entropia acompanha a transferência de calor. Para volumes de controle a entropia também é transferida para dentro e para forma através de fluxos de massa.

O enunciado de entropia da segunda lei diz que, a variação da quantidade de entropia contida no sistema durante certo intervalo de tempo, será igual a quantidade de entropia transferida para dentro através da fronteira do sistema durante um intervalo de tempo, mais a quantidade de entropia produzida no interior do sistema durante o intervalo de tempo (MORAN; SHAPIRO, 2009). Matematicamente, o enunciado pode ser escrito como:

$$\frac{dS_{v.c}}{dt} = \dot{S}_{ger,v.c} + \sum\left(\frac{\dot{Q}_{v.c,j}}{T_j}\right) + \sum \dot{m}_e\ s_e - \sum \dot{m}_s\ s_s \qquad \text{Eq.7}$$

Onde:

$\dot{Q}_{v.c}$: Potência térmica no volume de controle (kW);

s_e : Entropia específica na entrada do volume de controle (kJ/kg K);

s_s: Entropia específica na saída do volume de controle (kJ/kg K);

T_j: Temperatura superficial do volume de controle (K);

$\dot{S}_{ger,v.c}$: Geração de entropia no volume de controle (kJ/kg K).

De acordo com o enunciado, conclui-se que diferentemente da energia e da massa que são conservadas, a entropia é gerada no sistema que se apresenta em condições não ideais, ou seja, que apresenta irreversibilidades.

Um processo reversível é definido como um processo que pode ser revertido sem deixar qualquer vestígio no ambiente. Ou seja, o sistema e o ambiente retornam a seus estados iniciais no final do processo inverso. Isto somente seria possível se a

troca líquida de calor e realização de trabalho entre o sistema e o ambiente for zero para o processo combinado (original e inverso). Os processos que não são reversíveis são denominados irreversíveis (ÇENGEL, 2006).

O conceito de processo reversível leva à definição da eficiência de Segunda Lei da Termodinâmica para processos reais, que é o grau de proximidade com relação aos processos reversíveis correspondentes (ÇENGEL, 2006).

Exergia é o máximo trabalho teórico possível de ser obtido a partir de um sistema global, composto por um sistema e o ambiente, conforme este entra em equilíbrio com o ambiente (atinge o estado morto) (MORAN; SHAPIRO, 2009).

Assim, estabelecendo os parâmetros do estado morto, ou seja, do estado de referência, pode-se calcular a exergia sendo a parte da energia máxima que pode ser transformada em trabalho mecânico, e por outro lado, a destruição de exergia como resultado direto das irreversibilidades de um sistema.

A exergia específica pode ser obtida através da equação a seguir, onde o índice “0” indica o estado morto, ou o estado de referência:

$$ex = (h - T_0\, s + V^2 + gz) - (h_0 - T_0\, s_0 + g\, z_0) \qquad \text{Eq. 8}$$

Para um volume de controle, podem-se calcular as exergias específicas de entrada e saída com as seguintes equações:

$$ex_e = (h - h_0)_e - T_0\,(s - s_0)_e \qquad \text{Eq. 9}$$

$$ex_s = (h - h_0)_s - T_0\,(s - s_0)_s \qquad \text{Eq. 10}$$

Onde:

h_0: Entalpia da água para o estado morto (104,86 kJ/ kg);

s_0: Entropia da água para o estado morto (0,367 kJ/kg K).

Para o presente trabalho utilizou-se para o estado de referência T_0= 25°C e P_0= 101,3 kPa.

A taxa de geração de irreversibilidades em um volume de controle pode ser representada pela equação a seguir:

$$\dot{I}_{vc} = (\sum \dot{m}_e ex_e - \sum \dot{m}_s ex_s) + \sum(1 - \frac{T_0}{T_j})\, \dot{Q}_{vc,j} - \dot{W}_{vc}^{real} \quad \text{Eq. 11}$$

Onde:

$\dot{I}_{vc}$: taxa de geração de irreversibilidades no volume de controle (kW);

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

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

T_0: temperatura do ambiente (estado morto) (K).

Para determinação da eficiência pela segunda Lei da Termodinâmica, relaciona-se o trabalho real produzido no processo, com a variação de exergias específicas de entrada e saída do volume de controle:

$$\Psi = \frac{\dot{W}_{vc}}{ex_e - ex_s} \quad \text{Eq. 12}$$

Assim como na primeira lei, para a segunda lei também temos um caso específico para as caldeiras que é definida pela equação 13, que relaciona as exergias de entrada e saída da caldeira pela exergia do combustível de alimentação deste volume de controle:

$$\psi = \frac{\dot{m}_{vapor}\, ex_{vapor} - \dot{m}_{água} ex_{água}}{\dot{m}_{comb}\, ex_{comb}} \quad \text{Eq. 13}$$

Onde:

ex_{vapor}: Exergia específica do vapor na saída da caldeira (kJ/kg);

$ex_{água}$: Exergia específica da água na entrada da caldeira (kJ/kg);

ex_{comb}: Exergia específica do bagaço como combustível (kJ/kg);

$\dot{m}_{vapor}$: Vazão mássica do vapor na saída da caldeira (kg/s);

$\dot{m}_{água}$: Vazão mássica de água na entrada da caldeira (kg/s);

$\dot{m}_{comb}$: Vazão mássica de combustível consumido na caldeira (kg/s);

Segundo SZARGUT et. al, (1998) para realizar o cálculo da exergia específica do bagaço da cana utiliza-se a equação 14 que relaciona a exergia química e o

poder calorífico inferior do combustível, considerando as frações em massa de oxigênio, carbono, a composição elementar do combustível e o conteúdo de cinza e umidade:

$$ex_{comb} = \beta \left(PCI_{comb} + L_{água}\, Z_{água}\right) + ex_{água}\, Z_{água} \quad \text{Eq. 14}$$

Sendo:

$$\beta = \frac{1{,}0412+0{,}2160\left(Z_{H_2}/Z_c\right)-0{,}2499\left(Z_{O_2}/Z_c\right)\left[1+0{,}7884\left(Z_{H_2}/Z_c\right)\right]-0{,}0450\left(Z_{N_2}/Z_c\right)}{1-0{,}3\ 03\ 6\left(Z_{O_2}/Z_c\right)} \quad \text{Eq.15}$$

Onde:

β: Função das frações de massa dos componentes químicos do combustível (%);

Z_i: Fração em massa dos diferentes elementos químicos (%);

$Z_{água}$: Fração em massa de água do combustível (%);

PCI_{bag}: Poder Calorífico Inferior do combustível (kJ/kg);

$L_{água}$: Entalpia de vaporização da água (kJ/kg);

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

Considera-se como 50% a fração de massa de água para o bagaço úmido, e as demais frações em massa dos outros elementos químicos são apresentadas na tabela 3.

Tabela 3 - Fração em massa dos elementos químicos no bagaço da cana.

Elemento Químico	Fração em Massa (%)
Carbono	46,3
Oxigênio	43,3
Hidrogênio	6,4
Nitrogênio	0

Fonte: SZARGUT et. al, 1998.

2.3 Outras equações

2.3.1 Produção específica de vapor das caldeiras

A produção específica de vapor das caldeiras pode ser calculada através da equação 16 que relaciona a razão de vazão mássica de vapor produzida nas caldeiras em kg/s ($\dot{m}_v$) e a quantidade de bagaço consumida por este equipamento em kg/s ($\dot{m}_{bag}$) para a determinada produção de vapor.

$$P_v = \frac{\dot{m}_v}{\dot{m}_{bag}} \qquad \text{Eq. 16}$$

2.3.2 Consumo específico de vapor nas turbinas

O consumo específico de vapor nas turbinas em kg/kWh é representado pela equação 17 que relaciona a razão entre a vazão mássica de vapor que entra na turbina em kg/h e a potência produzida por este equipamento em kW.

$$C_v = \frac{\dot{m}_e}{\dot{W}_{vc}} \qquad \text{Eq. 17}$$

2.4 Índices de desempenho dos sistemas de cogeração

Para a análise e avaliação do desempenho de sistemas de cogeração baseados na primeira Lei, são utilizados índices que relacionam diferentes propriedades termodinâmicas como a potência e o calor produzidos.

2.4.1 Fator de utilização de energia (FUE)

Na caracterização dos índices de desempenho, vários são os indicadores, sendo uma prática comum avaliar a eficiência dos sistemas de cogeração através da chamada Eficiência de Primeira Lei ou Fator de Utilização de Energia (FUE). Este parâmetro é a relação entre a energia térmica ou eletromecânica aproveitada no

ciclo e a energia do combustível gasto para na geração do vapor (ROCHA, 2010), conforme a equação a seguir:

$$\mathrm{FUE} = \frac{\dot{W}_{\mathrm{total}} + \dot{Q}_{\mathrm{útil}}}{\dot{m}_{\mathrm{comb}}\, \mathrm{PCI}_{\mathrm{comb}}} \qquad \text{Eq. 18}$$

Onde:

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

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

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

$\mathrm{PCI}_{\mathrm{comb}}$: Poder calorífico inferior do combustível (kJ/kg).

2.4.2 Índice de geração de potência (IGP)

O Índice de Geração de Potência é o parâmetro utilizado para calcular separadamente a eficiência de geração de potência sem levar em consideração a energia utilizada para fins de aquecimento.

$$\mathrm{IGP} = \frac{\dot{W}_{\mathrm{total}}}{\dot{m}_{\mathrm{comb}}\, \mathrm{PCI}_{\mathrm{comb}} - \dot{Q}_{\mathrm{útil}}/\eta_{\mathrm{cald}}} \qquad \text{Eq. 19}$$

Onde:

η_{cald}: eficiência térmica da caldeira.

2.4.3 Razão potência e calor (RPC)

O Índice Razão Potência e Calor representa a razão entre a potência total produzida e o calor útil utilizado no processo:

$$\mathrm{RPC} = \frac{\dot{W}_{\mathrm{total}}}{\dot{Q}_{\mathrm{útil}}} \qquad \text{Eq. 20}$$

Este critério torna-se importante na avaliação do custo de um sistema de cogeração, pois este valor está diretamente relacionado com a quantidade de

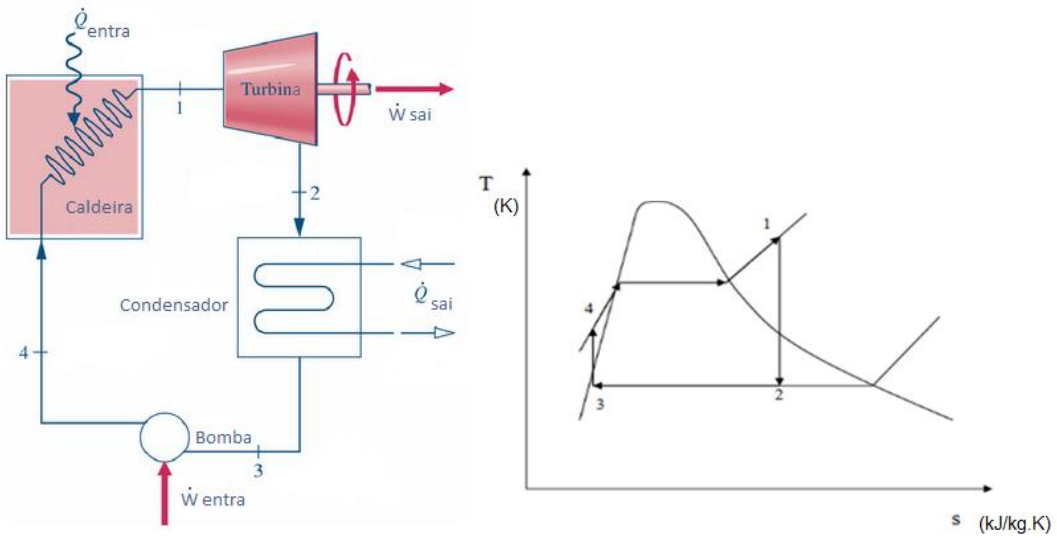
potência elétrica que o sistema possa produzir para uma dada quantidade de calor utilizada no processo (ROCHA, 2010).

2.5 Ciclo Rankine

O ciclo Rankine consiste na utilização do calor proveniente da queima de combustíveis para geração de vapor numa caldeira ou gerador de vapor. A energia térmica gerada pode ser utilizada para calor de processo e para geração de energia elétrica em um gerador elétrico acionado por uma turbina a vapor. (ROCHA, 2010). O fluido de trabalho, geralmente água, passa pelos vários componentes de um ciclo de potência a vapor simples sem irreversibilidades. Dessa forma, os processos que ocorrem na turbina e na bomba são isentrópicos (MORAN; SHAPIRO, 2009).

Na figura 11 está representado o ciclo ideal de Rankine juntamente com os equipamentos que normalmente compõe o sistema.

Figura 11 - a) Ciclo Rankine b) Diagrama de temperatura-entropia de um ciclo ideal de Rankine



a) b)

Fonte: MORAN; SHAPIRO, 2009.

O fluido de trabalho passa pelos seguintes processos, conforme visualizado na figura:

Processo 1-2: Expansão isentrópica do fluido de trabalho na turbina na condição de vapor saturado ou vapor superaquecido no estágio 1 até a pressão do condensador.

Processo 2-3: Ocorre transferência de calor do fluido de trabalho através do condensador a pressão constante até o estado de liquido saturado ao estágio 3.

Processo 3-4: Compressão isentrópica na bomba até o estágio 4 de líquido comprimido.

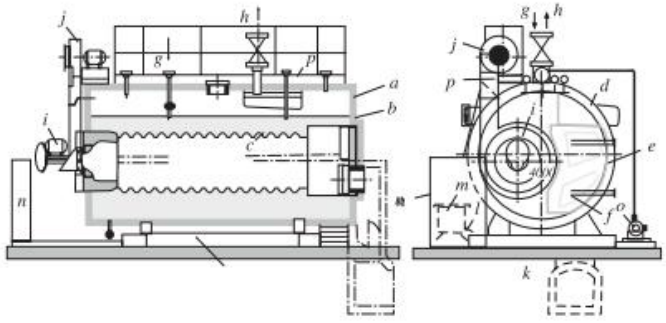
Processo 4-1: Transferência de calor para o fluido de trabalho através da caldeira a pressão constante, completando o ciclo.

2.5.1 Caldeira

O vapor necessário para o processo é produzido em caldeiras. Este equipamento tem a função de transferir o calor produzido pela combustão do combustível para a água que está na caldeira, de modo a gerar vapor limpo e seco. Podem ser classificadas de diversas formas, onde a principal é quanto à disposição da água em relação aos gases, podendo ser flamotubulares ou aquatubulares.

A seguir na figura 12 tem-se um desenho esquemático de uma caldeira flamotubular

Figura 12 - Caldeira Flamotubular

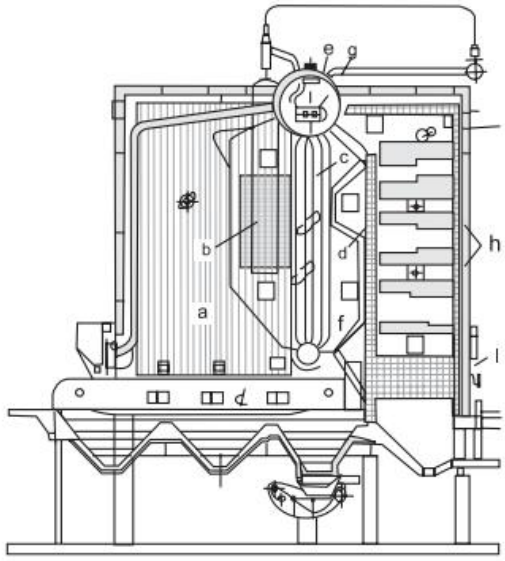


Fonte: NOGUEIRA, 2005.

A caldeira flamotubular é de pequeno porte, na qual o combustível é queimado em uma câmara e os gases provenientes da combustão circulam dentro do feixe tubular, transferindo calor para a água através das paredes. São muito utilizadas em locais que requerem o uso de vapor saturado em vazões reduzida e baixas pressões..

Pelo contrário, as caldeiras aquatubulares são de médio e grande porte, na qual o combustível é queimado em uma câmara e os gases provenientes da combustão transferem calor para a água que passa dentro do feixe tubular. A produção de vapor nestes tipos de caldeira pode atingir capacidades de 600 até 750 t/h, existindo unidades com pressões críticas e supercríticas (NOGUEIRA, 2005). A figura 13 apresenta um modelo de caldeira aquatubular.

Figura 13 - Caldeira Aquatubular



Fonte: NOGUEIRA, 2005.

2.5.2 Turbina a vapor

A turbina a vapor é uma máquina térmica que utiliza da energia do fluido de trabalho que escoa dentro da máquina, convertendo-a em potência de eixo. A

passagem do vapor gera forças, que aplicadas às pás, geram um momento resultante fazendo girar o rotor.

O trabalho mecânico realizado pela máquina pode ser o acionamento de um equipamento qualquer, como, por exemplo, um gerador elétrico, um compressor, uma bomba. A energia, que permanece no vapor descarregado pela máquina, é, em muitos casos, simplesmente rejeitada para o ambiente, em um condensador, que é o caso de turbinas de condensação. Em outras situações, entretanto, é possível aproveitar o vapor descarregado pela máquina para fins de aquecimento, por exemplo, como nos casos de turbina de contrapressão. Aproveita-se assim sua energia residual, melhorando, em consequência, de forma significativa o rendimento global do ciclo (MARTINELLI, 2002).

As turbinas de condensação têm como característica a pressão de saída menor do que a pressão atmosférica, com o vapor direcionado ao condensador não apresentando energia térmica considerável. Sendo assim, aplicadas em sistemas cujo objetivo principal é a geração de energia mecânica, com o objetivo de geração elétrica Porém podem ser do tipo condensação com extração, onde é possível extrair uma quantidade de vapor com um nível de pressão e temperatura elevado. A seguir na figura 14 tem-se uma ilustração de uma turbina de condensação com extração.

Figura 14 - Turbina de Condensação com extração

Fonte: BASE SÓLIDA ENERGIA, 2014.

Já as turbinas de contrapressão têm como característica a pressão do vapor na saída maior do que a pressão atmosférica e com uma temperatura considerável, podendo ser utilizado em processos que demandam calor. Devido a isso, são mais

utilizadas em sistemas de cogeração. A seguir na figura 15 tem-se uma ilustração de uma turbina de contrapressão

Figura 15 - Turbina de Contrapressão

Fonte: BASE SÓLIDA ENERGIA, 2014.

2.5.3 Bomba Hidráulica

São Máquinas Hidráulicas Operatrizes, isto é, máquinas que recebem energia potencial (força motriz de um motor ou turbina), e transformam parte desta potência em energia cinética (movimento) e energia de pressão (força), cedendo estas duas energias ao fluído bombeado, de forma a recirculá-lo ou transportá-lo de um ponto a outro. (RODRIGUES, 2012).

Assim, sempre que houver a necessidade de elevar a pressão de trabalho ou a velocidade de escoamento de uma substância líquida de um sistema, ou mesmo as duas condições, são utilizadas as bombas hidráulicas.

A maneira como é feita a transformação do trabalho mecânico em energia hidráulica permite classificar as bombas em máquinas de fluxo e máquinas de deslocamento positivo. Segundo HENN (2006), há um predomínio das máquinas de fluxo (bombas centrífugas, bombas de fluxo misto e bombas axiais) para aplicações de médias e grandes vazões, enquanto as bombas alternativas e rotativas (máquinas de deslocamento positivo) dominam as aplicações de médias e grandes alturas de elevação e pequenas vazões. A seguir na figura 16 um modelo de bomba da fabricante KSB.

Figura 16 - Conjunto motor elétrico e bomba de água com vazão máxima de 1.650 m³/h e altura manométrica de 2000 metros.

Fonte: KSB, Bombas e Válvulas, S.A, 2014.

2.5.4 Trocador de Calor

O processo de troca de calor entre dois fluidos que estão a diferentes temperaturas se encontram separados por uma parede sólida ocorre em muitas aplicações da engenharia. O equipamento usado para implementar essa troca é conhecido por trocador de calor, e suas aplicações específicas podem ser encontradas no aquecimento de ambientes e no condicionamento de ar, na produção de potência, na recuperação de calor em processos e no processamento químico (INCROPERA et. al, 2008).

Os trocadores de calor podem ser classificados de acordo com o tipo de construção em duplo tubo, casco e tubo e de placas.

Em um trocador de calor duplo tubo os fluidos não tem contato direto, sendo composto por dois tubos concêntricos, um inserido no outro. Tanto o fluido quente quanto o fluido frio pode escoar no tubo interno. Suas principais vantagens são a facilidade de construção, montagem e manutenção e acesso para limpeza (LOMBARDI et al., 2011).

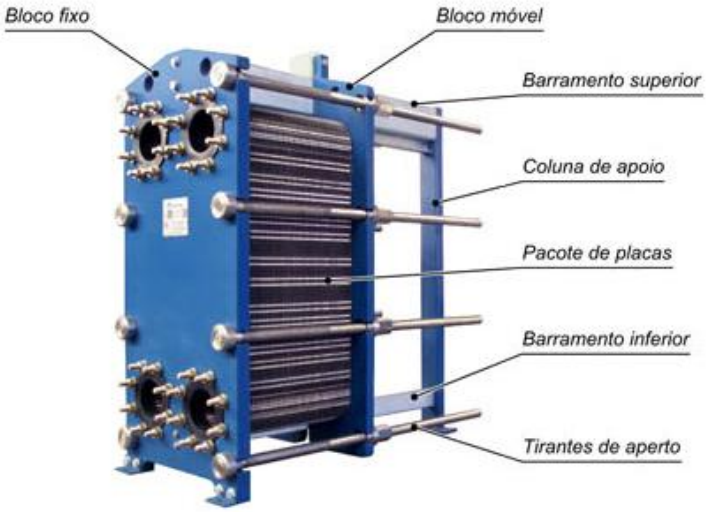
Em um trocador de calor casco e tubo também não há contato direto entre os fluidos. Este equipamento possui tubos em seu interior, onde circula um dos fluidos, enquanto o outro circula entre o casco e as paredes dos tubos. Para garantir uma

maior transferência de calor, o fluido que circula externamente é desviado por placas dispostas de modo transversal no interior da carcaça. Este tipo de trocador é de amplo uso na indústria de processos químicos, além disso, é de fácil limpeza e de menor custo (LOMBARDI et al., 2011).

Os trocadores de calor do tipo de placas consistem em um suporte, em que placas de metal são presas por compressão. Entre placas adjacentes formam-se canais por onde os fluidos escoam. Estes trocadores são amplamente utilizados em indústrias de alimentos em virtude de sua facilidade de limpeza (QUEIROZ, 2012).

A seguir na figura 17 tem-se um trocador do tipo placas.

Figura 17 - Trocador de Calor do tipo placas



Fonte: DANTHERM, 2014.

2.6 Análise de viabilidade econômica

A análise de viabilidade econômica será realizada para os três casos propostos, levando em consideração três diferentes variáveis: o custo de instalação dos novos equipamentos no sistema de cogeração, o custo do combustível excedente a ser comprado e o preço da venda de energia elétrica para a rede.

Para tal análise será empregado o método do cálculo do Valor Presente Líquido (VPL), uma função utilizada na análise de um projeto de investimento, definido como o somatório dos valores presentes dos fluxos estimados de uma aplicação, calculado a partir de uma taxa de atratividade dada e de seu período de

duração. Os fluxos estimados quando negativos representam as saídas de caixa por período e os fluxos positivos as entradas de caixa. O valor final do VPL representa o montante esperado do projeto até o fim do período estimado, representado em valores atuais (SOUZA et al, 2014).

O método do Valor Presente Líquido é bastante interessante quando se deseja comparar alternativas mutuamente excludentes, de modo que todos os benefícios e custos, em seus diversos instantes no tempo sejam trazidos para o presente. A alternativa que oferece o maio Valor Presente Líquido será, dentro deste critério, a mais atraente (LORA; NASCIMENTO, 2004).

Em geral, a equação para a aplicação do VPL é definida como:

$$VPL = -A + \{(-B + C) \times \left[\frac{(1+i)^n - 1}{(1+i)^n \times i}\right]\} \quad \text{Eq.21}$$

Onde:

VPL: Valor presente líquido (R$);

A: Investimento inicial do projeto (R$);

B: Custos de Manutenção e Operação do projeto (R$);

C: Renda bruta com a venda de energia elétrica (R$);

i: Taxa de atratividade (%);

n: Vida útil dos equipamentos (anos).

3. ESTUDO DE CASO

A seguir, serão descritos os sistemas de cogeração atual da usina e de cada caso proposto.

3.1 Configuração atual

A usina em análise possui uma capacidade de moagem de cana-de-açúcar de 500 ton/h (138,89 kg/s), resultando em 123 ton/h (34,17 kg/s) de bagaço, sendo utilizados 104 ton/h (28,89 kg/s) para queima nas caldeiras, restando 19 ton/h (5,28 kg/s) para possível venda ou descarte.

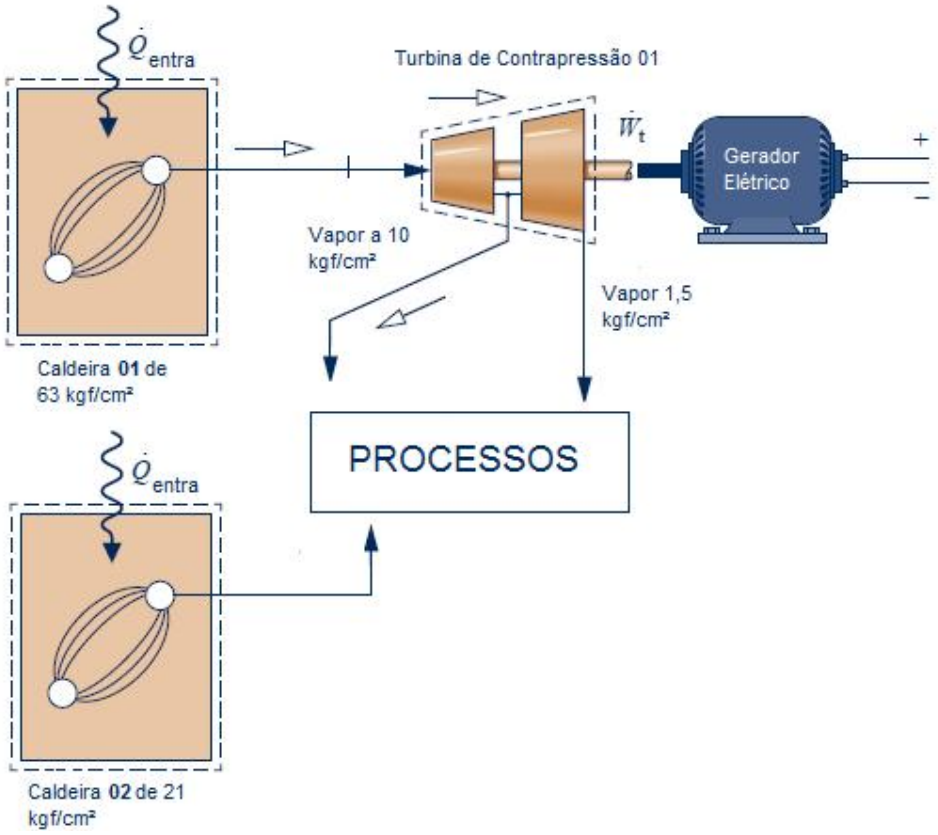
O vapor é produzido por duas caldeiras de diferentes pressões de operação, de 21kgf/cm² (2,059 MPa) e outra de 63 kgf/cm² (6,178 MPa). A caldeira de 21 kgf/cm² (caldeira 2) gera vapor para processo industrial, ou seja, para turbinas de moagem, turbobombas, entre outros. Seu consumo de bagaço é de 37 ton/h (10,28 kg/s) produzindo 25,27 kg/s de vapor a 300°C.

A caldeira de 63 kgf/cm² (caldeira 1) gera vapor que é destinado à uma turbina de contrapressão, onde é extraído vapor para o processo industrial e gera potência para geração de energia elétrica por meio do gerador acoplado a esta turbina. Esta caldeira consome 67 ton/h (18,61 kg/s) de bagaço e gera 42,77 kg/s de vapor a uma temperatura de 450°C.

A turbina de contrapressão (turbina 1) possui uma extração de 3,33 kg/s de vapor a uma pressão de 10 kgf/cm² (0,9806 MPa) e temperatura de 278°C que é destinada a processo. O restante do vapor de vazão de 39,44 kg/s é extraído a uma pressão de 1,5 kgf/cm² (0,147 MPa) a uma temperatura de 150°C encaminhada também para processo. A energia mecânica obtida nesta turbina é convertida em energia elétrica para atender a demanda da usina e para venda da parcela não utilizada.

A figura 18 apresenta a configuração atual do sistema de cogeração da usina.

Figura 18 - Esquema do sistema de cogeração atual da usina



Fonte: Elaboração própria.

As tabelas 4 a 6 apresentam os parâmetros termodinâmicos das caldeiras de 21kgf/cm² e de 63 kgf/cm² e da turbina de contrapressão.

Tabela 4 - Parâmetros termodinâmicos da caldeira 1.

Caldeira 1 - 63kgf/cm²		
Pressão	MPa	6,178
Temperatura de entrada da água	K	388
Vazão de entrada da água	kg/s	44,167
Entalpia específica de entrada da água	kJ/kg	486,8
Entropia específica de entrada da água	kJ/kgK	1,468
Temperatura de saída do vapor	K	723
Vazão de saída do vapor	kg/s	42,778
Entalpia específica de saída do vapor	kJ/kg	3.299
Entropia específica de saída do vapor	kJ/kgK	6,703

Fonte: Elaboração própria.

Tabela 5 - Parâmetros termodinâmicos a caldeira 2.

Caldeira 2 - 21kgf/cm²		
Pressão	MPa	2,059
Temperatura de entrada da água	K	378
Vazão de entrada da água	kg/s	26,944
Entalpia específica de entrada da água	kJ/kg	441,6
Entropia específica de entrada da água	kJ/kgK	1,361
Temperatura de saída do vapor	K	573
Vazão de saída do vapor	kg/s	25,278
Entalpia específica de saída do vapor	kJ/kg	3.022
Entropia específica de saída do vapor	kJ/kgK	6,751

Fonte: Elaboração própria.

Tabela 6 - Parâmetros termodinâmicos da turbina 1.

Turbina 1 - Contrapressão		
Pressão de entrada do vapor	MPa	6,178
Temperatura de entrada do vapor	K	723
Vazão de entrada do vapor	kg/s	42,778
Entalpia específica de entrada do vapor	kJ/kg	3.299
Entropia específica de entrada do vapor	kJ/kgK	6,703
Pressão de extração do vapor 1	MPa	0,9806
Temperatura de extração do vapor 1	K	551
Vazão de extração do vapor 1	kg/s	3,333
Entalpia específica de extração do vapor 1	kJ/kg	3.004
Entropia específica de extração do vapor 1	kJ/kgK	7,048
Pressão de saída do vapor 2	MPa	0,1471
Temperatura de saída do vapor 2	K	408
Vazão de saída do vapor 2	kg/s	39,444
Entalpia específica de saída do vapor 2	kJ/kg	2.742
Entropia específica de saída do vapor 2	kJ/kgK	7,356

Fonte: Elaboração própria.

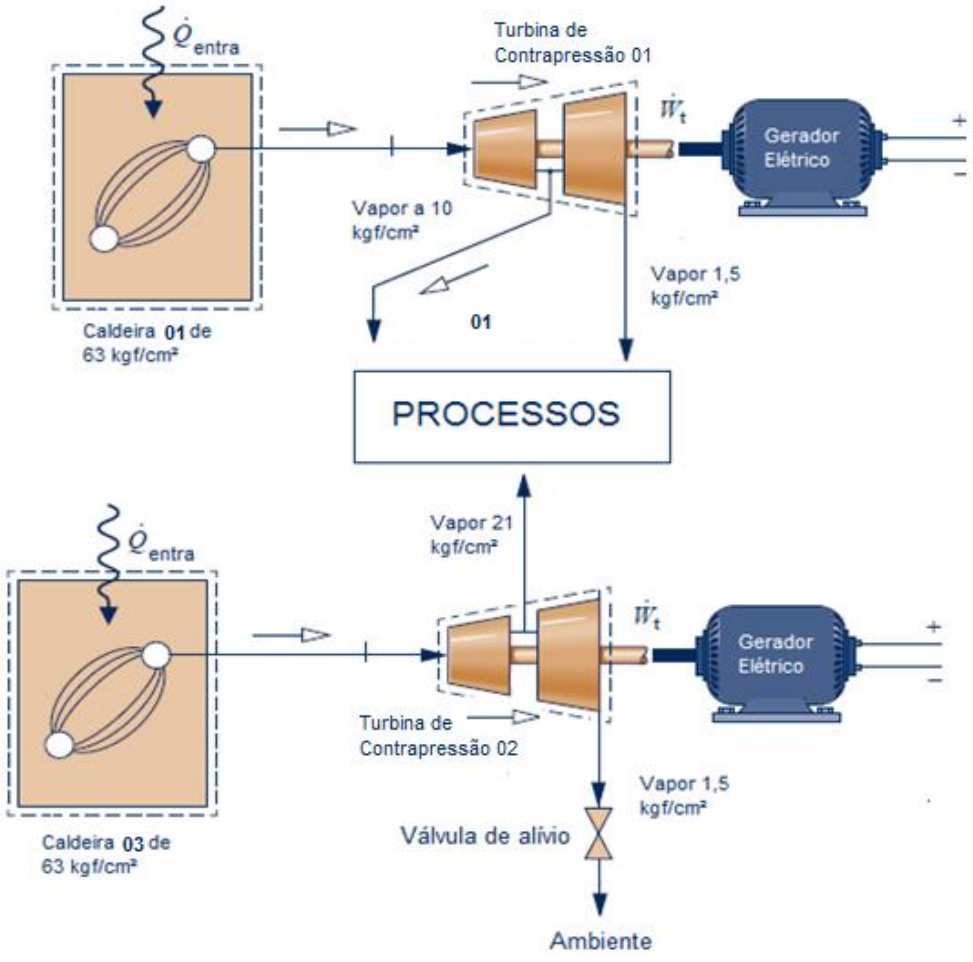
3.2 Caso 1

No caso 1, o sistema de geração de vapor é composto por duas caldeiras de 63 kgf/cm², o que resulta em um aumento no consumo da vazão de bagaço de 8,33 kg/s, sendo necessária uma maior produção de bagaço ou possível compra do combustível.

Teremos também a implantação de uma nova turbina de contrapressão (turbina 2) com uma extração de vapor para processo à pressão de 21 kgf/cm² com vazão de 25,27 kg/s e temperatura de 300°C, e uma vazão de vapor na saída da turbina de 17,5 kg/s à pressão de 1,5 kgf/cm² a uma temperatura de 135°C.

A figura 19 apresenta a configuração do sistema de cogeração do caso 1.

Figura 19 - Esquema do sistema de cogeração do caso 1



Fonte: Elaboração própria.

Os parâmetros termodinâmicos das duas caldeiras de 63 kgf/cm² são as mesmas da configuração atual, já apresentadas anteriormente. A tabela 7 apresenta os parâmetros termodinâmicos para a nova turbina (turbina 2).

Tabela 7 - Parâmetros termodinâmicos da turbina 2.

Turbina 2 - Contrapressão		
Pressão de entrada do vapor	MPa	6,178
Temperatura de entrada do vapor	K	723
Vazão de entrada do vapor	kg/s	42,778
Entalpia específica de entrada do vapor	kJ/kg	3.299
Entropia específica de entrada do vapor	kJ/kgK	6,703
Pressão de extração do vapor 1	MPa	2,0594
Temperatura de extração do vapor 1	K	573
Vazão de extração do vapor 1	kg/s	25,278
Entalpia específica de extração do vapor 1	kJ/kg	3.022
Entropia específica de extração do vapor 1	kJ/kgK	6,751
Pressão de saída do vapor 2	MPa	0,1471
Temperatura de saída do vapor 2	K	408
Vazão de saída do vapor 2	kg/s	17,5
Entalpia específica de saída do vapor 2	kJ/kg	2.742
Entropia específica de saída do vapor 2	kJ/kgK	7,356

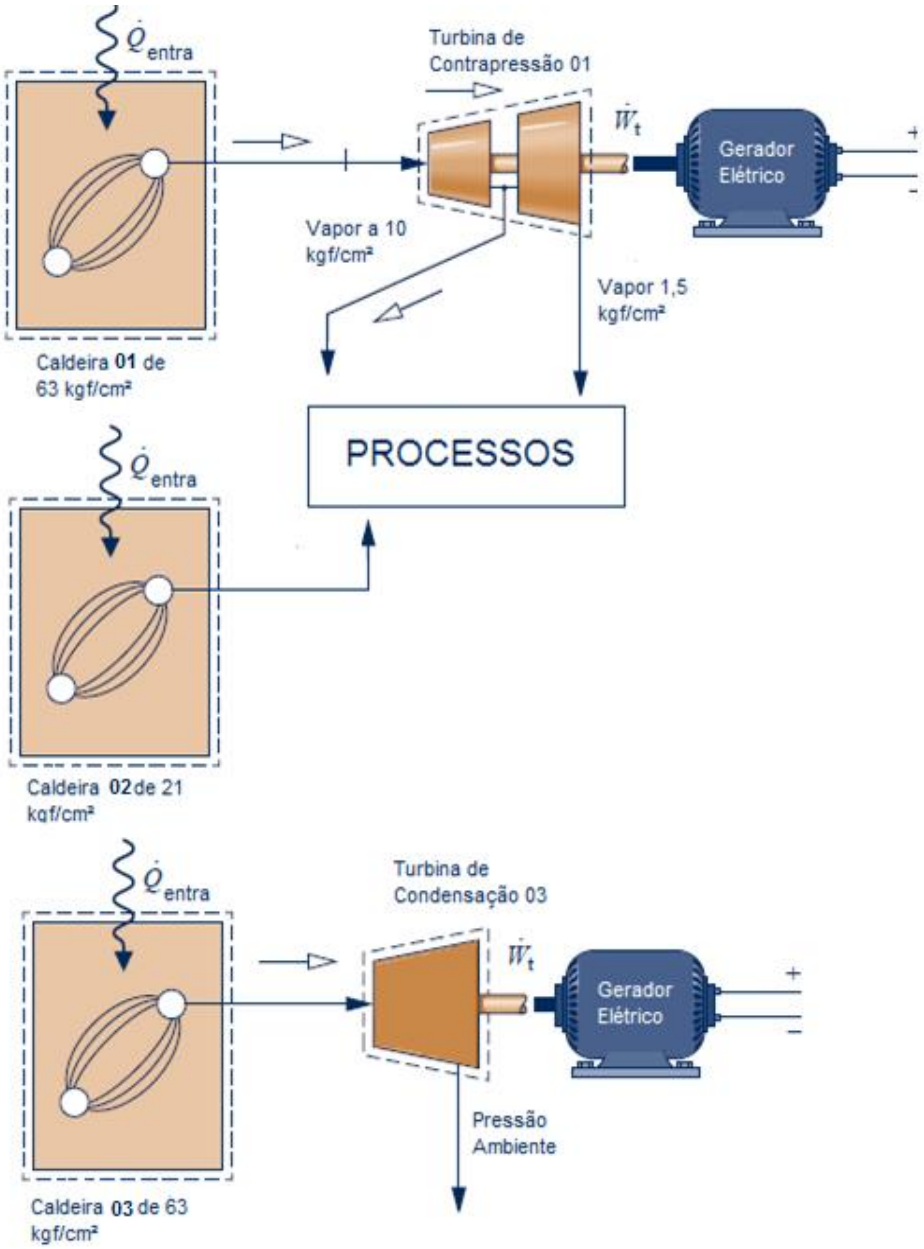
Fonte: Elaboração própria.

3.3 Caso 2

A geração de vapor neste caso é composta por 3 caldeiras, sendo duas de 63 kgf/cm² e uma de 21 kgf/cm². Uma caldeira de 63kgf/cm² (caldeira 1) e a de 21 kgf/cm² (caldeira 2) fornecem vapor para processo da mesma maneira que é realizada na configuração atual, com o vapor da caldeira de 63 kgf/cm² sendo direcionado à turbina de contrapressão realizando duas extrações à pressão de 10 e 1,5 kgf/cm² à temperaturas de 278°C e 135°C, respectivamente. A outra caldeira de 63 kgf/cm² (caldeira 3) que possui os mesmos parâmetros da caldeira 1, gera vapor exclusivamente para uma nova turbina de condensação (turbina 3) destinada à geração de energia elétrica.

A figura 20 representa o esquema do sistema de cogeração do caso 2.

Figura 20 - Esquema do sistema de cogeração do caso 2



Fonte: Elaboração própria.

Os parâmetros das caldeiras (caldeira 1, 2 e 3) são considerados iguais aos já apresentados na configuração atual, assim como o da turbina de contrapressão (turbina 1). A tabela 8 apresenta os parâmetros termodinâmicos da turbina de condensação (turbina 3).

Tabela 8 - Parâmetros termodinâmicos da turbina 3.

Turbina 3 - Condensação		
Pressão de entrada do vapor	MPa	6,178
Temperatura de entrada do vapor	K	723
Vazão de entrada do vapor	kg/s	42,778
Entalpia específica de entrada do vapor	kJ/kg	3.299
Entropia específica de entrada do vapor	kJ/kgK	6,703
Pressão de saída do vapor	MPa	0,101
Temperatura de saída do vapor	K	373
Vazão de saída do vapor	kg/s	42,778
Entalpia específica de saída do vapor	kJ/kg	2.676
Entropia específica de saída do vapor	kJ/kgK	7,356

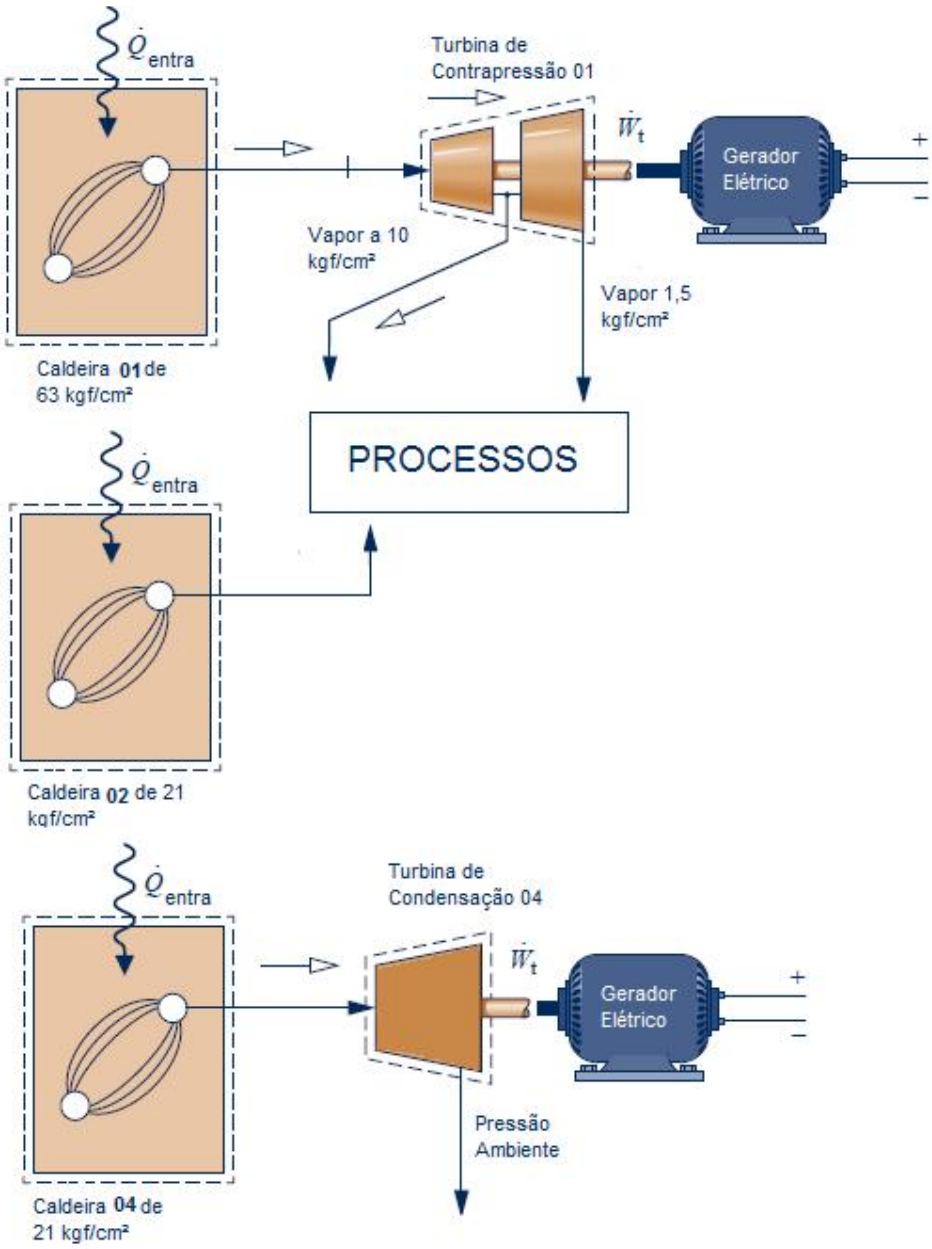
Fonte: Elaboração própria.

3.4 Caso 3

A geração de vapor é realizada por três caldeiras: duas de 21 kgf/cm² e uma de 63 kgf/cm². Uma caldeira de 21 kgf/cm² gera vapor destinado ao processo, e a de 63 kgf/cm² alimenta uma turbina de contrapressão (turbina 1) de mesmos parâmetros da configuração atual, com as extrações à 10 kgf/cm² e 1,5 kgf/cm² de vapor destinados também ao processo. A nova caldeira de 21 kgf/cm² (caldeira 4) gera vapor exclusivamente para uma nova turbina de condensação (turbina 4) para a geração de energia elétrica.

A figura 21 mostra o esquema de cogeração do caso 3.

Figura 21 - Esquema do sistema de cogeração do caso 3



Fonte: Elaboração própria.

Os parâmetros da nova caldeira de 21 kgf/cm² adotados são os mesmos da caldeira 2 já apresentados na configuração atual. Na tabela 9 estão apresentados os parâmetros termodinâmicos da nova turbina de condensação (turbina 4).

.

Tabela 9 - Parâmetros Termodinâmicos da Turbina 4

Turbina 4 - Condensação		
Pressão de entrada do vapor	MPa	2,059
Temperatura de entrada do vapor	K	572
Vazão de entrada do vapor	kg/s	25,278
Entalpia específica de entrada do vapor	kJ/kg	3.022
Entropia específica de entrada do vapor	kJ/kgK	6,751
Pressão de saída do vapor	MPa	0,101
Temperatura de saída do vapor	K	373
Vazão de saída do vapor	kg/s	25,278
Entalpia específica de saída do vapor	kJ/kg	2.676
Entropia específica de saída do vapor	kJ/kgK	7,356

Fonte: Elaboração própria.

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 Análise energética e exegética

4.1.1 Configuração atual

As análises energéticas e exergéticas foram realizadas para as caldeiras e turbinas do sistema de cogeração, considerando um volume de controle fechado. As tabelas 10 e 11 apresentam os valores das análises termodinâmicas para as caldeiras da configuração atual.

Tabela 10 - Análise termodinâmica da caldeira 1.

Caldeira 1 - 63kgf/cm²		
Pv	$kg_{vapor}/kg_{bagaço}$	2,3
η	%	83,09
ex_e	kJ/kg	53,79
ex_s	kJ/kg	1.305,96
$\dot{S}_{ger,v.c}$	kJ/kgK	387,36
$\dot{I}_{vc}$	kW	16.827,85
ψ	%	28,23

Fonte: Elaboração própria.

A caldeira 1 apresenta 2,3 $kg_{vapor}/kg_{bagaço}$, e uma eficiência energética de 0,83, ou seja, de toda a energia disponível pelo combustível, cerca de 83% é transformado em calor na forma de vapor. Segundo MORAN & SHAPIRO (2011) este valor se enquadra em um ótimo nível de eficiência para caldeiras.

A geração de entropia ocorre devido às irreversibilidades do sistema. No caso da caldeira, este valor é de 387,36 kg/kJ.K. Essas irreversibilidades também podem ser quantificadas com o cálculo da taxa de destruição de exergia, ou seja, a taxa de geração de irreversibilidades, que na caldeira 1 é de 16.827,85 kJ/kg.

Por meio dos cálculos de exergias específicas do combustível e de entrada e saída do volume de controle, obteve-se o valor da eficiência exergética. Esta eficiência representa o grau de proximidade de um processo real de um processo ideal. Neste volume de controle, a eficiência obtida foi de 28,23%, devido à grande taxa de destruição de exergia.

Tabela 11 - Análise Termodinâmica da caldeira 2.

Caldeira 2 - 21kgf/cm²		
Pv	$kg_{vapor}/kg_{bagaço}$	2,6
η	%	81,11
ex_e	kJ/kg	40,47
ex_s	kJ/kg	1.014,65
$\dot{S}_{ger,v.c}$	kJ/kgK	246,53
$\dot{I}_{vc}$	kW	6.393,6
ψ	%	23,47

Fonte: Elaboração própria.

A caldeira 2 apresenta uma produção específica de vapor de 2,6 $kg_{vapor}/kg_{bagaço,}$ cerca de 13% maior do que a caldeira 1. Tem eficiência energética de 0,81, ou seja, de toda a energia disponível pelo combustível, 81% é transformado em calor na forma de vapor. Valor este que também se enquadra em um ótimo nível de eficiência para caldeiras.

A geração de entropia no volume de controle é de 246,53 kJ/kgK, e a taxa de destruição de exergia é de 6.393,6 kJ/kg. Estes valores mostram-se menores quando comparados à caldeira 1, porém sua eficiência exergética é menor, 23,47%. Deve-se levar em conta que a caldeira 2 tem menor capacidade de produção de vapor, menor consumo de combustível, e consequentemente apresenta um grau menor de irreversibilidades. Assim, fazendo um balanço do volume de controle, obtém-se menor eficiência exergética comparada a caldeira 1.

A tabela 12 apresenta os valores energéticos e exergéticos da turbina 1 de contrapressão da configuração atual.

A turbina 1 de contrapressão tem um consumo específico de vapor de 6,7 kg_{vapor}/kWh, com uma eficiência energética de 81,79%, ou seja, de todo o vapor disponível para a turbina, cerca de 81% é transformado em potência mecânica. A potência total obtida para esta turbina é de 22.953,84 kW.

A entropia gerada neste volume de controle é de 26,9 kJ/kg.K, e a taxa de destruição de exergia é de 8.019,24 kJ/kg. Estes valores representam as irreversibilidades do sistema analisado. A eficiência exergética obtida para a turbina 1 é de 74,11%, ou seja, de toda exergia disponível (potencial de trabalho), cerca de 74% foi transformado em trabalho.

Tabela 12 - Análise termodinâmica da Turbina 1 - Contrapressão.

Turbina 1 - Contrapressão		
Cv	kg_{vapor} /kWh	6,7
W	kW	22.953,84
η	%	81,79
$\mathbf{ex_e}$	kJ/kg	1.306
$\mathbf{ex_{extração}}$	kJ/kg	908,15
$\mathbf{ex_s}$	kJ/kg	554,36
$\mathbf{\dot{S}_{ger,v.c}}$	kJ/kgK	26,9
$\mathbf{\dot{I}_{vc}}$	kW	8.019,24
ψ	%	74,11

Fonte: Elaboração própria.

A tabela 13 apresenta os valores de calor útil e potência total obtidos para este sistema.

Tabela 13 - Calor útil e Trabalho total da configuração atual.

Configuração Atual		
$\mathbf{Q_{util}}$	kW	162.571,29
$\mathbf{W_{total}}$	kW	22.953,84

Fonte: Elaboração própria.

Para a configuração atual, os valores de calor útil, demandados para processo e trabalho total gerado, foram de 162.571,29 kW e 22.953,84 kW, consequentemente.

4.1.2 Caso 1

A tabela 14 apresenta os valores energéticos e exergéticos calculados para a turbina 2 de contrapressão inserida no caso 1.

O consumo específico de vapor da turbina 2 é de 9,2 kg_{vapor}/kWh, cerca de 37% a mais que a turbina 1, também de contrapressão. A potência total gerada é de 16.749,51 kW e eficiência energética de 83,08%.

A geração de entropia devido às irreversibilidades é de 12,64 kJ/kgK, enquanto a taxa de destruição de exergia é de 3.766,97 kJ/kg. Estes valores apresentam-se bem menores quando comparados à turbina 1. Consequentemente, a eficiência exergética da turbina 2 é maior, 81,64%. Assim, de toda a exergia disponível no sistema de controle, em torno de 81% é transformado em trabalho real.

Tabela 14 - Análise Termodinâmica para a Turbina 2 - Contrapressão.

Turbina 2 - Contrapressão		
Cv	kg_{vapor} /kWh	9,2
W	kW	16.749,51
η	%	83,08
$\mathbf{ex_e}$	kJ/kg	1.305,96
$\mathbf{ex_{extração}}$	kJ/kg	1.014,65
$\mathbf{ex_s}$	kJ/kg	554,36
$\mathbf{\dot{S}_{ger,v.c}}$	kJ/kgK	12,64
$\mathbf{\dot{I}_{vc}}$	kW	3.766,97
ψ	%	81,64

Fonte: Elaboração própria.

Para o caso 1, no qual substituímos a caldeira 2 por outra caldeira 1, e acrescentamos mais uma turbina de contrapressão, obtivemos novos valores para o calor útil e trabalho total realizado pelo sistema, apresentados na tabela 15.

Tabela 15 - Calor útil e Trabalho total do caso 1.

Caso 1		
$\mathbf{Q_{util}}$	kW	161.429,72
$\mathbf{W_{total}}$	kW	39.703,3

Fonte: Elaboração própria.

Neste caso, o calor útil é de 161.429,72 kW, valor um pouco menor quando comparado à configuração atual devido a substituição da caldeira realizada. O trabalho total gerado no sistema é de 39.703,3 kW, cerca de 73% maior do que a configuração atual, ocasionada pela inserção da nova turbina de contrapressão.

4.1.3 Caso 2

No caso 2, foi inserida uma turbina de condensação alimentada por uma caldeira de 63 kgf/cm². A tabela 16 apresenta os valores energéticos e exergéticos obtidos para a turbina 3 de condensação inserida para o caso 2.

Tabela 16 - Análise Termodinâmica para a Turbina 3 - Condensação

Turbina 3 – Condensação		
Cv	kg_{vapor} /kWh	5,8
W	kW	26.651
η	%	71,94
ex_e	kJ/kg	1.305,96
ex_s	kJ/kg	488,36
$\dot{S}_{ger,v.c}$	kJ/kgK	27,93
$\dot{I}_{vc}$	kW	8.324,34
ψ	%	76,2

Fonte: Elaboração própria.

A turbina 3 de condensação apresenta um consumo específico de vapor de 5,8 kg_{vapor}/kWh gerado e potência de 26.6251 kW. A eficiência energética da turbina 3 é de 0,71, ou seja, de todo o vapor disponível para a turbina, 71,94% é transformado em trabalho para o sistema.

A entropia gerada é de 27,93 kJ/kgK e a taxa de destruição de exergia é de 8.324,34 kJ/kg. Assim, este volume de controle apresenta uma eficiência exergética de 76,2%, representando um ótimo aproveitamento de todo o potencial disponível.

Calculou-se os valores de calor útil e trabalho total do sistema para este caso, e estão apresentados na tabela 17.

Tabela 17 - Calor útil e Trabalho total do caso 2.

Caso 2		
Q_{util}	kW	162.571,3
W_{total}	kW	49.604,53

Fonte: Elaboração própria.

O calor útil demandado pelo processo é o mesmo da configuração atual de 162.571,3 kW. Enquanto que a potência total obtida pelo sistema é de 49.604,53 kW, uma potência cerca de duas vezes maior do que a atual.

4.1.4 Caso 3

No caso 3, foi inserida uma turbina de condensação alimentada por uma caldeira de 21kgf/cm². Os valores energéticos e exergéticos estão apresentados na tabela 18.

Tabela 18 - Análise Termodinâmica da Turbina 4 - Condensação

Turbina 4 – Condensação		
Cv	kg_{vapor} /kWh	10,4
W	kW	8.746,2
η	%	60,59
$\mathbf{ex_e}$	kJ/kg	1.014,65
$\mathbf{ex_s}$	kJ/kg	488,36
$\mathbf{\dot{S}_{ger,v.c}}$	kJ/kgK	15,29
$\mathbf{\dot{I}_{vc}}$	kW	4.557,37
ψ	%	65,74

Fonte: Elaboração própria.

A turbina 4 apresenta um consumo específico de vapor de 10,4 kg_{vapor}/kWh, apresentando um aumento em torno de 79% quando comparado com a turbina 3, também de condensação. A potência gerada é de 8.746,2 kW e apresenta uma eficiência energética de 60,59%.

A entropia gerada é de 15,29 kJ/kgK e uma taxa de destruição de exergia de 4.557,37 kJ/kg. Portanto, a eficiência exergética obtida foi de 65,74%, ou seja, este percentual representa o quanto de trabalho disponível é transformado em trabalho pelo volume de controle. Quando comparada à turbina 3 de condensação, apresenta valores menores de eficiência energética e exergética.

A tabela 19 apresenta os valores de calor útil e potência total do sistema.

Tabela 19 - Calor útil e Trabalho total do caso 3.

Caso 3		
Q_{util}	kW	162.571,3
W_{total}	kW	31.700,0

Fonte: Elaboração própria.

O calor útil deste caso, se mantém igual à configuração atual, 162.571,3 kW, enquanto a potência total gerada é de 31.700 kW, ou seja, 38% maior.

4.2 Índices de desempenho

Para o cálculo dos índices de desempenho, foram considerados a energia disponível pelo combustível, eficiências obtidas das caldeiras, trabalhos gerados nas turbinas e calor útil demandado no processo para cada caso.

4.2.1 FUE

O fator de utilização de energia relaciona o trabalho gerado pelas turbinas mais o calor útil demandado pelo processo pela energia disponível pelo combustível.

A tabela 20 apresenta os valores do FUE obtidos da configuração atual e de cada caso proposto.

Tabela 20 - Valores de FUE para todas as análises

	Atual	Caso 1	Caso 2	Caso 3
FUE	0,830	0,698	0,577	0,641

Fonte: Elaboração própria.

O maior índice obtido foi para a configuração atual, um valor de 0,830, a qual tem um melhor aproveitamento energético do sistema, em outras palavras, pode-se dizer que se obteve uma melhor eficiência energética. Este fator diminui para os casos propostos, visto que o trabalho gerado por novas turbinas inseridas não

compensa a energia que o combustível fornece para as caldeiras, através da inserção e substituição das novas caldeiras.

4.2.2 IGP

O índice de geração de potência visa quantificar a relação de quanto trabalho está sendo gerado em relação à energia disponível pelo combustível, exclusivamente para este fim.

A tabela 21 apresenta os índices calculados para a configuração atual e para os casos propostos.

Tabela 21 - Valores de IGP para todas as análises

	Atual	Caso 1	Caso 2	Caso 3
IGP	0,901	0,425	0,293	0,302

Fonte: Elaboração própria.

O maior índice obtido nas análises foi da configuração atual no valor de 0,901, que nos diz que de toda a energia térmica disponível para a geração especificamente de trabalho, 90,1% foi efetivamente transformado. Com isso, podemos notar que em todos os casos propostos, o aumento da disponibilidade de energia do combustível para a geração de potência, não compensou a inserção das novas turbinas quando comparado ao trabalho que delas foram produzidos.

4.2.3 RPC

A razão potência e calor é um importante índice por apresentar a efetividade de custo de um sistema, relacionando a potência que este possa produzir, com o calor útil utilizado no processo.

A tabela 22 apresenta os valores calculados do RCP para a configuração atual e cada caso proposto.

Tabela 22 - Valores de RPC para todas as análises

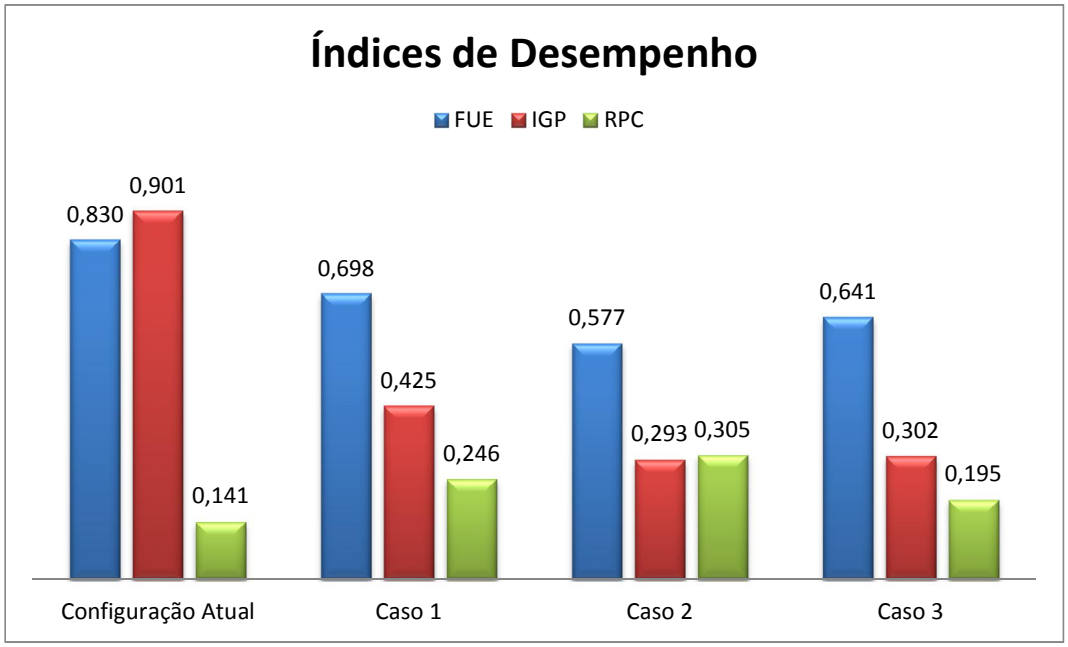
	Atual	Caso 1	Caso 2	Caso 3
RCP	0,141	0,246	0,305	0,195

Fonte: Elaboração própria.

A maior razão obtida foi para o caso 2 de 0,305. Isto se deve a inserção de uma turbina de condensação que produz maior potência quando comparada às turbinas da configuração atual e dos demais casos propostos. No caso 2, este índice se mostra cerca de duas vezes maior quando comparada à configuração atual, uma vez que o caso atual apresenta apenas uma turbina.

Na figura 22 estão representados os índices de desempenho obtidos nas análises.

Figura 22 - Índices de Desempenho obtidos para as análises



Fonte: Elaboração Própria

4.3 Análise econômica

A análise econômica foi realizada para os três casos propostos, considerando três diferentes variáveis: o custo do combustível, o preço da venda de energia elétrica e o custo de instalação do novo sistema.

Para o custo do bagaço, considerou-se uma variação do preço de compra de R$ 0,00 a tonelada, numa suposição de que a usina poderia produzir o necessário ou obter de alguma filial sem custos, até R$ 100,00 a tonelada. Sabe-se que o preço da tonelada do bagaço varia de acordo com a época devido à produção de cana, com a qualidade do bagaço e com a procura do combustível. Assim, para a discussão do trabalho, estabeleceu-se um grande intervalo para este custo.

Segundo a UNICA (União da Indústria de Cana de Açúcar), a maioria dos contratos de energia elétrica das usinas sucroenergéticas variam entre R$ 120,00 e R$ 150,00 por MWh. Porém, com a seca deste ano de 2014, os valores da venda no mercado livre, chegaram a R$ 822,83 nos meses de fevereiro, março e abril (CCEE, 2014). Estes preços de venda variam muito de acordo com o ano e a época, aumentando nos períodos mais secos, pois as hidrelétricas não produzem energia suficiente para a demanda que é quando as termoelétricas são inseridas para dar suporte.

Os custos de instalação de um conjunto de cogeração englobam custos com projeto, infraestrutura, equipamentos, custos financeiros, ambientais e transmissão. Os custos com equipamentos representam mais da metade do custo de instalação, cerca de 60%. Assim, possíveis variações nos custos dos equipamentos, refletem significativamente no custo de instalação. Estes valores foram variados de R$ 2000 a R$ 4000 por kW de potência da planta. (BRACIANI, 2011).

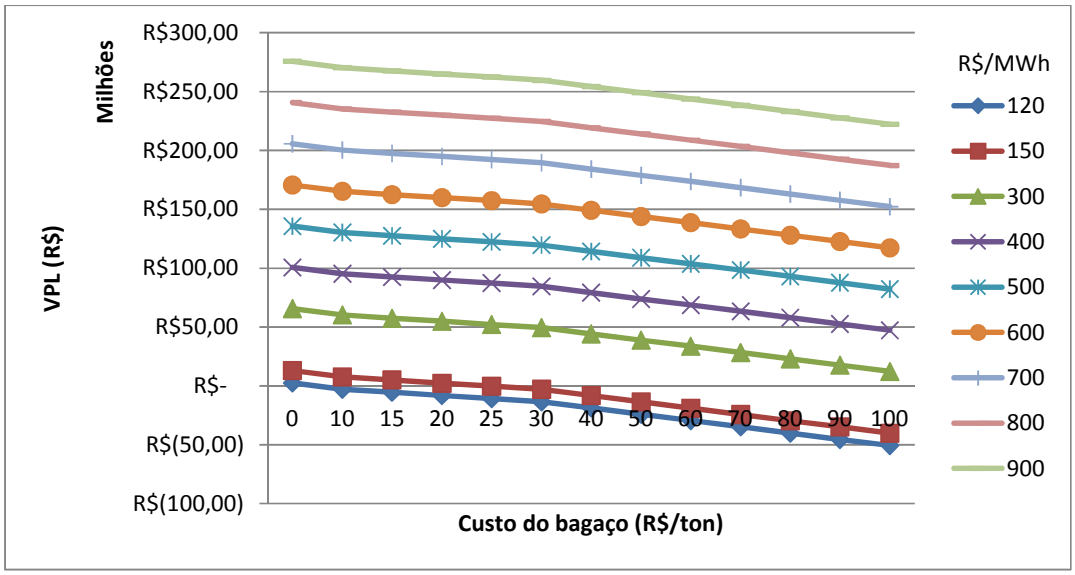
Para as novas instalações propostas, foi considerada a taxa de atratividade de 12% e um período de vida útil dos equipamentos de 20 anos para 6480 horas de funcionamento anual da usina. Os custos de operação e manutenção foram estabelecidos como 4% do investimento inicial para geração.

A seguir, são apresentados os resultados de VPL para cada variação do custo de instalação dos três casos propostos, com as variações de venda de energia elétrica e custo de bagaço.

4.3.1 Análise para custo de instalação de 2000R$/kW

A figura 23 a 25 apresenta os resultados do VPL para os casos 1, 2 e 3, respectivamente, considerando o custo de instalação de 2.000R$/kW .

Figura 23 - Gráfico da variação do preço de venda de energia elétrica e de compra do bagaço para o caso 1.

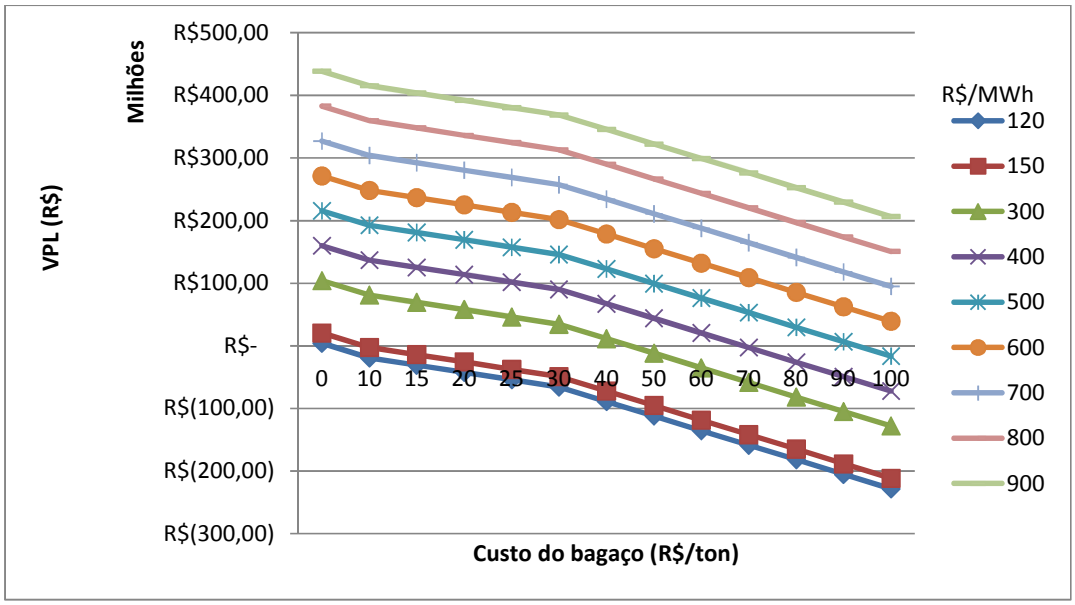


Fonte: Elaboração Própria.

No caso 1, nota-se que o VPL é positivo, no valor de R$ 2.552.913,54 para a venda de energia elétrica a 120R$/MWh apenas para custos 0 R$/ton de bagaço. Para venda de energia de 150R$/MWh o sistema apresenta-se viável para custos de bagaço de até 20R$/ton. O VPL só é positivo para qualquer variação dos preços de bagaço considerados para valores de venda a partir de 300 R$/MWh.

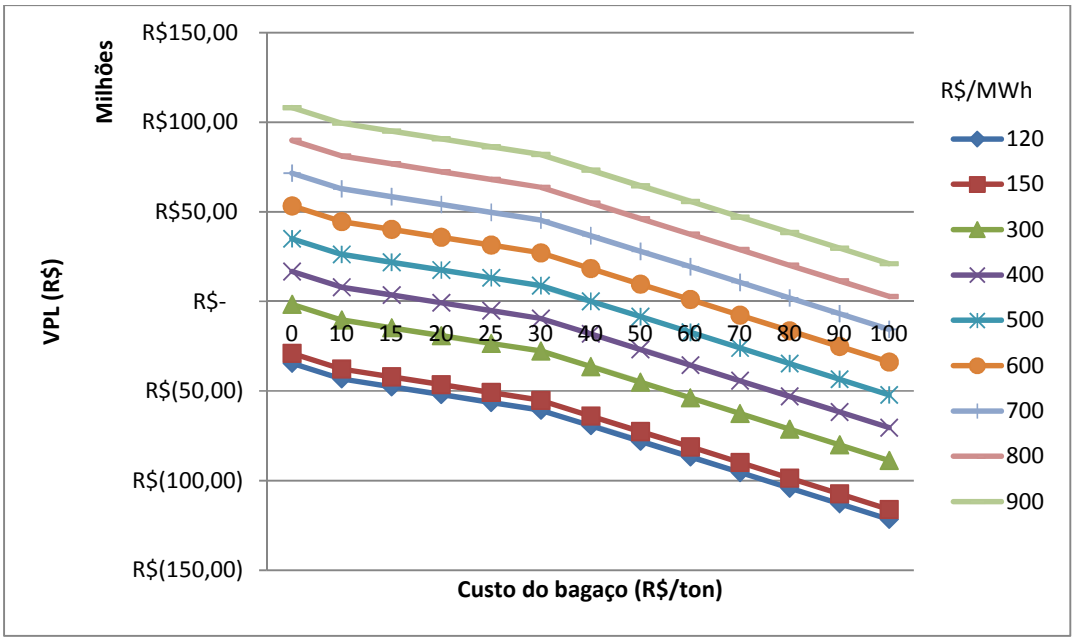
No caso 2, para a venda de energia elétrica de 120 R$/MWh e de 150 R$/MWh o VPL é positivo na ordem de R$ 4.014.336,47 e R$ 20.732.238,29 respectivamente, apenas na situação onde o custo do bagaço é 0 R$/ton, ou seja, considerando que a usina produza ou que obtenha de alguma filial o combustível necessário. Para a venda de 300 R$/MWh o sistema é viável para preços do bagaço de até 40 R$/ton. Para qualquer custo do bagaço considerado na análise, a proposta é viável a partir de valores de venda de energia elétrica a partir de 600 R$/MWh.

Figura 24 - Gráfico da variação do preço de venda de energia elétrica e de compra do bagaço para o caso 2.



Fonte: Elaboração Própria.

Figura 25 - Gráfico da variação do preço de venda de energia elétrica e de compra do bagaço para o caso 3.



Fonte: Elaboração Própria.

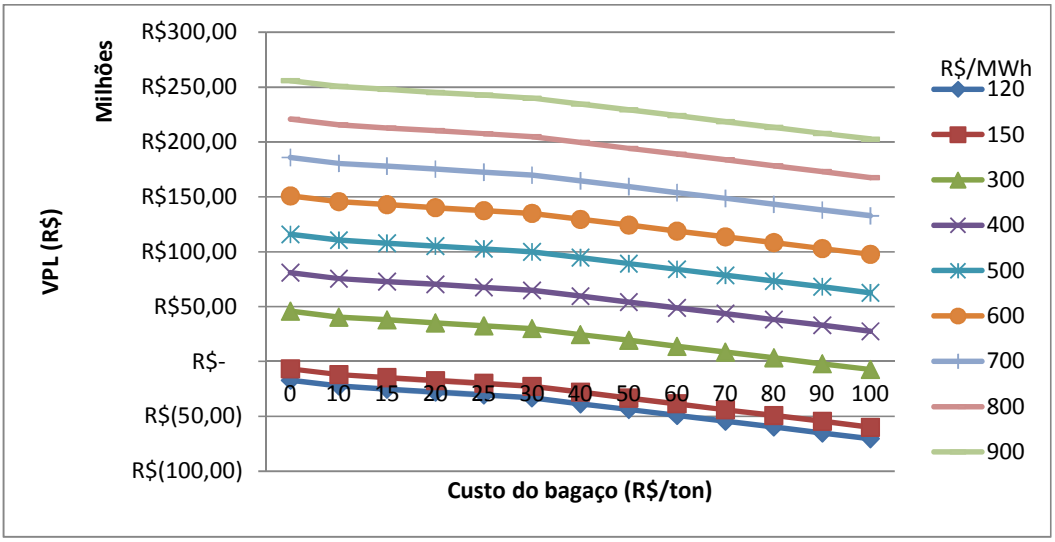
No caso 3, o sistema só se apresenta viável para valores de venda de energia elétrica a partir de 400 R$/MWh, para custos de bagaço de até 15 R$/ton, obtendo um VPL de R$ 16.7145.229,38 para nenhum custo de bagaço. O VPL só é positivo para qualquer custo de bagaço quando o preço de venda de energia elétrica for acima de 800 R$/MWh.

Comparando os três casos em que se considera um valor de instalação de 2000R$/kW, o caso 1 é o que apresenta valores positivos de VPL já para venda de 120 R$/MWh e 150 R$/MWh com uma variação maior de preço do bagaço quando comparado aos outros casos, em que no 2 só é viável sem nenhum custo de combustível , e no 3 em nenhum caso mostra-se viável a este preço de venda. Entretanto, em situações em que o VPL apresenta-se positivo para os casos 1 e 2, o segundo caso apresenta um valor de VPL em de até 62% maior que o caso 1 para as melhores condições de preço de venda e custo de bagaço.

4.3.2 Análise para custo de Instalação de 3000R$/kW

A figura 26 a 28, apresenta os resultados do VPL para os casos 1, 2 e 3, respectivamente, considerando o custo de instalação de 3.000R$/kW .

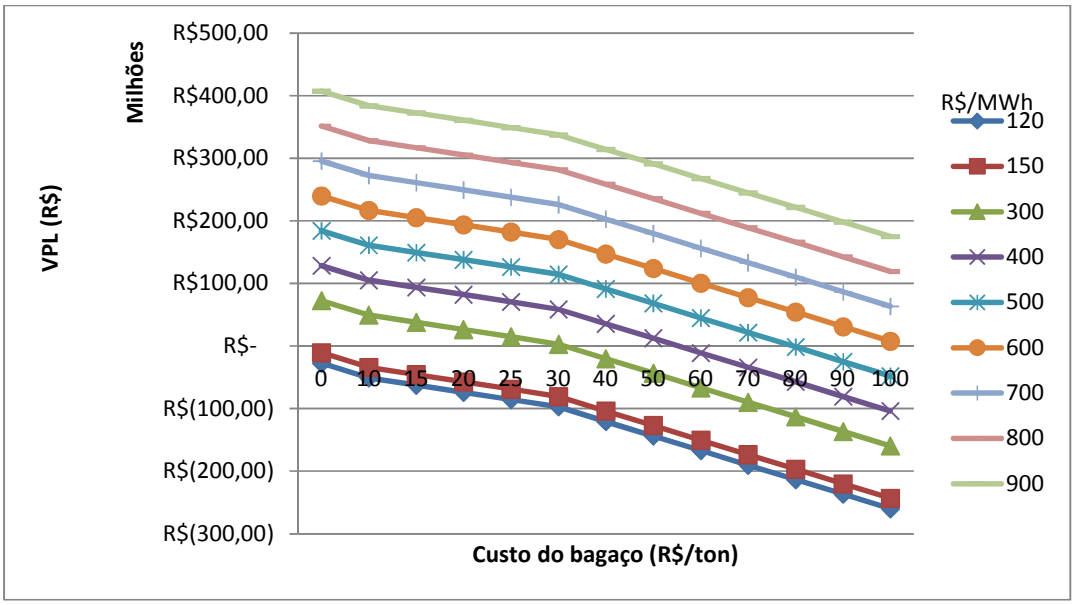
Figura 26 - Gráfico da variação do preço de venda de energia elétrica e de compra do bagaço para o caso 1.



Fonte: Elaboração Própria.

Por meio do gráfico pode-se notar que no caso 1 só é viável para venda de energia elétrica a partir de 300 R$/MWh apresentando VPL positivo para custos de combustível de até 80 R$/ton na ordem de R$ 45.811.560,85 para o R$/ton do bagaço. Considerando qualquer custo de combustível, o VPL só é positivo para venda de energia elétrica a partir de 400 R$/MWh.

Figura 27 - Gráfico da variação do preço de venda de energia elétrica e de compra do bagaço para o caso 2.



Fonte: Elaboração Própria.

Para o caso 2, o VPL só é positivo para a venda de energia elétrica a partir de 300 R$/MWh considerando custos de bagaço de até 30 R$/ton com VPL no valor de R$ 72.893.112 quando não há custos de combustível. O sistema só é viável para qualquer custo de bagaço analisado, para valores de venda a partir de 600 R$/MWh.

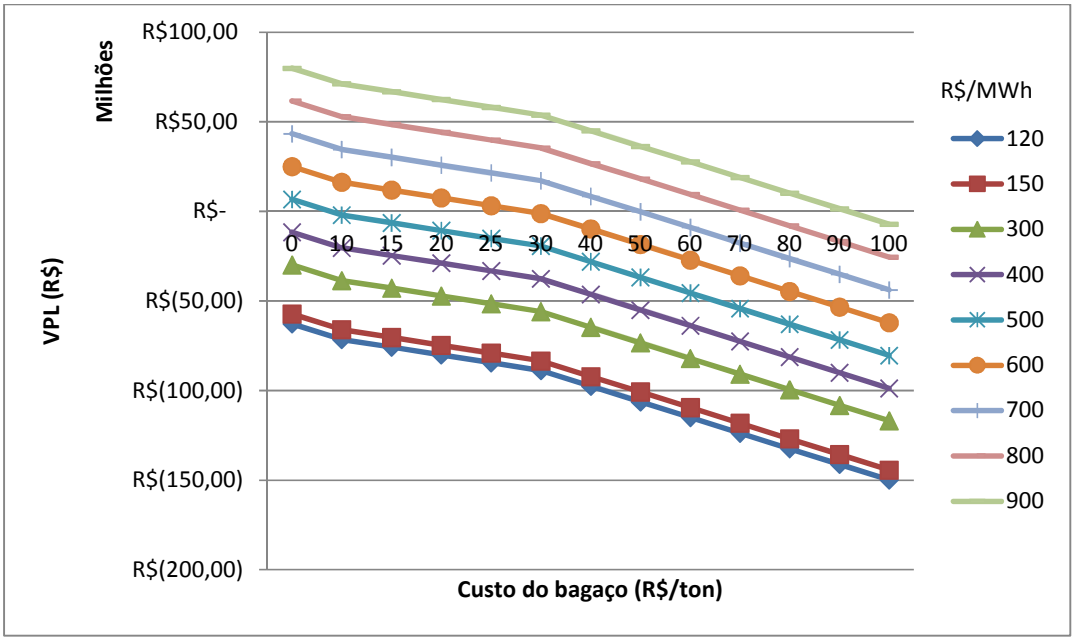
Os resultados do caso 3 na figura 28, mostram que o sistema só é viável para valores de venda a partir de 500 R$/MWh para custos de bagaço de 0R$/ton na ordem de R$ 6.783.335,76. Em nenhum preço de venda considerado o VPL é positivo para qualquer custo de bagaço da análise.

Por meio dos resultados, verifica-se que para os casos 1 e 2 considerando um investimento de instalação de 3000 R$/kW, o VPL só apresenta-se positivo, ou seja, o sistema só apresenta-se viável para valores de venda de energia elétrica a partir

de 300 R$/MWh. O caso 2 ainda apresenta VPL negativo para este valor de venda para determinados custos de bagaço.

Por outro lado, o caso 3 os valores apresentam-se positivos apenas a partir de 500 R$/MWh.

Figura 28 - Gráfico da variação do preço de venda de energia elétrica e de compra do bagaço para o caso 3.



Fonte: Elaboração Própria.

Quando comparamos os valores de VPL positivos dos três casos, nota-se que os maiores valores para as mesmas condições de preço de bagaço e de venda de energia elétrica são do caso 2.

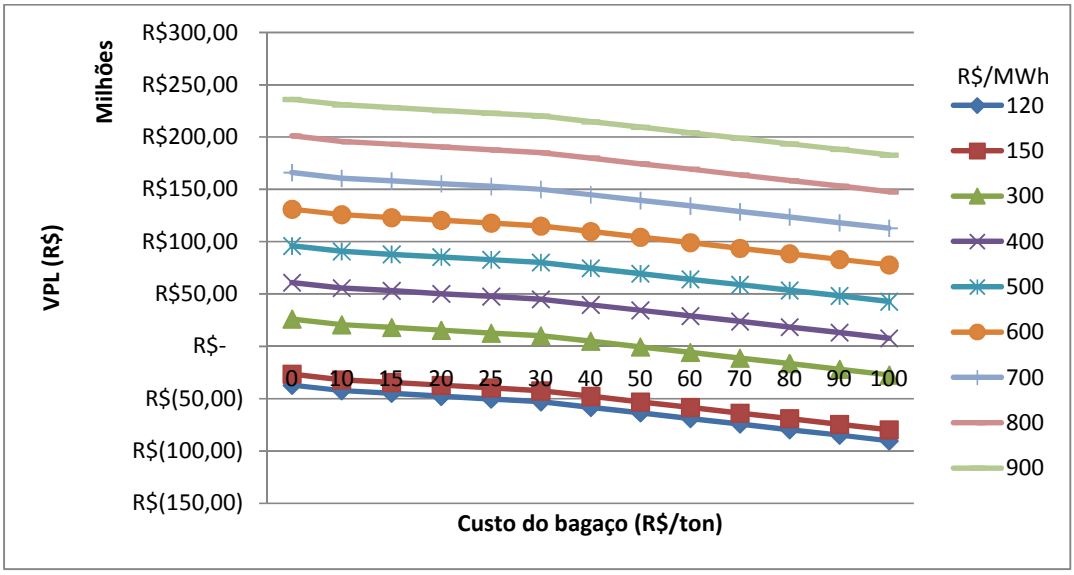
4.3.3 Análise para o custo de instalação de 4000R$/kW

A figura 29 a 31 apresentam os resultados do VPL para os casos 1, 2 e 3, respectivamente, considerando o custo de instalação de 4.000R$/kW .

Para a proposta do caso 1, nota-se que o sistema é viável para venda de energia elétrica a partir de 300 R$/MWh, o qual apresenta VPL positivo para custos de bagaço até 40 R$/ton, no valor de R$ 26.059.422,36 para condições de 0R$/ton

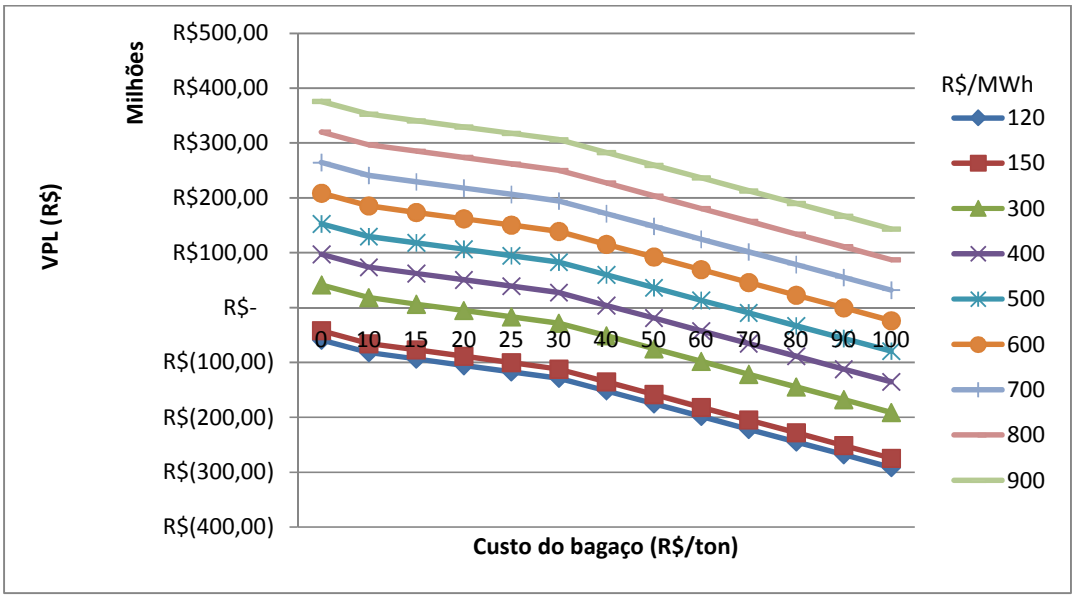
do combustível. O sistema só é viável para qualquer custo de bagaço considerados na análise, a partir do preço de venda de 400 R$/MWh.

Figura 29 - Gráfico da variação do preço de venda de energia elétrica e de compra do bagaço para o caso 1.



Fonte: Elaboração Própria.

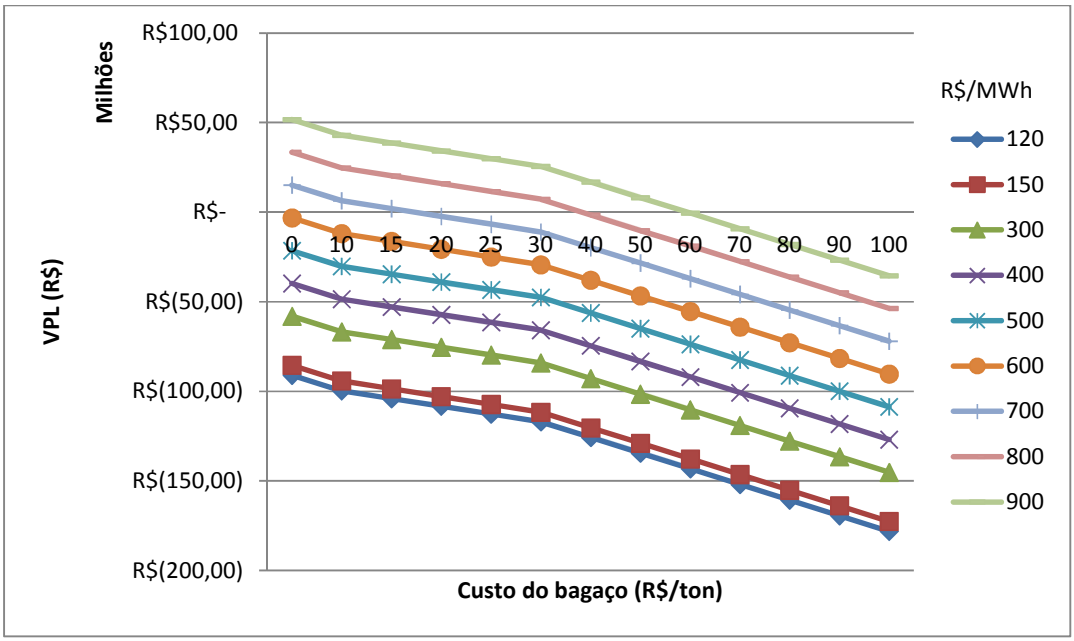
Figura 30 - Gráfico da variação do preço de venda de energia elétrica e de compra do bagaço para o caso 2.



Fonte: Elaboração Própria.

Na configuração proposta do caso 2, os valores de VPL começam a ser positivos para valores de venda de 300 R$/MWh para custo de bagaço de até 15 R$/ton na ordem de R$ 41.464.476,59 quando não há custos de combustível, e para venda de 400 R$/MWh para custo de bagaço de até 40 R$/ton. A partir da venda de energia elétrica de 700 R$/MWh o VPL apresenta-se positivo, viabilizando o sistema, para qualquer valor de bagaço analisado.

Figura 31 - Gráfico da variação do preço de venda de energia elétrica e de compra do bagaço para o caso 3.



Fonte: Elaboração Própria.

Para a configuração do caso 3, o VPL começa a apresentar-se positivo para valores de venda de energia elétrica de 700 R$/MWh para custo de bagaço de até 15 R$/ton no valor de R$ 15.140.450,45 para custos de combustível a 0R$/ton. Para a venda máxima de energia elétrica considerada, o sistema só mostra-se viável para custo de bagaço de até 50 R$/ton.

Comparando os três casos para o custo de instalação de 4000 R$/kW, observa-se que o caso 1 e 2 apresenta valores positivos de VPL para todos os custos de bagaço considerados com a venda de 300 R$/MWh, com uma maior variação do preço do bagaço para o caso 1. Analisando apenas os valores de VPL positivos para as mesmas condições de custo de bagaço e venda de energia

elétrica, o caso 2 é o que apresenta maiores valores de VPL entre as diferentes configurações. No caso 3 o VPL ainda mostra-se negativos para as melhores condições de venda de energia elétrica e piores condições de custo de bagaço consideradas.

Dentre os casos propostos há uma grande variação da demanda de bagaço entre eles, isto reflete diretamente nos resultados econômicos que consideram um preço de custo acima de 0 R$/ton do bagaço. O caso 1 apresenta a menor demanda excedente de bagaço, que é de 11ton/h enquanto o caso 2 tem a maior demanda que é cerca de 4,4 vezes mais comparado ao caso 1. No caso 3, a demanda de bagaço excedente é em torno de 1,7 vezes maior que o caso 1. Assim, o primeiro caso apresenta valores positivos de VPL para as piores condições realizadas nas análises quando no caso 2 e 3 estes valores ainda são negativos.

Outro ponto que reflete diretamente na análise econômica é a potência de geração de energia elétrica excedente do sistema de cogeração. O caso 2 é o que apresenta maior geração de potência total quando comparado aos demais casos, 49.604,53 kW, sendo 26.651 kW de potência direcionados a venda excedente de energia elétrica, compensando assim, a compra de bagaço excedente com a venda de energia elétrica, apresentando maiores valores de VPL em situações em que os valores apresentam-se positivos para os três casos.

5. CONCLUSÕES

O aumento do consumo de energia elétrica e o desafio da geração da sua geração com baixa emissão de carbono, devido às mudanças climáticas, coloca em foco o subproduto de um setor de grande importância para a economia do país: o bagaço da cana de açúcar gerado pelo setor sucroenergético.

O objetivo do trabalho foi alcançado por meio das análises termodinâmica e econômica, de diferentes configurações do sistema de cogeração de uma usina sucroenergética situada no interior paulista, visando a expansão da geração de energia elétrica e venda do excedente, através da inserção ou substituição de caldeiras e turbinas. Com as análises termodinâmicas, pôde-se avaliar o desempenho de cada equipamento bem como do sistema de cogeração para a configuração atual da usina e para cada caso proposto, enquanto a análise econômica apresenta a viabilidade de implantação de cada caso.

A configuração atual consiste em uma caldeira que gera vapor exclusivamente para processo, e um conjunto caldeira-turbina para a geração de vapor para processo e de energia elétrica. As propostas de mudança do sistema de cogeração foram denominadas caso 1, 2 e 3. O caso 1 consiste na substituição de uma caldeira por uma de maior capacidade e uma nova turbina de contrapressão atendendo as demandas de vapor de processo e maior geração de energia elétrica. O caso 2 e 3, com o objetivo de melhor aproveitamento da geração de energia elétrica, foi inserida uma nova caldeira, totalizando em três caldeiras no sistema, e uma turbina de condensação. A diferença entre os casos 2 e 3, é quanto à caldeira que alimenta a turbina de condensação, no caso 2 é uma nova caldeira de 63 kgf/cm² enquanto no caso 3 a nova caldeira é de 21 kgf/cm².

Com as análises energéticas das caldeiras, observou-se que a caldeira 2 apresentou um consumo específico de combustível 13% maior que a caldeira 1, refletindo esta diferença em suas eficiências onde a caldeira 1 aproveita cerca de 83% de toda energia disponível e a caldeira 2 aproveita 81%. Com relação às eficiências exergéticas, mais uma vez, nota-se que a caldeira 1 tem um melhor aproveitamento da exergia disponível do volume de controle, apresentando uma eficiência 18% maior que a eficiência exergética da caldeira 2.

Por meio da análise das quatro turbinas propostas nos diferentes casos, observou-se menor consumo específico da turbina de condensação do caso 2, gerando mais potência com menos vapor. As turbinas que apresentaram melhor eficiência energética foram as turbinas de contrapressão na ordem de 80%. O melhor aproveitamento de todo o trabalho disponível no volume de controle, ou seja, a melhor eficiência exergética apresentada foi das turbinas de contrapressão do caso 1 e de condensação do caso 2, na ordem de 74% a 80%.

Através dos índices de desempenho calculados para a configuração atual e cada caso proposto, a configuração atual é a que apresenta os melhores índices energéticos. Com um fator de utilização de energia de 83%, índice de geração de potência de 90,1% e razão potência e calor 14,1%. Com as mudanças no sistema de cogeração da planta, nota-se que apenas o índice razão potência e calor apresentou melhores resultados quando comparado à configuração atual, devido às inserções de novas turbinas voltadas a maior geração de energia elétrica do sistema. No melhor dos casos, houve um aumento de cerca de duas vezes mais deste índice a partir da configuração atual, que foi no caso 2. Entretanto, como consequência, houve uma diminuição dos outros índices.

A análise econômica foi realizada apenas para os casos propostos, considerando a variação de três valores importantes nesse segmento: o custo do combustível excedente, o preço da venda de energia elétrica e o custo de investimento por kW instalado.

O caso 1 é o que apresenta um retorno mais rápido do investimento, apresentando VPL positivo para condições mais baixas de venda de energia elétrica e maiores variações do custo de combustível para os custos de investimento considerados. Isto se deve ao menor excedente de combustível (11 ton/h) e também devido a geração de energia elétrica (16.749,51 kW) que é a segunda maior dos casos.

O caso 2 apresenta valores de VPL positivo para condições de venda de energia elétrica um pouco maiores quando comparado ao caso 1, porém com valor líquido bem maior. Estes valores refletem a necessidade de ter o maior excedente de combustível (48 ton/h) dentre os casos propostos, e a maior potência de geração de energia elétrica (26.651 kW) relacionada ao VPL maior nas condições em que este apresenta-se positivo para todos os casos.

O caso 3 mostrou os piores resultados e apresenta valores de VPL positivo para condições bem mais elevadas de venda de energia elétrica devido a necessidade de combustível excedente (18 ton/h) e menor geração de potência (8746,2 kW) quando comparada aos demais casos. Nas piores condições estabelecidas o sistema de cogeração deste caso não é viável.

A configuração atual apresenta os melhores índices de desempenho energéticos com equipamentos considerados de ótimo nível de eficiência e sem nenhum custo de investimento. Uma alternativa para a implantação de diferentes sistemas de cogeração seria o caso 1 que apresenta índices de desempenho energético do sistema um pouco menores, mas tem maior geração de energia elétrica quando comparado à configuração atual. Analisando economicamente, esse caso apresenta melhor estabilidade, pois apresenta um VPL de R$ 2.552.913,54 considerando venda de 120 R$/MWh a custos de bagaço 0 R$/ton. O retorno é melhor para maiores variações dos custos em geral.

Por outro lado, o caso 2 apresenta também ótimos níveis de eficiência dentre seus equipamentos, maior geração de energia elétrica dentre todos os casos, mas índices de desempenho do sistema em geral um pouco menores quando comparados à configuração atual. Economicamente, apresenta retorno do investimento a condições melhores de venda de energia elétrica quando comparado ao caso 1, mas em valor absoluto tem um valor bem maior. Considerando a venda de energia elétrica 120 R$/MWh a custo 0 R$/ton do bagaço, o VPL é de R$ 4.014.336,47, ou seja, 62% maior que o caso 1.

Para uma escolha da configuração atual entre os casos 1 e 2, cabe às condições e necessidades da empresa em si, sabendo que seus parâmetros se manterão e seus níveis de desempenho energético são ótimos, mantendo a geração de energia elétrica. O caso 1 traz índices de desempenho energéticos um pouco menores, mas a geração de potência aumentará cerca de 73%, obtendo como consequência renda líquida com uma estabilidade melhor devido às condições de custos do mercado em geral. Para o caso 2, os índices de desempenho energético se apresentam similares ao caso 1, com uma geração de potência duas vezes maior que a configuração atual, obtendo uma renda líquida bem maior do que o caso 2, porém com mais riscos nas variações dos preços do mercado.

Como sugestão para trabalhos futuros, é proposto a realização de análises envolvendo a fabricação de etanol e açúcar quantificando todos os pontos do processo e realizar as análises quer foram feitas neste trabalho, para levar em consideração as rendas que são geradas através destes produtos. Ainda considerar a substituição de turbobombas, turbomáquinas utilizadas no processo, por motores elétricas uma vez que houve o aumento da geração de energia elétrica, sendo assim o calor útil que os processos demandam seriam menor e a geração de energia poderia vir aumentar ainda mais.

6. REFERÊNCIAS

ANEEL, **Matriz de Energia Elétrica 2014.** Disponível em: <http://www.aneel.gov.br/aplicacoes/capacidadebrasil/operacaocapacidadebrasil.asp>. Acesso em: Julho de 2014.

BABCOCK WANSON. **Desmineralização com Resinas.** Disponível em: <http://www.babcock-wanson.pt/produtos_agua_desmineralizacao_resinas.aspx> Acesso em Julho de 2014.

BASE SÓLIDA ENERGIA. **Turbinas a Vapor de Condensação com Extração.** Disponível em: <http://www.basesolidaenergia.com.br/Turbinas-a-Vapor-de-Condensacao-com-Extracao.php> Acesso em Julho de 2014.

BASE SÓLIDA ENERGIA. **Turbinas a Vapor de Contrapressão.** Disponível em: <http://www.basesolidaenergia.com.br/Turbinas-a-Vapor-de-Contrapressao.php> Acesso em Julho de 2014.

BORDA, João Carlos; GOMES, Cacyone; REZENDE, Faeza. **Setor sucroalcooleiro enfrenta uma das maiores crises da história.** 2014. Disponível em: <http://g1.globo.com/jornal-da-globo/noticia/2014/07/setor-sucroalcooleiro-enfrenta-uma-das-maiores-crises-da-historia.html>. Acesso em: jul. 2014.

BRACIANNI, U. **Estrutura de Custos para Implantação das Usinas de Geração de Energia Elétrica no Brasil**. Trabalho de Conclusão de Curso. Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, p. 62, 2011.

ÇENGEL Y. A.; BOLES M. A. **Termodinâmica**. 5ª ed. São Paulo: Mcgraw-hill interamericana, 2006.

CAROSSINI, V. S. **Uma análise do impacto da geração distribuída em mercados**
de energia de curto prazo. 2008. 40 f. TCC – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2008.

CCEE. **Preços Médios – PDL – Preço de Liquidação das Diferenças**. Disponível em: <http://www.ccee.org.br/portal/faces/pages_publico/o-que-fazemos/como_ccee_atua/precos/precos_medios?_afrLoop=1412763277378239#%40%3F_afrLoop%3D1412763277378239%26_adf.ctrl-state%3Drd5vmh4az_110> Acesso em : Julho, 2014

COELHO, S.T., PALETTA, C.E.M., GUARDABASSI, P., Pires, R.G., SILVA, O.C. & GOMES FILHO, A., 2002, "**Levantamento do Potencial Real da Cogeração de Excedentes no Setor Sucroalcooleiro**", Anais do IX Congresso Brasileiro de Energia, Rio de Janeiro - RJ, pp. 1867-1875.

DANTHERM, **Trocador de Calor do Tipo Placas**. Disponível em :<http://www.dantherm.com.br/prod_trocador_placas.htm> Acesso em: Julho de 2014.

EPE, **Plano Decenal de Expansão de Energia 2022.** Empresa de Pesquisa Energética, Disponível em: <http://www.epe.gov.br/pdee/forms/epeestudo.aspx> Acesso em : Julho de 2014.

EPE, **Relatório Síntese do Balanço Energético Nacional 2014.** Empresa de Pesquisa Energética. Disponível em: <https://ben.epe.gov.br/BENRelatorioSintese2014.aspx>. Acesso em: Julho de 2014

FIOMARI, Marcelo Caldato. **Análise energética e exergética de uma usina sucroalcooleira do oeste paulista com sistema de cogeração de energia em expansão.** 2004. 130 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Mecânica, Departamento de Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista "Julio de Mesquita Filho", Ilha Solteira, 2004.

HENN, E. A. L. **Máquinas de Fluido**. 2ª ed. Editora UFSM, p. 29, 2006.

INCROPERA, F. P.; DE WITT, D. P.; BERGMAN, T. **Fundamentos de transferência de calor e de Massa**. 6ª ed. Rio de Janeiro: LTC, p. 425, 2008.

JÚNIOR, João Baptista Chieppe. **Tecnologia e fabricação do álcool**. Inhumas: IFG; Santa Maria: Universidade Federal de Santa Maria, 2012. 74 p. il.

KOHLHEPP, Gerd. **Análise da situação da produção de etanol e biodiesel no Brasil.** *Estud. av.* 2010, vol.24, n.68, pp. 223-253.

KSB, Bombas e Válvulas. **Bombas de alimentação de caldeira.** Disponível em:<http://www.ksb.com/ksb-pt/Produtos_e_Servicos/Energia/Centrais_electricas_ate_100_MW/Bombas_de_alimentacao_de_caldeiras_da_KSB/635826/Bombas_de_alimentacao_de_caldeiras_da_KSB.html> Acesso : Julho de 2014

LOBO, P.C., Jaguaribe, E.F., LIMA NETO, J.R., Rocha, F.A.A. & SOUZA, W.L., 2002, "**Análise Comparativa de Sistemas de Cogeração Usados em Duas**

Diferentes Plantas Sucroalcooleiras", Anais do II Congresso Nacional de Engenharia Mecânica (em CDROM), João Pessoa - PB, 10p.

LOMBARDI, A.; et al. **Trocador de calor**. Universidade Federal do Espírito Santo. São Mateus, p. 6-7, 2011.

LORA, E.E.S.; NASCIMENTO, M.A.R**., Geração Termelétrica. Planejamento, Projeto e Operação**, Editora Interciência, Vol. 2, Rio de Janeiro, 1296 p., 2004.

MACHADO, Simone Silva. **Tecnologia da Fabricação do Açúcar**. Inhumas: IFG; Santa Maria: Universidade Federal de Santa Maria, 2012. 56f :il.

MARTINELLI, L. C. J. **Máquinas Térmicas II**. Unijuí. Panambi, p. 87. 2002.

NOGUEIRA, L. A. H. **PROCEL: Eficiência Energética no Uso de Vapor – Manual prático**. Eletrobrás. Rio de Janeiro, p. 63-66., 2005.

NOVACANA , **Pró Álcool .** Disponível em:

<http://www.biodieselbr.com/proalcool/pro-alcool/programa-etanol.htm>

Acesso em : Julho de 2014.

QUEIROZ, F. W. **Análise Energética e Exergética do Ciclo Rankine de Cogeração em uma Usina de Cana-de-Açúcar**. Trabalho de Conclusão de Curso. Universidade Federal do Sergipe. São Cristóvão, p. 25. 2012.

ROCHA, G. **Análise Termodinâmica, Termoeconômica e Econômica de uma Usina Sucroenergética com Processo de Extração por Difusão**. Dissertação de Mestrado. Universidade Estadual Paulista Júlio de Mesquita Filho. Ilha Solteira, 2010.

RODRIGUES, L. E. M. J. **Mecânica dos Fluidos: Aula 17 – Bombas Hidráulicas**. Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia. São Paulo, p. 3., 2012.

SHAPIRO H. N., MORAN, M. J. **Princípios de Termodinâmica para Engenharia**. 6ª ed. Rio de Janeiro: LTC, 2009.

SOUZA D. B.; SOARES, J, S.; SOUZA P. F. **Análise Energética, Exergética e Econômica da Substituição de Caldeira e Turbina: Um estudo de caso de uma usina do oeste paulista**. Trabalho de Conclusão de Curso. Universidade Federal da Grande Dourados. Dourados, 2014.

SZARGUT, J.; MORRIS, D.R.; STEWARD, F.R., **Exergy Analysis of Thermal, Chemical and Metallurgical Process, Hemisphere Publishing Corporation.** New York, p. 332, 1998.

UNICA. **Bons Preços da Energia estimulam Cogeração**. Abril, 2012. Disponível em: <http://www.unica.com.br/na-midia/17729932920321574014/bons-precos-da-energia-estimulam-cogeracao/>

ÚNICA. **Histórico de Produção e Moagem.** Disponível em: http://www.unicadata.com.br/historico-de-producao-e-<moagem.php?idMn=32&tipoHistorico=4&acao=visualizar&idTabela=1580&safra=2013%2F2014&estado=RS%2CSC%2CPR%2CSP%2CRJ%2CMG%2CES%2CMS%2CMT%2CGO%2CDF%2CBA%2CSE%2CAL%2CPE%2CPB%2CRN%2CCE%2CPI%2CMA%2CTO%2CPA%2CAP%2CRO%2CAM%2CAC%2CRR> Acesso em : Julho de 2014