

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE MARINGÁ  
CENTRO DE TECNOLOGIA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA**

**ADMILSON LOPES VIEIRA**

**ANÁLISE EXERGONECONÔMICA DE INDÚSTRIAS SUCROENERGÉTICAS  
COM RELAÇÃO À COGERAÇÃO E AO USO DE UTILIDADES**

**MARINGÁ  
2014**

**ADMILSON LOPES VIEIRA**

**ANÁLISE EXERGONECONÔMICA DE INDÚSTRIAS SUCROENERGÉTICAS  
COM RELAÇÃO À COGERAÇÃO E AO USO DE UTILIDADES**

Orientador: Prof. Dr. Cid Marcos Gonçalves Andrade  
Coorientador: Prof. Dr. Wagner André dos Santos Conceição

Tese de Doutorado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, da Universidade Estadual de Maringá, como um dos requisitos para a obtenção do título de Doutor em Engenharia Química, área de Desenvolvimento de Processos (linha de pesquisa: Modelagem, Controle e Automação de Processos).

MARINGÁ  
2014

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

V658a Vieira, Admilson Lopes  
Análise exergoeconômica de indústrias  
sucroenergéticas com relação à cogeração e ao uso de  
utilidades / Admilson Lopes Vieira. -- Maringá,  
2014.  
xvii, 80 f. : il. color., figs., tabs.

Orientador: Prof. Dr. Cid Marcos Gonçalves  
Andrade.  
Coorientador: Prof. Dr. Wagner André dos Santos  
Conceição.  
Tese (Doutorado) - Universidade Estadual de  
Maringá, Centro de Tecnologia, Departamento de  
Engenharia Química, Programa de Pós-Graduação em  
Engenharia Química, 2014.

1. Unidades sucroenergéticas. 2. Simulação de  
Processos. 3. Indústria sucroenergética - Análise  
exergoeconômica. I. Andrade, Cid Marcos Gonçalves,  
orient. II. Universidade Estadual de Maringá. Centro  
de Tecnologia. Departamento de Engenharia Química.  
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química.  
III. Título.

CDD 23.ed. 660.2815  
GVS-003682

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE MARINGÁ  
CENTRO DE TECNOLOGIA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

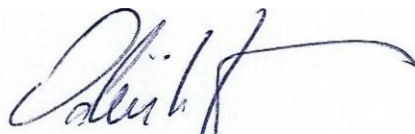
**ADMILSON LOPES VIEIRA**

Esta é a versão final da Tese de Doutorado apresentada por Admilson Lopes Vieira perante a Comissão Julgadora do Curso de Doutorado em Engenharia Química em 08 de agosto de 2014.

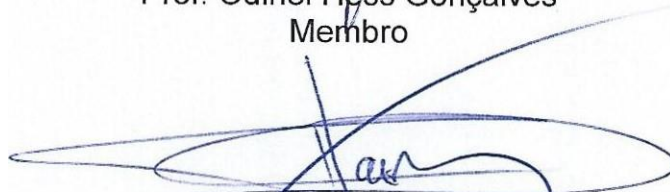
**COMISSÃO JULGADORA**

*Cid andrade*

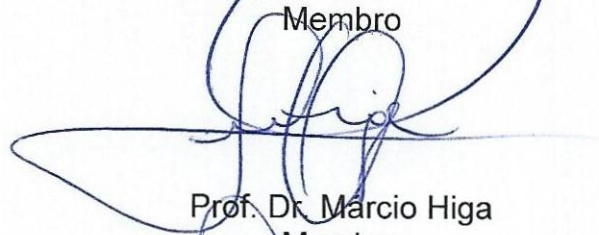
Prof. Dr. Cid Marcos Gonçalves Andrade  
Orientador / Presidente



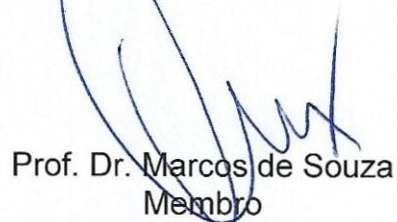
Prof. Odinei Hess Gonçalves  
Membro



Prof. Dr. Júlio César Dainezi de Oliveira  
Membro



Prof. Dr. Márcio Higa  
Membro



Prof. Dr. Marcos de Souza  
Membro

## **AGRADECIMENTOS**

Agradeço a Deus, força maior da vida, por ter me dado desafios, obstáculos, capacidade, força, crença e amor como forma de apoio espiritual.

Tenho muito a agradecer meus pais que sempre mostraram o verdadeiro valor do estudo. Deram-me todas as condições financeiras, apoio psicológico e amor.

À minha eterna e atual alma gêmea (Lisandra) que ao meu lado sempre me dá apoio, auxílio para superar os desafios que tenho enfrentado. Às minhas filhas Marina e Ana que sempre se mostram motivadas a ajudar

Ao meu orientador e amigo Cid pela sua paciência e apoio na construção e desenvolvimento deste trabalho.

Obrigado

# **ANÁLISE EXERGOECONÔMICA DE INDÚSTRIAS SUCROENERGÉTICAS COM RELAÇÃO À COGERAÇÃO E AO USO DE UTILIDADES**

**AUTOR: ADMILSON LOPES VIEIRA**

**ORIENTADOR: PROF. DR. CID MARCOS GONÇALVES ANDRADE**

Tese de Doutorado; Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química; Universidade Estadual de Maringá; Av. Colombo, 5790, Bl. E-46, CEP 87020-900 Maringá – PR, Brasil, defendida em agosto de 2014. 125p.

## **RESUMO**

O Brasil passou por um grande apagão (termo utilizado para designar interrupções ou falta de energia elétrica frequente) no início do século XXI (01/07/2001 e 27/09/2002) e, por conseguinte, uma crise energética, onde o governo federal precisou atuar emergencialmente. Este apagão ocorreu devido aos baixos índices pluviométricos (baixos níveis dos reservatórios) e falta de planejamento e investimentos em geração e distribuição de energia elétrica. A partir de 2004, o governo federal instituiu o Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica (PROINFA) com objetivo de aumentar a participação da energia elétrica produzida por empreendimento concebido com base em fonte eólica, biomassa e pequenas centrais hidrelétricas (PCH) no Sistema Elétrico Interligado Nacional (SIN).

Visualizando este cenário e condições promissoras, as unidades sucroenergéticas buscaram outra fonte de renda que agregasse mais ao resultado contábil final das unidades, além da produção de açúcar e álcool. Esta fonte de renda foi aproveitar o resíduo industrial, bagaço de cana-de-açúcar, para produção de energia, cuja queima nos geradores de vapor gera energia que pode ser utilizada no processo industrial e também gerar energia elétrica suficiente para o processo industrial sendo que o excedente pode ser comercializado com as concessionárias de energia elétrica.

Uma análise ainda não realizada pelas unidades sucroenergéticas é a produção integral de energia elétrica pela combustão do bagaço para operação de todos os equipamentos da indústria, inclusive aqueles que, tradicionalmente, operam sob condições de vapor.

Este trabalho realizou uma simulação termoeconômica acima citada a partir de dados reais de uma unidade, cuja produção de cana-de-açúcar se destaca nacionalmente no nordeste Brasileiro com a condição atual, condição de substituição de todas as turbinas por apenas uma com mesma

pressão (A) e substituição de todas as turbinas, inclusive do gerador de energia elétrica, por uma com alta pressão (B)

O simulador utilizado foi o COCO (CAPE – OPEN to CAPE – OPEN) que é um simulador em ambiente gratuito de simulação no estado estacionário suportado pelo protocolo CAPE-OPEN, consistindo nos componentes COFE (pacote de ambiente de fluxograma), TEA (pacote termodinâmico), COUSCOUS (pacote de operações unitárias simples) e CORN (pacote numérico de reações).

Os resultados obtidos comprovam a eficiência da alteração proposta por este trabalho. Visto que, a eficiência exergética global do processo real foi de 2.0%. No caso A esta eficiência foi de 2.5% (aumento de 25 %) e no caso B a eficiência foi de 3.7% (aumento de 85%). Isto resulta em uma redução do custo unitário da energia de R\$ 0.34/MJ no caso convencional, para R\$0.26/MJ (Caso A) e R\$0.13/MJ (Caso B).

## **SIMULATION OF INDUSTRIAL PROCESSES IN SUCROENERGYS UNITS**

**AUTHOR: ADMILSON LOPES VIEIRA**

**SUPERVISOR: CID MARCOS GONÇALVES ANDRADE**

Doctoral Thesis; Chemical Engineering Post-Graduate Program; State University of Maringa, 5790, Colombo Avenue, Bl E46; CEP: 87020-900 – Maringa – PR, Brazil, presented on 08 August 2014. 125p.

### **ABSTRACT**

Brazil experienced a major blackout (term for interruptions or lack of frequent electricity) at the beginning of the XXI century and therefore an energy crisis, where the Brazilian government needed to act emergency. This blackout was due to low rainfall (low reservoir levels) and lack of planning and investment in generation and distribution of electricity. Since 2004, the federal government established the Incentive Program for Alternative Sources of Electric Energy (PROINFA) in order to increase the share of electricity produced by project designed based on wind power, biomass and small hydroelectric plants (PCH) in the National Interconnected System (SIN).

Viewing this scenario and promising conditions, the sugar-energy industry looked for another source of income that add more to the final book value of the units, in addition to the production of sugar and alcohol. This source of income was take advantage of the industrial waste, sugarcane bagasse for power generation, whose burning in steam generators, generates power that can be used in the industrial process and also generate enough electricity for the industrial process and the surplus can be sold to the electric utilities.

An analysis not carried out by the sugar-energy industry is the full production of electricity by burning bagasse for operating of all industry equipment, including those that traditionally operate under steam conditions.



This study conducted a thermoeconomic simulation quoted above from actual data of a unit, which production of sugarcane stands out nationally in Brazilian Northeast with the current condition, replacement condition of all turbines by only one with the same pressure (A) and replacement of all turbines, including the electric power generator by a high pressure one (B).

The simulator used was COCO (CAPE - CAPE to OPEN - open) which is a simulator for simulating free environment at steady state supported by CAPE-OPEN protocol, consisting of components: COFE (flowchart environment package), TEA (thermodynamic package) COUSCOUS (single unit operations package) and CORN (numerical reactions package).

The results prove the efficiency of the change proposed by this work. Once the overall exergy efficiency of the actual process was 2.0%. In case **A** the efficiency was 2.5% (25% increase) and in case **B** the efficiency was 3.7% (85% increase). This results in a reduction in the unit cost of energy of R \$ 0.34 / MJ in the conventional case, to R \$ 0.26 / MJ (Case A) and R \$ 0.13 / MJ (Case B).

## LISTA DAS ILUSTRAÇÕES

FIGURA 1.1 MATRIZ ENERGÉTICAS MUNDIAL DE 1980 A 2012.....	1
FIGURA 1.2 MATRIZ ENERGÉTICA NACIONAL EM 2014 .....	2
FIGURA 2.1 CUSTOS DE PRODUÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA NO BRASIL .....	6
FIGURA 2.2 COMPOSIÇÃO QUÍMICA DA CANA-DE- AÇÚCAR .....	8
FIGURA 2.3 FLUXO DE ENERGIA DA CANA-DE-AÇÚCAR .....	8
FIGURA 2.4 FLUXOGRAMA DE PROCESSO DE UMA INDÚSTRIA SUCROENERGÉTICA .....	10
FIGURA 2.5 ESTIMATIVA DA OFERTA DE BIOMASSA DE CANA ATÉ 2030 .....	11
FIGURA 2.6 PROCESSO DE GERAÇÃO DE VAPOR.....	11
FIGURA 2.7 FLUXOGRAMA ENERGÉTICO DO SETOR SUCROENERGÉTICO .....	12
FIGURA 2.8 SISTEMA DE COGERAÇÃO POR TURBINA A VAPOR DE CONTRAPRESSÃO .....	13
FIGURA 2.9 SISTEMA DE COGERAÇÃO POR TURBINA A VAPOR DE CONTRAPRESSÃO E CONDENSAÇÃO .	14
FIGURA 2.10 DIAGRAMA PVT E TS DO CICLO DE CARNOT .....	15
FIGURA 2.11 DIAGRAMA TS DO CICLO RANKINE IDEALIZADO .....	16
FIGURA 2.12 ESQUEMA DE CÁLCULO DE EXERGIA QUÍMICA .....	23
FIGURA 2.13 BALANÇO TERMOECONÔMICO EM UM EQUIPAMENTO GENÉRICO I .....	28
FIGURA 3.1 LAYOUT DE EXECUÇÃO DO TRABALHO PROPOSTO .....	37
FIGURA 3.2 FLUXOGRAMA DO PROCESSO DA DESTILARIA PIO NEIROS .....	41
FIGURA 3.3 AMBIENTE OPERACIONAL INICIAL DO SOFTWARE COFE.....	42
FIGURA 3.4 PACOTE TERMODINÂMICO DO COCO .....	42
FIGURA 3.5 FLUXOGRAMA DO PROCESSO SUCROENERGÉTICO .....	43

FIGURA 3.6 ELEMENTOS DE CONVERGÊNCIA .....	43
FIGURA 3.7 FLUXOGRAMA DE OPERAÇÃO DA CALDEIRA .....	45
FIGURA 3.8 DIAGRAMA DA PLANTA DE POTÊNCIA DO SISTEMA DE COGERAÇÃO GENÉRICA .....	47
FIGURA 4.1 PROCESSO INDUSTRIAL DA USINA PIONEIROS, (FIOMARI, 2004), NO SOFTWARE COCO .....	51
FIGURA 4.2 SIMULAÇÃO ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DA UNIDADE 1 .....	52
FIGURA 4.3 FLUXOGRAMA OPERACIONAL DA UNIDADE 2 IMPLEMENTADO NO COCO .....	55
FIGURA 4.4 SIMULAÇÃO ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DA UNIDADE 3 .....	57
FIGURA 4.5 FLUXOGRAMA OPERACIONAL DA UNIDADE 4 IMPLEMENTADA NO COCO .....	59
FIGURA 4.6 SIMULAÇÃO ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DA UNIDADE 4 .....	61
FIGURA 4.7- FLUXOGRAMA DE GERADOR DE VAPOR A ALTA PRESSÃO .....	65
FIGURA 4.8- ANÁLISE DE PRODUÇÃO DE POTÊNCIA E CUSTO DE PRODUÇÃO .....	66

## LISTA DE TABELAS

TABELA 3.1 DADOS OPERACIONAIS OBTIDOS DA UNIDADE SUCROENERGÉTICA 1.....	38
TABELA 3.2 DADOS GERAIS DA SAFRA 2013 DA UNIDADE 1.....	38
TABELA 3.3 DADOS OPERACIONAIS OBTIDOS DA UNIDADE SUCROENERGÉTICA 2.....	38
TABELA 3.4 DADOS GERAIS DA SAFRA 2013 DA UNIDADE 2.....	39
TABELA 3.5 DADOS OPERACIONAIS OBTIDOS DA UNIDADE SUCROENERGÉTICA 3.....	39
TABELA 3.6 DADOS GERAIS DA SAFRA 2013 DA UNIDADE 3.....	39
TABELA 3.7 DADOS OPERACIONAIS OBTIDOS DA UNIDADE SUCROENERGÉTICA 4.....	39
TABELA 3.8 DADOS GERAIS DA SAFRA 2013 DA UNIDADE 4.....	40
TABELA 3.9 DADOS OPERACIONAIS OBTIDOS DA UNIDADE SUCROENERGÉTICA 5.....	40
TABELA 3.10 DADOS GERAIS DA SAFRA 2013 DA UNIDADE 5.....	40
TABELA 3.11 PARÂMETROS DE OPERAÇÃO DA DESTILARIA PIO NEIROS.....	41
TABELA 3.12 COMPOSIÇÃO MÁSSICA E MOLAR MÉDIA PARA O BAGAÇO DE CANA DE AÇÚCAR .....	45
TABELA 3.13 PRESSÃO PARCIAL E FRAÇÃO MOLAR DOS CONSTITUINTES DO AR.....	46
TABELA 3.14 ENERGIA E EXERGIA PRESENTE NAS CORRENTES DA CALDEIRA .....	47
TABELA 3.15 EQUAÇÕES DE BALANÇO PARA CADA EQUIPAMENTO .....	48
TABELA 3.16 CUSTOS PERMANENTE DOS EQUIPAMENTOS UTILIZADOS NAS UNIDADES SUCROENERGÉTICAS.....	49
TABELA 3.17 VALORES PERCENTUAIS DE CUSTOS OPERACIONAIS EM RELAÇÃO AO INVESTIMENTO DO EQUIPAMENTO. ....	49
TABELA 4.1 COMPARATIVO ENTRE VARIÁVEIS CALCULADAS DO COCO E Fiomari.....	51
TABELA 4.2 COMPARATIVO DE EFICIÊNCIAS DE Fiomari E COCO .....	52

TABELA 4.3 CUSTOS TOTAIS DOS EQUIPAMENTOS ENVOLVIDOS NO PROCESSO NA UNIDADE 1 .....	53
TABELA 4.4 DADOS REAIS DE ENTRADA E SAÍDA DE VAPOR E CALCULADOS NO COCO .....	54
TABELA 4.5 EFICIÊNCIAS SIMULADAS NO COCO .....	54
TABELA 4.6 DADOS GERAIS DA SAFRA 2013 DA UNIDADE 1 .....	55
TABELA 4.7 DADOS REAIS DE ENTRADA E SAÍDA DE VAPOR E CALCULADOS NO COCO .....	56
TABELA 4.8 EFICIÊNCIA CALCULADAS NO COCO .....	56
TABELA 4.9 CUSTOS TOTAIS DOS EQUIPAMENTOS ENVOLVIDOS NO PROCESSO NA UNIDADE 2 .....	57
TABELA 4.10- CUSTOS TOTAIS DOS EQUIPAMENTOS ENVOLVIDOS NO PROCESSO NA UNIDADE 3 .....	58
TABELA 4.11 DADOS REAIS DE ENTRADA E SAÍDA DE VAPOR E CALCULADOS NO COCO .....	58
TABELA 4.12 EFICIÊNCIA CALCULADAS NO COCO .....	59
TABELA 4.13 CUSTOS TOTAIS DOS EQUIPAMENTOS ENVOLVIDOS NO PROCESSO NA UNIDADE 4 .....	60
TABELA 4.14 DADOS REAIS DE ENTRADA E SAÍDA DE VAPOR E CALCULADOS NO COCO .....	60
TABELA 4.15 EFICIÊNCIA CALCULADAS NO COCO .....	60
TABELA 4.16- CUSTOS TOTAIS DOS EQUIPAMENTOS ENVOLVIDOS NO PROCESSO NA UNIDADE 5 .....	61
TABELA 4.17- EFICIÊNCIA CALCULADAS NO COCO .....	62
TABELA 4.18 DADOS REAIS DE ENTRADA E SAÍDA DE VAPOR E CALCULADOS NO COCO .....	63
TABELA 4.19 EFICIÊNCIA CALCULADA NO COCO .....	64
TABELA 4.20 DADOS GERAIS DE CUSTOS DOS EQUIPAMENTOS E OPERACIONAIS DA UNIDADE 1- CASO A .....	64
TABELA 4.21 EFICIÊNCIA EM TURBINAS A ALTA PRESSÃO .....	65

## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

<b>CAPE</b>	Computer Aided Process Engineering
<b>COCO</b>	CAPE-OPEN to CAPE-OPEN
<b>COFE</b>	CAPE-OPEN to Flowsheet Environment
<b>TEA</b>	Thermodynamics for Engineering Applications
<b>COUSCOUS</b>	CAPE-OPEN Unit Operations Simple
<b>CORN</b>	CAPE-OPEN Reaction Numerics
<b>UNICA</b>	União da Indústria de Cana-de-açúcar
<b>CTC</b>	Centro de Tecnologia Açucareira
<b>UDOP</b>	União dos Produtores de Bioenergia
<b>CO<sub>2</sub></b>	Gás carbônico
<b>ANEEL</b>	Agência Nacional de Energia Elétrica
<b>FORTRAN</b>	Formula Translation
<b>Matlab®</b>	Matrix Laboratory
<b>PBR</b>	Packed Bed Reactor
<b>PBMR</b>	Packed Bed Membrane Reactor
<b>Scilab</b>	Scientific Laboratory
<b>PFR</b>	Plug Flow Reactor
<b>CSTR</b>	Continuous Stirred Tank Reactor
<b>WAR</b>	Waste Reduction Algorithm
<b>tep</b>	tonelada equivalente de petróleo
<b>PCI</b>	Poder Calorífico Inferior
<b>PCS</b>	Poder Calorífico Superior
<b>ANP</b>	Agência Nacional do Petróleo
<b>PCH</b>	Pequenas Centrais Hidrelétricas
<b>PVT</b>	Pressão, Volume e Temperatura
<b>FTL</b>	First Thermodynamics Law
<b>H<sub>2</sub>O</b>	Água
<b>STL</b>	Second Thermodynamics Law
<b>C,H,O,N</b>	Carbono, Hidrogênio, Oxigênio e Nitrogênio
<b>TCE</b>	Teoria do Custo Exergético
<b>EUF</b>	Fator de utilização de Energia
<b>ESI</b>	Índice de economia de Energia
<b>FESR</b>	Fuel Energy Saving Ratio

# Sumário

<b>1. INTRODUÇÃO.....</b>	<b>1</b>
1.1 Objetivos.....	4
1.2 Justificativa.....	5
1.3 Contribuição.....	5
<b>2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....</b>	<b>6</b>
2.1 Produção de Energia Elétrica no Brasil.....	6
2.2 Processo produtivo Sucoenergético Nacional.....	7
2.2.1 Sistema de Cogeração na Indústria Sucoenergética.....	12
2.3 Ciclo de Rankine.....	15
2.3.1 Caldeira.....	17
2.3.2 Turbina.....	18
2.4 Exergia.....	20
2.4.1 Exergia Física.....	21
2.4.2 Exergia Química.....	22
2.4.3 Eficiência.....	25
2.5 Termoeconomia.....	26
2.5.1 Índices de desempenho de um sistema de Cogeração.....	30
2.6 Simulação de Processos.....	31
2.6.1 Simuladores de Processos.....	31
2.6.2 Software COCO.....	32

2.7	Simulação de Processo em Unidade Sucroenergética .....	34
<b>3.</b>	<b>MATERIAIS E MÉTODOS .....</b>	<b>37</b>
3.1	<b>Materiais Utilizados .....</b>	<b>37</b>
3.2	<b>Metodologia.....</b>	<b>37</b>
3.2.1	Dados reais de Unidades Sucroenergéticas .....	37
3.2.2	Validação do Software .....	40
3.2.3	Apresentação do Simulador COCO com Operações Unitárias .....	42
3.2.4	Análise Financeira .....	49
3.2.5	Simulação da Planta de potência proposta .....	49
<b>4.</b>	<b>RESULTADOS E DISCUSSÕES .....</b>	<b>51</b>
4.1	Validação da Implementação das equações no software .....	51
4.2	<b>Simulação das Plantas de Cogeração Convencionais .....</b>	<b>52</b>
4.2.1	Processo da Unidade 1 .....	52
4.2.2	Processo da Unidade 2 .....	55
4.2.3	Processo da Unidade 3 .....	57
4.2.4	Processo da Unidade 4 .....	59
4.2.5	Processo da Unidade 5 .....	61
4.3	<b>Simulação na Planta de Potência Proposta .....</b>	<b>63</b>
4.3.1	Simulação de Processo da Unidade 1- Condição A.....	64
4.3.2	Simulação de Processo da Unidade 1- Condição B.....	65
<b>5.</b>	<b>CONCLUSÕES E SUGESTÕES .....</b>	<b>68</b>



<b>6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>	<b>69</b>
--	-----------

## 1. INTRODUÇÃO

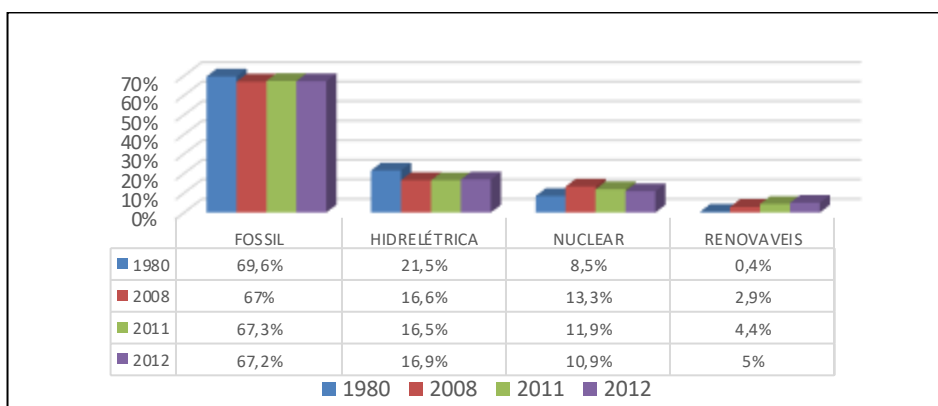
O consumo de energia elétrica de uma população está diretamente relacionado ao desenvolvimento econômico e social de seu país (Gusmão, et al., 2002).

A maior disponibilidade destes recursos à população, embora possa refletir um aquecimento econômico e melhorias na qualidade de vida, apresenta aspectos negativos como a possibilidade de esgotamento dos recursos utilizados para a produção de energia e ampliação dos impactos ambientais gerados por esta atividade (Aneel, 2008). O conhecimento das formas de produção de energia elétrica, seus mecanismos e os impactos ambientais relacionados a cada um deles, auxiliam na compreensão da melhor forma de obtenção da energia necessária.

Diversas são as possibilidades de obtenção desta energia, podendo ser oriundas de fontes esgotáveis ou não. É consenso que a utilização de combustíveis fósseis, como carvão natural ou petróleo como fontes energéticas estão diretamente relacionados a graves problemas ambientais, como efeito estufa e aquecimento global. No entanto, a matriz energética mundial ainda se utiliza preferencialmente de fontes não renováveis, como mostra a Figura 1.1.

Esta mesma figura mostra que apesar da participação de fontes renováveis ter se expandido nos últimos 20 anos, a fatia que se destina aos combustíveis fósseis quase não se alterou, o que faz concluir que apenas a energia nuclear tem sofrido significativa diminuição. Em consequência, em 2012, aproximadamente 2,37 tCO<sub>2</sub>/tep (2,37 toneladas de CO<sub>2</sub> para cada tonelada equivalente de petróleo) foram dispostos para a atmosfera (Ambiente, 2014).

Figura 1.1 Matriz energéticas mundial de 1980 a 2012



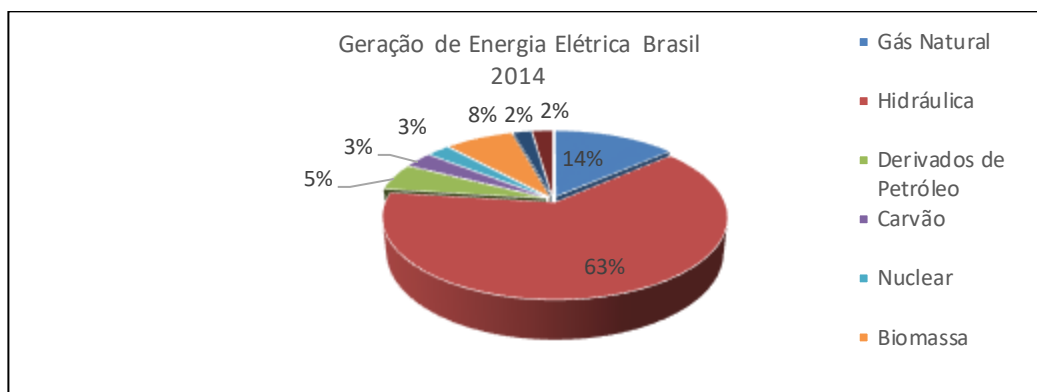
Fonte: Aneel (2013).

Em 2012, World Energy Outlook publicou pela Agência Internacional de Energia (IEA) que a geração de eletricidade a partir de fontes renováveis crescerá 270% entre 2010 e 2035 e o consumo de biocombustíveis mais do que triplicará durante o mesmo período, portanto, muito

ainda precisa ser feito para que o perfil da matriz energética possa ser alterado e que mecanismos menos poluentes e economicamente favoráveis possam substituir a utilização de combustíveis fósseis.

O Brasil apesar de possuir uma matriz energética mais favorável do ponto de vista ambiental, o que pode ser evidenciado na Figura 1.2, é extremamente dependente da hidroeletricidade (70,6% em 2013 e 63% em 2014), tornando-a altamente vulnerável a variáveis climáticas como a dependência em relação às chuvas, que fragiliza o sistema produtivo energético nacional, demonstrando uma emergencial necessidade de maior diversificação desta matriz, a fim de que as variações dos sistemas hidrológicos não afetem tão profundamente a população e a economia brasileira como tem sido vivenciado.

Figura 1.2 Matriz energética nacional em 2014



Fonte: (Ministério de Minas e Energia, 2014)

O Brasil é um país basicamente agrícola e não são necessárias grandes análises para concluir que a utilização de biomassa (resíduos vegetais) é uma ótima alternativa de geração de energia elétrica.

A possibilidade mais acessível economicamente dentre as termelétricas, é a utilização de biomassa de resíduos da cana-de-açúcar (bagaço, palha, palhiço entre outros), alternativa que apresentam diversos aspectos positivos, como analisa (Alcarde, 2006), uma vez que se trata de uma tecnologia limpa (matéria prima é um resíduo) e por ser complementada a hidroeletricidade, visto que a época de menor pluviosidade coincide com a safra de cana-de-açúcar, além do aspecto econômico, que por se tratar de uma fonte exclusivamente nacional não está submetida a variações cambiais. Para as usinas, além de fonte adicional de receita, a cogeração pode representar a oportunidade de renovação da planta industrial, com investimentos em equipamentos mais modernos e eficientes.

A agroindústria canavieira do Brasil distingue-se das dos outros países por conseguir produzir, industrialmente, tanto açúcar quanto álcool (bioetanol) em grande escala e, mais recentemente, energia elétrica cogenerada de bagaço de cana com altos índices de rendimento. A característica de aproveitamento múltiplo da cana-de-açúcar, cujos produtos intermediários e finais são dotados de grande versatilidade, torna bastante complexo o planejamento e a organização dessa cadeia produtiva. O tamanho, o grau de integração entre a agricultura e a indústria, o volume de produção e de exportação, do poder político e econômico dos agentes envolvidos dão características especiais à agroindústria canavieira brasileira, (Moraes, et al., 2002).

As usinas no Brasil são energeticamente autossuficientes, utilizando o bagaço da cana-de-açúcar e, recentemente palha da cana-de-açúcar, como combustível em sistemas de cogeração para produção de energia térmica, mecânica e elétrica necessárias ao processo produtivo. Através de uma correta integração energética dos processos, é possível gerar um excedente de energia elétrica para oferecer ao sistema de distribuição local. Esta possibilidade de exportar energia elétrica tem levado as usinas sucroenergéticas a aprimorar suas tecnologias de produção, no sentido de reduzir o consumo energético do processo produtivo e maximizar a produção de energia elétrica gerada. Esta medida traz como resultado, excedentes de energia elétrica, que chegam a alcançar dois terços da energia gerada, (Neto, 2001).

A possibilidade do setor sucroenergético aumentar a geração de energia elétrica está relacionado ao tipo de tecnologia e de potência a serem instalados, ao período de geração de energia (na safra de cana ou o ano todo), para quem e de que forma vender o excedente de energia, fontes e condições para se viabilização de novos investimentos, a importância da nova atividade em relação às tradicionais produções de açúcar e álcool, além das mudanças a serem feitas na lavoura canavieira, especialmente quanto ao aproveitamento da palha como fonte geradora de energia, (Alcarde, 2006).

Para que a produção de energia elétrica via biomassa de cana-de-açúcar se amplie é necessário que este seja um processo ambiental, energético e, principalmente economicamente viável. O custo de utilidades em uma planta industrial é considerado um importante componente do custo global de processo, além de todo o desafio de tornar sustentável o uso da água e energia elétrica (Fernandes-Junior, 2009). O processo de produção de açúcar, álcool e energia é muito complexo e envolve várias etapas que se utilizam de energia térmica e elétrica que podem ser otimizadas, viabilizando melhor aproveitamento energético e consequentemente, maior excedente de energia elétrica para ser comercializado.

Uma hipótese de ampliação da produção de energia elétrica ainda não avaliada é a transformação do processo sucroalcooleiro em elétrico, tornando a geração de energia o objetivo principal do processo, com finalidade de atender as necessidades operacionais e a comercialização do excedente para empresas consorciadas.

Esta é uma visão inovadora, baseada no fato de que processos alimentados com energia elétrica tem maior eficiência do que processos a vapor. Para avaliar esta hipótese, cálculos de perdas energéticas, exergéticas e termoeconômicas do processo precisam ser realizadas.

O balanço energético, exergético e termoeconômico do volume de controle é constituído de muitos cálculos, o que demanda tempo. Portanto é de grande importância utilização de ferramenta computacional para a construção destas análises.

A utilização de simuladores livres é cada vez mais difundida nas áreas acadêmica e industrial, devido ao fato de não ter custo de licença e o código fonte ser aberto, o que possibilita desenvolvimentos neste código assim como, caso seja necessário, poder-se validar o próprio código fonte. COCO é um simulador livre para processos em estado estacionário, modular, baseado no sistema CAPE OPEN, (COCO, 2013)

## 1.1 Objetivos

A partir da contextualização na seção da introdução é possível perceber a relevância deste trabalho que propõe realizar uma análise energética, exergética e termoeconômica de usinas de açúcar e álcool utilizando como recurso o software livre COCO a partir de dados reais de indústrias sucroenergéticas do Brasil, com a finalidade de avaliar a possibilidade produção prioritária de eletricidade neste setor industrial.

O objetivo principal deste trabalho é realizar uma análise comparativa entre a eficiência termoeconômica de uma usina sucroenergética operando de maneira convencional e operando de forma que produto principal da turbina seja destinada exclusivamente para geração de eletricidade e que tenha a alimentação de todas as operações unitárias por energia elétrica.

Para que tal objetivo possa ser alcançado, destacam-se os seguintes objetivos específicos:

1. Captação dos dados de usinas em operação no Brasil;
2. Balanço de massa, energia e exergia no processo de cogeração das usinas reais;

3. Balanço de massa, energia e exergia no processo de geração de energia elétrica da usina idealizada;
4. Análise termoeconômica comparativa sobre os dados alcançados;

## 1.2 Justificativa

A produção de energia elétrica na indústria sucroenergética nasceu como um produto coadjuvante do processo e até hoje não se avaliou a possibilidade deste produto se tornar o destaque, fato que se acredita que possa aumentar significativamente a eficiência do processo, e consequentemente diminuir custo de produção.

O desenvolvimento tecnológico e científico do setor sucroenergético no Brasil e no mundo ainda é baseado em método de tentativa e erro e que isto é realizado através de métodos não sistemáticos. Portanto, é verificado que, normalmente, simulações, principalmente, no setor produtivo, são pouco realizadas,

O software livre COCO é uma ferramenta com habilidades para simulação de fácil interpretação e entendimento, tendo como principal vantagem, a sua disponibilidade gratuita para utilização. Portanto, pode ser usado por técnicos e engenheiros que trabalham na área sucroenergética. E também, obviamente, pode ser uma ferramenta para desenvolvimento científico.

## 1.3 Contribuição

A contribuição central deste trabalho é a mudança de foco na utilização da energia elétrica em unidades sucroenergéticas, que passam de ser um aproveitamento da biomassa disponível, para o objeto central da unidade, uma vez que os resultados apontam que condições a vapor na indústria diminuem a eficiência, provocam maior perda exérgica e consequentemente, aumentam os custos operacionais. Esta contribuição foi obtida com auxílio de um software livre no processo (indústria sucroenergética), onde normalmente não tem este tipo de procedimento para tomada de decisões. As indústrias sucroenergéticas antigas devem fazer um planejamento econômico para substituição das turbinas ou suas devidas manutenções. O projeto de futuras indústrias já deve ser executado e implementado com equipamentos movidos à eletricidade.

## 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

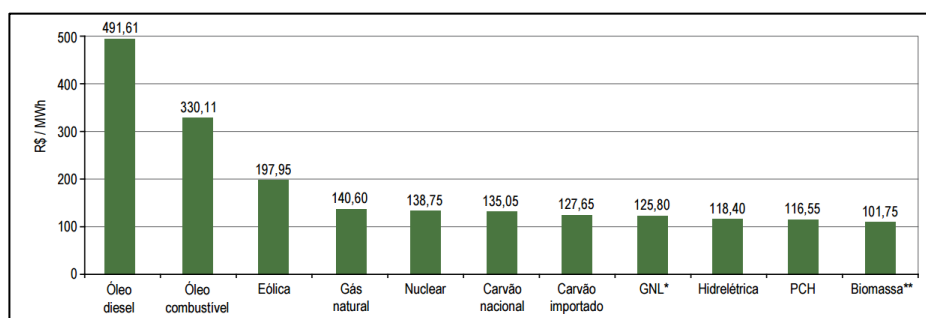
### 2.1 Produção de Energia Elétrica no Brasil

De acordo com o último atlas de energia elétrica publicado pela (Aneel, 2008) são 1.768 usinas em operação com uma capacidade instalada de 104.816 MW (valor desconsiderando a participação paraguaia na usina Itaipu). Destas usinas, 159 são hidrelétricas (64% da produção de energia), 320 pequenas centrais hidrelétricas (PCH) (3,7%), 2 nucleares (1,6%), 227 centrais geradoras hidrelétricas (0,2%), 1 solar e 1042 térmicas abastecidas por diferentes fontes de energia, das quais 626 unidades em operação abastecidas por óleo diesel, óleo combustível ou gás de refinaria (28,8%).

As termelétricas têm a função de complementação de energia elétrica em conjunto ao sistema hidrelétrico, para garantir abastecimento em momentos de pico ou por problemas climáticos, como a estiagem ocorrida em 2008 (Aneel, 2008) e novamente em 2014. Outro benefício considerável é a sua proximidade ao centro de consumo, minimizando as perdas na transmissão de energia. No entanto, o custo de produção de energia elétrica e a emissão de gás carbônico para a atmosfera via termelétricas é superior aos realizados por hidrelétricas. O custo da energia elétrica gerada por termelétricas varia de R\$140,00 a R\$ 490,00/MW e por hidroeletricidade é cerca de R\$ 118,40/MW segundo dados da ANEEL.

No entanto, no mesmo atlas de energia (ANEEL, 2008) foi apresentado um gráfico semelhante a Figura 2.1, mostrando que a geração de energia via biomassa de bagaço de cana-de-açúcar é o mais economicamente viável dentre as opções de produção de energia nacional.

Figura 2.1 Custos de produção de energia elétrica no Brasil



\* - Gás natural liquefeito

\*\* - Bagaço de cana-de-açúcar

Fonte: (ANEEL, 2008)

Infelizmente, cerca de 75% das usinas termelétricas nacionais utilizam derivados de petróleo, e diferente do que se imaginaria, o seu crescimento tem sido superior ao crescimento de termelétricas movidas por biomassa.

O setor sucroenergético tem contribuído com aproximadamente 6% da matriz energética nacional (7,2 GW), e tem uma perspectiva de crescimento para 17 GW de potência instalada até 2015/2016. Esta previsão de potência, se alcançada, é superior à potência nominal da Usina Hidrelétrica de Itaipu, (UNICA, 2012).

No entanto, acredita-se que estes valores possam ser ainda maiores se o processo for otimizado e perdas energéticas minimizadas.

## 2.2 Processo produtivo Sucroenergético Nacional

A produção de cana-de-açúcar é uma das principais culturas da economia brasileira (UNICADATA, 2012), conferindo ao país o título de maior produtor mundial, seguido pela Índia, Tailândia e Austrália. Sua participação no cenário econômico nacional não é recente, tendo seu cultivo iniciado após a expedição de Martim Afonso de Souza e participado do primeiro ciclo econômico brasileiro, o “Ciclo da Cana-de-açúcar”, onde os engenhos destinavam-se ao processamento do açúcar, (Klein, 2010).

Ao final do século XX mais um capítulo da história do cultivo de cana-de-açúcar no Brasil foi criado, visto que com a dispersão da produção do açúcar pelo mundo e a ausência de medidas eficientes que assegurasse a competitividade açucareira nacional, somadas à primeira crise do petróleo, em 1973, vislumbrou-se a alternativa de produção de álcool combustível ou etanol, (UNICA, 2012).

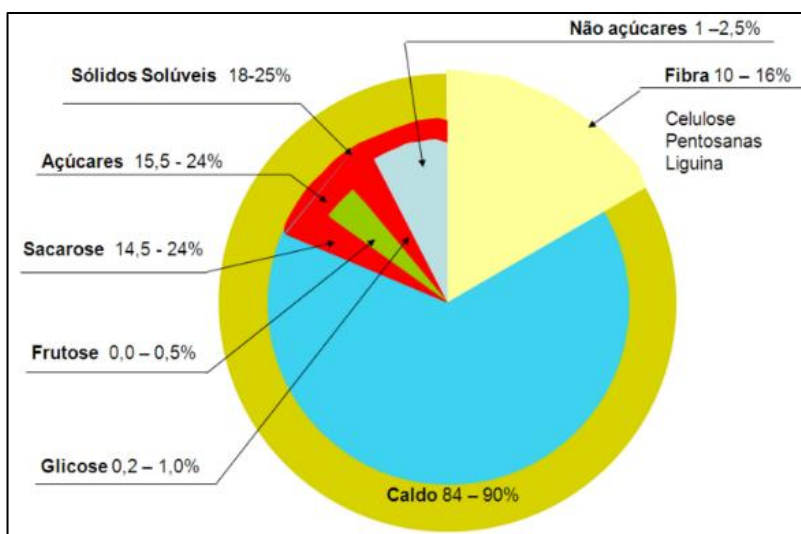
Desde a década de 90, o setor sucroenergético tem autossuficiência energética, produzindo calor e energia motriz. Mas, foi em 2006, com a regulamentação que autorizou a produção e comercialização da bioeletricidade por meio de cogeração de energia, que as usinas passaram a ter interesse comercial na disponibilização (venda) de energia elétrica e passaram a ser conhecidas como usinas sucroenergéticas, (Abulquerque, et al., 2011).

Assim, indústrias sucroenergéticas são capazes de produzir açúcar, etanol e eletricidade (energia mecânica, térmica e elétrica) através da utilização quase que completa de sua matéria prima.

A cana-de-açúcar é do gênero *Saccharum* e possui sacarose estocada em seus colmos. Sua composição média, depende de diversos fatores como clima, qualidade do solo e espécie da cana, mas pode ser generalizada conforme dados apresentados na Figura 2-2.



Figura 2.2 Composição química da cana-de-açúcar

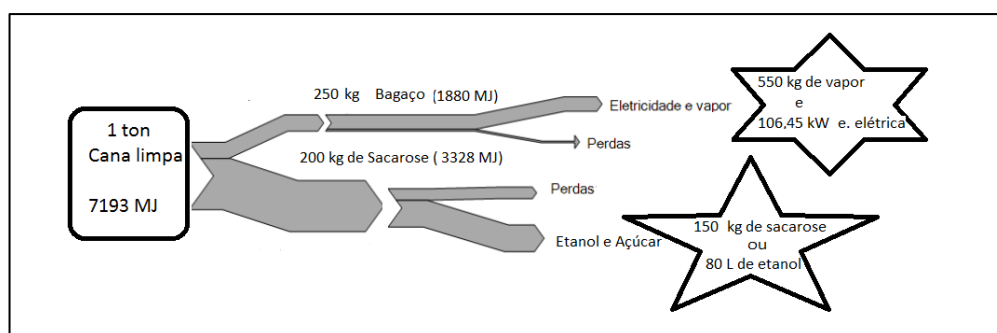


Fonte: (Usina São Fernando, 2013)

Pelos dados apresentados na Figura 2-2 constata-se que, em média, cada tonelada de cana-de-açúcar contém aproximadamente 200 kg de sacarose e 250 kg de bagaço com umidade de 50%.

Segundo (ANEEL, 2005), cada tonelada de cana requer 12 MWh de energia elétrica, quantidade esta facilmente obtida através da queima do bagaço, uma vez que uma tonelada de cana contém aproximadamente 250 kg de bagaço com 50% de umidade (Brighenti, 2003). Considerando o PCI (poder calorífico inferior) deste bagaço de 7,2 MJ/kg, (CTC, 2010) e considerando as utilidades do processo, restam ainda 106,45 kWh na forma de energia elétrica da queima de 1 tonelada de cana, conforme é apresentado na Figura 2-3.

Figura 2.3 Fluxo de energia da cana-de-açúcar



Fonte: (Andrietta, 2009)

Em analogia aos cálculos de (Kitayama, 2003), que compara a quantidade energética de um barril de petróleo (5,8 MJ) ao da cana-de-açúcar, pode-se dizer que cada tonelada de cana é equivalente a 1,24 barris de petróleo. Sendo a produção nacional de cana-de-açúcar em 2013 foi de 652,02 milhões de toneladas, (Conab, 2013), tem-se uma produção correspondente a 808,5

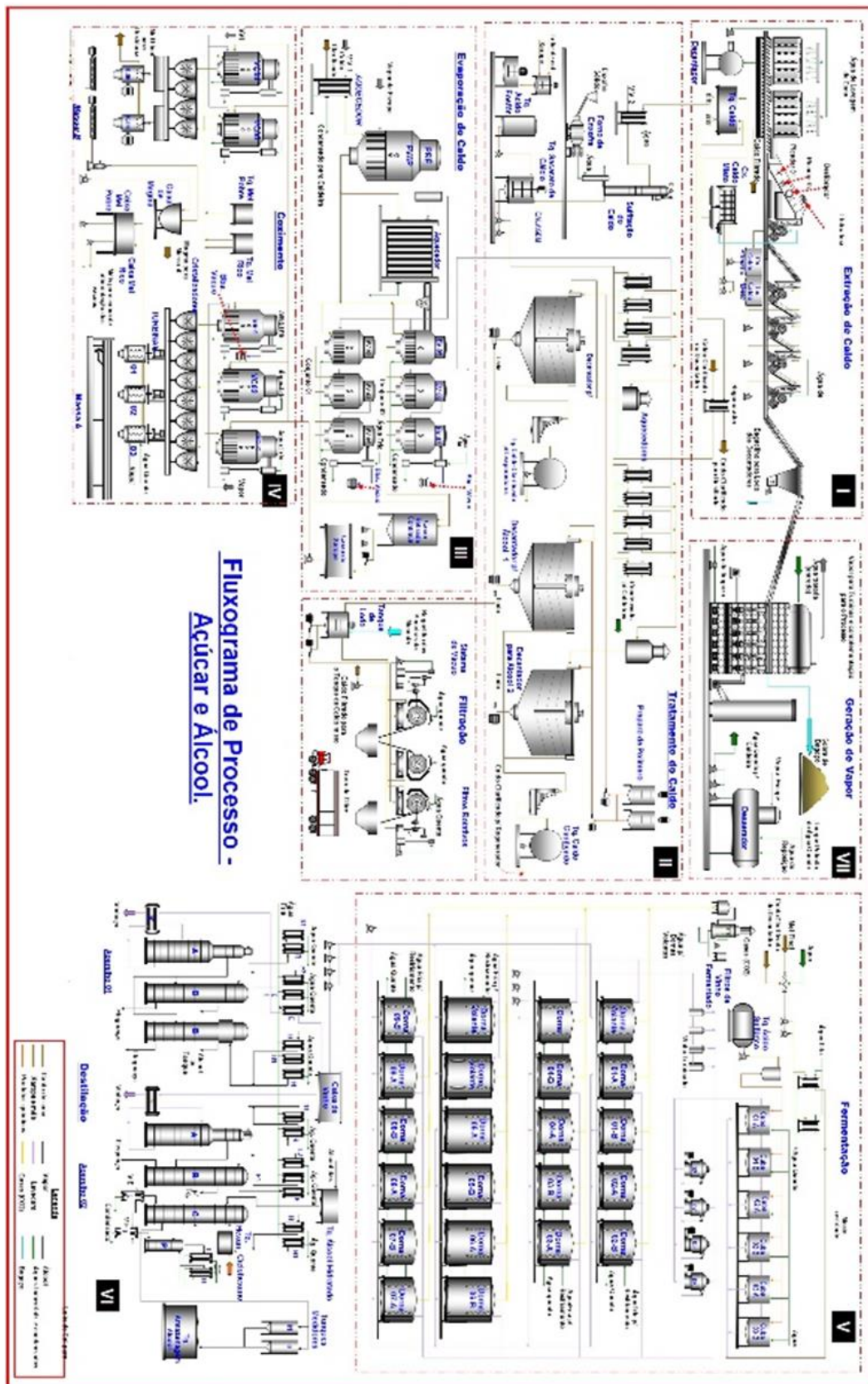
milhões de barris de petróleo. A produção de barris de petróleo neste mesmo ano foi cerca de 676 milhões de barris, (ANP, 2013) e a importação foi de 2080 milhões de barris, (Petrobrás, 2014).

Das quase 400 usinas sucroenergéticas instaladas no país, aproximadamente 40% delas exportam bioeletricidade para a rede elétrica, enquanto as demais produzem vapor e eletricidade apenas para o consumo próprio. Apesar de 40% ser um valor significativo, uma política setorial de longo prazo capaz de promover a eficiência energética nessas usinas, trocando caldeiras, reduzindo o consumo de vapor, gerando mais energia com o mesmo bagaço da cana, há possibilidade de ampliação em 2,5 vezes o potencial elétrico gerado hoje, diminuindo a utilização de termelétrica mais onerosa como a de gás natural, (Souza, 2014).

No processamento da cana à açúcar ou etanol, muitas são as operações utilizadas e energia consumida conforme pode ser visualizado na Figura 2.4. Três formas de energia são necessárias: calor (processos de aquecimento e concentração), trabalho mecânico e energia elétrica para acionamento dos diversos equipamentos envolvidos, bombeamento do fluxo, sistemas de controle e iluminação da usina. Ainda analisando a Figura 2.4 é possível observar que a etapa inicial do processamento, seja qual for o produto final, ocorre na extração física do caldo (moagem ou difusão), (Payne, 1989). Após esta etapa de separação do caldo e da fibra da cana-de-açúcar, o tratamento posterior do caldo depende se a produção é focada em bioetanol ou açúcar, mas a fibra é enviada para gerador de vapor, onde é o combustível do processo de combustão, gerando energia térmica e elétrica.

A produção de energia elétrica é dependente da necessidade termomecânica do processo produtivo, visto que até então a energia elétrica é produzida como o excedente. No entanto, a Figura 2.5 mostra a tendência a utilização do bagaço e da palha recuperada para a produção de eletricidade, mostrando que a cogeração é dependente da otimização do processo (menor necessidade de energia no processo produtivo).

Figura 2.4 Fluxograma de processo de uma indústria sucroenergética



Fonte: (Silva, 2011)

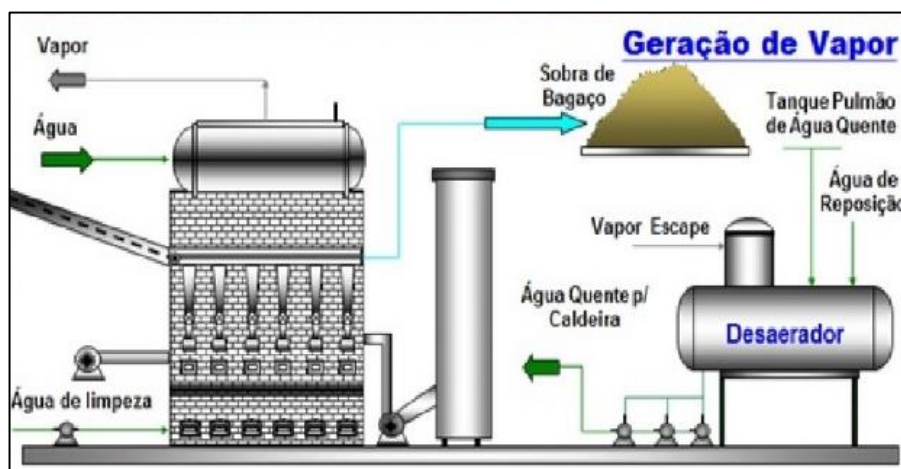
Figura 2.5 Estimativa da oferta de biomassa de cana até 2030

DESCRIÇÃO	2005	2010	2020	2030
<b>Produção de cana</b>				
Total	431	516	849	1140
<b>Biomassa produzida</b>				
Total	117,8	141,9	233,5	313,5
Bagaço seco	57,8	69,7	114,6	153,9
Palha seca	60	72,2	118,9	159,6
<b>Biomassa ofertada</b>				
Total	57,8	73,3	132,3	185,8
Uso do Bagaço	100%	100%	100%	100%
Recuperação da palha	0,0%	5,0%	14,9%	20,0%
<b>Destinação da biomassa</b>				
Produção de etanol	0	0,3	17,7	18,7
Produção de eletricidade	57,8	73	114,6	167,1

Fonte: (MME, 2007)

O fluxograma operacional da conversão de energia química em térmica, mecânica e elétrica pode ser observado na Figura 2.6. O bagaço sai da moenda com pequena quantidade açúcar e, umidade de aproximadamente 50%, (Copersucar, 1999), sendo transportado para as caldeiras, onde servirá de matéria-prima para a combustão. O calor desta reação é transferido para água líquida que se transforma em vapor, que se destina a todas as necessidades que envolvem o acionamento das máquinas pesadas, geração de energia elétrica e aquecimento para o processo de fabricação de açúcar e álcool.

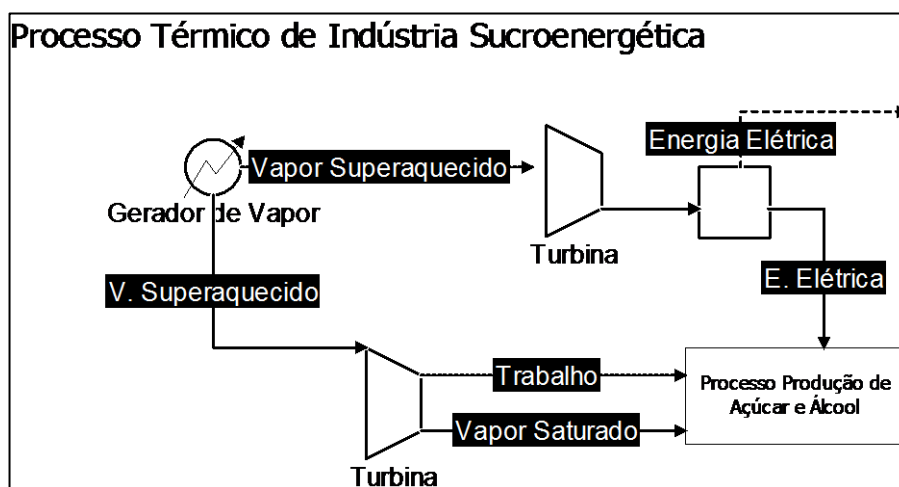
Figura 2.6 Processo de Geração de Vapor



Fonte: próprio autor

A necessidade de vapor superaquecido (vapor direto) e vapor saturado (vapor de escape) na indústria sucroenergética é totalmente suprida por este processo de combustão. Conforme pode ser visualizado na Figura 2.7, sendo no gerador de vapor (caldeira) que ocorre a mudança de fase da água líquida para vapor superaquecido a partir transferência de calor com os gases da combustão. As turbinas que recebem este vapor superaquecido transformam esta energia térmica em energia cinética capaz de acionar grandes equipamentos (picador, desfibrador, ternos de moenda, gerador), (Hugot, 1964).

Figura 2.7 Fluxograma energético do Setor Sucroenergético



Fonte: autoria própria

### 2.2.1 Sistema de Cogeração na Indústria Sucroenergética

Cogeração de energia é um processo operado numa instalação específica para fins de produção combinada das utilidades calor e energia mecânica, sendo que esta energia mecânica é geralmente convertida total ou parcialmente em energia elétrica, (ANEEL, 2008).

Diversas são as definições encontradas para o termo, mas de maneira geral, pode-se afirmar que se trata da produção sequencial e conjunta de energia térmica útil, energia mecânica ou elétrica a partir de uma única fonte de energia primária, (Serrano, 1998), (Moran, et al., 2002), (Alcarde, 2006).

Enquanto na produção de energia elétrica convencional, a energia não aproveitada é totalmente descartada, na cogeração, o calor anteriormente descartado para o meio ambiente é aproveitado, tornando o processo mais eficiente e menos nocivo ao meio ambiente, (Boyce, 2002).

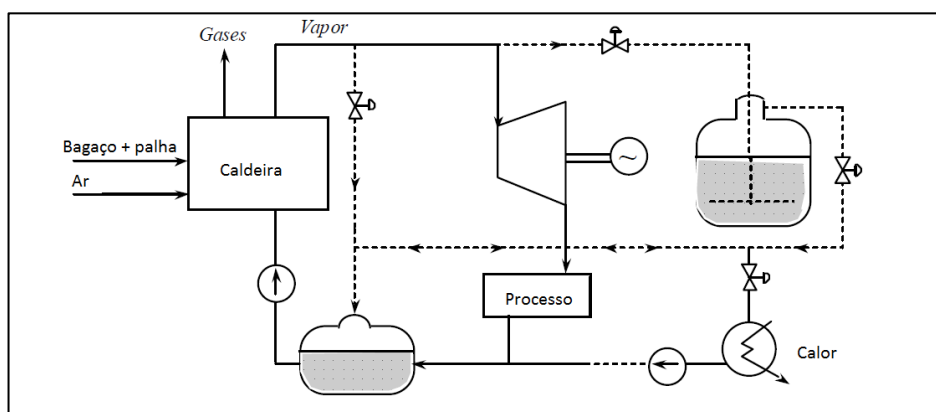
Diversas são as tecnologias possíveis para a cogeração, com utilização de diferentes motores térmicos e conseqüentemente, diferentes ciclos, como por exemplo, com turbina a gás,

turbinas a vapor, turbinas a gás com recuperação química, motores de combustão interna e ciclos combinados, (Dantas, et al., 2009).

O sistema mais utilizado pelas usinas sucroalcooleiras é o com turbina a vapor, sistema este ideal para indústrias com elevado consumo de vapor, cuja potência gerada pode chegar a 1000 MW, possui baixa manutenção, alta vida útil e melhor eficiência térmica que elétrica, (Serrano, 1998) e grande adaptabilidade a diferentes combustíveis, (Campo, 1999).

Este processo faz uso da configuração do ciclo de Rankine. A turbina mais utilizada é a de contrapressão, ilustrada pela Figura 2.8 onde a pressão do vapor de escape da turbina é superior a pressão atmosférica e é dependente da pressão do processo produtivo, (Serrano, 1998).

Figura 2.8 Sistema de cogeração por turbina a vapor de contrapressão



Fonte: (Serrano, 1998)

A Figura 2.9 caracteriza o modelo típico de sistema de geração em indústrias sucroenergéticas até anos atrás, caracterizado pelas variações de demanda de energia térmica do processo, visto que o foco era a autossuficiência energética da empresa e a produção de eletricidade possuía um caráter sazonal pelos eventuais excedentes de eletricidade para comercialização, (Prieto, 2003).

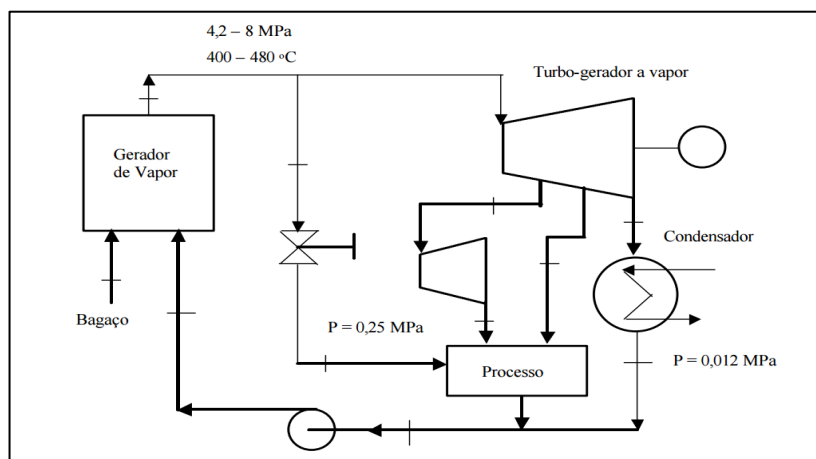
A composição de turbinas de condensação aliadas as já existentes turbinas de contrapressão, trouxe uma maior flexibilização do processo, ou seja, possibilidade de vapores com diferentes características termodinâmicas (diferente pressão) além da maior estabilidade na produção de energia elétrica, o que facilita o comércio com as concessionárias, (Serrano, 1998). No entanto, há um aumento direto de custo de instalação, visto que duas turbinas custam mais que uma.

O arranjo operacional destas turbinas se dá normalmente, conforme Figura 2.9, com turbinas de extração dupla, com a primeira voltada as necessidades do acionamento mecânico e a



segunda, a energia térmica requerida. Normalmente o vapor de escape do ciclo mecânico soma-se ao fluxo da segunda extração para ser consumido no processo produtivo. Esta forma de trabalho viabiliza ainda a produção de energia elétrica mesmo fora da safra com a possibilidade de queima de outros resíduos na caldeira na ausência do bagaço, (Pietro, 2003).

Figura 2.9 Sistema de cogeração por turbina a vapor de contrapressão e condensação



Fonte: (Pietro, 2003)

Um outro equipamento de grande importância no processo de produção de energia são os geradores de vapor (caldeiras), responsáveis pela etapa de combustão da matéria prima e produção de vapor. Caldeiras a vapor são equipamentos destinados a produzir e acumular vapor sob pressão superior à atmosférica, utilizando qualquer fonte de energia, (Ministério do Trabalho, 2006).

De maneira simplista pode-se dizer que a eficiência da caldeira está diretamente relacionada com a qualidade do vapor que produz, ou seja, quanto maior a temperatura e pressão do vapor produzido, maior a eficiência desta operação unitária. A eficiência da caldeira é um parâmetro relevante para o processo de cogeração, (Sánchez-Prieto, et al., 2002).

Este equipamento sofreu uma evolução considerável, visto que na década de 80, no início do Proálcool as caldeiras produziam vapor saturado de no máximo 1,4 MPa e em menos de 10 anos as indústrias já eram capazes de produzir até 60% da energia elétrica gasta. A autossuficiência energética foi atingida ao se produzir vapor superaquecido de 2,2 MPa e 300°C, quando para cada tonelada de cana moída se produzia 12 kWh de energia elétrica, 15 kWh de energia mecânica e 330 kWh de energia térmica (550 kg de vapor/ tonelada de cana), (Horlock, 1997).

Estes valores foram evoluindo com a nova perspectiva econômica do processo e, em 2007, (Dalmazo, 2007) relatou que os parâmetros máximos de pressão e temperatura e vazão obtidos em caldeiras de indústrias sucroalcooleiras era de 6,7 MPa, 480°C e 350 t/h.

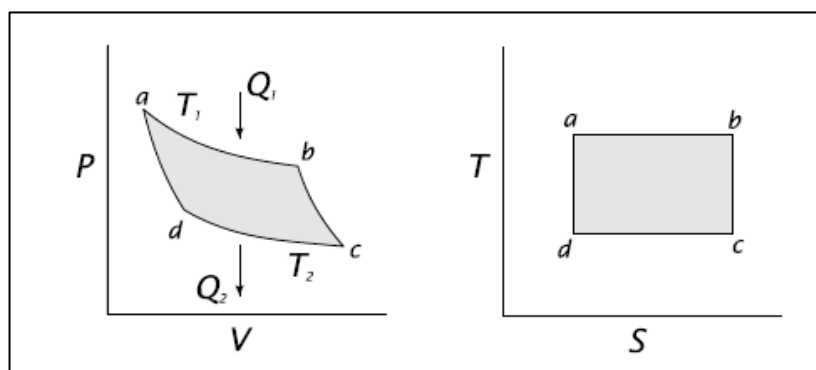
O tipo de caldeira usualmente utilizado são as aquatubulares acopladas a outros equipamentos com a função de recuperar calor, como pré-aquecedores (utilizam gases de escape como fonte quente), (Sosa-Arno, 2008).

### 2.3 Ciclo de Rankine

Carnot foi o primeiro a estudar máquinas térmicas com o formalismo científico e, em 1824, propôs uma máquina baseada em princípios ideais de reversibilidade que ficou conhecida como Ciclo de Carnot. Esta máquina possui sua importância histórica, principalmente, por seu estudo anteceder a formulação da 1ª lei da Termodinâmica e, pela demonstração da impossibilidade de altas eficiências, mesmo quando todos os efeitos de irreversibilidade tenham sido desprezados (Passos, 2003).

O termo ciclo é utilizado por ser a forma mais eficiente de transformação, onde o processo sempre retorna ao início. No entanto, para que seja possível sem provocar alterações nas vizinhanças, o processo obrigatoriamente deve ser reversível, conseqüentemente, idealizado. O ciclo de Carnot descreve quatro estágios reversíveis: expansão isotérmica (a-b), expansão adiabática (b-c), compressão isotérmica (c-d) e compressão adiabática (d-a) em um gás ideal conforme mostra a Figura 2.10.

Figura 2.10 Diagrama PVT e TS do ciclo de Carnot



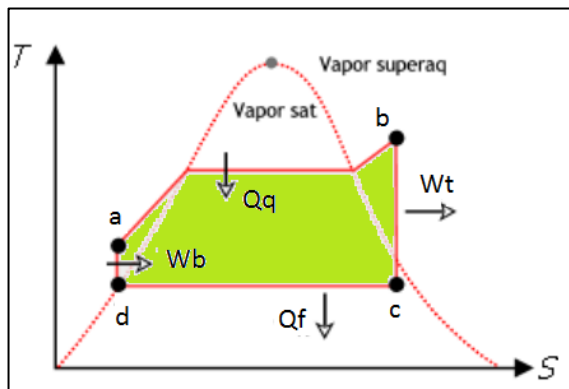
Fonte: (Çengel, et al., 2001)

Quando o fluido utilizado é a água, mudanças de fases são esperadas e o ciclo de Rankine é a proposta idealizada mais adequada para máquinas térmicas a vapor. É um ciclo de potência similar ao de Carnot, no entanto, a fonte de energia provém da queima de um combustível em uma caldeira. A energia liberada na combustão do combustível é transferida para vaporizar uma corrente de água líquida a alta pressão. Esta adição de calor está representada pelo trecho (a-b) da Figura 2.11. O vapor deixa a caldeira com certo grau de superaquecimento, sendo agora admitido na turbina e expande até uma baixa pressão (trecho b-c). Na saída da turbina, estado c, o vapor está úmido e ao passar pelo condensador, passa para o estado líquido (trecho c-d). Finalmente, a



água é succionada pela bomba, que eleva a pressão da corrente até a pressão de entrada na caldeira (trecho d-a) (Moran, et al., 2002).

Figura 2.11 Diagrama TS do Ciclo Rankine idealizado



Fonte: adaptado, (Moran, et al., 2002)

Por se tratar de um ciclo idealizado, a compressão na turbina e na bomba são consideradas adiabáticas e reversíveis igualmente a troca térmica da caldeira e do condensador.

A conversão da energia térmica em trabalho sempre foi o maior interesse desde os primórdios da termodinâmica, porém foi a partir da primeira metade do século XIX que princípios de conservação e conversão de energia foram estabelecidos, resultando na primeira lei da termodinâmica representada pelo balanço de energia descrito na Equação 2.1, (Moran, et al., 2002)

$$\frac{dE}{dt} = \dot{Q} - \dot{W} + \sum_{in} \dot{m} (h + \frac{1}{2} V^2 + gz) - \sum_{out} \dot{m} (h + \frac{1}{2} V^2 + gz) \quad (2.1)$$

Onde as variáveis são:

$\frac{dE}{dt}$ : Taxa de variação de energia do sistema (J/s);

$\dot{Q}$ : Taxa de transferência de calor (J/s);

$\dot{W}$ : Taxa de potência mecânica (J/s);

h: Entalpia específica (J/s);

V: Velocidade (m/s)

g: Aceleração gravitacional (m/s<sup>2</sup>)

z altura (m)

A eficiência energética da planta de potência ( $\eta$ ) pode ser avaliada pela FTL e caracteriza a parte da energia térmica de entrada que foi efetivamente transformada em energia mecânica, como representa a Equação 2.2, (Utlu, et al., 2007):

$$\eta = \frac{W_L}{Q_q} \quad (2.2)$$

Onde:

$Q_q$ : é a energia térmica transferida na caldeira, (J)

$W_L$  é o trabalho líquido da planta, (J)

Onde trabalho líquido ( $W_L$ ) é a quantidade de trabalho após a utilização para operação do ciclo, conforme pode ser visualizado na Equação 2.3:

$$W_L = W_t - W_b \quad (2.3)$$

$W_t$  é o trabalho mecânico produzido na turbina (J)

$W_b$  é o trabalho elétrico utilizado pela bomba (J).

Para uma melhor análise energética e exergética do processo, cada uma das operações envolvidas no ciclo de Rankine serão explicitadas.

### 2.3.1 Caldeira

Na Figura 2.10, os pontos “a” e “b” representam a variação do estado inicial e final da água na caldeira. No ponto ‘a’ a água está pressurizada na fase líquida e ao passar pela tubulação da caldeira sofre um aquecimento isobárico através da energia liberada da combustão do bagaço na fornalha.

O bagaço é o resíduo (sólido insolúvel) da cana moída e utilizado como combustível na caldeira. A composição da cana-de-açúcar é função de vários fatores tendo a porcentagem de fibras variando entre 10-15%. O bagaço é constituído por, aproximadamente, 50 % de fibras e 50% de umidade, (Chen, et al., 1993).

A combustão é uma reação de oxidação, exotérmica, que transforma hidrocarbonetos, na presença de oxigênio, em dióxido de carbono ( $CO_2$ ) e água ( $H_2O$ ). A quantidade de energia liberada por esta reação depende da matéria prima utilizada e o parâmetro que permite fazer uma avaliação energética mais elaborada do bagaço é o seu poder calorífico, (Rendeiro, et al., 2008).

A análise química energética aponta que o PCS (poder calorífico superior) em base seca do bagaço é de 18 MJ/kg, (Cortez, et al., 2008) e o PCS e PCI (poder calorífico inferior) com 50% de umidade, como ele sai da moenda, possui valor de 9,1 e 7,2 MJ/kg, respectivamente, (CTC, 2010).

Cada tonelada de cana cortada gera, aproximadamente, 250 kg de bagaço (50% umidade) que fornecerá 1,8 GJ/tonelada de cana. Esta é a energia que será utilizada para aquecer e vaporizar a água da caldeira.

No entanto, o vapor produzido pela caldeira pode ser saturado ou superaquecido. Em síntese, o vapor primário (superaquecido) produzido é empregado diretamente para o acionamento de equipamentos através de turbinas a vapor, normalmente de simples estágio e contrapressão, entre eles os picadores, os desfibradores, os ternos da moenda, a bomba de alimentação da caldeira e os geradores de energia elétrica. O vapor de contrapressão proveniente das turbinas, chamado de vapor de escape, tem a pressão em torno de 0,25 MPa e é utilizado no processo produtivo propriamente dito, fornecendo o calor necessário, (Galbiati, et al., 2010).

### 2.3.2 Turbina

A turbina se caracteriza por promover torque no eixo pelo aumento da energia cinética pela queda de pressão. Pode ser representado por um conjunto de bocais ou passagem do fluido por pás provendo a expansão do fluido. Nesta etapa há um aumento da velocidade do fluido e, na etapa seguinte, o escoamento pelas pás provoca uma diminuição da velocidade pelo torque no eixo da máquina, (Smith, et al., 2000). A turbina é o coração do processo, uma vez que é responsável pela conversão da energia disponível em trabalho.

Os pontos 'b' e 'c' da Figura 2.10 representam as variações de estado que sofre o vapor na turbina. Este vapor superaquecido sofre uma expansão isentrópica fornecendo trabalho de eixo ao gerador.

A consideração de processo adiabático e reversível leva a dedução do processo ser isentrópico.

Ciclos reais sofrem perdas energéticas pelas irreversibilidades do processo. As causas mais comuns destas irreversibilidades são: o atrito, a expansão não resistiva, a troca de calor com diferença finita de temperatura, mistura de substâncias diferentes, efeito de histerese, perdas elétricas e combustão, (Moran, et al., 2002).

A análise energética de um processo é fundamental para fornecer a informação sobre a quantidade de energia térmica perdida, como pode ser visualizado no trabalho de (Alonso-Pipo, et al., 2009), que verifica a possibilidade de produção de etanol de segunda geração. No entanto, dados a respeito das irreversibilidades do processo não são possíveis pela aplicação somente do

balanço de energia e há necessidade da aplicação da segunda lei da Termodinâmica (STL), que diferencia processos reversíveis de irreversíveis.

Processos irreversíveis produzem entropia e esta produção é proporcional ao efeito da irreversibilidade presente no sistema. Pode-se constatar que todo processo real é irreversível. Todas as irreversibilidades do processo podem ser mensuradas em termos da entropia de geração, (Bejan, et al., 1996), uma variável que depende do caminho e, é algebricamente positiva. O cálculo da entropia de geração pode ser realizado a partir da Equação 2.4:

$$S_{ger} = \frac{dS}{dt} - \sum_i \frac{\dot{Q}_i}{T_i} + \sum_{out} \dot{m}.s - \sum_{in} \dot{m}.s \geq 0 \quad (2.4)$$

Onde

$S_{ger}$ : Taxa de geração de entropia, (J/K.s)

$(\frac{dS}{dt})$ : Taxa de variação de entropia do sistema, (J/K.s)

T: Temperatura absoluta, (K)

s: entropia específica, (J/kg.K)

m: vazão mássica no volume de controle, (kg/s)

O rendimento isentrópico de uma turbina ( $\eta_{isen}^T$ ) é a razão entre o trabalho real da turbina e o trabalho que teria sido conseguido se o processo entre o mesmo estado de entrada e a mesma pressão de saída tivesse sido isentrópico, conforme pode ser visualizado na Equação 2.5.

$$\eta_{isen}^T = \frac{\text{trabalho real}}{\text{trabalho isentrópico}} = \frac{w}{w_{isen}} = \frac{H_b - H_c}{H_b - H_{cs}} \quad (2.5)$$

Onde  $H_b$  é a entalpia no ponto “b” e  $H_c$  entalpia no ponto “c” referentes a Figura 2.10.

Como esperado, o trabalho produzido por uma máquina térmica é sempre inferior ao trabalho calculado ideologicamente, devido as irreversibilidades.

Os processos reais são sempre irreversíveis. A taxa de geração da irreversibilidade (I) ou a geração de entropia ( $S_g$ ) pode ser descrita pela diferença entre o trabalho reversível e o ideal (Equação 2.6).

$$S_g = I = W_{rev} - W_{irrev} \quad (2.6)$$

O trabalho é função da trajetória, do estado inicial e final do processo. Portanto, o cálculo do trabalho reversível, nas mesmas condições inicial e final do processo real, oferece a magnitude da irreversibilidade do processo, uma vez que apenas a trajetória foi variada no processo.

Ao se calcular o trabalho isentrópico, as condições iniciais do processo real e ideal são iguais, mas no estado final, diferem.

Esta análise é ainda deficiente no sentido de avaliar as degradações de energia no processo, (Dincer, et al., 2001). É o balanço de exergia (ou análise da disponibilidade) que propõem a avaliação do trabalho perdido. Consiste, em nada mais do que um balanço construído a partir da 1ª e 2ª lei da Termodinâmica, avaliando o limite da irreversibilidade, (Bejan, et al., 1996).

#### 2.4 Exergia

O conceito de exergia tem provocado discussões tanto na sua denominação quanto na sua origem, (Serrano, 1987).

A relevância do assunto acrescida a maturidade científica adquirida nos dias atuais, tem propiciado diversas publicações e, até mesmo livros focados basicamente neste tema, como por exemplo os de (Kotas, 1985) e (Dincer, et al., 2013).

(Sciubba, 2001) *apud* (Dincer, et al., 2013) discutiram sobre exergia e a sua relação com diversos fatores ambientais e econômicos, considerando que o termo deveria ser tratado como a “capacidade de realizar trabalho”. Também é conhecida por disponibilidade, (Moran, et al., 2002) e didaticamente definida como o máximo de trabalho mecânico possível

É sabido que o volume de controle poderá trocar massa e energia com o ambiente até que o equilíbrio termodinâmico seja estabelecido entre os mesmos, portanto, entende-se por exergia  $\psi$ , como o trabalho máximo que pode ser obtido quando uma quantidade de matéria é levada através de um processo reversível do estado inicial especificado até o estado de equilíbrio termodinâmico com o ambiente de referência (padrão), ou estado morto, (Bejan, 1988) e (Kotas, 1985).

Para fins didáticos, o estado morto deve ser considerado um sistema que sofre processos internamente reversíveis e não sofre variação em suas propriedades. O sistema em questão, deve ser considerado simples, compressível, extenso e uniforme, não possuindo nenhum gradiente que possibilite a produção de trabalho por partes deste sistema, (Ortiz, et al., 2013).

Desprezando os efeitos nucleares, magnético e de tensões superficiais, a exergia é constituída pela energia física, cinética, potencial e química (Equação 2.7).

$$\psi_1 = (H_1 - H_0) - T_0 \cdot (S_1 - S_0) + Q_1 \cdot \left(1 - \frac{T_0}{T_1}\right) \quad (2.7)$$

Onde:

$H_1$ : taxa de entalpia do fluido no estado 1, (J/s);

$H_0$ : taxa de entalpia do fluido nas condições ambiente, (J/s);

$S_1$ : taxa de entropia do fluido no estado 1, (J/K.s);

$S_0$ : taxa de entropia do fluido nas condições ambiente, (J/K.s);

$Q_1$ : taxa de calor trocado no volume de controle, (J/s);

$T_1$ : temperatura do volume de controle no estado 1, (K);

$T_0$ : temperatura do ambiente, (K).

De forma geral, para um equipamento que sai do estado 1 até o estado 2, pode-se calcular o máximo de energia que o sistema pode realizar como a variação de exergia, conforme Equação 2.8:

$$\Delta\psi=W_{rev}=(H_2-H_1)-T_0.(S_2-S_1)+\sum Q_i.\left(1-\frac{T_i}{T_0}\right) \quad (2.8)$$

A variação de exergia pode ser chamada de trabalho reversível ( $W_{rev}$ ), para o equipamento entre estado 1 e 2. Assim, a análise exérgica do processo possibilitará localizar e quantificar as irreversibilidades e perdas de cada componente, (Kotas, 1985).

As variações ocorreram até que o equilíbrio termodinâmico entre o sistema e a vizinhança seja estabelecido. Sabendo que este equilíbrio é atingido quando não há gradiente de temperatura, pressão ou potencial químico, a exergia total de um dado fluxo de material é didaticamente dividida em exergia física e química. A exergia física é caracterizada pela exergia térmica (provocada pela variação de temperatura) e mecânica (variação de pressão) e a exergia química, como o próprio nome já diz, pelo gradiente de potencial químico.

#### 2.4.1 Exergia Física

A exergia física ou termomecânica de uma corrente pode ser definida como o máximo de trabalho produzido por uma corrente pelo seu desequilíbrio térmico ou mecânico até que o equilíbrio com sua vizinhança (estado morto) tenha sido atingido, (Bejan, et al., 1996).

O cálculo de uma variação de exergia em um volume de controle, desprezando a exergia cinética e potencial, pode ser escrito pela variação de entalpia e entropia que ocorre neste ponto pela entalpia e entropia do sistema ambiente de referência ( $T_0, P_0$ ).

Por exemplo, um equipamento qualquer de entrada ( $T_a, P_a$ ) e saída ( $T_b, P_b$ ), as exergias físicas na entrada e na saída do deste equipamento são descritas conforme Equações 2.9 e 2.10, respectivamente:

$$\psi_F(\text{entrada}) = [(H_a - H_0) - T_0 \cdot (S_a - S_0)] \quad (2.9)$$

$$\psi_F(\text{saída}) = [(H_b - H_0) - T_0 \cdot (S_b - S_0)] \quad (2.10)$$

Portanto, a variação de exergia deste equipamento é representada pela Equação 2.11. Diferentemente do balanço de energia, esta quantidade de trabalho leva em conta a entropia do sistema e a temperatura do ambiente de referência, onde o equilíbrio será estabelecido.

$$\Delta\psi_F = [(H_a - H_b) - T_0 \cdot (S_a - S_b)] \quad (2.11)$$

Os valores de entalpia e entropia de entrada e saída são obtidos de tabela de vapor (para caso da água) e para equações compatíveis, no caso dos gases de combustão.

#### 2.4.2 Exergia Química

Para o caso de haver reação química envolvida no processo, haverá um gradiente de potencial químico de cada uma das substâncias envolvidas, sendo possível produzir uma quantidade máxima de trabalho deste desequilíbrio químico através de um processo isotérmico, (Kotas, 1985) e, é isto que se propõe a exergia química. É importante destacar que como haverá um gradiente de potencial químico das substâncias constituintes no volume de controle em estudo e no estado de referência é preciso definir a composição ou a concentração das substâncias também no estado morto.

As substâncias de referência do estado morto devem estar em equilíbrio mútuo, (Moran, et al., 2002) na composição e na concentração. No caso do ar ambiente a temperatura de 298K e pressão de 1atm ser a condição de estado morto, o conhecimento da pressão parcial de cada constituinte do ar, possibilita o cálculo da exergia padrão de cada componente.

Para uma substância X existente na corrente em análise e no estado de referência, a exergia química é calculada conforme Equação 2.12

$$\psi_q = \sum n_i (\mu_i - \mu_{i0}) \quad (2.12)$$

Onde:

$\mu_i$ : Potencial químico do componente do estado em análise

$\mu_{i0}$ : Potencial químico do componente do estado morto

$n_i$ : número de mols do componente X

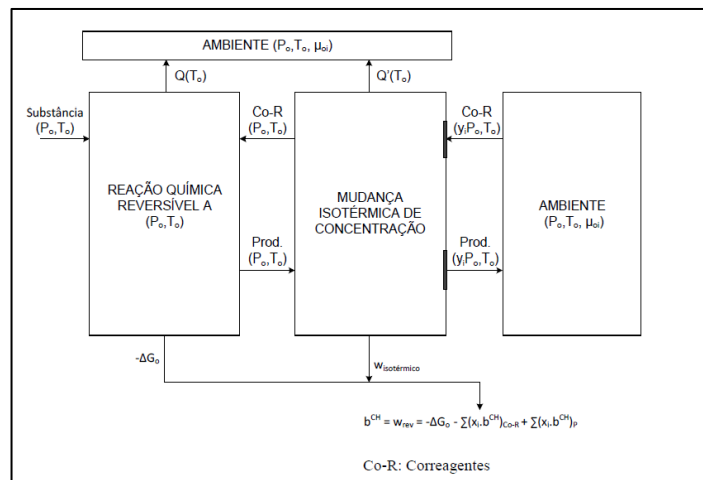
De forma geral, a Equacao 2.12 pode ser escrita como mostra a Equacao 2.13

$$\psi_q = \sum n_i \check{\psi}_{i(\text{elemento})} + \check{g}_{fo(x)} \quad (2.13)$$

$\check{g}_{fo(x)}$  : Energia livre de Gibbs de formação do componente X;

A Figura 2.12 apresenta uma forma esquemática de cálculo de exergia química para uma substância qualquer.

Figura 2.12 Esquema de cálculo de exergia química



Fonte: Oliveira Jr, 2013 apud (Ortiz, et al., 2013)

Para combustíveis, a exergia química pode ser calculada se o poder calorífico deste material é conhecido, conforme Equação 2.14:



A exergia química desta reação

$$\psi_{qui} = \left[ \bar{h}_{comb} + \left(a + \frac{b}{4}\right) \bar{h}_{O_2} - a \bar{h}_{CO_2} - \frac{b}{2} \bar{h}_{H_2O} \right] - T_o \left[ \bar{s}_{comb} + \left(a + \frac{b}{4}\right) \bar{s}_{O_2} - a \bar{s}_{CO_2} - \frac{b}{2} \bar{s}_{H_2O} \right] \quad (2.15)$$

Ou, em termos da energia livre de Gibbs absoluta

$$\Psi_{química} = \left[ \bar{g}_{comb} + \left(a + \frac{b}{4}\right) \bar{g}_{O_2} - a \bar{g}_{CO_2} - \frac{b}{2} \bar{g}_{H_2O} \right] \quad (2.16)$$

(Song, et al., 2012) avaliam que a exergia química de combustíveis sólidos e líquidos tem sido calculada de duas maneiras, principalmente, através de correlações empíricas entre a exergia química e o poder calorífico do combustível ou correlações empíricas que relacionam a exergia



com energia livre de Gibbs, onde a entropia do combustível é supostamente o somatório das entropias dos seus constituintes, através de análise da reação de combustão.

No entanto, a correlação entre exergia e PCI (poder calorífico) mais difundida e bem aceita, como a equação proposta Szargut e Styrylska apud (Li, 1996) conforme equação

$$\frac{\psi_{comb}}{PCI} = 1,0438 + 0,0013 \frac{H}{C} + 0,1083 \frac{O}{C} + 0,0549 \frac{N}{C} \quad (2.17)$$

Para  $\frac{O}{C} \leq 0,666$

e,

$$\frac{\psi_{comb}}{PCI} = \frac{1,0438 + 0,0013 \frac{H}{C} - 0,4453(1 + 0,0051 \frac{H}{C}) + 0,0521 \frac{N}{C}}{1 - 0,5385 \frac{O}{C}} \quad (2.18)$$

Para  $2,67 > \frac{O}{C} > 0,666$

Onde H, C, O, N são as razões mássicas dos elementos no combustível.

O somatório das exergias física e química compõem a variação de exergia em estudo. É sempre necessário avaliar estas duas componentes em uma análise exérgica. Esta análise propicia visualização das limitações energéticas do processo, possibilitando identificar e quantificar as irreversibilidades e perdas do processo entre os estados de entrada (alimentação) e de saída (produto de interesse e rejeitos/ subprodutos). É importante destacar que diferente da energia, a exergia não é conservativa em processos irreversíveis, visto que a irreversibilidade destrói exergia, e este é o principal fator de sua intensa relação com análises de impacto ambiental, (Dincer, et al., 2013).

Uma outra variável de grande relevância é a eficiência em um dado processo. Entende-se por eficiência exérgica  $\eta_{\psi}$ , ou comumente chamada nos livros de Termodinâmica como eficiência da 2ª Lei da Termodinâmica, a razão entre o trabalho obtido na máquina e o trabalho útil máximo que a mesma é capaz de fazer nas mesmas em condições reversíveis, Equação 2.19, (Dincer, et al., 2013):

$$\eta_{\psi} = \frac{W}{\psi_{alimentação}} \quad (2.19)$$

### 2.4.3 Eficiência

A terminologia eficiência é definida como a relação entre um resultado desejado e o que se dispunha para atingi-lo. Aparentemente simples, mas com um grande número de variáveis que podem ser observadas.

Uma diversidade de eficiências particulares tem sido proposta para diferentes sistemas de engenharia e de operações, (Kanoglu, et al., 2007). Em análises termodinâmicas, o conceito de eficiência foi primeiramente definido com base na Primeira Lei. Nas últimas décadas, associada à maior utilização da análise exérgica, a eficiência exérgica surgiu como indicador primordial, (Bejan, et al., 1996) e (Kotas, 1985).

Em síntese, pode-se calcular três eficiências diferentes para cada equipamento:

**Eficiência energética:** É a mais tradicional das eficiências, conhecida como eficiência da primeira lei, consiste na razão entre energia do produto de interesse pela energia que entrou no sistema (Equação 2.2).

**Eficiência exérgica:** é a razão entre a exergia do trabalho real e a exergia dos fluxos de entrada, (Dincer, et al., 2005), o trabalho reversível que seria produzido nas mesmas condições iniciais e finais do processo. É o método mais satisfatório de mensurar as irreversibilidades do equipamento e promover uma melhor visualização dos pontos de irreversibilidade do processo (Equação 2.19).

**Eficiência isentrópica:** É a razão entre o trabalho real e o trabalho obtido em condições isentrópicas para um dado equipamento. É uma eficiência idealizada e de maneira geral apresenta valores baixos, pois apresenta apenas a condição inicial similar ao real, possuindo trajetória e estado final distinto. É muito útil para avaliar a eficiência energética do equipamento, mas não avalia a qualidade da energia perdida, nem as irreversibilidades do processo (Equação 2.5).

Existem outras formas de cálculo de eficiência, como a **eficiência racional**, definida por (Kotas, 1985) como a razão entre a exergia dos produtos desejados e a exergia necessária para o processo ser realizado, o **quociente de destruição de exergia**, que relaciona a exergia perdida em uma corrente com a exergia total perdida (Bilgen, et al., 2008).

Os parâmetros utilizados para análise exergoeconômica no simulador foram eficiência energética, exérgica e isentrópica.

## 2.5 Termoeconomia

Com a disseminação dos balanços exergéticos e a possibilidade de identificação das irreversibilidades nas diversas etapas de um processo durante as décadas de 80 e 90 (Bejan, 1988), (Lin, et al., 1993), (Lozano, et al., 1993) questionaram fatores relevantes como o fato de que nem toda irreversibilidade pode ser evitada, e que mesmo as irreversibilidades evitadas, umas tem maior peso econômico que outras, e, por consequência, acarretam diferentes variações na eficiência global do processo.

Neste mesmo trabalho, (Lozano, et al., 1993) propuseram uma metodologia que relacionasse a irreversibilidade do equipamento com o restante das irreversibilidades do processo, através da definição do conceito de custo exergético ( $k_i$ ) que aliado ao custo monetário ( $c_i$ ) constitui-se a Termoeconomia, (Cerqueira, 1999).

Os principais autores desta nova ciência foram Valero e Lozano (Universidade de Saragoza), Tsatsaronis (Universidade Tennessee), Frangopoulos (Universidade Nacional Técnica de Atenas) e Spakosky (Politécnica Federal de Lousanne), autores do número especial da revista Energy, em 1994, sobre Termoeconomia, (Cerqueira, 1999).

Ao ler estes trabalhos, pode-se perceber a primeira dificuldade deste assunto, a falta de padronização das definições. No entanto, é possível genericamente definir a análise Termoeconômica como uma ramificação da Engenharia de Sistemas Térmicos, onde estão envolvidas as ciências como termodinâmica, transporte de calor e mecânica dos fluidos, (Moran, et al., 2002).

O método de Valero e Lozano em (Lozano, et al., 1993), teoria do custo exergético (TCE) se utiliza de um conjunto de postulados para construir um sistema de equações que é resolvido de forma matricial. O custo exergético é definido como a quantidade de exergia necessária para produzir o produto da planta de potência. Para resolver este problema, tem-se que definir os subsistemas e os fluxos mássicos/energéticos existentes e suas relações com o ambiente. É construída uma matriz incidência  $A$ , onde as linhas representam os subsistemas e as colunas, os fluxos, com os elementos  $a_{ij}$  ( $i$  = subsistema;  $j$  = fluxo). Em sistemas em estado estacionário  $AxM=0$ ,  $AxE=0$ ;  $Ax\psi=D$ , sendo  $D$  a exergia destruída. Uma das etapas mais significativas do processo de cálculo é especificar os fluxos que representam os produtos ( $P$ ), alimentação ( $F$ ) e as perdas ( $L$ ) de cada subsistema, seguindo alguns critérios pré-definidos, como:

- O balanço de exergia é definido por:  $I = F - P - L$ , então a eficiência exergética será:

$$\eta = \frac{P}{F} = 1 - \frac{(L+I)}{F} \quad (2.20)$$

- O custo exergético dos fluxos de entrada de uma planta será igual sua exergia de entrada;
- Se um fluxo de saída de um subsistema é parte da entrada de outro equipamento, então sua exergia não foi utilizada, portanto, seu custo exergético unitário é igual ao fluxo de entrada que o precede;
- Se o subsistema tem produto formado por vários componentes, todos têm o mesmo custo exergético unitário.

Pela necessidade de ser uma matriz quadrada e pelo fato de, geralmente, existir mais correntes do que subsistema, a matriz incidência  $A$  precisa ser complementada, e isto deve ocorrer respeitando as proposições abaixo citadas:

(P1) Os custos exergéticos e exergoeconômicos são quantidades conservativas, podendo-se escrever equações de balanço, nos quais, para exergia, o balanço resulta em zero e para exergoeconomia, resulta no custo total do sistema ( $Z$ );

(P2) Na ausência de informações externas, o custo exergético da alimentação é igual sua exergia ( $C=E_i$ );

(P3) Todos os custos gerados no processo produtivo devem ser incluídos no custo final dos produtos, o que resulta em custo zero para as perdas;

Em posse destas proposições, é possível construir quantas equações sejam necessárias para resolver o sistema matricial.

Tsatsaronis desenvolveu a metodologia denominada de exergoeconomia, (Cerqueira, 1999), necessitando igualmente de uma análise energética, exergética e econômica do sistema. Com estas informações se constrói balanço de custo da unidade.

Neste estudo pode-se utilizar correntes totais ou parciais para análise, dependendo do foco esperado. Algumas considerações, semelhantes ao método anterior, também são aplicadas, como os postulados P2 e P3.

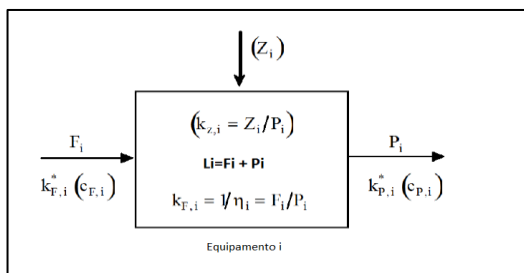
De maneira geral, qualquer um dos métodos é uma ferramenta completa e teoricamente sólida, baseada na combinação de métodos termodinâmicos e econômicos. Nesta análise exergoeconômica, as eficiências são calculadas via análise exergética e gastos não energéticos (financeiro, mão-de-obra e custos ambientais) são explicitamente relatados para parâmetros

termodinâmicos e técnicos do processo em consideração. A otimização consiste em determinar o ponto do projeto e do planejamento de operação que minimize o custo global (financeiro), construindo um conjunto de restrições financeiras, técnicas e ambientais (Valero, et al., 1985).

O procedimento básico de análise exergoeconômica pode ser compreendida através de análise da Figura 2.13, onde:

- $F_i$ : exergia da corrente de alimentação do equipamento  $i$
- $P_i$ : exergia da corrente de produto do equipamento  $i$
- $k_p^*$ : unidade exergética do produto
- $c_i$ : custo exergético unitário da corrente  $i$
- $Z_i$ : custo do equipamento  $i$  relacionados a investimento, manutenção e operacionalização.

Figura 2.13 Balanço termoeconômico em um equipamento genérico  $i$



Fonte: adaptado de (Serrano, 1997)

O custo exergético unitário do produto é a função que se pretende minimizar, visto que é o inverso da eficiência exergética, ou seja, quanto maior a eficiência exergética, menor será o seu valor. Pode-se definir o custo exergético unitário da alimentação e do produto, conforme as Equações 2.21 e 2.22 respectivamente.

$$c_i^F = \frac{C_{Fi}}{\psi_{Fi}} \tag{2.21}$$

$$c_i^P = \frac{C_{Pi}}{\psi_{Pi}} \tag{2.22}$$

Valores monetários associados a custos de investimentos, manutenção e operação são conhecidos como capital de custos ( $\dot{Z}_i$ ) e representam a soma do custo de investimento ( $\dot{Z}_{inv}$ ) e o custo de operação e manutenção ( $\dot{Z}_{OM}$ ), conforme representada pela Equação 2.23:

$$\dot{Z}_i = \dot{Z}_{inv,k} + \dot{Z}_{OM,k} \tag{2.23}$$

Analisando o fator econômico da exergoeconomia, os custos de investimento e operação de cada componente de uma planta devem ser calculados para cada ano de vida útil da indústria com a ajuda de suposições econômicas. A aproximação de nivelamento de custos utiliza a

aritmética do valor presente para converter uma série de transações a uma anuidade equivalente (Lin, et al., 1993). O balanço de custo para um sistema completo pode ser expresso conforme Equação 2.24:

$$\dot{\pi}_{(P,tot)} = \dot{\pi}_{(F,tot)} + \dot{Z} \quad (2.24)$$

Onde  $\dot{\pi}_{(P,tot)}$  é a taxa do custo termoeconômico para obter o produto P,  $\dot{\pi}_{(F,tot)}$  é taxa do custo termoeconômico do combustível e  $\dot{Z}$  taxa de capital de custo.

Considerando um volume de controle, abaixo são apresentadas as taxas do custo termoeconômico dos fluxos exergéticos (Equações de 2.25 a 2.28) de saída e entrada, de trabalho e transferência de calor:

$$\dot{\pi}_s = c_s \cdot \dot{\psi}_s = c_s \cdot (\dot{m}_s \cdot \psi_s) \quad (2.25)$$

$$\dot{\pi}_e = c_e \cdot \dot{\psi}_e = c_e \cdot (\dot{m}_e \cdot \psi_e) \quad (2.26)$$

$$\dot{\pi}_Q = c_Q \cdot \dot{\psi}_Q \quad (2.27)$$

$$\dot{\pi}_W = c_W \cdot \dot{\psi}_W \quad (2.28)$$

Onde  $c_s, c_e, c_w$  e  $c_Q$  são os custos exergoeconômicos unitários dos respectivos fluxos físicos. Através das Equações 2.29 e 2.30, tem-se a combinação de conceitos de custo termoeconômico e custo exergoeconômico unitário, resultando em:

$$\dot{\pi}_P = c_P \cdot \dot{P} \quad (2.29)$$

$$\dot{\pi}_F = c_F \cdot \dot{F} \quad (2.30)$$

Realizando balanço de custos de maneira individual para cada k-componente do sistema (Equação 2.31), onde é a soma de todos os fluxos exergéticos de saída, fluxos exergéticos que entram e as taxas de cargas apropriadas ao capital de custos do k-componente.

$$\sum_S \dot{\pi}_{S,k} + \dot{\pi}_{W,k} = \dot{\pi}_{Q,k} + \sum_e \dot{\pi}_{e,k} + \dot{Z}_K \quad (2.31)$$

Outros custos incluem, por exemplo, custos de juros e seguro. O termo de taxa de geração de custos no balanço de custo diferencial representa geração de custo total nivelado sobre a vida útil do sistema. O termo quantidade de custo gerado no balanço integral de custo representa a porção da produção total de custos representada num intervalo de tempo sob consideração.

De maneira geral e sintética, a Equação 2.32 representa o balanço exergoeconômico de uma dada planta de potência:

$$c_s \cdot \dot{\psi}_s + c_w \cdot \dot{\psi}_w = c_e \cdot \dot{\psi}_e + \dot{Z} \quad (2.32)$$

Onde  $\dot{\psi}_s$ ,  $\dot{\psi}_w$  e  $\dot{\psi}_e$ , são conhecidas da análise exergética,  $\dot{Z}$  é conhecida da análise econômica e  $c_i$ , o custo por unidade de exergia da corrente  $i$ .

Os custos exergoeconômicos de entrada e de saída são fornecidos com o mesmo custo médio por unidade de exergia,  $c_e$ . Assim,

$$c_e = c_s \quad (2.33)$$

Com esta relação auxiliar, todos custos associados com investimento e operação da unidade, são cobrados para gerar energia. Inserindo a Equação 2.33 na Equação 2.32, obtém-se o custo por unidade de exergia da energia gerada:

$$c_w = \frac{c_e \cdot (\dot{\psi}_e - \dot{\psi}_s) + \dot{Z}}{\dot{\psi}_w} \quad (2.34)$$

### 2.5.1 Índices de desempenho de um sistema de Cogeração

A avaliação de sistemas de cogeração por índices de desempenho pode ser de grande auxílio através da LTD está baseado em comparação entre calor e potência. O fator de utilização de energia (EUF) relaciona a energia térmica e/ou mecânica obtida no processo com a energia demandada pelo sistema, (Fiomari, 2004), segundo Equação 2.35:

$$EUF = \frac{W+Q}{m_{comb} \cdot PCI} \quad (2.35)$$

Outro parâmetro de interesse é o índice de economia de energia (ESI), criado por (Huang, 1996) compara sistemas de cogeração com sistemas convencionais que geram energia térmica e mecânica separadamente (Equação 2.36):

$$ESI = \frac{m_{comb} \cdot PCI}{\frac{W+Q}{\eta_t \cdot \eta_c}} \quad (2.36)$$

Para o termo de eficiência térmica ( $\eta_t$ ) (Fiomari, 2004) adotou 40% e para a da caldeira ( $\eta_c$ ), considerando uma temperatura e pressão média de saída, é possível calcular através da Equação 2.37:

$$\eta_c = \frac{\dot{m}_{vapor} (h_{vapor} - h_{a liq})}{m_{comb} \cdot PCI} \quad (2.37)$$

A razão de economia de de energia combustível (FESR) (Fuel Energy Saving Ratio) representa a fração de poupança de energia, conforme Equação 2.38:

$$FESR = 1 - ESI \quad (2.38)$$

Índice de geração de potência (PGI), conforme Equação 2.39:

$$\eta_{CG} = \frac{W}{(m_{comb}PCI) - \frac{Q}{\eta_c}} \quad (2.39)$$

Todos estes parâmetros são utilizados para avaliar o processo de cogeração.

## 2.6 Simulação de Processos

O estudo de um dado processo pode ser melhorado através da determinação futura do seu comportamento sob os parâmetros os quais foi projetado. Este estudo é conseguido através da simulação. As dimensões projetadas e todas as condições das correntes de entrada são fixadas, calculando, desta forma, as condições das correntes de saída, (Perlingeiro, 2011).

A simulação computacional consiste em dar aparência, ou seja, descrever ou representar um problema real através de testes computacionais. Portanto, a simulação tem como objetivo principal “compreender o funcionamento, prever o desempenho, dominar e controlar a evolução do sistema real, através da avaliação de estratégias a serem adotadas dentro das restrições impostas pela realidade”, (Abreu, et al., 1999).

Até a década de 60 a simulação computacional era uma ferramenta muito cara, pelos modelos dos computadores existentes e a escassez de linguagens de programação disponível, sendo utilizado basicamente o Fortran. Estes modelos rodariam em grandes “mainframes”, com um custo de processamento que variava de \$ 600,00 a \$ 1.000,00 dólares a hora. Com a criação de diversos outros programas de simulação, o processo foi se popularizando, mas como os empresários ainda não acreditam que a simulação adiciona valor econômico às empresas, ela ainda não se tornou uma ferramenta-padrão que pode ser encontrada no computador de qualquer um, (Kelton, et al., 1998).

### 2.6.1 Simuladores de Processos

Pode se definir um simulador de processos através de um código computacional que realiza cálculos de balanços de massa e energia, estimativas de propriedades físicas e otimização de processos, (Elisiario, 2013).

Os simuladores de processos podem ser utilizados para aumento de performance do processo já em operação, desenvolvimento de novos projetos e na área de ensino, (Nicodemos, 2013). Podem ser classificados em estacionários e dinâmicos. Os simuladores estacionários têm



como característica principal em utilizar modelos em que todas as variáveis são independentes do tempo. Os simuladores dinâmicos são uma extensão dos simuladores estacionários, onde a variável tempo é introduzida nos modelos através de termos derivativos e acúmulo de massa e energia.

Estão disponíveis no mercado vários modelos de software de simulação, tanto comerciais quanto gratuitos, podendo ter o código aberto ou não. O foco deste trabalho é utilizar um software de simulação gratuito e de código aberto, pois além de proporcionar a sua utilização sem custo financeiro, tem-se a possibilidade de propor desenvolvimento no código.

### 2.6.2 Software COCO

As simulações podem utilizar linguagens tradicionais como Fortran, C, Matlab® ou Maple™. Existem também, softwares específicos para determinadas simulações que podem ser livres ou proprietários. Um exemplo de software proprietário (custo de licença e código fonte fechado) de simulação de processos químicos é o Hysys® e um exemplo de software livre (custo de licença gratuito e código fonte aberto) de simulação de processos é o COCO. A utilização de simuladores livres é cada vez mais difundida devido ao fato de não ter custo de licença, o código fonte ser aberto, o que possibilita desenvolvimentos neste código assim como, caso seja necessário, poder-se validar o próprio código fonte. COCO é um simulador de processos para estado estacionário, modular, baseado no sistema CAPE OPEN, (COCO, 2013).

CAPE é a sigla de abreviação de *Computer Aided Process Engineering*, que significa engenharia de processos assistida por computador. COCO é a sigla de CAPE- OPEN to CAPE- OPEN que representa um programa que permite a comunicação padronizada entre simuladores e outros produtos desenvolvidos por terceiros. Os componentes presentes no COCO são o COFE, TEA, COUSCOUS e CORN.

COFE (*CAPE-OPEN Flowsheeting Environment*) é um ambiente de fluxograma que permite interface visual, ou seja, uma interface intuitiva de fluxogramas de plantas industriais com o operador. Ele permite mostrar as propriedades das correntes e pode utilizar uma operação unitária.

TEA (*Thermodynamics for Engineering Applications*) é a interface da termodinâmica disponível no COCO para aplicações em engenharia e, é baseada no código da biblioteca termodinâmica do CHEMSEP (software para modelagem de coluna de destilação, absorção e extração) e inclui um banco de dados de mais de 430 compostos químicos comumente usados. O

pacote exibe mais de 100 métodos de cálculos de propriedades com suas derivadas analíticas ou numéricas.

COUSCOUS (*CAPE-OPEN Unit Operations*) é o pacote de operações unitárias CAPE-OPEN que acompanha o COCO. Contém um divisor de correntes (splitter), um misturador de correntes (mixer), trocadores de calor (heat-exchangers), bombas (pumps) e reatores (reactors), dentre outras operações unitárias. ChemSep-LITE, uma versão limitada do ChemSep suportando um máximo de 40 componentes e 300 estágios,

CORN (*CAPE-OPEN Reaction Numerics*) é o pacote de reações químicas CAPE-OPEN que acompanha o COCO e que facilita a especificação de qualquer tipo de cinética ou de reação no equilíbrio. Unidades simples de reação, como reatores de equilíbrio, CSTR e reatores de escoamento empistonado (PFR) que podem usar o pacote CORN acompanha o pacote COUSCOUS.

A partir de 2006, simulações utilizando o ambiente COCO começam a ser encontradas em trabalhos científicos com inúmeras aplicações, visto que estes componentes acima citados podem interfaciar no ambiente COCO, possibilitando simulações de processos químicos e físicos.

(Kooijman, et al., 2006) realizaram a modelagem de uma unidade de separação de ar usando um sistema de fluxograma no software COCO e CHEMSEP. O processo de separação de ar envolve integração de trocadores de calor e colunas de separação que é guiado completamente pela compressão do ar na entrada da unidade.

(Gonçalves, 2011) simulou, otimizou e realizou avaliação ambiental em duas plantas de produção de estireno através do software COCO comunicando-se com o Scilab e com o algoritmo WAR. A primeira planta tinha um reator PBR e o segundo tinha um reator PMBR. O fluxograma para as duas plantas foi realizado no COFE e o Scilab teve a função de modelar ambos os reatores. Concluiu que a planta com reator PMBR era mais eficaz.

(Bertoldi, 2012) simulou e realizou otimização paramétrica de uma planta de produção do cumeno utilizando o software COCO. Foi adicionada uma operação unitária ao software através do software livre Scilab. Chegou a um resultado muito satisfatório, pois com a otimização mostrou que o lucro do processo podia ser aumentado de 10,93 para 17,12 milhões de dólares por ano. Conseguiu realizar uma automatização entre a transferência de dados do Excel para o software COCO, porém não conseguiu utilizar o solver do Excel para este fim.

(Nicodemos, 2013) realizou um estudo de caso de uma planta de compressão de ar através do software COCO e Scilab. Validou os resultados comparando os dados de projeto com dados

reais de operação e realizou a otimização no software Excel. Encontrou valores ótimos, que resultaram em menor potência, para os compressores. Concluiu que a metodologia utilizada permitiu reproduzir satisfatoriamente o desempenho da planta, investigar a flexibilidade do processo em relação a alterações nas condições de entrada e encontrar valores operacionais ótimos.

(Livingston, et al., 2013) apresentou uma ferramenta para prever o desempenho da tecnologia de nanofiltração de solvente orgânico (OSN) utilizando Aspen One, Matlab® e Cape Open. Para modelagem foram incorporados às operações unitárias, estados de modelo de transporte, dinâmica de fluxo e as equações do balanço material. As soluções numéricas dos sistemas de equações foram programadas em Matlab® e implementadas em vários ambientes de simulação de processo, como Aspen Plus, Hysys® e COFE. Foram realizadas três simulações com o software (OSN) no ambiente Aspen Plus com objetivo de validá-lo através da comparação com dados experimentais disponíveis e mostrar a eficiência energética da OSN em comparação com a evaporação. Em todos os três estudos de caso, houve consenso entre as predições do software OSN e dados experimentais.

(Elisiario, 2013) simulou uma unidade industrial de descarga e estocagem de amônia líquida pressurizada no software COCO com objetivo de analisar a sensibilidade do processo às alterações de variáveis. Através da simulação comprovou a validação do uso da equação de estado de Peng-Robinson para amônia com dados de projeto. Concluiu também que a alteração na especificação de recebimento da amônia não obteve significância nas demais variáveis de processo. Realizou também uma análise de custos e chegou à conclusão que obteve uma economia de 3,34% no custo variável de energia destes equipamentos.

## 2.7 Simulação de Processo em Unidade Sucroenergética

Existem trabalhos relacionados com a aplicação de simulação de processos na indústria sucroenergética, sendo que na maioria deles o foco é otimizar o processo de açúcar e álcool com relação à redução do consumo do vapor e, em poucos casos, é realizada simulação em processo de produção e consumo de vapor.

(Sinício, et al., 1992) fizeram uma análise termodinâmica como uma ferramenta em um estudo técnico mais completo que o usual, pois levou em consideração fórmulas e coeficientes empíricos adotados no setor sucroenergético e que têm se mostrado de grande eficácia nas situações práticas do dia-a-dia das usinas.

Um módulo de simulação geral para o processo de fermentação foi desenvolvido por (Pascal, et al., 1995) e utilizou a estrutura de diferentes simuladores de processos (Aspen, Plus, Prosim, Pro II) e reproduziu a configuração de uma planta industrial que produz etanol a partir de melação de beterraba e suco de beterraba. A operação da planta foi simulada utilizando um modelo cinético baseado na equação de Monod que satisfaz as restrições estequiométricas, tanto para uma planta em regime contínuo, como para uma planta em regime batelada alimentada.

Análises energéticas e exergéticas foram realizadas por (Fiomari, 2004) em uma destilaria do oeste do estado de São Paulo em expansão, onde foram analisadas cinco possíveis situações para o crescimento. Realizou uma avaliação detalhada para uma turbina de extração-condensação com intuito de acionar um gerador. Ele concluiu que a eficiência da planta foi bastante sensível para variação da taxa de condensação. A eficiência energética aumentou quando se aumentou a demanda de vapor do processo.

(Bem, et al., 2006) desenvolveram um modelo de simulador baseado em planilha eletrônica (Excel). Este forneceu uma previsão de produção, mostrando a combinação mais econômica, entre açúcar e álcool em função do custo de produção e eficiências. Eles realizaram os balanços de açúcares redutores totais (ART) e perdas nos processos de produção de açúcar e álcool. O simulador foi validado pelos dados reais de uma usina de açúcar e álcool durante o período de uma semana.

No mesmo ano, (Henke, et al., 2006) desenvolveram o software Sugar™ para modelagem e simulação de uma usina particular localizada na República Checa. O modelo otimizou a razão entre a produção de açúcar e etanol e os preços de mercado. O resultado das simulações não representou a realidade na planta, principalmente devido ao modelo termodinâmico utilizado pelo programa, o qual considerou mistura de gases ideais e soluções ideais, uma vez que as misturas envolvidas nos processos fugiam da idealidade. Mas, o resultado serviu para verificação do comportamento do modelo.

O ano de 2007 foi muito produtivo nesta área, visto que (Marquini, et al., 2007) fizeram a simulação de um sistema industrial de colunas de destilação com dados experimentais reais, apresentando adequadamente o comportamento do sistema industrial de colunas de destilação de álcool etílico. (Paiva, et al., 2007) realizaram uma otimização para o planejamento agregado da produção em usinas de açúcar e álcool incluindo decisões da etapa agrícola, das fases de corte, carregamento e transporte de cana e, principalmente, decisões de moagem, escolha do processo produtivo e estoque dos produtos finais. (Ensinas, et al., 2007) realizaram a simulação de uma unidade industrial sucroenergética através do software EES (Engineering Equation Solver), onde

apresentaram o fluxograma de processo para produção de álcool e açúcar propondo melhorias no processo através da integração energética com objetivo de redução de vapor no processo.

(Júnior, et al., 2007) realizaram análise energética e exérgica de duas configurações de plantas industriais, sendo que a primeira era a unidade já existente, capaz de produzir energia elétrica somente para o próprio consumo e a segunda era a ampliação para que pudesse comercializar a energia elétrica excedente.

(Morandín, et al., 2010) aplicaram integração energética em uma indústria de açúcar e álcool utilizando sistemas CHP (integração e combinação de calor e produção de potência), avaliando a utilização da combustão do bagaço para gerar vapor para a turbina. Outra configuração baseada num ciclo combinado de gaseificação integrada. A configuração não utilizou trocadores de calor, pois eles foram substituídos por correntes quentes existentes nas transferências de calor interna do processo de gaseificação do bagaço. Foi aplicado procedimento de otimização e síntese de projeto a configuração da indústria. Com aplicação dos sistemas CHP para estas duas configurações conseguiu otimizar a produção de energia elétrica.

(Salazar, et al., 2013) realizaram a estimativa do consumo de água pelos processos de produção de álcool através da primeira e segunda geração com objetivo de reduzir captação de água e reutilizar água dentro do processo. As simulações foram realizadas no Aspen Plus para três situações: produção de etanol convencional, produção de etanol de segunda geração com hidrólise do bagaço com processo de evaporação e produção de etanol de segunda geração com hidrólise do bagaço.

(Bereche, et al., 2013) avaliaram sete casos em que o processo convencional esteve integrado com o novo processo de hidrólise enzimática do bagaço de cana-de-açúcar. Foi usado simulação de processos para avaliar balanço de massa e de exérgia. O modelo selecionado para cálculo das propriedades depende da operação. Para combustão dos gases foi utilizado o método de RKS-BM, para o vapor na cogeração foi utilizado o método da tabela de vapor do software Aspen Plus, para a solução de sacarose e água o modelo Uniquac com parâmetros binários de Starzak e Mathlouthi e para solução binária de álcool e água da destilação o modelo Uniquac-RK foi selecionado. Concluíram que a produção de álcool de segunda geração traz um aumento de produção e eficiência exérgica global maior.

### 3. MATERIAIS E MÉTODOS

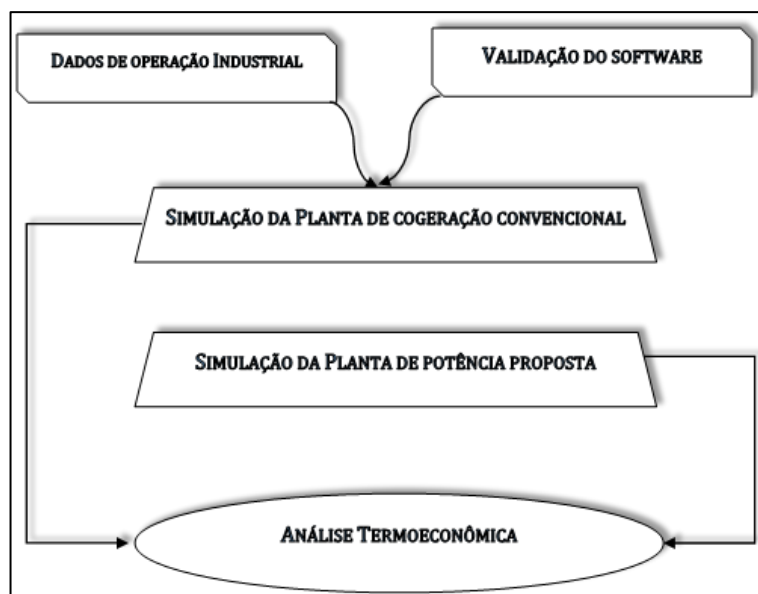
#### 3.1 Materiais Utilizados

O hardware utilizado foi um computador da marca HP, com processador Intel® Core™ i7-2670QM CPU @ 2.20 GHz. COCO Simulator foi o software utilizado para simulação do processo energético e exergético em unidades sucroenergéticas e tem como característica de ser gratuito. Este software consiste em realizar simulação em um ambiente estacionário de fluxograma (COFE). Neste trabalho, a versão utilizada para o COCO foi a de 2.7 e para o COFE foi a versão 2.6.0.0 (x64). Os componentes do COCO utilizados foram o de ambiente de fluxogramas, pacote termodinâmico e pacote de operações unitárias. O sistema operacional foi Windows 8.1 Pro. Outro software utilizado, mas de forma auxiliar, foi o Microsoft Office 2013.

#### 3.2 Metodologia

A metodologia adotada pode ser didaticamente dividida conforme Figura 3.1.

Figura 3.1 Layout de execução do trabalho proposto



Fonte: autoria própria

##### 3.2.1 Dados reais de Unidades Sucroenergéticas

Dados reais de correntes de entrada e saída de vapor dos equipamentos foram utilizados na validação do software e na simulação das unidades sucroenergéticas.

As Tabelas 3.1 a 3.10 apresentam os dados obtidos de indústrias sucroenergéticas instaladas no estado de Pernambuco (Unidade 1), três no Paraná (Unidade 2, 3 e 4) e uma no estado de São

Paulo (Unidade 5). Os dados consistem nas variáveis como temperatura, pressão e vazão para correntes de entrada e saída de vapor das operações de extração de cana-de-açúcar e geração de energia elétrica das indústrias.

Tabela 3.1 Dados operacionais obtidos da Unidade sucroenergética 1

	Local	Entrada		Saída		Vazão Mássica
		Temperatura	Pressão	Temperatura	Pressão	
Gerador de Vapor	<i>Caldeira</i>	378	2,75	593	2,06	102,85
Turbina 1	<i>Picador</i>	583	2,06	499	0,25	10,80
Turbina 2	<i>Desfibrador</i>	585	2,06	496	0,25	10,80
Turbina 3	<i>Terno 1 e 2</i>	575	2,06	493	0,25	9,75
Turbina 4	<i>Terno 3 e 4</i>	578	2,06	493	0,25	9,75
Turbina 5	<i>Terno 5 e 6</i>	577	2,06	491	0,25	9,75
Turbina 6	<i>Gerador 1</i>	553	2,06	433	0,25	23,00
Turbina 7	<i>Gerador 2</i>	553	2,06	438	0,25	23,00
Turbina 8	<i>Bomba</i>	573	2,06	503	0,25	6,00
	Unidades	K	MPa	K	MPa	ton/h

Tabela 3.2 Dados gerais da safra 2013 da Unidade 1

Procedimento	Unidade	Valor
<i>Tempo de colheita</i>	horas	4.800
<i>Tempo de colheita efetiva</i>	horas	4.080
<i>Cana-de-açúcar processada</i>	ton/h	300
<i>Total de cana processada</i>	toneladas	1.440.000
<i>Cana processada efetivamente</i>	$\frac{ton}{h}$	352,94
<i>Produção de bagaço efetivo</i>	toneladas	360.000
<i>Produção específica de bagaço</i>	$\frac{kg}{ton\ cana\ moída}$	250,0
<i>Fluxo de bagaço</i>	$\frac{kg}{s}$	24,51
<i>Custo do bagaço</i>	R\$/ton	100,00
<i>Custo da energia elétrica</i>	R\$/MWh	270,00

Tabela 3.3 Dados operacionais obtidos da Unidade sucroenergética 2

	Local	Entrada		Saída		Vazão Mássica
		Temperatura	Pressão	Temperatura	Pressão	
Gerador de Vapor	<i>Caldeira</i>	443	3,14	593	2,35	97,35
Turbina 1	<i>Picador</i>	593	2,35	413	0,25	11,02
Turbina 2	<i>Desfibrador</i>	593	2,35	413	0,25	11,96
Turbina 3	<i>Terno 1 e 2</i>	593	2,35	413	0,25	11,33
Turbina 4	<i>Terno 3 e 4</i>	593	2,35	413	0,25	11,33
Turbina 5	<i>Gerador</i>	593	2,35	413	0,25	40,50
Turbina 6	<i>Exaustor</i>	593	2,35	413	0,25	6,52
Turbina 7	<i>Bomba</i>	593	2,35	413	0,25	4,69
	Unidades	K	MPa	K	MPa	ton/h

Tabela 3.4 Dados gerais da safra 2013 da Unidade 2

Procedimento	Unidade	Valor
<i>Tempo de colheita</i>	horas	4.800
<i>Tempo de colheita efetiva</i>	horas	4.080
<i>Cana-de-açúcar processada</i>	ton/h	250
<i>Total de cana processada</i>	toneladas	1.200.000
<i>Cana processada efetivamente</i>	$\frac{ton}{h}$	294,12
<i>Produção de bagaço efetivo</i>	toneladas	300.000
<i>Produção específica de bagaço</i>	$\frac{kg}{ton\ cana\ moída}$	250,0
<i>Fluxo de bagaço</i>	$\frac{kg}{s}$	20,4
<i>Custo do bagaço</i>	R\$/ton	100,00
<i>Custo da energia elétrica</i>	R\$/MWh	270,00

Tabela 3.5 Dados operacionais obtidos da Unidade sucroenergética 3

	Local	Entrada		Saída		Vazão Mássica
		Temperatura	Pressão	Temperatura	Pressão	
Gerador de Vapor	<i>Caldeira</i>	383	2,84	578	2,16	105,70
Turbina 1	<i>Picador</i>	573	2,16	443	0,24	9,50
Turbina 2	<i>Desfibrador</i>	573	2,16	443	0,24	15,00
Turbina 3	<i>Terno 1 e 2</i>	573	2,16	443	0,24	11,50
Turbina 4	<i>Terno 3 e 4</i>	573	2,16	443	0,24	16,20
Turbina 5	<i>Gerador 1</i>	573	2,16	443	0,24	34,70
Turbina 6	<i>Gerador 2</i>	573	2,16	443	0,24	9,40
Turbina 7	<i>Bomba</i>	573	2,16	423	0,24	9,40
Unidades		K	MPa	K	MPa	ton/h

Tabela 3.6 Dados gerais da safra 2013 da Unidade 3

Procedimento	Unidade	Valor
<i>Tempo de colheita</i>	horas	4.800
<i>Tempo de colheita efetiva</i>	horas	4.080
<i>Cana-de-açúcar processada</i>	ton/h	235
<i>Total de cana processada</i>	toneladas	1.128.000
<i>Cana processada efetivamente</i>	$\frac{ton}{h}$	276,47
<i>Produção de bagaço efetivo</i>	toneladas	282.000
<i>Produção específica de bagaço</i>	$\frac{kg}{ton\ cana\ moída}$	250
<i>Fluxo de bagaço</i>	$\frac{kg}{s}$	19,2
<i>Custo do bagaço</i>	R\$/ton	100,00
<i>Custo da energia elétrica</i>	R\$/MWh	270,00

Tabela 3.7 Dados operacionais obtidos da Unidade sucroenergética 4

	Local	Entrada		Saída		Vazão Mássica
		Temperatura	Pressão	Temperatura	Pressão	
Gerador de Vapor	<i>Caldeira</i>	378	2,75	593	2,06	94,35
Turbina 1	<i>Picador</i>	572	2,06	440	0,25	18,73
Turbina 2	<i>Desfibrador</i>	572	2,06	424	0,25	17,83
Turbina 3	<i>Terno 1 e 2</i>	572	2,06	420	0,25	17,46
Turbina 4	<i>Terno 3 e 4</i>	572	2,06	427	0,25	19,08
Turbina 5	<i>Terno 5 e 6</i>	572	2,06	436	0,25	21,25
Unidades		K	MPa	K	MPa	ton/h



Tabela 3.8 Dados gerais da safra 2013 da Unidade 4

Procedimento	Unidade	Valor
<i>Tempo de colheita</i>	horas	4.800
<i>Tempo de colheita efetiva</i>	horas	4.080
<i>Cana-de-açúcar processada</i>	ton/h	312
<i>Total de cana processada</i>	toneladas	1.497.600
<i>Cana processada efetivamente</i>	$\frac{ton}{h}$	367,06
<i>Produção de bagaço efetivo</i>	toneladas	374.400
<i>Produção específica de bagaço</i>	$\frac{kg}{ton\ cana\ moída}$	250
<i>Fluxo de bagaço</i>	$\frac{kg}{s}$	25,5
<i>Custo do bagaço</i>	R\$/ton	100
<i>Custo da energia elétrica</i>	R\$/MWh	270

Tabela 3.9 Dados operacionais obtidos da Unidade sucroenergética 5

	Local	Entrada		Saída		Vazão Mássica
		Temperatura	Pressão	Temperatura	Pressão	
Gerador de Vapor	<i>Caldeira</i>	378	3	593	2,06	190,80
Turbina 1	<i>Picador</i>	563	2,06	456	0,25	13,20
Turbina 2	<i>Desfibrador</i>	563	2,06	456	0,25	13,20
Turbina 3	<i>Terno 1</i>	563	2,06	456	0,25	13,20
Turbina 4	<i>Terno 2</i>	563	2,06	456	0,25	13,20
Turbina 5	<i>Terno 3</i>	563	2,06	456	0,25	13,20
Turbina 6	<i>Terno 4</i>	563	2,06	456	0,25	13,20
Turbina 7	<i>Terno 5</i>	563	2,06	456	0,25	13,20
Turbina 8	<i>Terno 6</i>	563	2,06	456	0,25	13,20
Turbina 9	<i>Gerador 1</i>	563	2,06	450	0,25	18,00
Turbina 10	<i>Gerador 2</i>	563	2,06	450	0,25	18,00
Turbina 11	<i>Gerador 3</i>	563	2,06	450	0,25	18,00
Turbina 12	<i>Gerador 4</i>	563	2,06	450	0,25	18,00
Turbina 13	<i>Bomba</i>	563	2,06	450	0,25	13,20
	Unidades	K	MPa	K	MPa	ton/h

Tabela 3.10 Dados gerais da safra 2013 da Unidade 5

Procedimento	Unidade	Valor
<i>Tempo de colheita</i>	horas	4.800
<i>Tempo de colheita efetiva</i>	horas	4.080
<i>Cana-de-açúcar processada</i>	ton/h	245
<i>Total de cana processada</i>	toneladas	1.176.000
<i>Cana processada efetivamente</i>	$\frac{ton}{h}$	288,24
<i>Produção de bagaço efetivo</i>	toneladas	294.000
<i>Produção específica de bagaço</i>	$\frac{kg}{ton\ cana\ moída}$	250
<i>Fluxo de bagaço</i>	$\frac{kg}{s}$	20,0
<i>Custo do bagaço</i>	R\$/ton	100
<i>Custo da energia elétrica</i>	R\$/MWh	270

Estes dados serão usados para cálculos de Energia, Exergia e custos do processo operacional de cada unidade através do software de simulação.

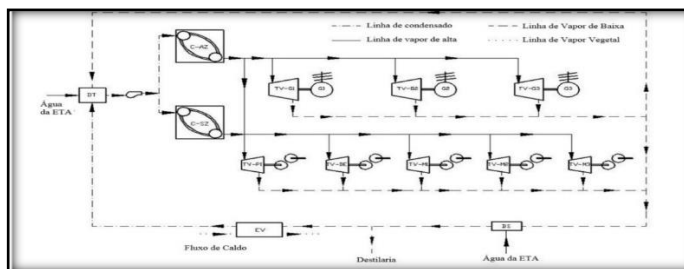
### 3.2.2 Validação do Software

Para validação do software foram realizadas validação termodinâmica e dos equipamentos. A validação termodinâmica foi obtida através da comparação de dados de entalpia e entropia de

vapor saturado e superaquecido de tabela de vapor (Sandler, 1989) com os dados obtidos do software COCO. Já para validação dos equipamentos no software foi utilizado os dados do artigo de Fiomari (2004) e comparados os resultados com os valores obtidos no COCO.

Fiomari (2004) realizou análise energética e exérgica em uma usina sucroenergética. A unidade industrial era composta por dois geradores de vapor com capacidade de produção de vapor de 72 e 50ton/h, com pressão de 2,2MPa e temperatura de 290°C. As unidades que utilizavam vapor eram o picador, desfibrador, ternos da moenda e geradores de energia elétrica. Através dos dados de temperatura e pressão na entrada e saída das turbinas de cada equipamento, (Fiomari, 2004) calculou as eficiências energéticas e exérgicas. A Figura 3.2 e Tabela 3.11 apresentam o fluxograma operacional e os valores das variáveis, respectivamente, apresentados para a planta da Destilaria Pioneiros, (Fiomari, 2004).

Figura 3.2 Fluxograma do processo da Destilaria Pioneiros



Fonte: Fiomari (2004)

Tabela 3.11 Parâmetros de operação da Destilaria Pioneiros

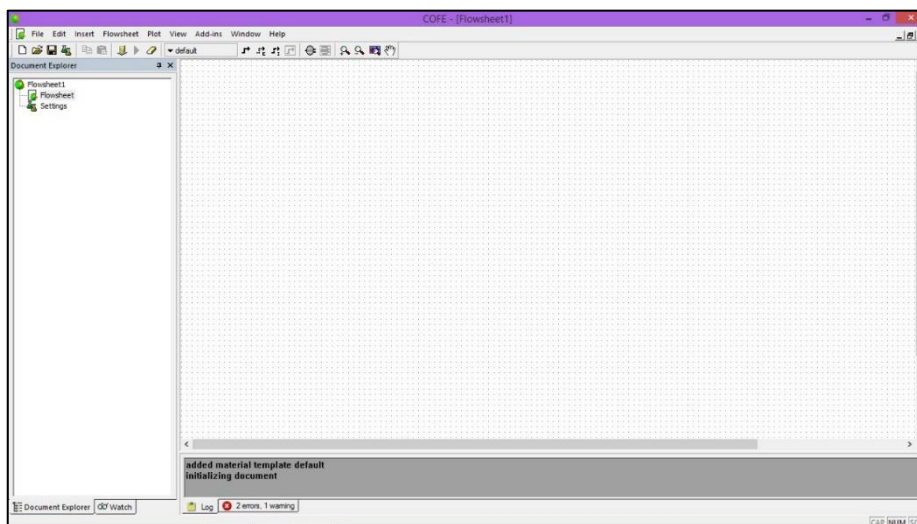
Fluxo de água para alimentação da caldeira C-AZ, (ton/h)	50,0
Fluxo de água para alimentação da caldeira C-SZ, (ton/h)	72,0
Fluxo de vapor em cada turbogerador, (ton/h)	20,4
Fluxo de vapor em cada turbomoenda, picador e desfibrador, (ton/h)	12,0
Pressão de entrada nas caldeiras (MPa)	3,3
Pressão de saída nas caldeiras (MPa)	2,2
Pressão de entrada nas turbomoendas, picador e desfibrador (MPa)	2,2
Pressão de saída nas turbomoendas, picador e desfibrador (MPa)	0,25
Pressão de entrada nos turbogeradores (MPa)	2,2
Pressão de saída nos turbogeradores (MPa)	0,25
Temperatura de entrada nas caldeiras (°C)	105,3
Temperatura de saída nas caldeiras (°C)	290
Temperatura de entrada das turbomoendas, picador e desfibrador (°C)	290
Temperatura de saída das turbomoendas, picador e desfibrador (°C)	183
Temperatura de entrada dos turbogeradores (°C)	280
Temperatura de saída dos turbogeradores (°C)	170
Entalpia na entrada das caldeiras (kJ/kg)	444,9
Entalpia na saída da caldeira (kJ/kg)	2994,4
Entalpia entrada dos turbogeradores (kJ/kg)	2994,4
Entalpia saída dos turbogeradores (kJ/kg)	2806,6
Entalpia entrada nas turbomoendas, picador e desfibrador (kJ/kg)	2970,3
Entalpia saída nas turbomoendas, picador e desfibrador (kJ/kg)	2794,2
Eficiência energética turbogeradores %	43,7
Eficiência energética turbomoendas %	41,7
Eficiência exérgica turbogeradores %	51,6
Eficiência exérgica turbomoendas %	49,3

Fonte: Fiomari (2004)

### 3.2.3 Apresentação do Simulador COCO com Operações Unitárias

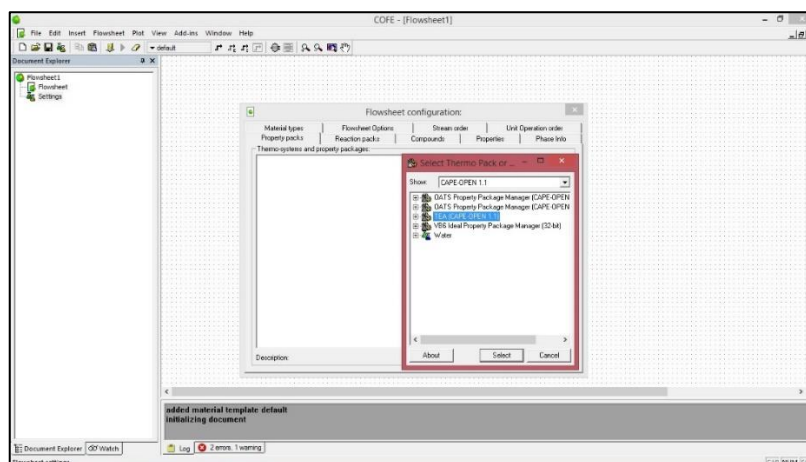
O ambiente de construção do fluxograma de qualquer processo de produção no COCO é realizado no COFE. O ambiente inicial para a construção de fluxograma onde serão inseridas as correntes e as operações unitárias está indicado na Figura 3.3.

Figura 3.3 Ambiente operacional inicial do software COFE



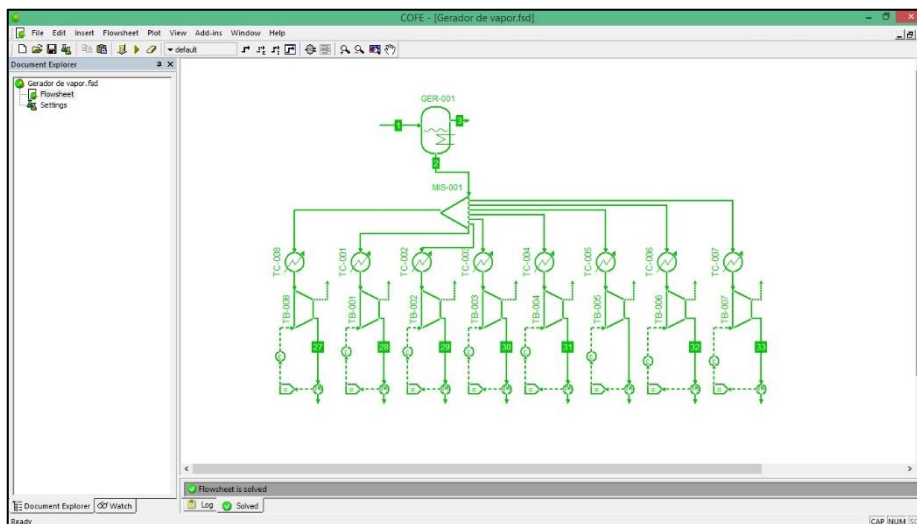
Antes de iniciar a construção do fluxograma, é necessário configurar os componentes a serem utilizados no processo (compostos químicos) que no software é chamado de configuração do fluxograma, através do pacote de propriedades termodinâmicas. Para os dados da água, o pacote independente baseado na especificação industrial IAPWS-97 para propriedades de água e vapor foi utilizado, conforme Figura 3.4.

Figura 3.4 Pacote Termodinâmico do COCO



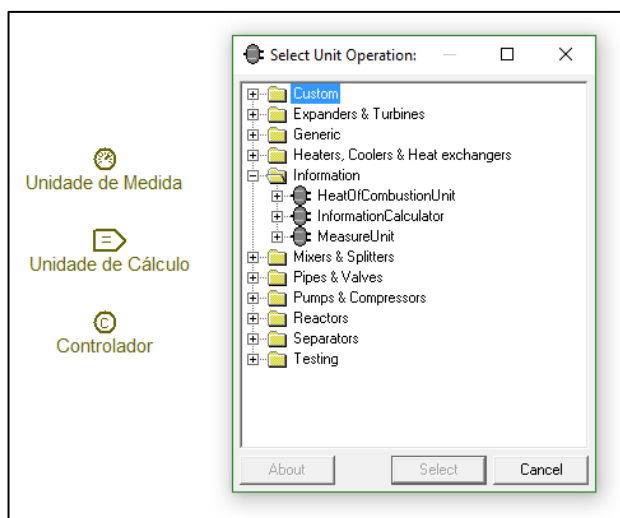
A próxima etapa é iniciar a construção do fluxograma de processos da planta real através da inserção e configuração das operações unitárias disponíveis no software de simulação. A Figura 3.5 apresenta o fluxograma operacional da indústria sucroenergética da Unidade 1 implementada no software COCO.

Figura 3.5 Fluxograma do processo sucroenergético



O software COCO apresenta alguns elementos de convergência que ajudam na simulação do processo conforme pode ser verificado pela Figura 3.6. Estes elementos são capazes de identificar as variáveis de interesse através da unidade de medida, realizar cálculos para novas variáveis desejadas (no caso, para variáveis reais de processos e cálculos de exergia) com inserção da unidade de cálculo e, por fim, comparar os dados de cálculo com dados da variável interessada (eficiência energética) através do controlador.

Figura 3.6 Elementos de Convergência



O elemento de medida tem uma corrente de informação de entrada e de saída. Ela copia o conteúdo da corrente de saída da operação unitária para sua corrente de entrada. A função desta unidade de medida é a de expor os valores (temperatura, pressão, dentre outras variáveis) que se encontram na corrente como uma porta de informação.

A unidade de cálculo realiza cálculos provindas da corrente de informação e de quaisquer outras operações unitárias onde o valor de saída é obtido a partir de uma fórmula especificada pelo usuário.

A unidade de controle, controlador, é utilizado com intuito de manipular uma variável (controlada) a fim de obter um valor especificado (set point) a partir de outro (variável medida).

Para configuração do processo a ser simulado no software COCO faz-se uso de elementos de convergência baseados no método de Newton, cujo erro de relativo é determinado (a convergir) é dado pelas Equações 3.1 e 3.2 respectivamente:

$$\text{relative error} = \frac{(\text{measuredVariable} - \text{setPoint})}{\text{SCALE}} \quad (3.1)$$

onde:

$$\text{SCALE} = \max(\text{abs}(\text{setPoint}), 10^{-8}) \quad (3.2)$$

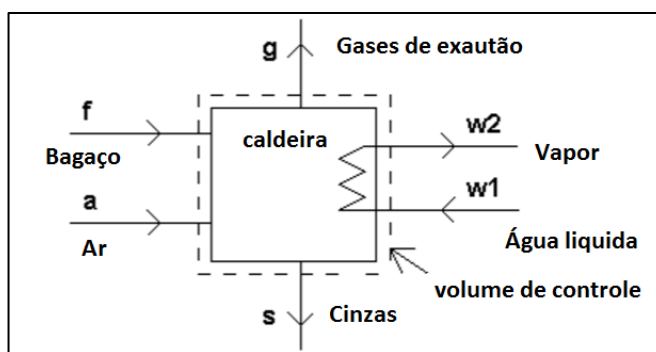
### 3.2.3.1 Implementação matemática

Serão realizados neste item, cálculos matemáticos passo-a-passo como intuito de comprovar e comparar os dados do software COCO.

#### 3.2.3.1.1 Caldeira

Na caldeira, o processo principal de análise é a reação de combustão, visto que a energia liberada servirá para produzir vapor superaquecido, conforme Figura 3.7.

Figura 3.7 Fluxograma de operação da caldeira



Fonte: (Cortez, et al., 1998)

O balanço na caldeira pode ser explicitado como Produto (P), Alimentação (F) e perdas (L), conforme as Equações de 3.3 a 3.5:

$$P = W_2 - W_1 \quad (3.3)$$

$$F = f + a \quad (3.4)$$

$$L = g + s \quad (3.5)$$

Para o cálculo destas correntes é preciso maiores informações sobre o bagaço (f), o ar (a), as cinzas (s) e os gases de exatão (g), conforme serão vistas a seguir.

### 3.2.3.1.1.1. Bagaço

A composição mássica média do bagaço utilizada foi de 6,8% de H, 45,3% C e 45,4% de O com 50% de umidade (Cortez, et al., 2008) estando as composições mássicas e molares calculadas descritas na Tabela 3.12 e poder calorífico inferior (PCI) deste insumo foi considerado em 7,2 MJ/kg, (CTC, 2010).

Tabela 3.12 Composição mássica e molar média para o bagaço de cana de açúcar

	x (bs)	x (bu)	x (bu sc)	MM	ni (bu sc)	yi (bu sc)
C	0,453	0,227	0,230	12,011	0,019	0,268
H <sub>2</sub>	0,068	0,034	0,035	2,016	0,017	0,239
O <sub>2</sub>	0,454	0,227	0,230	31,988	0,007	0,101
cinzas	0,025	0,013				
H <sub>2</sub> O	0,996	0,499	0,505	18,015	0,028	0,392
	1,996	1,000	1,000		0,071	1,000

Legenda: **x**: fração mássica; **y**: fração molar; **bs**: base seca; **bu**: base úmida; **bu sc**: base úmida sem cinzas; **ni**: mols do componente i; **MM**: massa molar.

A energia disponível no bagaço é mensurada através do produto da vazão mássica utilizada no processo pelo PCI da amostra e, a exergia foi calculada segundo Szargut e Styrylska (apud

(Cortez, et al., 1998)) mostrado pelas Equações 3.6 e 2.18, respectivamente e aqui apresentados nas Equações 3.6 e 3.7. Conforme apresentado na Figura 3.7, a corrente de entrada do combustível foi denominada de corrente “f”. A razão O/C= 1, conforme Tabela 3.12.

$$\Delta H_f = \dot{m}_{comb} \cdot PCI_{bag} \tag{3.6}$$

$$\frac{\psi_f}{PCI_{bag}} = \frac{1,0438 + 0,0013 \left(\frac{x_{H2}}{x_c}\right) - 0,4453 \left(\frac{x_{O2}}{x_c}\right) \left[1 + 0,0051 \left(\frac{x_{H2}}{x_c}\right)\right] - 0,0521 \left(\frac{x_{N2}}{x_c}\right)}{1 - 0,5385 \left(\frac{x_{O2}}{x_c}\right)} \tag{3.7}$$

Onde:

$\psi_f$ : Exergia química do bagaço úmido (MW);

$x_i$ : fração mássica do componente i (%);

$PCI_{bag}$ : Poder calorífico inferior do bagaço (MJ/kg);

$m_{bag}$ : vazão mássica de bagaço (kg/s);

Nos cálculos apresentados na Tabela 3-12 as cinzas foram desprezadas, portanto a(s) corrente(s) não será contabilizada. Segundo (Cortez, et al., 1998), o poder calorífico das cinzas residuais é corresponde 10% do PCI do bagaço, e corresponde a, aproximadamente, 2,5% da massa total do bagaço, portanto para cada 1 kg de bagaço (7,2 MJ) ter-se-ão 18 kJ de cinzas, o que corresponde a 0,25% de erro. Mesmo considerando as perdas térmicas desta cinza, os erros não alcançam 1%.

### 3.2.3.1.1.2. Considerações sobre o ar e gases de exaustão

Considerando a composição do ar conforme (Dincer, et al., 2013) e reavaliando apenas para os componentes com participação superior a 1%, tem-se a composição do ar, mostrada na Tabela 3.13.

Tabela 3.13 Pressão parcial e fração molar dos constituintes do ar

Componente	Fração molar (%) <sup>1</sup>	Fração molar (%) <sup>2</sup>	Fração molar (%) <sup>3</sup>	H <sub>i</sub> (kJ/mol) <sup>4</sup>	Ψ <sub>i</sub> (kJ/mol) <sup>5</sup>
N <sub>2</sub>	75,67	76,40	3,72	0	0,72
O <sub>2</sub>	20,34	20,54	1,0	0	3,97
CO <sub>2</sub>	0,03				
H <sub>2</sub> O	3,03	3,06	0,15	-241,81	9,49
He	0,00052				
Ne	0,0018				
Ar	0,92				
Kr	0,000076				

Legenda: 1: Fração molar do ar com todos os constituintes apresentados ; 2: Fração molar do ar com os elementos que se apresentem em quantidade superior a 1%; 3: Fração molar do ar para cada 1 mol de O<sub>2</sub>; 4: Dados extraídos de (Castellan, 1986); 5: Dados extraídos de (Dincer, et al., 2013; Sciubba, 2001).

Para garantia da combustão completa, excesso de ar é adicionado a câmara de combustão, implicando em valores diferentes de entalpia, entropia e, conseqüentemente, exergia na reação. O valor utilizado foi o de 16,5 % de excesso conforme avaliado em análise realizada por (Cortez, et al., 2008).

### 3.2.3.1.1.3 Água líquida e água vapor

A Tabela 3.14 mostra o resultado da energia e da exergia específica encontrada na água líquida e no bagaço de cana com 50% de umidade.

A exergia do vapor foi calculada pela exergia física, conforme Equação 2.11.

Tabela 3.14 Energia e Exergia presente nas correntes da caldeira

Componente	H (MJ/kg)	Ψ (MJ/kg)
Água líquida a 25 °C e 1 atm	0,105	0,05
Bagaço úmido (50% umidade)	7,200	9,30

### 3.2.3.1.2 Outras operações envolvidas

Os balanços de massa, energia, entropia, exergia, termoeconomia de cada equipamento estão listados na Tabela 3.15. As marcações seguem os valores apresentados na Figura 3.8.

Figura 3.8 Diagrama da planta de potência do sistema de cogeração genérica

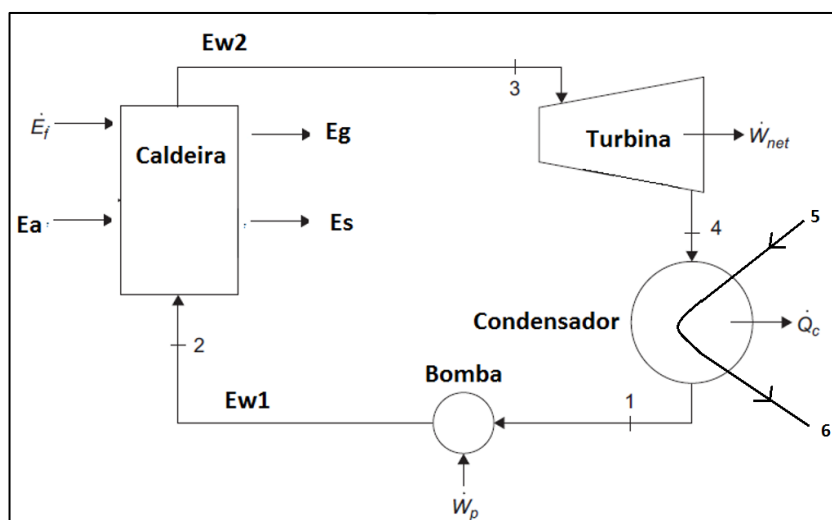




Tabela 3.15 Equações de balanço para cada equipamento

Equipamento	Balanço de massa	Balanço de energia	Balanço de entropia	Balanço de Exergia	Eficiência energética	Eficiência Exergética	Balanço de Custos
Turbina	$\dot{m}_3 = \dot{m}_4$	$\bar{h}_3 = \bar{h}_4 + \dot{W}_{net} + \dot{Q}_t$	$\bar{s}_{gb} = \bar{s}_4 - \bar{s}_3 - \frac{\dot{Q}_t}{T_t}$	$\bar{\psi}_t^d = \bar{\psi}_3 - \bar{\psi}_4 - \dot{W}_{net} + \left(1 - \frac{T_o}{T_t}\right) \cdot \dot{Q}_t$ $\psi_i = (\dot{h}_i - \dot{h}_o) - T_o(\dot{s}_i - \dot{s}_o) \quad \psi_i^d = T_o \bar{s}_{gi}$	$\eta_e^t = \frac{\dot{W}_{net}}{\bar{h}_3 - \bar{h}_4}$ $\eta_{ise}^t = \frac{\bar{h}_3 - \bar{h}_{4,s}}{\bar{h}_3 - \bar{h}_{4,s}}$	$\eta_\psi^t = \frac{P}{F}$ $k_\psi^t = \frac{F}{P}$	$C_p^t = \frac{C_F F + Z}{P}$ $F = \Psi_3 - \Psi_4 \quad P = \dot{W}_{net}$ $R = \dot{Q}_t$
Condensador	$\dot{m}_4 = \dot{m}_1 = \dot{m}_q$ $\dot{m}_5 = \dot{m}_6 = \dot{m}_f$	$\dot{m}_q(\bar{h}_4 - \bar{h}_1) = \dot{m}_f(\bar{h}_6 - \bar{h}_5) - \dot{Q}_c$	$\dot{m}_q(\bar{s}_1 - \bar{s}_4) - \dot{m}_f(\bar{s}_5 - \bar{s}_6) - \frac{\dot{Q}_c}{T_c} = \bar{s}_{gc}$	$\Psi_c^d = \dot{m} \cdot (\bar{\psi}_4 - \bar{\psi}_1) - \dot{m}_f \cdot (\bar{\psi}_5 - \bar{\psi}_6) + \left(1 - \frac{T_o}{T_c}\right) \cdot \dot{Q}_c$	$\eta_e^c = \frac{\bar{h}_1 - \bar{h}_4}{\bar{h}_6 - \bar{h}_5}$	$\eta_\psi^c = \frac{P}{F}$	$F = \Psi_5 - \Psi_6 \quad P = \Psi_4 - \Psi_1 \quad R = \dot{Q}_c$
Bomba	$\dot{m}_1 = \dot{m}_2$	$\bar{h}_2 - \bar{h}_1 = \dot{W}_p - \dot{Q}_B$	$\bar{s}_{gb} = \bar{s}_1 - \bar{s}_2 - \frac{\dot{Q}_B}{T_b}$	$\bar{\psi}_b^d = \bar{\psi}_1 - \bar{\psi}_2 + \dot{W}_p + \left(1 - \frac{T_o}{T_b}\right) \cdot \dot{Q}_B$	$\eta_e^b = \frac{\bar{h}_2 - \bar{h}_1}{\dot{W}_p}$	$\eta_\psi^b = \frac{P}{F}$	$F = \dot{W}_p$ $P = \Psi_4 - \Psi_1 \quad R = \dot{Q}_B$
Caldeira	$\dot{m}_2 = \dot{m}_3$ $\dot{m}_F + \dot{m}_a = \dot{m}_5 + \dot{m}_g$	$\bar{h}_2 - \bar{h}_3 = \dot{m}_F \overline{PCT} - \dot{Q}_{cc}$	$\bar{s}_{gcc} = \bar{s}_2 - \bar{s}_3 - \frac{\dot{Q}_{cc}}{T_{cc}}$	$\bar{\psi}_b^d = \bar{\psi}_3 - \bar{\psi}_2 + \left(1 - \frac{T_o}{T_{cc}}\right) \cdot \dot{Q}_{cc}$	$\eta_e^c = \frac{\dot{m}(\bar{h}_3 - \bar{h}_2)}{\dot{m}_F \overline{PCT}}$	$\eta_\psi^{cc} = \frac{P}{F}$	$F = \Psi_F + \Psi_a \quad P = \Psi_3 - \Psi_2$ $R = \Psi_g + \Psi_s$

### 3.2.4 Análise Financeira

Para realizar a análise termoeconômica, valores financeiros dos equipamentos são necessários e estão listados na Tabela 3-16

Tabela 3.16 Custos permanente dos equipamentos utilizados nas unidades sucroenergéticas

Custo	Valor (R\$)
Turbina para desfibrador	600.000,00
Turbina para moenda e turbobomba	250.000,00
Turbina de condensação	35000000,00
Caldeira de baixa pressão	21.000.000,00
Caldeira de alta pressão	30.000.000,00

Fonte: Hideraldo Borba

A análise dos custos operacionais foi baseada em Barreda Del Campo, apud (Pietro, 2003), cuja distribuição de recursos está apresentada na Tabela 3.17. Estas porcentagens serão utilizadas para complementar o cálculo de investimento do equipamento, valor este que será amortizado em 15 anos e para o cálculo do valor operacional e manutenção, que é feita anualmente.

Portanto, somando os custos dos equipamentos utilizados, as porcentagens de instalação, tubulações, instrumentação, equipamentos elétricos e construção civil, tem-se o valor total do investimento, que serão divididos em 15 anos. Considerando que a safra tem anualmente 200 dias úteis com aproveitamento médio de tempo de 85%, conforme dados fornecidos pelo consultor de indústrias sucroalcooleiras, o eng. Químico sr. Hideraldo Borba.

Tabela 3.17 Valores percentuais de custos operacionais em relação ao investimento do equipamento.

Custo	Percentual (%)
Instalação	20
Tubulações	10
Instrumentação e equipamento de controle	6
Equipamentos elétricos e materiais	10
Construção civil	15
Operacional e manutenção	5

### 3.2.5 Simulação da Planta de potência proposta

Com os resultados obtidos para as unidades sucroenergéticas reais, simulou-se a substituição das turbinas em operação para outras de alta pressão, para que a prioridade na produção seja a energia elétrica e a partir da quantidade de energia necessária por tonelada de cana no processo é de 12MWh, (ANEEL, 2005). Realizou-se os cálculos de quanto de energia

elétrica residual ter-se-ia, e conseqüentemente, a análise entre a utilização de cogeração ou a utilização prioritária de energia elétrica em todo processo.

## 4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

### 4.1 Validação da Implementação das equações no software

O processo e dados apresentados por Fiomari (2004) conforme tabela 3-6 foram introduzidos no simulador COCO (Figura 4-1) para balanço de energia, entropia e exergia. Os valores obtidos por Fiomari (2004) a partir de uso de tabela de vapor, os valores obtidos via simulação nesse trabalho e o desvio padrão entre eles estão listados na Tabela 4-1.

Figura 4.1 Processo Industrial da Usina Pioneiros, (Fiomari, 2004), no software COCO

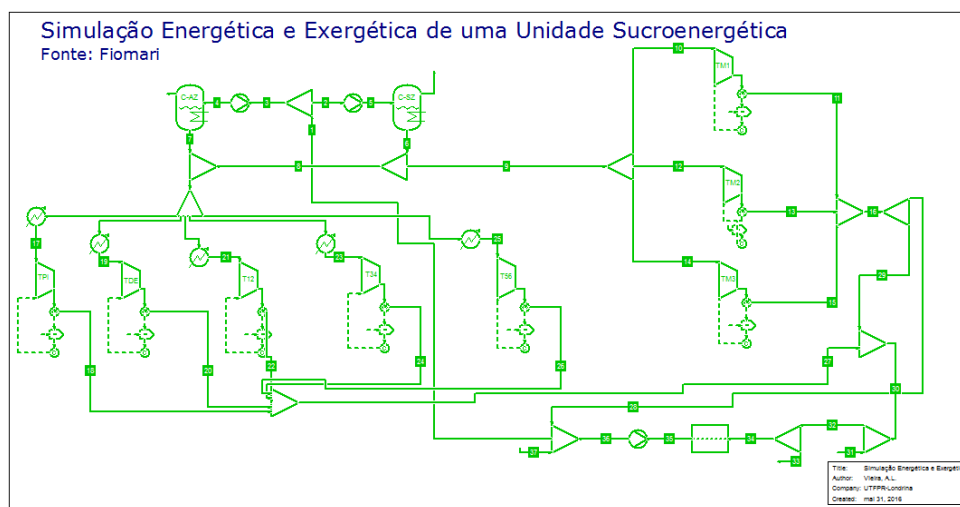


Tabela 4.1 Comparativo entre variáveis calculadas do COCO e Fiomari

Local	FIOMARI		COCO		Desvio	
	Entalpia	Entropia	Entalpia	Entropia	Entalpia	Entropia
Entrada das caldeiras	444,9	1,37	444,9	1,37	0,0	0,2
Saída das caldeiras	2994,4	6,68	2996,1	6,69	0,1	0,1
Entrada dos turbogeradores	2994,4	6,68	2996,1	6,69	0,1	0,1
Saída dos turbogeradores	2806,6	7,28	2807,3	7,28	0,0	0,1
Entrada das turbomoendas, picador e desfibrador	2970,3	6,64	2972,0	6,64	0,1	0,0
Saída das turbomoendas, picador e desfibrador	2794,2	7,25	2794,8	7,25	0,0	0,0
Unidade	<b>kJ/kg</b>	<b>kJ/K.kg</b>	<b>kJ/kg</b>	<b>kJ/K.kg</b>	<b>%</b>	<b>%</b>

Os desvios encontrados entre os resultados simulados e os apresentados por Fiomari foram inferiores a 0,2%. Quando avaliado o desvio padrão das eficiências (Tabela 4.2) os resultados apresentaram valores próximos a 0,5% o que garante boa confiabilidade a base de dados do simulador e a estratégia de cálculo.

Verificou-se que é possível utilizar o software COCO para simulação de unidades térmicas em indústrias sucroenergéticas.

Tabela 4.2 Comparativo de eficiências de Fiomari e COCO

Local	FIOMARI		COCO		Desvio	
	$\eta$	$\Psi$	$\eta$	$\Psi$	$\eta$	$\Psi$
Turbogeradores	43,7	51,6	43,94	51,7	0,5	0,2
Turbomoendas	41,7	49,3	41,89	49,5	0,5	0,4
Unidade	%	%	%	%	%	%

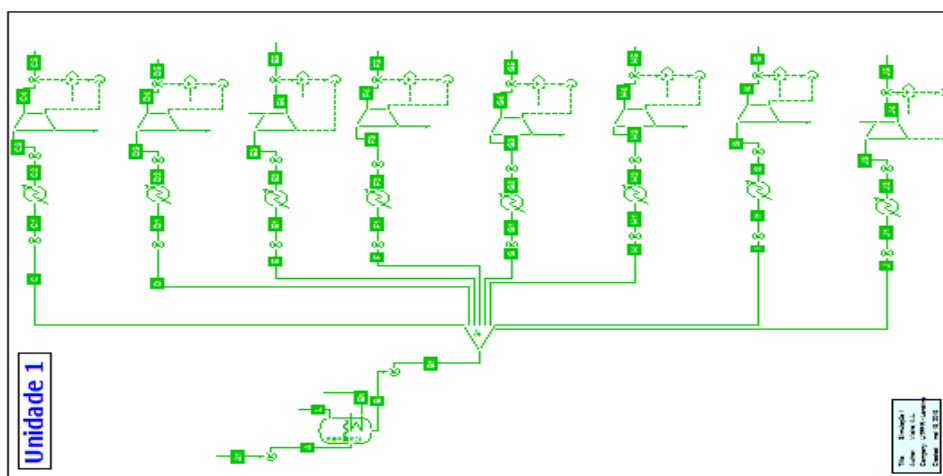
## 4.2 Simulação das Plantas de Cogeração Convencionais

### 4.2.1 Processo da Unidade 1

A partir das Tabelas 3.1 e 3.2, tem-se que a capacidade de moagem de 300 ton/h de cana-de-açúcar com 12,5% de fibra, o que corresponde 24,5 kg/s de bagaço úmido disponíveis para queima na caldeira se levarmos em conta a efetividade de trabalho de 85% do tempo.

A Figura 4.2 apresenta o fluxograma operacional da unidade no software COCO. O preparo da cana-de-açúcar é realizado por um picador e um desfibrador, sendo que cada um é acionado por uma turbina a vapor. Esta unidade tem um conjunto de moenda composta por seis ternos, sendo que são acionados duplamente, ou seja, uma turbina a vapor aciona dois ternos. Pode-se concluir que a parte operacional em análise é composta por uma caldeira de baixa pressão, 2 turbinas para os desfibradores, 3 turbinas para moenda e 1 turbobomba, além de 2 turbinas de condensação.

Figura 4.2 Simulação Energética e Exergética da Unidade 1



Os valores apresentados nas tabelas 3-16 e 3-17 foram utilizados para produção da Tabela 4.3. Estes valores levaram em conta também os dados da Tabela 3.2, onde as horas efetivas de processo são apresentadas.

Tabela 4.3 Custos totais dos equipamentos envolvidos no processo na Unidade 1

Equipamento	Quantidade	Custo unitário do equipamento (R\$)	Z Custos dos Equipamentos + Investimentos <sup>1*</sup> (R\$/s)	(Z <sub>op</sub> ) Custo operacional <sup>2*</sup> (R\$/s)	C (R\$/toncana) <sup>3*</sup>
Caldeira de baixa pressão	1	21.000.000,00	0,153	0,071	2,699
Turbina Desfibrador	2	600.000,00	0,009	0,004	0,154
Turbina Moenda <sup>4*</sup>	4	250.000,00	0,007	0,003	0,129
Turbina de condensação	2	35000000	0,512	0,238	8,998
Total			0,681	0,317	

1\*Estes custos se referem aos itens listados na tabela 3-12, que somam 61% do valor do equipamento.

2\* Estes custos se referem aos itens listados na tabela 3-12, que somam 5% do valor do equipamento

3\*assumido 200 dias de 24 H com disponibilidade de tempo de 85% para cada safra e valor de amortização de 15 anos para investimento do equipamento.

4\* Turbina da bomba foi assumida com mesmo valor da turbina de moenda.

As Tabelas 4.4 e 4.5 apresentam valores obtidos pelo COCO de energia, exergia e eficiências, respectivamente, para cada uma das correntes.

Estes dados mostram que a maior ganho energético é na caldeira (75,12 MW), no entanto, pela vazão mássica de bagaço utilizado, pode-se calcular que a energia disponível era de 176,47 MW, o que mostra uma eficiência da caldeira de aproximadamente 43% da energia do combustível. Esta baixa eficiência está relacionada a combustão química, gases de exaustão perdidos, cinzas produzidas além de perdas térmicas e irreversibilidades inerentes ao processo.

As potências mecânicas e elétricas geradas pelas turbinas foram de 1,94 e 2,35 MW respectivamente. As eficiências energéticas dos geradores mecânicos não alcançaram 30% e das turbinas elétricas, próximos a 44%. Apesar de baixa, esta porcentagem foi cerca de 50% superior ao das turbinas mecânicas, o que aponta positivamente a expectativa de substituição dos equipamentos mecânicos em elétricos. A eficiência exergética global do processo, considerando as duas potências geradas (mecânica e elétrica) não alcançou 2%, o que demonstra a fragilidade energética do processo em uso. A exergia destruída é 52,2 vezes a exergia utilizada, visto que a exergia do combustível é de 227,94 MW.

Tabela 4.4 Dados reais de entrada e saída de vapor e calculados no COCO

Turbinas/Variáveis	Vazão	Temperatura	Pressão	COCO		
				Entalpia	Entropia	Exergia
E. Caldeira	28,6	378	2,75	442,16	1,36	1,04
E. Picador	3,0	583	2,06	3045,73	6,79	3,06
E. Desfibrador	3,0	585	2,06	3050,33	6,8	3,07
E. Terno 1e2	2,71	575	2,06	3027,21	6,76	2,74
E. Terno 3e4	2,71	578	2,06	3034,17	6,77	2,75
E. Terno 5e6	2,71	577	2,06	3031,85	6,77	2,75
E. Gerador 1	6,39	553	2,06	2975,23	6,67	6,31
E. Gerador 2	6,39	553	2,06	2975,23	6,67	6,31
E. Bomba	1,67	573	2,06	3022,55	6,75	1,68
S. Caldeira	28,6	593	2,06	3068,66	6,83	29,50
S. Picador	3,0	499	0,25	2920,99	7,520	2,04
S. Desfibrador	3,0	496	0,25	2915,22	7,51	2,03
S. Terno 1e2	2,71	493	0,25	2909,15	7,49	1,83
S. Terno 3e4	2,71	493	0,25	2909,15	7,49	1,83
S. Terno 5e6	2,71	491	0,25	2905,11	7,49	1,82
S. Gerador 1	6,39	433	0,25	2786,52	7,23	4,03
S. Gerador 2	6,39	438	0,25	2796,9	7,25	4,05
S. Bomba	1,67	503	0,25	2929,37	7,54	1,14
Unidade	kg/s	K	MPa	kJ/kg	kJ/kg K	MW

Tabela 4.5 Eficiências simuladas no COCO

Local	Eficiência	
	Energética	Exergética
Picador	28,58	36,57
Desfibrador	30,85	39,09
Terno 1 e 2	27,4	35,05
Terno 3 e 4	28,88	36,75
Terno 5 e 6	29,32	37,21
Gerador 1	45,4	53,03
Gerador 2	42,9	50,58
Turbobomba	21,7	28,54
Unidade	%	%

Na Tabela 4.6 dados referentes a produção e consumo de vapor são encontrados. Estes valores são necessários para as análises posteriores de utilização total da energia elétrica no processo. A produção de vapor é um dado que não haverá mudança, visto que a intenção não é a otimização ou troca da caldeira e sim a substituição dos demais equipamentos por elétricos. Portanto nesta unidade a produção de vapor será sempre de 0,343 ton de vapor para cada tonelada de cana moída.

Tabela 4.6 Dados Gerais da Safra 2013 da Unidade 1

Consumo de vapor nos turbogeradores	$\frac{\text{ton vapor}}{\text{ton cana moída}}$	0,153
Consumo de vapor no preparo	$\frac{\text{ton vapor}}{\text{ton cana moída}}$	0,072
Consumo de vapor moenda	$\frac{\text{ton vapor}}{\text{ton cana moída}}$	0,098
Consumo de vapor bomba	$\frac{\text{ton vapor}}{\text{ton cana moída}}$	0,020
Produção de vapor	$\frac{\text{ton vapor}}{\text{ton cana moída}}$	0,343

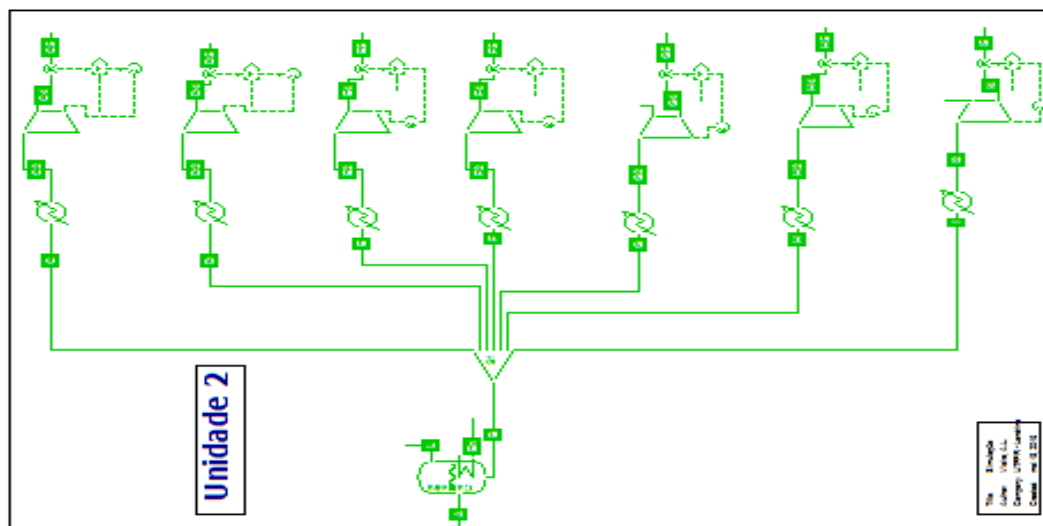
Para o processo tem-se, portanto, o custo do combustível de R\$ 0,1/kg de combustível o que equivale a R\$ 0,01/MJ, o custo da água foi desprezado. Calcula-se o valor do custo da produção de potência através da equação (2-31) obtendo valor de R\$ 0,34/MJ.

O valor médio de venda da energia elétrica produzida comercializada em leilões da ANEEL em 2013 é R\$ 270,00/ MWh o que corresponde a R\$ 0,075/ MJ, valor muito inferior ao custo de produção. Esta diferença está principalmente relacionada a baixa produção de potência da Unidade 1.

#### 4.2.2 Processo da Unidade 2

Com a metodologia de cálculo similar a utilizada na Unidade 1, tem-se que a capacidade de moagem nesta unidade é de 250 ton/h de cana-de-açúcar, com a porcentagem de fibra de 12,5%, resultando em 20,4 kg/s de bagaço processado. Esta unidade é um pouco menor que a Unidade 1. Na Figura 4.3 está o fluxograma operacional da Unidade 2 no COCO.

Figura 4.3 Fluxograma operacional da Unidade 2 implementado no COCO





Os dados obtidos via simulação estão na Tabelas 4.7 e 4.8.

Tabela 4.7 Dados reais de entrada e saída de vapor e calculados no COCO

Turbinas/Variáveis	Vazão	Temperatura	Pressão	COCO		
				Entalpia	Entropia	Exergia
E. Caldeira	27,04	443	3,14	720,49	2,04	3,04
E. Picador	3,06	593	2,35	3061,18	6,76	3,20
E. Desfibrador	3,32	593	2,35	3061,18	6,76	3,20
E. Terno 1e2	3,15	593	2,35	3061,18	6,76	3,29
E. Terno 3e4	3,15	593	2,35	3061,18	6,76	3,29
E.Gerador 1	11,25	593	2,35	3061,18	6,76	11,76
E. Exaustor	1,81	593	2,35	3061,18	6,76	1,89
E. Bomba	1,3	593	2,35	3061,18	6,76	1,36
S. Caldeira	27,04	593	2,35	3061,18	6,76	28,27
S. Picador	3,06	413	0,25	2744,35	7,13	1,89
S. Desfibrador	3,32	413	0,25	2744,35	7,130	2,06
S. Terno 1e2	3,15	413	0,25	2744,35	7,13	1,95
S. Terno 3e4	3,15	413	0,25	2744,35	7,13	1,95
S. Gerador 1	11,25	413	0,25	2744,35	7,13	6,96
S. Exaustor	1,81	413	0,25	2744,35	7,13	1,12
S. Bomba	1,3	413	0,25	2744,35	7,13	0,81
Unidade	kg/s	K	MPa	kJ/kg	kJ/kg K	MW

Tabela 4.8 Eficiência calculadas no COCO

Local	Eficiência	
	Isentrópica Simulada	Exergética Simulada
Picador	68,15	74,22
Desfibrador	68,15	74,22
Terno 1 e 2	68,15	74,22
Terno 3 e 4	68,15	74,22
Gerador	68,15	74,22
Exaustor	68,15	74,22
Bomba	68,15	74,22
Unidade	%	%

Apesar de ser uma unidade menor, percebe-se eficiências superiores as encontradas na Unidade 1, o que nos permitirá observar se resultados promissores de substituição de energia mecânica para energia elétrica também é válida para unidades mais eficientes.

O preparo de cana-de-açúcar é realizado por um picador e um desfibrador, sendo que cada um é acionado por uma turbina a vapor. Esta unidade tem um conjunto de moenda composta por quatro ternos, sendo que são acionados duplamente, ou seja, uma turbina a vapor aciona dois

ternos. Esta unidade é composta, portanto de uma caldeira de baixa pressão, 2 turbinas para desfibradores, 2 turbinas para moenda, 1 turbobomba e 1 para exaustão, sendo que todas estas 4 possuem valor comercial próximo. Tem-se na Tabela 4.9, os valores de investimento e operacional para esta unidade.

Tabela 4.9 Custos totais dos equipamentos envolvidos no processo na Unidade 2

Equipamento	Quantidade	Custo unitário do equipamento (R\$)	Z Custos dos Equipamentos + Investimentos <sup>1*</sup> (R\$/s)	(Z <sub>op</sub> ) Custo operacional <sup>2*</sup> (R\$/s)	C (R\$/ton cana) <sup>3*</sup>
Turbina para desfibrador	2	600.000,00	0,009	0,004	0,185
Turbina para moenda e turbobomba	4	250.000,00	0,007	0,003	0,154
Turbina de condensação	1	35.000.000,00	0,256	0,119	5,399
Caldeira de baixa pressão	1	21.000.000,00	0,153	0,071	3,239
Total			0,425	0,198	

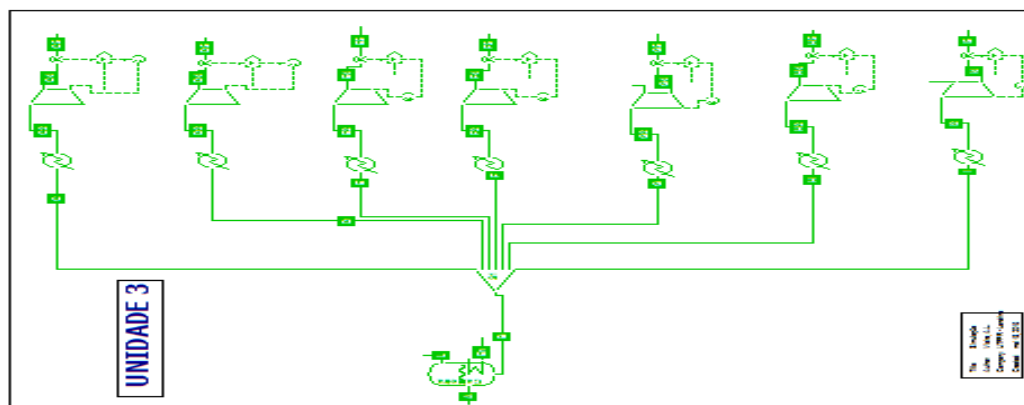
A potências mecânicas e elétricas geradas nesta unidade são respectivamente 5 e 3,56 MW com eficiência exergetica global de 4,51%. A exergia destruída nessa unidade foi de 181,38 MW.

Com a mesma metodologia de cálculo o custo unitário da produção de potência foi de R\$ 0,17/MJ, valor bem inferior ao encontrado na unidade 1. Ainda assim este valor é superior ao valor que a energia elétrica é leilada para ANEEL, que é R\$0,075/ MJ.

### 4.2.3 Processo da Unidade 3

Capacidade de moagem de 235 ton/h cana-de-açúcar. A cana-de-açúcar possui, aproximadamente, 13% de fibra, o que resulta em uma vazão efetiva de bagaço de 19,2 kg/s. A Figura 4.4 apresenta o fluxograma operacional da unidade no software COCO.

Figura 4.4 Simulação Energética e Exergetica da Unidade 3



O preparo de cana-de-açúcar é realizado por um picador e um desfibrador, sendo que cada um é acionado por uma turbina a vapor. Esta unidade tem um conjunto de moenda composta por quatro ternos, sendo que são acionados duplamente, ou seja, uma turbina a vapor aciona dois ternos. A parte operacional é composta, portanto de 2 turbinas para o preparo e 2 para moendas, 2 turbinas geradoras, 1 turbo bomba e 1 caldeira de baixa pressão. A Tabela 4.10 apresenta os valores de investimento e de manutenção e operação desta unidade

Tabela 4.10- Custos totais dos equipamentos envolvidos no processo na Unidade 3

Equipamento	Quantidade	Custo unitário do equipamento (R\$)	Z Custos dos Equipamentos + Investimentos <sup>1*</sup> (R\$/s)	(Z <sub>op</sub> ) Custo operacional <sup>2*</sup> (R\$/s)	C (R\$/ton cana) <sup>3*</sup>
Caldeira de baixa pressão	1	21.000.000,00	0,153	0,071	3,446
Turbina de Desfibrador	2	600.000,00	0,009	0,004	0,197
Turbina de Moenda <sup>4*</sup>	3	250.000,00	0,005	0,003	0,123
Turbina de condensação	1	35000000	0,512	0,238	11,487
Total			0,679	0,316	

O custo total da unidade 3 resultou em R\$ 0,996/s. os dados simulados no COCO estão apresentados nas Tabelas 4.11 e 4.12.

Tabela 4.11 Dados reais de entrada e saída de vapor e calculados no COCO

Turbinas/Variáveis	Vazão	Temperatura	Pressão	COCO		
				Entalpia	Entropia	Exergia
E. Caldeira	29,36	383	2,84	463,33	1,42	1,20
E. Picador	2,64	573	2,16	3019,71	6,73	2,68
E. Desfibrador	4,17	573	2,16	3019,71	6,73	4,22
E. Terno 1e2	3,19	573	2,16	3019,71	6,73	3,24
E. Terno 3e4	4,5	573	2,16	3019,71	6,73	4,56
E. Gerador 1	9,64	573	2,16	3019,71	6,73	9,77
E. Gerador 2	2,61	573	2,16	3019,71	6,73	2,65
E. Bomba	2,61	573	2,16	3019,71	6,73	2,65
S. Caldeira	29,36	578	2,16	3031,44	6,75	29,94
S. Picador	2,64	443	0,24	2807,56	7,29	1,68
S. Desfibrador	4,17	443	0,24	2807,56	7,290	2,65
S. Terno 1e2	3,19	443	0,24	2807,55	7,29	4,56
S. Terno 3e4	4,5	443	0,24	2807,56	7,29	2,86
S. Gerador 1	9,64	443	0,24	2807,55	7,29	6,12
S. Gerador 2	2,61	443	0,24	2807,56	7,29	1,66
S. Bomba	2,61	423	0,24	2765,96	7,19	1,62
Unidade	kg/s	K	MPa	kJ/kg	kJ/kg K	MW

Tabela 4.12 Eficiência calculadas no COCO

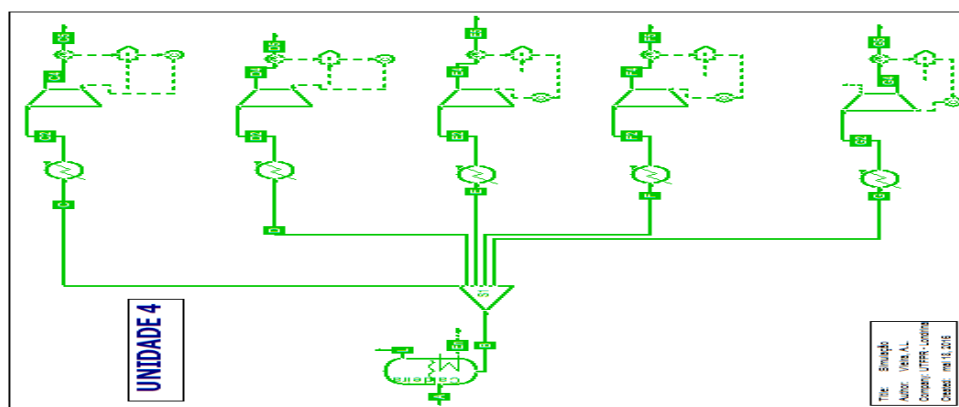
Local	Eficiência	
	Isentrópica Simulada	Exergética Simulada
Picador	48,21	56,00
Desfibrador	48,21	56,00
Terno 1 e 2	48,21	56,00
Terno 3 e 4	48,21	56,00
Gerador 1	48,21	56,00
Gerador 2	48,21	56,00
Bomba	57,66	64,77
Unidade	%	%

As potências mecânica e elétrica produzidas foram de 3,74 e 2,6 MW respectivamente. A eficiência exergética global foi de 3,6 % e a exergia perdida foi de 172 MW. O custo unitário de produção de potência para esta unidade foi R\$0,15/s.

#### 4.2.4 Processo da Unidade 4

Capacidade de moagem de 312 ton/h de cana-de-açúcar. A cana-de-açúcar possui, aproximadamente, 12,5% de fibra. A vazão mássica efetiva de bagaço é de 25,5 kg/s. A figura 4-5 apresenta o fluxograma operacional da unidade no software COCO.

Figura 4.5 Fluxograma operacional da Unidade 4 implementada no COCO



O preparo de cana-de-açúcar é realizado por um picador e um desfibrador, sendo que cada um é acionado por uma turbina a vapor. Esta unidade tem um conjunto de moenda composta por seis ternos, sendo que são acionados duplamente, ou seja, 2 turbinas para desfibradores, 3 turbinas para moenda, conforme pode ser visualizado na Tabela 4.13 de custos operacionais.

Tabela 4.13 Custos totais dos equipamentos envolvidos no processo na Unidade 4

Equipamento	Quantidade	Custo unitário do equipamento (R\$)	Z Custos dos Equipamentos + Investimentos <sup>1*</sup>		C (R\$/toncana) <sup>3*</sup>
			(R\$/s)	(Z <sub>op</sub> ) Custo operacional <sup>2*</sup> (R\$/s)	
Turbina para desfibrador	2	600.000,00	0,009	0,004	0,148
Turbina para moenda	3	250.000,00	0,005	0,003	0,093
Caldeira de baixa pressão	1	21.000.000,00	0,153	0,071	2,596
Total			0.167	0.078	

As Tabelas 4.14 e 4.15 apresentam valores obtidos pelo COCO de energia, exergia e eficiências, respectivamente.

Tabela 4.14 Dados reais de entrada e saída de vapor e calculados no COCO

Turbinas/Variáveis	Vazão	Temperatura	Pressão	COCO		
				Entalpia	Entropia	Exergia
E. Caldeira	26,21	378	2,75	442,16	1,36	0,95
E. Picador	5,2	572	2,06	3020,91	6,75	5,25
E. Desfibrador	4,95	572	2,06	3020,91	6,75	4,99
E. Terno 1e2	4,85	572	2,06	3020,91	6,75	4,90
E. Terno 3e4	5,3	572	2,06	3020,91	6,75	5,35
E. Terno 5e6	5,9	572	2,06	3020,91	6,75	5,95
S. Caldeira	26,21	593	2,06	3068,66	6,83	27,04
S. Picador	5,2	441	0,25	2801,62	7,25	3,32
S. Desfibrador	4,95	425	0,25	2768,24	7,18	3,11
S. Terno 1e2	4,85	420	0,25	2759,44	7,16	3,04
S. Terno 3e4	5,3	427	0,25	2773,45	7,190	3,34
S. Terno 5e6	5,9	436	0,25	2791,95	7,23	3,75
Unidade	kg/s	K	MPa	kJ/kg	kJ/kg K	MW

Tabela 4.15 Eficiência calculadas no COCO

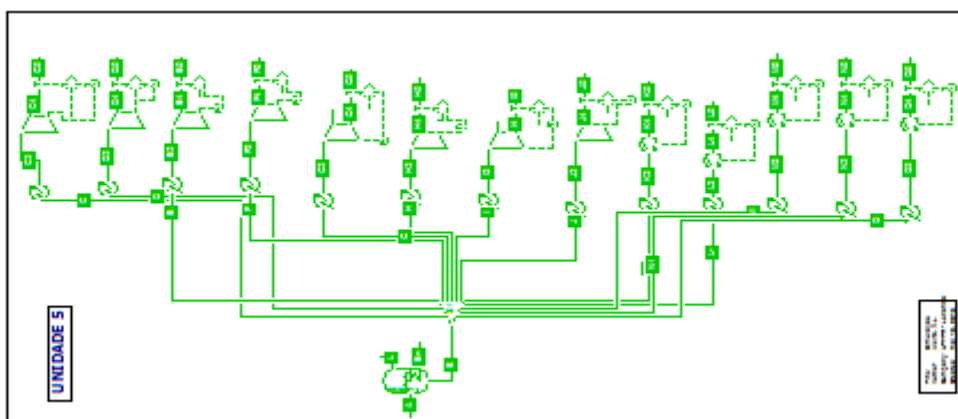
Local	Eficiência	
	Isentrópica Simulada	Exergética Simulada
Picador	51,6	59,36
Desfibrador	59,45	66,52
Terno 1 e 2	61,52	68,37
Terno 3 e 4	58,23	65,42
Terno 5 e 6	53,87	61,46
Unidade	%	%

A unidade gera 6,32 MW de energia mecânica e não gera energia elétrica. A eficiência global exergética é de 2,67% e a exergia perdida foi de 230,74 MW. O custo unitário para produzir esta energia mecânica foi de R\$ 0,36/s.

4.2.5 Processo da Unidade 5

Capacidade de moagem de 245 ton/h de cana-de-açúcar. A cana-de-açúcar possui, aproximadamente, 12,5% de fibra. A vazão mássica do bagaço nesta unidade foi de 20,0 Kg/s. A Figura 4.6 apresenta o fluxograma operacional da unidade no software COCO.

Figura 4.6 Simulação Energética e Exergética da Unidade 4



O preparo de cana-de-açúcar é realizado por um picador e um desfibrador, sendo que cada um é acionado por uma turbina a vapor. Esta unidade tem um conjunto de moenda composta por seis ternos, acionados individualmente para cada turbina. A unidade é composta, portanto por 2 turbinas para desfibradores, 06 turbinas para moendas e 1 turbobomba, além da caldeira de baixa pressão.

Tabela 4.16- Custos totais dos equipamentos envolvidos no processo na Unidade 5

Equipamento	Quantidade	Custo unitário do equipamento (R\$)	Z Custos dos Equipamentos + Investimentos <sup>1*</sup> (R\$/s)	(Z <sub>op</sub> ) Custo operacional <sup>2*</sup> (R\$/s)	C (R\$/ton cana) <sup>3*</sup>
Caldeira de baixa pressão	1	21.000.000,00	0,153	0,071	3,305
Turbina de Desfibrador	2	600.000,00	0,009	0,004	0,189
Turbina de Moenda <sup>4*</sup>	7	250.000,00	0,013	0,006	0,275
Turbina de condensação	4	35000000	1,023	0,477	22,035
Total			1,198	0,558	

As Tabelas 4.17 e 4.18 apresentam valores obtidos pelo COCO de energia, exergia e eficiências respectivamente.

Tabela 4.17- Eficiência calculadas no COCO

Local	Eficiência	
	Isentrópica Simulada	Exergética Simulada
Picador	39,45	47,41
Desfibrador	39,08	50,34
Terno 1	39,08	46,99
Terno 2	39,08	46,99
Terno 3	39,08	46,99
Terno 4	39,08	46,99
Terno 5	39,08	46,99
Terno 6	39,08	46,99
Gerador 1	42,39	50,34
Gerador 2	42,39	50,34
Gerador 3	42,39	50,34
Gerador 4	42,39	50,34
Bomba	42,39	50,34
Unidade	%	%

Tabela 4.18 Dados reais de entrada e saída de vapor e calculados no COCO

Turbinas/Variáveis	COCO					
	Vazão	Temperatura	Pressão	Entalpia	Entropia	Exergia
E. Caldeira	53	378	3	442,34	1,36	1,94
E. Picador	3,67	563	2,06	2999,07	6,71	3,66
E. Desfibrador	3,67	563	2,06	2999,07	6,71	3,66
E. Terno 1	3,67	563	2,06	2999,07	6,71	3,66
E. Terno 2	3,67	563	2,06	2999,07	6,71	3,66
E. Terno 3	3,67	563	2,06	2999,07	6,71	3,66
E. Terno 4	3,67	563	2,06	2999,07	6,71	3,66
E. Terno 5	3,67	563	2,06	2999,07	6,71	3,66
E. Terno 6	3,67	563	2,06	2999,07	6,71	3,66
E. Gerador 1	5	563	2,06	2999,07	6,71	4,99
E. Gerador 2	5	563	2,06	2999,07	6,710	4,99
E. Gerador 3	5	563	2,06	2999,07	6,71	4,99
E. Gerador 4	5	563	2,06	2999,07	6,71	4,99
E. Bomba	3,67	563	2,06	2999,07	6,71	3,66
S. Caldeira	53	593	2,06	3068,66	6,83	54,68
S. Picador	3,67	456	0,25	2833,96	7,34	2,37
S. Desfibrador	3,67	456	0,25	2833,96	7,34	2,37
S. Terno 1	3,67	456	0,25	2833,96	7,34	2,37
S. Terno 2	3,67	456	0,25	2833,96	7,34	2,37
S. Terno 3	3,67	456	0,25	2833,96	7,34	2,37
S. Terno 4	3,67	456	0,25	2833,96	7,34	2,37
S. Terno 5	3,67	456	0,25	2833,96	7,34	2,37
S. Terno 6	3,67	456	0,25	2833,96	7,34	2,37
S. Gerador 1	5	450	0,25	2821,37	7,3	3,23
S. Gerador 2	5	450	0,25	2821,37	7,300	3,23
S. Gerador 3	5	450	0,25	2821,37	7,3	3,23
S. Gerador 4	5	450	0,25	2821,37	7,3	3,23
S. Bomba	3,67	450	0,25	2821,37	7,3	2,37
Unidade	kg/s	K	MPa	kJ/kg	kJ/kg K	MW

As potências mecânica e elétrica produzidas foram de 5,5 e 3,55 MW respectivamente. A eficiência exergética global foi 4,9 % e a exergia perdida foi de 179,24 MW. O custo unitário de produção de potência para esta unidade foi R\$0,03/s.

#### 4.3 Simulação na Planta de Potência Proposta

Para verificação da proposta de substituição da produção de vapor pela prioritária substituição de eletricidade a unidade escolhida foi a 1, por ter maior capacidade e maior quantidade de turbinas.



## 4.3.1 Simulação de Processo da Unidade 1- Condição A

Nesta segunda simulação, a ideia é promover a substituição de todas as turbinas a vapor por motores elétricos. Desta forma, existiriam somente turbinas a vapor para geração de energia elétrica. Sendo assim, como já é um conhecimento estabelecido de que motores elétricos são mais eficientes, a eficiência geral do processo energético seria penalizada apenas por uma turbina a vapor, ao invés das seis da planta industrial original.

Na tabela 4.21, que são dados obtidos diretamente do simulador, comprova-se a ideia inicial, pois se considerarmos todas as eficiências energéticas de todas as turbinas da planta original, termos eficiência global muito baixa. Já na configuração de apenas turbina para geração de energia elétrica as eficiências têm aumento significativo.

Tabela 4.19 Eficiência calculada no COCO

	Eficiência Energética	Eficiência Exergética
Turbogeradores	45,21	52,84
Unidade	%	%

Como dito anteriormente, os valores obtidos na caldeira serão preservados, tendo a produção de vapor em 0,343 ton vapor/ ton cana processada. No entanto os cálculos financeiros são alterados pois as turbinas foram substituídas, resultando na mesma caldeira e em 03 turbinas de condensação. Os custos de investimentos se encontram na Tabela 4.20.

Tabela 4.20 Dados gerais de custos dos equipamentos e operacionais da Unidade 1- Caso A

Equipamento	Quantidade	Custo unitário do equipamento (R\$)	Z Custos dos Equipamentos + Investimentos <sup>1*</sup> (R\$/s)	(Z <sub>op</sub> ) Custo operacional <sup>2*</sup> (R\$/s)	C (R\$/ton cana) <sup>3*</sup>
Caldeira de baixa pressão	1	21.000.000,00	0,153	0,071	2,699
Turbina de condensação	3	35.000.000,00	0,767	0,357	13,498
Total			0,921	0,429	

A eficiência global entre as turbinas no caso convencional foi de 39,1% e neste caso, 52,8% o que altera a potência gerada de 4,28 MW para 5,78 MW. A eficiência exergética global foi de 2,5%, valor ainda muito aquém das expectativas. A perda exergética no processo foi de 222,0 MW o que mostra que muitas melhorias ainda podem ser propostas.

O Custo de investimento e operacional (Z) no entanto também foi alterado de R\$1,00 para R\$ 2,35 com a substituição das turbinas. O custo do bagaço se manteve a R\$ 0,10/kg. Estes valores substituídos na equação 2-31 resultam em um custo unitário de produção de potência de R\$

0,26/MJ, ou seja, uma diminuição de 25% no custo de produção. Este valor ainda é superior ao valor de venda da energia elétrica. Na tentativa de diminuir as perdas do processo, o caso B propõem uma nova alteração, tanto na caldeira como na turbina, para de alta pressão.

### 4.3.2 Simulação de Processo da Unidade 1- Condição B

O objetivo nesta terceira simulação é utilizar um gerador de vapor de alta pressão para verificar a eficiência nas turbinas a vapor para geração de energia elétrica. De acordo com o fluxograma construído no simulador COCO, ele apresenta como resultado nas eficiências valores muito mais altos que os da planta original, comprovando que a pressões mais elevadas, as turbinas apresentam eficiências energéticas e exergéticas mais altas também.

Na Figura 4.7 é apresentado o fluxograma construído no software COCO com apenas uma turbina a vapor e gerador de vapor a alta pressão (6,7MPa).

Figura 4.7- Fluxograma de gerador de vapor a alta pressão

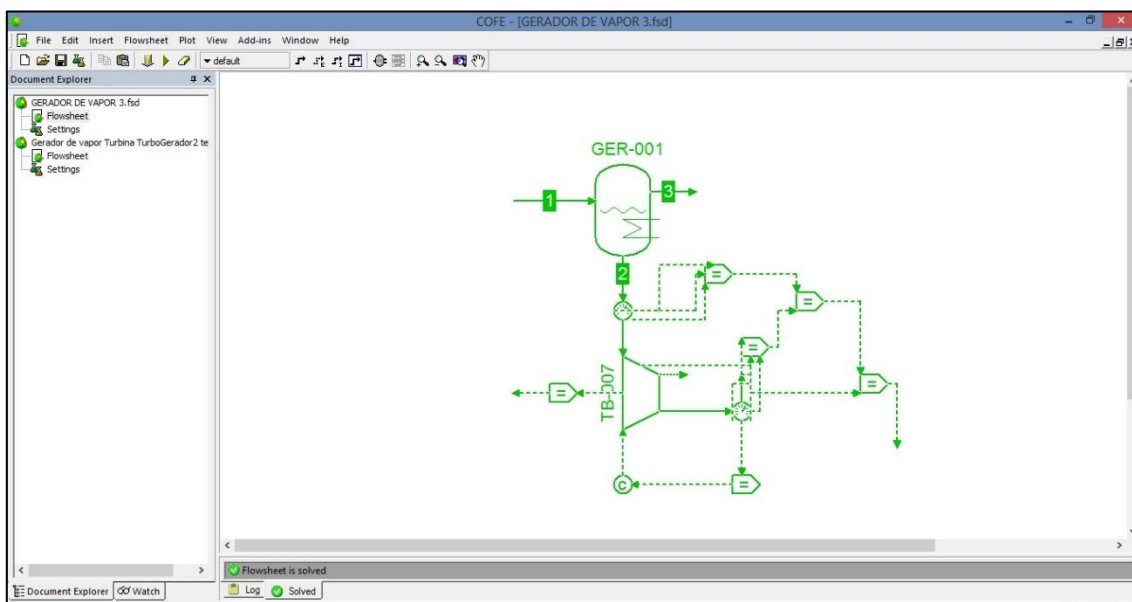


Tabela 4.21 Eficiência em turbinas a alta pressão

	Eficiência Energética	Eficiência Exergética
<b>Turbogador</b>	71,51	76,65
<b>Unidade</b>	%	%

Neste caso há mudança do vapor gerado, uma vez que a caldeira também foi substituída, contribuindo para aumento da eficiência. A potência gerada neste caso é de 8,4 MW e os custos

de instalação e operacionais de 1 caldeira e 1 turbina de alta pressão é de R\$ 1,39/s, valor este bem semelhante ao encontrado no caso A.

A eficiência exergética global 3,68% e perda exergética de 219 MW, valores ainda muito baixos.

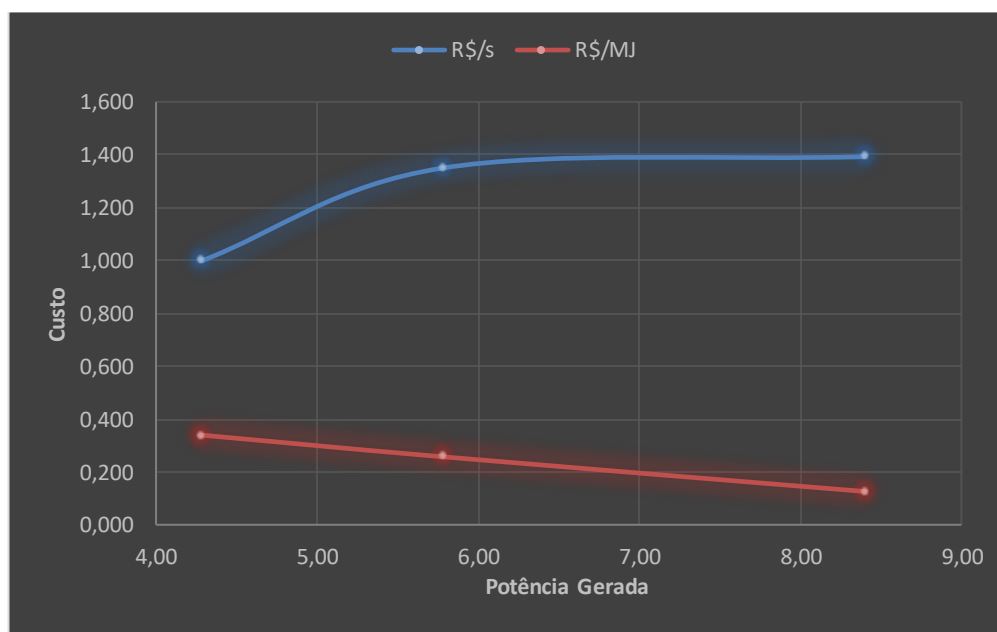
Observa-se que se considerou que as demais operações unitárias envolvidas no processo trabalhem na mesma eficiência, na operação mecânica ou elétrica, e sabe-se que este é uma avaliação pessimista, pois as irreversibilidades quando se opera a vapor são inevitáveis. Portanto a eficiência global do processo pode ser ainda maior

Esta forma de operação é proposta para novas instalações. O custo de substituição de equipamentos mecânicos por elétricos não foi considerado neste trabalho.

A partir das simulações realizadas em uma unidade sucroenergética chega-se a conclusão que equipamentos movidos a vapor apresentam eficiências baixas, caracterizando perda de energia, ou seja, energia térmica que poderia ser transformada para energia elétrica.

A Figura 4.8 apresenta a relação de produção e custos das três configurações de operação da Unidade 1, mostrando a diminuição do custo com a obtenção de maior potência, mesmo que o custo de instalação foi superior.

Figura 4.8- Análise de produção de potência e custo de produção



Percebe-se que apesar de aumentar o gasto em cada tempo, o aumento de produção de energia neste mesmo tempo compensa o maior investimento.

## CAPÍTULO 5

### 5. CONCLUSÕES E SUGESTÕES

O processo mostrou eficiências muito baixas, principalmente para o processo produtivo de extração de caldo de cana-de-açúcar, pois estes valores se apresentaram entre vinte e trinta por cento, na maioria dos casos.

Em uma análise global de energia, é possível constatar que a produção de energia elétrica é baixa, principalmente pelas perdas energéticas do processo de extração e não pela produção de energia elétrica em si.

Avaliando as eficiências exergéticas é possível identificar os pontos críticos do processo, ou seja, onde a maior quantidade de energia está sendo perdida pelas irreversibilidades do processo como atrito, transferência de calor, potencial elétrico, dentre outras.

Resultados das unidades sucroenergéticas mostraram que as turbinas de vapor não operam em suas melhores eficiências, sendo então necessárias algumas modificações como: manutenção das turbinas, substituição por outra mais eficiente ou até mesmo substituição por acionamentos elétricos.

Através dos dados obtidos neste trabalho, observa-se que é mais eficiente exergoeconomicamente a utilização de equipamentos movidos à eletricidade.

Trata-se de um trabalho inovador para o setor sucroenergético, principalmente por se utilizar um simulador gratuito.

Sugestões a trabalhos futuros

Uso do coco para fermentação e dos processos de destilação.

## CAPÍTULO 6

## 6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

**Abreu, Adriana Meireles M. e Rangel, João José de Assis. 1999.** Simulação Computacional - Uma abordagem Introdutória. *Vértices*. [Online] julho de 1999. <http://www.essentiaeditora.iff.edu.br/index.php/vertices/article/view/1809-2667.19990005>.

**Abulquerque, André Ribeiro Lins de e Monaco, Marcos. 2011.** Bioeletricidade com eficiência. *Pentagro*. [Online] 2011. [Citado em: 27 de out de 2013.] <http://www.pentagro.com.br/pentagro/images/stories/Pentagro/Noticias/alcoobras.pdf>.

**Alcarde, André Ricardo. 2006.** EMBRAPA. *Agência Embrapa de Informação Tecnológica*. [Online] 2006. [http://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/cana-de-acucar/arvore/CONTAG01\\_107\\_22122006154841.html](http://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/cana-de-acucar/arvore/CONTAG01_107_22122006154841.html).

**Alonso-Pipo, W., et al. 2009.** Energy recovery from sugarcane biomass residues: Challenges and opportunities of bio-oil production in the light of second generation biofuels. *Journal of Renewable and sustainable energy*. 2009, Vol. 1, pp. 63-102.

**Ambiente, Energia e Meio. 2014.** Emissão de CO2 no Brasil é 70 vezes menor que média mundial. *Portal Brasil*. [Online] 20 de 10 de 2014. <http://www.brasil.gov.br/infraestrutura/2014/10/emissao-de-co2-no-brasil-e-70-vezes-menor-que-media-mundial>.

*Análise de um comportamento de um evaporador de suco de laranja utilizando um simulador industrial de processos.* **Neto, José Maximiano Candido, et al. 2011.** 2011, Revista Brasileira de Pesquisa em Alimentos.

**Andrade, Antonio Roberto Pinto e Rodrigues, Antonio Carlos Junqueira. 2000.** Extração de Caldo. *Curso de Operação de Moendas*. Santana do Parnaíba : Reunion Engenharia SC Ltda, abril de 2000.

**Andrietta, Silvio Roberto. 2009.** [http://www.fapesp.br/eventos/2009/09/10\\_bioen/](http://www.fapesp.br/eventos/2009/09/10_bioen/). FAPESP. [Online] setembro de 2009. [http://www.fapesp.br/eventos/2009/09/10\\_bioen/Silvio\\_Roberto.pdf](http://www.fapesp.br/eventos/2009/09/10_bioen/Silvio_Roberto.pdf).

**ANEEL. 2005.** Atlas de energia elétrica do Brasil. *Agencia Nacional de Energia Elétrica - CEDOC- Centro de Documentação*. Brasília : s.n., 2005.

—. 2008. CAP3 -ENERGIA HIDRAULICA. *ATLAS DE ENERGIA ELÉTRICA DO BRASIL*. Brasília : Aneel, 2008, p. 236 p.

**Aneel, Agência Nacional de Energia Elétrica. 2008.** *Atlas de Energia Elétrica no Brasil*. [ed.] 3a edição. Brasília : TDA Comunicações, 2008. parte 1, capítulo 2.

**ANP. 2013.** *Boletim da produção de petróleo e gás natural*. Brasília : Brasil, 2013.

**Atena.** Usina Atena. [Online] <http://www.usinaatena.com.br/producao.php>.

**2014.** *Balanço Energético Nacional*. Rio de Janeiro : s.n., 2014.

**Bejan, A. 1988.** *Advanced Engineering Thermodynamic*. New York : John Wiley & Sons, 1988.

**Bejan, Adrian, Tsatsaronis, George e Moran, Michael. 1996.** *Thermal Design & Optimization*. Canadá : Copyright by John Wiley & Sons, Inc., 1996.

**Bem, Armando José Dal, Koike, Gilberto H.A. e Passarini, Luis Carlos. 2006.** 2006, Minerva, pp. 33-46.

**Bereche, Reynaldo Palacios, et al. 2013.** Exergetic analysis of the integrated first- and second-generation ethanol production from sugarcane. *Energy*. 15 de junho de 2013, pp. 46-61.

**Bertoldi, Otávio José. 2012.** Investigação de estratégias de otimização de plantas virtuais usando os softwares COCO, Scilab e Excel. *Dissertação de Mestrado*. Uberlândia : Universidade Federal de Uberlândia, 27 de janeiro de 2012.

**Bilgen, S. e Kaygusuz, K. 2008.** Second law (exergy) analysis of cogeneration system. *Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization, and Environmental Effects*. 30, 2008, Vol. 13, pp. 1267-1280.

**BNDES. 2008.** Bioetanol de cana-de-açúcar: energia para o desenvolvimento sustentável. *Centro de Gestão e Estudos Estratégicos*. [Online] nov de 2008. <http://www.cgee.org.br/atividades/redirect.php?idProduto=5126>.

**Bornakke, Claus e Sonntag, Richard E. 2010.** *Fundamentos de Termodinâmica*. São Paulo : Edgard Blucher, 2010.

**Boyce, M.P. 2002.** *Handbook for cogeneration and combined cycle power plants*. New York : ASME press, 2002.

**Brasil. 2014.** *Anuário Estatístico de Energia Elétrica 2014*. s.l. : Ministério de Minas e Energia, 2014.

**Brighenti, Cláudia Rodrigues Faria. 2003.** Integração do cogenerador de energia do setor sucroalcooleiro com sistema elétrico. *Dissertação de Mestrado em Energia*. São Paulo : Programa Interunidades de Pós Graduação em Energia da Universidade de São Paulo, 2003.

**Campo, E. R. B. Del. 1999.** Avaliação Termoeconômica do Sistema de Cogeração da Usina Vale do Rosário. *Tese doutorado Faculdade de Engenharia Mecânica*. Campinas : Universidade Estadual de Campinas, 1999.

**Cana, Nova. 2008.** <http://www.novacana.com/cana/producao-cana-de-acucar-brasil-e-mundo/>. *Nova Cana*. [Online] 2008.

*Carnot e a Segunda lei da Termodinâmica*. **Passos, Júlio César. 2003.** 2003, Revista Brasileira de Ensino de Engenharia, pp. 1-10.

**Carvalho, Adelson Siqueira e Felipe, Luis Humberto Guillermo. 2007.** Modelagem de Colunas de Destilação Através de Modelos Autoregressivos. *SEGeT – Simpósio de Excelência em Gestão e Tecnologia*. 2007.

**Castellan, Gilbert. 1986.** *Fundamentos de Físico-Química*. Rio de Janeiro : LTC, 1986.

**Castro, Sebastião Beltrão de e C. Andrade, Samara Alvachian. 2006.** Engenharia e Tecnologia Açucareira. *Departamento de Engenharia Química - CTG - UFPE*. Recife : Universidade Federal de Pernambuco, 2006.

**CCEE, Câmara de Comercialização de Energia Elétrica. 2014.** CCEE. [Online] 2014. [Citado em: 07 de julho de 2012.] [http://www.ccee.org.br/portal/faces/pages\\_publico/onde-atuamos/fontes?\\_afLoop=702911812361770#%40%3F\\_afLoop%3D702911812361770%26\\_a df.ctrl-state%3Dikvc210qx\\_4](http://www.ccee.org.br/portal/faces/pages_publico/onde-atuamos/fontes?_afLoop=702911812361770#%40%3F_afLoop%3D702911812361770%26_a df.ctrl-state%3Dikvc210qx_4).

**Çengel, Yunus A. e Boles, Michael A. 2001.** *Thermodynamics - An Engineering Approach*. New York : Mcgraw-Hill College, 2001.

**Cerqueira, Sérgio Augusto Araújo da Gama. 1999.** Metodologias de Análise termoeconômica de sistemas. *Tese de doutorado da Faculdade de Engenharia Mecânica*. Campinas : s.n., 1999.

**Chen, James C.P. e Chou, Chung Chi. 1993.** *Cane Sugar Handbook. A Manual for cane sugar manufacturers and their chemistry*. 12a edição. New York : John Wiley & Sons, 1993.



**COCO. 2013.** *Cape open to cape open- Simulation Environment.* 2013.

**Conab. 2013.** Companhia Nacional de Abastecimento. *Acompanhamento da safra brasileira.* [Online] agosto de 2013. [Citado em: ] [http://www.conab.gov.br/OlalaCMS/uploads/arquivos/13\\_08\\_08\\_09\\_39\\_29\\_boletim\\_cana\\_portugues\\_-\\_abril\\_2013\\_1o\\_lev.pdf](http://www.conab.gov.br/OlalaCMS/uploads/arquivos/13_08_08_09_39_29_boletim_cana_portugues_-_abril_2013_1o_lev.pdf).

**Copersucar. 1999.** [ed.] Seção de Tecnologia de Moagem. *Curso de Operação de Moendas.* Piracicaba, São Paulo : Centro de Tecnologia Copersucar, janeiro de 1999.

—. **1987.** Destilação. Piracicaba : Centro de Tecnologia Copersucar, agosto de 1987.

**Cortez, L.A.B. e Gómez, E.O. 1998.** A METHOD FOR EXERGY ANALYSIS OF SUGARCANE BAGASSE BOILERS. *Brazilian Journal Chemical Engineering.* 1998, Vol. 15.

**Cortez, Luis Augusto Barbosa, Lora, Electo Eduardo Silva e Gómez, Edgardo Olivares. 2008.** Biomassa para Energia. *UNICAMP.* [Online] 2008. [Citado em: 26 de nov de 2013.] [http://www.inovacao.unicamp.br/report/inte-biomassa\\_energia070814.pdf](http://www.inovacao.unicamp.br/report/inte-biomassa_energia070814.pdf).

**CTC. 2010.** Metodologia de laboratório. *CTC - Centro de Tecnologia Canavieira.* [Online] 2010. <http://www.ctcanavieira.com.br/>.

**Dalmazo, C. 2007.** Equipalcool. 2007.

**Dantas, Guilherme e Leite, André. 2009.** Os custos da Energia eólica brasileira. *Núcleo de Computação - UFRJ.* [Online] set de 2009. <http://www.nuca.ie.ufrj.br/gesel/tdse/TDSE9.pdf>.

**Delgado, Afranio Antonio e Cesar, Marco Antonio Azeredo. 1977.** Elementos de Tecnologia e Engenharia do Açúcar de Cana. Piracicaba : Departamento de Tecnologia Rural Escola Superior de Agricultura "Luiz de Queiroz" Universidade de São Paulo, junho de 1977.

**Dincer, I. e Cengel, Y. 2001.** Energy, Entropy and Exergy and their roles in Thermal Engineering. *Entropy.* 2001, Vol. 3, pp. 116-149.

**Dincer, I. e Rosen, M. 2005.** Thermodynamic aspects of renewables and sustainable. *Renewable and Sustainable Energy Reviews.* 9, 2005, Vol. 2, pp. 169-189.

**Dincer, Ibrahim e Rosen, Marc A. 2013.** *Exergy, Energy, Environment and Sustainable Development.* Ontario : Elsevier, 2013. 978-0-08-0970089-9.

**ELETROBRÁS. 2005.** Eficiência Energética no uso do vapor. *portal da indústria*. [Online] 2005.

[http://arquivos.portaldaindustria.com.br/app/conteudo\\_18/2014/04/22/6281/LivroVapor.pdf](http://arquivos.portaldaindustria.com.br/app/conteudo_18/2014/04/22/6281/LivroVapor.pdf).

**Elisiario, Alessandra Caldas d Moraes. 2013.** Simulação Computacional e Análise Paramétrica de uma unidade Industrial de descarga e estocagem de amônia líquida pressurizada. *Dissertação de Mestrado*. Uberlândia : s.n., outubro de 2013.

**Elisiário, Alessandra Caldas d' Moraes. 2013.** Simulação computacional e análise paramétrica de uma unidade industrial de descarga e estocagem de amônia líquida pressurizada . *Dissertação de Mestrado* - . Uberlândia : Universidade Federal de Uberlândia - Departamento de pós graduação de Engenharia Química, 05 de julho de 2013.

**Energia, Ministério de Minas e. 2015.** *Anuário Estatístico de Energia Elétrica*. [file:///C:/Users/Lisandra/Desktop/Anu%C3%A1rio%20Estat%C3%ADstico%20de%20Energia%20El%C3%A9trica%202015.pdf] Brasília : Brasil, 2015.

**Ensinas, Adriano V., et al. 2007.** Analysis of process steam demand reduction and electricity generation in sugar and ethanol production from sugarcane. *Energy Conversion and Management*. 31 de agosto de 2007, pp. 2978-2987.

**2012.** Faesp Senar. [Online] 29 de outubro de 2012. [Citado em: 07 de julho de 2014.] <http://www.faespsenar.com.br/geral/noticias/detalhe/area-cultivada-no-brasil-alcanca-68-milhoes-de-hectares/25307>.

**FENG, XIAO, CAI, YI-NIAN e QIAN, LI-LUN. 1998.** A NEW PERFORMANCE CRITERION FOR COGENERATION SYSTEM. *Energy Conversion*. 39, 1998, Vol. 15, pp. 1607-1609.

**Fernandes, Fabiana A. N., Pizzo, Sandro M. e Moraes Jr., Deovaldo. 2006.** Termodinâmica Química. [Online] 2006. [Citado em: 20 de 08 de 2013.] [www.eq.ufc.br/MD\\_Termodinamica.pdf](http://www.eq.ufc.br/MD_Termodinamica.pdf).

**Fernandes-Junior, C. C. 2009.** Integração energética da etapa de extração de óleo de soja, utilizando a análise Pinch. *Dissertação de Mestrado*. Toledo, Paraná, Brasil : Universidade Estadual do Oeste do Paraná, 2009.

**Ferreira, Luis Claudio Costa. 2012.** Caracterização do potencial energético entre a produção de etanol celulósico e a cogeração a partir de bagaço de cana. *Projeto de graduação*. Brasília : Universidade Federal de Brasília, 2012.

**Fiomari, Marcelo Caldato. 2004.** Análise Energética e Exergética de uma Usina Sucroalcooleira do Oeste Paulista com Sistema de Cogeração de Energia em Expansão. *Dissertação de Mestrado em Engenharia Mecânica*. Ilha Solteira, São Paulo, Brasil : Universidade Estadual Paulista, 22 de Dezembro de 2004.

**Galbiati, Janaina Kimura, Gallo, Carlos Aberto e Lavanholi, Maria das Graças D. Prado. 2010.** 2010, Nucleus, Vol. vol. 7, pp. 127-138.

**Gonçalves, Ricardo Vieira. 2011.** Projeto auxiliado por computador de processos industriais sustentáveis usando os softwares COCO e Scilab. *Dissertação de Mestrado*. Uberlândia : Universidade Federal de Uberlândia, 29 de julho de 2011.

**Gusmão, Marcos Vinícius, Pires, Silvia Helena e Giannini, Marcio. 2002.** O Programa de Eletrificação Rural "Luz no Campo": Resultados Iniciais. Campinas : Scielo, 2002.

**Henke, Svatopluk, et al. 2006.** Model of a sugar factory with bioethanol production in program Sugar. *Journal of Food Engineering*. 2006, pp. 416-420.

**Horlock, J. H. 1997.** *Cogeneration- Combined heat and Power (CHP): Thermodynamics and Economics*. Florida : Krieger Publishing Company , 1997.

**Huang, F. F. 1996.** Performance assessment parameters of a cogeneration system,. *Proceedings: Efficiency, costs, optimisation, simulation and environmental aspects of energy systems*. 1996.

**Hugot, Emile. 1964.** *Manual para Ingenieros Azucareros*. Mexico : Compañia Editorial Continental, 1964. p. 803.

**IBGE. 2011.** Área cultivada no Brasil alcança 68 milhões de hectares. *FAESPSENAR*. [Online] 2011. <http://www.faespsenar.com.br/geral/noticias/detalhe/area-cultivada-no-brasil-alcanca-68-milhoes-de-hectares/25307>.

**IEA. 2009.** *International Energy Agency*. [Online] 2009. [Cited: Outubro 03, 2012.] [http://www.iea.org/stats/countryresults.asp?COUNTRY\\_CODE=BR&Submit=Submit](http://www.iea.org/stats/countryresults.asp?COUNTRY_CODE=BR&Submit=Submit).

**IEL/NC, Instituto Euvaldo Lodi. 2008.** Álcool Combustível. *Série Indústria em perspectiva*. 2008.

**2014.** In Press. [Online] 2014. [Citado em: 07 de Julho de 2014.] <http://www.inpresspni.com.br/releases-172-CLIPPING-ENERGIA.html>.

**Júnior, Ricardo Agudo Romão, et al. 2007.** Análise termodinâmica de uma usina de açúcar e álcool com o propósito de expansão do sistema de cogeração para comercialização da energia excedente. *XIV CONGRESSO NACIONAL DE ESTUDANTES DE ENGENHARIA MECÂNICA*. Uberlândia : Universidade Federal de Uberlândia, 2007.

**Kanoglu, M., Dincer, M. e Rosen, M. 2007.** Understanding energy and exergy efficiencies for improved energy management in power plants. *Energy Policy*. 35, 2007, Vol. 7, pp. 3967-3978.

**Kelton, David W, Sadowisk, Randall P e Sadowisk, Deborah A. 1998.** *Simulation with Arena*. s.l. : McGraw Hill, 1998.

**Kitayama, O. 2003.** *Situação da Cogeração com Biomassa da Cana e Legislação Nacional*. Brasília : BNDES, 2003.

**Klein, Jefferson. 2010.** Jornal do Comércio. [Online] 18 de jan de 2010. <http://jcrs.uol.com.br/site/noticia.php?codn=17593>.

**Kooijman, Harry, Taylor, Ross and Baten, Jasper van. 2006.** *The ChemSep/COCO Casebook: Air Separation Unit*. 2006.

**Kotas, T. J. 1985.** *The Exergy Method of Thermal Plant Analysis*. 1985.

**Li, Kam W. 1996.** *Applied Thermodynamics: Availability Method And Energy Conversion*. Washington : Taylor & Francis, 1996. p. 145.

**Lima, Urgel Almeida, et al. 2007.** *Biotecnologia Industrial - Processos Fermentativos e Enzimáticos*. São Paulo : Edgard Blücher Ltda, 2007.

**Livingston, Andrew G e Peshev, Simitar. 2013.** OSN Designer, a tool for predicting organic solvent nanofiltration. *Chemical Engineering Science*. 2013, pp. 975-987.

**Lozano, M. A. e Valero, A. 1993.** Theory of exergetic cost. *Energy*. 1993, Vol. 19, 9, pp. 939-960.

**Marquini, Maria Fatima, et al. 2007.** 2007, Acta Scientiarum Technology, pp. 23-28.

**Ministério da Agricultura. 2012.** www.agricultura.gov.br/vegetal/culturas/cana-de-acucar. [Online] 02 de Outubro de 2012. [Citado em: 02 de Outubro de 2012.]

**Ministério de Minas e Energia. 2013.** *Anuário Estatístico de Energia Elétrica*. Beasilia : Brasil, 2013.

—. **2014.** *Empresa de Pesquisa Energética*. Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, Brasil : s.n., 2014.

**Ministério do Trabalho. 2006.** NR-13 - Manual técnico de Caldeiras e Vaso de Pressão. *Ministério do Trabalho*. [Online] 2006. [Citado em: 10 de maio de 2014.] [http://portal.mte.gov.br/data/files/FF8080812BCB2790012BD52933F650E5/ManualTecnicoCaldeiras\\_2006.pdf](http://portal.mte.gov.br/data/files/FF8080812BCB2790012BD52933F650E5/ManualTecnicoCaldeiras_2006.pdf).

**Minton, Paul E. 1986.** *Handbook of Evaporation Technology*. New Jersey : Noyes Publications, 1986.

**MME. 2007.** *Matriz energética Nacional de 2030*. Barsilia : Empresa de Pesquisa Energética (EPE), 2007.

*Modelación y simulación de un evaporador de triple efecto para la concentración de jugos naturales*. **Avalo, B. e Varela, A. 2008.** s.l. : Univ.Zulia, 2008, Revista Técnica Ingeniería, Vol. 31, pp. 151-158.

**Monteiro, Ulisses Admar Barbosa Vicente. 2010.** Simulação Termodinâmica de Turbinas a gás para diagnóstico de falhas. *Tese de Doutorado*. Rio de Janeiro : Universidade Federal do Rio de Janeiro, julho de 2010.

**Moraes, Marcia Azanha Ferraz Dias e Shikida, Pery Francisco Assis. 2002.** *Agroindústria Canavieira no Brasil*. São Paulo : Atlas S.A., 2002.

**Moran, Michael J. e Shapiro, Howard N. 2002.** *Princípios de Termodinâmica para Engenharia*. Rio de Janeiro : L.T.C., 2002.

**Morandin, Matteo, et al. 2010.** Synthesis and parameter optimization of a combined sugar and ethanol production process integrated with a CHP system. *Energy*. 8 de dezembro de 2010, Vol. 36, pp. 3675-2690.

**Neto, Vicente Corrêa. 2001.** Análise de viabilidade da cogeração de energia elétrica em ciclo combinado com gaseificação de biomassa de cana-de-açúcar e gás natural. *Dissertação de Mestrado*. Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, Brasil : s.n., Março de 2001.

**Nicodemos, Renata Matos. 2013.** Projeto auxiliado por computador de processos industriais: Análise de flexibilidade. *Dissertação de mestrado*. Uberlândia : Universidade Federal de Uberlândia, 22 de fevereiro de 2013.

**Ortiz, Pablo A. Silva e Florez-Orrego, Daniel A. 2013.** Exergia: Conceituação e Aplicação. *Departamento de Engenharia Mecânica*. São Paulo : Universidade de São Paulo, 2013.

**Paiva, Rafael Piatti Oitítica e Morabito, Reinaldo. 2007.** 2007, *Gestão&Produção*, pp. 25-41.

**Paraizo, Diego. 2013.** *NOVACANA*. 2013. Cogeração: como funciona a produção de energia elétrica numa usina sucroalcooleira.

**Pascal, F., et al. 1995.** Modeling of an Industrial alcohol fermentation and simulation of the plant by a process simulator. *Biotechnology and Bioengineering*. 1995, Vol. 46, 3, pp. 202-217.

**Passos, Julio César. 2003.** A IMPORTÂNCIA DO TRABALHO DE CARNOT. *XXXI Congresso Brasileiro de Engenharia*. Rio de Janeiro : s.n., 2003.

**Payne, John Howard. 1989.** *Operações Unitárias na Produção de Açúcar de Cana*. São Paulo : Nobel, 1989.

**Perlingeiro, Carlos Augusto Guimarães. 2011.** *Engenharia de Processos*. São Paulo : Blucher, 2011.

**Petrobrás. 2014.** *Fatos e Dados*. Petrobrás. 2014.

**Pietro, Mario Gabriel Sánchez. 2003.** Alternativas de Cogeração na Indústria Sucro-Alcooleira, Estudo de Caso. *Tese de doutorado submetida a Faculdade de Engenharia Mecânica*. Campinas : s.n., 2003.

**Prieto, M. G. 2003.** Alternativas de Cogeração na Indústria Sucro-Alcooleira- estudo de caso. *Tese de doutorado da Faculdade de Engenharia Mecânica*. Campinas : Universidade Estadual de Campinas, 2003.

**Rendeiro, Gonçalo, et al. 2008.** Combustão e Gasificação de Biomassa Sólida. *Programa Luz para Todos*. [Online] Novembro de 2008. [https://www.mme.gov.br/luzparatodos/downloads/Solucoes\\_Energeticas\\_para\\_a\\_Amazonia\\_Biomassa.pdf](https://www.mme.gov.br/luzparatodos/downloads/Solucoes_Energeticas_para_a_Amazonia_Biomassa.pdf).

**Salazar, K.J. Mosqueira, et al. 2013.** Reduction of water consumption in an integrated first- and second generation ethanol plant. *Energy for Sustainable Development*. 28 de agosto de 2013, pp. 531-535.

**Sánchez-Prieto, M. G. e Nebra, S. 2002.** Thermo economic Analysis of a cogeneration system of sugar mill plant. *Proceedings of the 15 th International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact on Energy Systems*. Berlin : s.n., 2002. pp. 258-265.

**Sandler, Stanley I. 1989.** *Chemical and Engineering Thermodynamics*. New York : John Wiley & Sons, 1989.

**Santos, Nelson Oliveira dos. 2006.** *Termodinâmica Aplicada as Termelétricas*. Rio de Janeiro : Interciência, 2006.

**Sciubba, E. 2001.** Beyond thermoeconomics. The concept of extended exergy accounting and its application to the analysis and design of thermal systems. *Exergy, An International Journal*. 2, 2001, Vol. 1, pp. 68-84.

**Serrano, Miguel Angel Lozano. 1997.** Aplicaciones Termoeconómicas del método exergético. *Universidad de Zaragoza*. Zaragoza : s.n., 1997.

—. **1987.** Metodología para el análisis exergético de calderas de vapor en centrales térmicas. Zaragoza : s.n., 1987.

**Serrano, Miguel Angelo Lozano. 1998.** *Cogeneración*. Área de Máquinas y Motores Térmicos, Departamento de Ingeniería Mecánica : Universidad de Zaragoza, 1998.

**Silva, João. 2011.** *Produção Sucroalcooleira*. 18 de novembro de 2011. Fluxograma do Processo Alcool e Açúcar.

*Simulation of an agitated thin film evaporator for concentrating orange juice using Aspen Plus.*

**Nongluk, Chawankul, et al. 2001.** 2001, *Journal of Food Engineering*, pp. 247-253.

**Sinício, Marcos Fernandes e Bajay, Sergio Valdir. 1992.** 1992, *Revista Brasileira de Energia*.

**Smith, J. M., Van Ness, H. C. e Abbott, M. M. 2000.** *Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química*. Rio de Janeiro : LTC, 2000.

**Song, G., et al. 2012.** A unified correlation for estimating specific chemical exergy of Solid and liquid fuels. *Energy*. 40, 2012, pp. 164-173.

**Sosa-Arno, J. H. 2008.** Caldeiras aquatubulares de bagaço- Estudo do sistema de recuperação de energia. *Tese de doutorado da Faculdade de Engenharia Mecânica*. Campinas : Universidade Estadual de Campinas , 2008.

**Souza, Zilmar Jose de. 2014.** Bioeletricidade: recorde de geração e crescimento em 25%. *UDOP- União dos produtores de bioenergia*. [Online] 28 de fev de 2014. <http://www.udop.com.br/index.php?item=noticias&cod=1111163#nc>.

**Tsatsaronics, G., Lin, L. e Pisa, J. 1993.** Exergy costing in exergoeconomics. *Journal of Energy Resources Technology*. 1993, Vol. 115, pp. 9-16.

**UDOP. 2012.** União dos Produtores de Bioenergia. *Área de Produção de Cana-de-Açúcar*. [Online] 17 de Setembr de 2012. [Citado em: 17 de Outubro de 2012.] [http://www.udop.com.br/download/estatistica/area\\_cultivada/17set12\\_area\\_produtividade\\_brasil.pdf](http://www.udop.com.br/download/estatistica/area_cultivada/17set12_area_produtividade_brasil.pdf).

**UNICA. 2012.** União da Indústria de Cana-de-açúcar. [Online] 2012. [Citado em: 03 de Outubro de 2012.] <http://www.unica.com.br/content/default.asp?cchCode=%7bc2b8c535-736f-406b-beb2-5d12b834ef59%7d>.

—. 2012. Unica. *União da Indústria de Cana-de-açúcar*. [Online] Março de 2012. [Citado em: 03 de Outubro de 2012.] <http://english.unica.com.br/dadosCotacao/estatistica/>.

**UNICADATA. 2012.** UNICADATA. *UNICA*. [Online] 2012. <http://www.unicadata.com.br/historico-de-area-ibge.php?idMn=33&tipoHistorico=5&acao=visualizar&idTabela=1522&produto=%C3%81rea+Plantada&anoIni=2012&anoFim=2012&estado=RS%2CSC%2CPR%2CSP%2CRJ%2CMG%2CES%2CMS%2CMT%2CGO%2CDF%2CBA%2CSE%2CAL%2CPE%2CPB%2CRN%2CEE%2C>

**Usina São Fernando. 2013.** *Composição da cana-de-açúcar*. Dourados : s.n., 2013.

**Utlu, Z. e Hepbasli, A. 2007.** A review on analyzing and evaluating the energy utilization. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 11, 2007, Vol. 1, pp. 11-29.



**Valero, A., Munoz, M e Lozano, M. A. 1985.** *A general theory of exergy saving. III. Exergy saving and thermoconomics*. Zaragoza : R.A. Gaggioli, 1985.

**Yotamo, Albino Fernão Damião. 2011.** Balanço energético das Caldeiras e Linhas de vapor. *Universidade Eduardo Mondlane*. [Online] 2011. [Citado em: 30 de nov de 2013.] <http://nhambiu.uem.mz/wp-content/uploads/2011/05/Yotamo.pdf>.