

EDSON KOITI SAITO

**POTENCIAL ENERGÉTICO DAS USINAS DE ETANOL E AÇÚCAR NO
BRASIL**

São Paulo - SP

2011

Departamento de Engenharia
Metalúrgica e de Materiais da
Escola Politécnica da USP

EDSON KOITI SAITO

**POTENCIAL ENERGÉTICO DAS USINAS DE ETANOL E AÇÚCAR NO
BRASIL**

Trabalho de Formatura apresentado à
Escola Politécnica da Universidade de São
Paulo.

Departamento de Engenharia
Metalúrgica e de Materiais

Orientador: Prof. Dr. Neusa Alonso Falleiros

São Paulo - SP

2011

**"Meu interesse está no futuro,
pois é lá que vou passar
o resto da minha vida."**

Charles Kettering

RESUMO

Atualmente o foco dos projetos de engenharia das novas plantas e até mesmo de modernização das já existentes está na melhoria e/ou desenvolvimento dos processos industriais com o claro objetivo de aumentar a produtividade e a eficiência a um custo baixo, preservando o meio ambiente. Exemplos disso é a introdução de processos de reaproveitamento dos rejeitos industriais, queima de biomassa para geração de energia elétrica, mecanização da colheita sem a queimada da plantação, diversificação do portfólio de produtos como energia elétrica, adubo e ração animal.

Objetiva-se analisar os balanços de massa e energia utilizados no dimensionamento de usinas de processamento de cana de açúcar para produção de etanol, açúcar e geração de energia elétrica. O modelo inicialmente busca representar os primeiros projetos de usinas predominantes no Brasil até os anos de 1980, caracterizados pelo não aproveitamento da biomassa (bagaço da cana de açúcar) gerada no processamento da cana de açúcar, considerado apenas um rejeito, um passivo ambiental de difícil descarte. Também pela não priorização do uso dos vapores da caldeira para a geração de energia elétrica.

O modelo de balanço de massa e energia é complementado com um estudo de cogeração de energia elétrica utilizando o excedente de bagaço de cana-de-açúcar como combustível.

Os resultados dos balanços indicam que implantar um sistema de cogeração de energia elétrica representarão 7,06% da receita bruta da usina, evidenciando o potencial energético e econômico muitas vezes não aproveitados que são perdidos como rejeito industrial e fonte de poluição ambiental.

Palavras-chave: balanço de massa e energia, cana de açúcar, produção de etanol e açúcar, geração de energia elétrica.

ABSTRACT

Currently the focus of engineering designs of new plants and even the modernization of existing ones lies in the improvement and / or development of industrial processes with the clear objective of increasing productivity and efficiency at an economical cost while preserving the environment. Examples are the introduction of processes for recycling of industrial wastes, burning of biomass for power generation, mechanized harvesting without burning the plantation, diversification of product portfolio as electricity, fertilizer and animal feed.

It aims to analyze the mass balances and energy used in the design of processing plants sugar cane for ethanol production, sugar and power generation. The first model seeks to represent the first plant projects predominant in Brazil until the 1980s, characterized by non-utilization of biomass (sugarcane bagasse) generated in the processing of sugar cane, considered only a waste, an environmental liability of difficult disposal. Also by not prioritizing the use of steam boiler to generate electricity.

The model of mass and energy is supplemented by a study of cogeneration of electricity using surplus bagasse from sugar cane as fuel.

The results of the assessments indicate that implementing a system of electric energy cogeneration will represent 7.06% of gross plant, showing the potential energy and cost are often not recovered that are lost as industrial waste and source of environmental pollution.

Keywords: mass and energy balance, sugar cane, ethanol and sugar, electric power generation.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Fusões e aquisições no setor de açúcar e álcool no Brasil.....	33
Figura 2 – Evolução da Produtividade por Regiões.	39
Figura 3 – Comercialização Etanol - Brasil. Fonte: Única, 2007.	45
Figura 3 – Visão geral de usina de álcool e açúcar.....	48
Figura 4 – Recepção da cana-de-açúcar.	49
Figura 5 – Processo de Limpeza e Preparo da cana.....	50
Figura 6 – Extração de Caldo.....	51
Figura 7 – Sistema de decantação, flotação e filtração.....	55
Figura 8 – Sistema de destilação.	57
Figura 9 – Sistema de centrifugação e secagem do açúcar	60
Figura 10 – Fluxograma de etapas consideradas no balanço termodinâmico.	
.....	83
Figura 11 – Balanço de massa no processo de extração do caldo misto.....	86
Figura 12 – Balanço de massa no processo de aquecimento e decantação. 87	
Figura 13 – Balanço de massa da diluição de mosto.....	89
Figura 14 – Balanço de massa da fermentação.....	91
Figura 15 – Balanço de massa da destilação.....	92
Figura 16 – Balanço de massa no processo de aquecimento e decantação.	
Valores em t/h.....	96
Figura 17 – Balanço de massa da evaporação.	99
Figura 18 – Balanço de massa da fábrica de açúcar.	99
Figura 19 – Foto do sistema de centrifugação.	101
Figura 20 – Balanço de massa da fábrica de açúcar detalhado.....	104
Figura 21 –Turbina de contra pressão em condensação atmosférica.....	106
Figura 22 –Turbina de contra pressão e de condensação.	107
Figura 23 –Turbina de extração-condensação.	108
Figura 24 –Turbina de contra pressão combinado a de contra-pressão.	108
Figura 25 – Balanço de massa do desaerador.....	113
Figura 26 – Fluxograma da redutora e dessuperaquecedor.	123
Figura 27 – Fluxograma de cogeração.....	129

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Exportações brasileiras de álcool etílico no período de 2000 a 2004.....	25
Tabela 2 – Produção de açúcar no Centro-Sul e no Brasil, 1995/96 a 2004/05.....	26
Tabela 3 – Produção de álcool e moagem de cana por Grupos.....	34
Tabela 4 – Produção, Área Colhida e Produtividade dos 10 Primeiros Produtores de Cana Mundiais em 2004.....	42
Tabela 5 – Principais resíduos da produção de açúcar e álcool (CASTRO; ANDRADE, 2006).	65
Tabela 6 – Dados gerais da capacidade de moagem de uma usina.....	84
Tabela 7 – Dados da moagem horária e definições da operação da usina....	85
Tabela 8 – Características da cana-de-açúcar.....	85
Tabela 9 – Características do bagaço.....	86
Tabela 10 – Características do caldo misto.....	86
Tabela 11 – Acréscimo de leite de cal.....	86
Tabela 12 – Perdas por evaporação (<i>flash</i>).....	87
Tabela 13 – Características do lodo.....	88
Tabela 14 – Fluxos na decantação etanol.....	88
Tabela 15 – Caldo decantado etanol.....	89
Tabela 16 – Característica do caldo decantado etanol	89
Tabela 17 – Característica do mosto.....	90
Tabela 18 – Dados gerais da fermentação.....	92
Tabela 19 – Acréscimo de leite de cal.....	93
Tabela 20 – Perdas por evaporação (<i>flash</i>).....	93
Tabela 21 – Características do lodo.....	96
Tabela 22 – Fluxos na decantação açúcar.....	97
Tabela 23 – Caldo decantado açúcar.....	97
Tabela 24 – Característica do caldo decantado açúcar	97
Tabela 25 – Características do caldo decantado e do xarope	99
Tabela 26 – Dados gerais da fábrica de açúcar.....	103
Tabela 27 – Brix do açúcar	103

Tabela 28 – Dados para cálculo da produção de açúcar.....	103
Tabela 29 – resultado do cálculo para vazão e ART do mel final.....	104
Tabela 30 – Características do vapor de escape.....	109
Tabela 31 – Dados gerais da destilação.....	109
Tabela 32 – Dados de consumo de VG no aquecimento e cozimento.....	110
Tabela 33 – Vazões de caldo decantado, xarope e água evaporada.....	111
Tabela 34 – Vazão total de Pré VG.....	111
Tabela 35 – Vazão total de VG.....	111
Tabela 36 – Valores para cálculo da quantidade de calor trocado.....	112
Tabela 37 – Valores para cálculo da quantidade de vapor.....	112
Tabela 38 – Valores para cálculo da quantidade de vapor.....	113
Tabela 38 – Características gerais desaerador.....	114
Tabela 39 – Consumo total de vapor direto da caldeira.....	114
Tabela 40 – Condensado recuperado para caldeira.....	114
Tabela 41 – Purga da caldeira.....	115
Tabela 42 – Água para caldeira.....	115
Tabela 43 – Consumo total de vapor no desaerador.....	115
Tabela 44 – Total de vapor VE consumido na usina.....	116
Tabela 45 – Total de VE consumido.....	116
Tabela 46 – Características do vapor direto.....	116
Tabela 47 – Características da turbina de contrapressão.....	117
Tabela 48 – Características do picador de cana.....	117
Tabela 49 – Massa de fibra processada.....	117
Tabela 50 – Potência consumida no picador.....	118
Tabela 51 – Consumo específico da Turbina contrapressão.....	118
Tabela 52 – VD consumido no picador.....	118
Tabela 53 – Características do desfibrador de cana.....	118
Tabela 54 – Massa de fibra processada.....	119
Tabela 55 – Potência consumida no picador.....	119
Tabela 56 – Consumo específico da Turbina contrapressão.....	119
Tabela 57 – VD consumido no picador.....	119
Tabela 58 – Características dos ternos de moendas.....	120
Tabela 59 – Massa de fibra processada.....	120
Tabela 60 – Potência consumida no picador.....	120

Tabela 61 – Consumo específico da Turbina contrapressão	120
Tabela 62 – VD consumido nos ternos de moenda.....	121
Tabela 63 – Características da casa de força elétrica.....	121
Tabela 64 – Potência consumida na casa de força elétrica.	121
Tabela 65 – Consumo específico da Turbina contrapressão.	121
Tabela 66 – VD consumido na casa de força.....	122
Tabela 67 – Características do sistema de secagem de açúcar.	122
Tabela 68 – VD consumido na secagem de açúcar.....	122
Tabela 69 – Consumo total de VD nos processos.	122
Tabela 70 – Características do redutor e dessuperaquecedor.....	124
Tabela 71 – Quantidade de vapor laminado (Qm).	124
Tabela 72 – VD necessário.....	124
Tabela 73 – VD produzido.....	125
Tabela 74 – Características da cana-de-açúcar.....	125
Tabela 75 – Bagaço consumido.....	125
Tabela 76 – Sobra de bagaço.	126
Tabela 77 – Bagaço disponível.	126
Tabela 78 – Características da turbina de condensação.	129
Tabela 79 – Características da casa de força elétrica da cogeração.....	129
Tabela 80 – Consumo específico da Turbina condensação.....	130
Tabela 81 – Quantidade de vapor gerada com o bagaço excedente.....	130
Tabela 82 – Potência gerada.	130
Tabela 83 – Potência gerada.	130
Tabela 84 – Preços produtos gerados na usina.....	131
Tabela 85 – Produção etanol, açúcar e energia elétrica.	131
Tabela 86 – Receita bruta etanol, açúcar e energia elétrica.	131
Tabela 87 – Receita bruta etanol, açúcar e energia elétrica.	133

LISTA DE EQUAÇÕES

Equação 1 – Lei de Biot (Assis et al., 2004).....	71
Equação 2 – Correção da leitura para temperatura ambiente (Assis et al., 2004).....	71
Equação 3 – Índice de refração é proporcional aos sólidos solúveis (Assis et al., 2004).....	72
Equação 4 – Pureza (Assis ET AL., 2004).....	72
Equação 5 – Balanço de massa em um volume de controle (WYLEN, 2006).	78
Equação 6 – Balanço de massa sem variação com o tempo (WYLEN, 2006).	78
Equação 7 – Balanço de energia na forma completa (WYLEN, 2006).....	79
Equação 8 – Balanço de energia em regime permanente (WYLEN, 2006) ...	79
Equação 9 – Balanço de energia simplificado (WYLEN, 2006).....	80
Equação 10 – Segunda lei da termodinâmica para um volume de controle escrito em sua forma completa (WYLEN, 2006).....	80
Equação 11 – Segunda lei da termodinâmica para um volume de controle escrito em regime permanente (WYLEN, 2006)	81
Equação 12 – Reação simplificada da fermentação alcoólica (HUGOT, 1977).	90
Equação 13 –Reação que exprime a formação do dióxido de enxofre.	94
Equação 14 –Reação que exprime a hidratação da cal virgem.	95
Equação 15 – Exprime a quantidade de calor relacionado a mudança de temperatura.....	111
Equação 16 – Exprime a quantidade de calor relacionado a mudança de fase.	112
Equação 17 – Exprime a quantidade de calor relacionado a mudança de fase.	115
Equação 18 – Cálculo do consumo de vapor da turbina de contra-pressão.	118
Equação 19 – Balanço de energia para a laminação de VE.	124
Equação 20 – Cálculo da quantidade de bagaço obtido na moagem.	125

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	18
1.1. IMPORTÂNCIA ECONÔMICA	19
1.2. IMPACTOS AMBIENTAIS	19
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	21
2.1. HISTÓRICO NO BRASIL	21
2.1.1. Consolidação Regional	21
2.1.1.1. Política energética	22
2.1.1.2. Crise do álcool	22
2.1.2. Constância do Açúcar	24
2.1.3. Demanda	25
2.1.3.1. Etanol	27
2.1.3.2. Açúcar	28
2.1.3.3. Energia Elétrica	29
2.1.4. Consolidação do setor sucroalcooleiro	29
2.1.4.1. Otimização de processos e redução de custos	30
2.1.4.2. Fusões e aquisições	32
2.1.4.3. Internacionalização do mercado	36
2.1.5. Evolução na produção	38
2.1.6. Competitividade do Etanol brasileiro	42
2.1.7. Transformação da estrutura produtiva	44
2.1.8. Perspectivas do mercado	45
3.1. PRINCIPAIS ETAPAS DE PROCESSAMENTO	47
3.1.1. Fluxogramas dos processos	49
3.1.1.1. Recepção da cana	49
3.1.1.2. Preparo	50
3.1.1.3. Moagem	51
3.1.1.4. Peneiramento	52
3.1.1.5. Caleação	53
3.1.1.6. Aquecimento	53

3. 1.1.7. Decantação.....	53
3. 1.1.8. Produção de álcool - Concentração do caldo	54
3. 1.1.9. Produção de álcool - Fermentação.....	56
3. 1.1.10. Produção de álcool - Destilação	56
3. 1.1.11. Produção de açúcar – Concentração e Cristalização.....	58
3. 1.1.12. Produção de açúcar – Centrifugação	58
3. 1.1.13. Produção de açúcar – Secagem e Refino	58
3.1.2. Impactos ambientais	61
3. 1.2.1. Plantio.....	61
3. 1.2.2. Queimada	62
3. 1.2.3. Usina	64
3. 1.2.4. Fontes de poluição das águas.....	66
3. 1.2.5. Fontes de poluição do solo.....	67
3. 1.2.6. Fontes de poluição do ar	68
3.2.1. Matéria-prima.....	70
3. 2.1.1. POL	70
3. 2.1.2. Brix	71
3. 2.1.3. Pureza	72
3. 2.1.4. ART	73
3. 2.1.5. Porcentagem de fibra na cana.....	73
3. 2.1.6. Teor alcoólico	73
3.2.2. Cuidados no processamento	74
3.2.3. Produtos	75
3.3.1. Balanço termodinâmico	76
3. 3.1.1. Aplicação	76
3. 3.1.2. Conceitos básicos de balanço de massa.....	78
3. 3.1.3. Conceitos básicos de balanço de energia	79
4 BALANÇOS TERMODINÂMICOS UTILIZADOS EM PROJETOS DE ENGENHARIA.....	82
4.1 CÁLCULOS.....	82
4.2 EXTRAÇÃO DE CALDO	83
4.2.1 Capacidade de moagem.....	84

4.2.2 Características do caldo misto e bagaço	85
4.3 LINHA CALDO ETANOL.....	86
4.3.1 Tratamento do lodo.....	86
4.3.2 Diluidor do mosto	89
4.3.3 Fermentação do mosto	90
4.3.4 Destilação do vinho.....	92
4.4 LINHA CALDO AÇÚCAR	93
4.4.1 Sistema de filtragem do lodo	93
4.4.2 Evaporação.....	97
4.4.3 Fábrica de açúcar	99
4. 4.3.1. Cozimento	100
4. 4.3.2. Centrifugação	101
4. 4.3.3. Secagem	102
4. 4.3.4. Ensaque e armazenamento.....	102
4. 4.3.5. Balanço de massa na fábrica de açúcar.....	102
4.5.1. Ciclos de turbinas a vapor	105
4. 5.1.1. Turbinas de contra pressão em condensação atmosférica	105
4. 5.1.2. Turbinas de contra pressão e de condensação.....	106
4. 5.1.3. Extração-condensação	107
4.6 CONSUMO DE VAPOR DE ESCAPE (VE) NA USINA	109
4.6.1 Balanço de vapor de escape (VE) na destilação	109
4.6.2 Balanço de vapor de escape (VE) na evaporação.....	110
4. 6.2.1. VE consumido para evaporar o caldo decantado e gerar VG	110
4. 6.2.2. VE consumido para aumentar a temperatura do caldo decantado açúcar para 116° C.....	111
4.6.3 Balanço de vapor de escape (VE) no desaerador	113
4.6.4 Total de vapor de escape (VE) consumido na usina.....	116
4.7 CONSUMO DE VAPOR DIRETO (VD) NA USINA	116
4.7.1 Consumo de VD no picador de cana	117
4.7.2 Consumo de VD no desfibrador de cana	118

4.7.3 Consumo de VD nos ternos de moendas	119
4.7.4 Consumo de VD na casa de força elétrica.....	121
4.7.5 Consumo de VD na secagem do açúcar	122
4.7.6 Total de VD consumido nos processos.....	122
4.7.7 Total de VD consumido na redutora e dessuperaquecedor.....	123
4.8 CONSUMO DE BAGAÇO	125
5 ESTUDO DE COGERAÇÃO.....	127
5.1. DESENVOLVIMENTO DA COGERAÇÃO	127
5.2. EFICIÊNCIA.....	127
5.3. TURBINA DE CONDENSAÇÃO	128
6 RESULTADOS.....	131
6.1 RECEITA ESTIMADA	131
6.2 ESTRUTURAS E PERIFÉRICOS	131
7 CONCLUSÃO	133

1. INTRODUÇÃO

O Brasil possui papel de destaque mundial no cultivo e processamento da cana de açúcar. Atualmente ocupa a primeira posição mundial na produção de etanol. Processou na safra 2007/2008 cerca de 496 milhões de toneladas de cana de açúcar , equivalente a 31% da produção mundial, destinados principalmente a produção de 22,5 bilhões de litros de etanol dos quais 84% foram direcionados a abastecer a frota nacional de carros bicompostíveis (FAPESP, 2009).

Somente estes dados já demonstram a importância deste segmento composto de 305 usinas (ÚNICA, 2007) espalhadas em todo o território nacional. Dados consolidados e estimativas indicam um forte crescimento na produção para atender o mercado interno e a crescente demanda internacional.

Nas safras de 2007/2008 a 2008/2009 houve um aumento de 17,1% na produção nacional e para a safra 2009/2010 projeta-se um aumento de 8,9% (FAPESP, 2009). Para sustentar esse crescimento faz-se necessário o constante desenvolvimento dos meios produtivos, no caso a construção de novas usinas e a modernização das já existentes através de projetos de engenharia focados no aumento da produtividade e redução dos custos. Pontos fundamentais para, concomitantemente, atender a demanda do mercado e manter o produto competitivo no cenário internacional.

O projeto de engenharia para a construção de uma usina passa por várias etapas. Dentre elas citam-se como exemplos a escolha do local de construção, capacidade de processamento, fases de implantação, produtos finais desejados, tipos de equipamentos e processos. Todas essas etapas devem ser planejadas de acordo com os objetivos traçados pelo investidor que arcará com o financiamento do projeto. Tendo isso claro, o desenvolvimento posterior é montar o balanço de massa e energia ou termodinâmico, que consiste numa série de cálculos e considerações de projeto que definirão, a partir de dados de entrada (como a quantidade de cana de açúcar para processar por hora) todas as informações necessárias para dimensionar os equipamentos e fases de processo necessárias para alcançar o objetivo do projeto.

1.1. Importância econômica

Na safra 2007/2008 o processamento de 496 milhões de toneladas de cana de açúcar, plantadas em 7,8 milhões de hectares, ou 2,2% do total de terras cultiváveis no país, resultaram em 20,226 bilhões de litros de etanol e 26 milhões de toneladas de açúcar. A receita bruta para a safra foi de, aproximadamente, R\$ 20 bilhões. O etanol contribuiu com 54% desse valor. Sendo 44% com a venda de açúcar e 2% com a geração de energia elétrica (FAPESP, 2009).

O setor, recentemente denominado de sucroenergético, empregava somente em São Paulo cerca de 800 mil pessoas e é responsável por 60% da cana de açúcar produzida no Brasil¹.

1.2. Impactos Ambientais

Ao grande crescimento na produção de etanol e açúcar com a geração de emprego e riquezas para o país, os impactos ambientais nunca podem ser relegados a segundo plano. As práticas agrícolas aplicadas no plantio não geraram resultados desfavoráveis ao meio ambiente. A cultura de cana de açúcar não necessita de emprego de pesticidas, herbicidas, fertilizantes na intensidade de outras culturas e a irrigação quase que é dispensada e o processo industrial reciclam seus resíduos principais: vinhoto e torta de filtros.

As atividades de produção de cana e sua industrialização são, como todas as outras, regulamentadas por um conjunto de leis. Em particular, seu impacto ambiental é controlado por cerca de cinquenta leis, resoluções, portarias, decretos e normas técnicas mais relevantes, nos setores agrícola e industrial. É um conjunto dinâmico, com freqüentes revisões em função de avanços técnicos e novas situações.

O Código Florestal (Lei 4771/65) estabelece as obrigações quanto a reflorestamento e proteção de águas, definindo as áreas de preservação. Além disto,

¹ Disponível em: <http://www.revistaopinioes.com.br/aa/materia.php?id=625>. Acesso em: 01/12/2010.

o conceito de “reserva legal” estabelecido na Lei 7803/89 (20% da área total deve ser re-florestada), depois da Lei Agrícola 8171/91, está sendo analisado nas suas implicações (legais, ambientais e econômicas).

Legislações Estaduais também estão em elaboração sobre o assunto, principalmente em São Paulo, vários milhares de hectares de áreas reflorestadas foram estabelecidos em áreas de cana, (proteção de cursos de água, encostas, etc.); mas será necessário estimular avanços significativos nos próximos anos.

A captação e uso de água nas usinas é de extrema importância sendo indispensável em várias etapas do processo. Para ter uma base comparativa, na década de 90 o consumo de água ainda era muito elevado. Uma amostra de 36 usinas processando 60 milhões de toneladas de cana em São Paulo, indicou em 1997 uma média de 5 m³ de água captada por tonelada de cana processada (MACEDO; NOGUEIRA, 2004). Um programa de redução da captação de água, motivado por ações em curso (inclusive cobrança pelo uso) e baseado essencialmente na otimização de processos e reutilização interna, pode reduzir substancialmente este valor. Esta evolução deverá ocorrer simultaneamente, em vários setores industriais, comerciais e no setor doméstico.

Outro aspecto do ciclo produtivo da cana de açúcar é a forma que é feita sua colheita. Em muitas regiões ainda faz-se uso de queimadas para eliminar o excesso de palha e facilitar o corte. Essa prática motivou muitos estudos desde 1980. O assunto foi tratado em pelo menos duas câmaras setoriais, envolvendo os interessados (trabalhadores, produtores, órgãos de proteção ambiental e da saúde pública, e representantes da população). O Estado de São Paulo, com a maior concentração da produção, estabeleceu nestas câmaras a legislação adequada com a implantação gradual das áreas sem queima, obedecendo a um cronograma que respeita o estágio atual e avanços da tecnologia de colheita (MACEDO; NOGUEIRA, 2004).

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1. Histórico no Brasil

A cana de açúcar entre as diversas culturas existentes no país possui destaque pelo seu pioneirismo sendo a primeira cultura comercial introduzida ainda na época em que o Brasil era uma colônia portuguesa. A região em que essa cultura se fixou e expandiu foi no Nordeste nos séculos XVI e XVII. O modelo adotado era o de produção em latifúndios com uso de mão-de-obra escrava e produção de açúcar bruto para exportação. Neste período o Brasil se tornou o principal produtor e exportador mundial de açúcar, com reflexos benéficos no desenvolvimento econômico e social para a região.

Em meados do século XVII os holandeses deixaram o Nordeste, levando a cultura da cana de açúcar para o Caribe, enfraquecendo a economia nacional pelo rápido surgimento de novas economias baseada na cana de açúcar nas colônias inglesas, espanholas e francesas, que competiram com o Nordeste brasileiro, deslocando-o de sua então hegemonia. Em decorrência a economia da região nordestina entra em processo de rápido perecimento.

Somente com o governo resultante da Revolução de 30 volta-se a dar dinamismo à economia agro-açucareira com a criação do Instituto do Açúcar e Álcool – IAA e a formação de estoques de etanol pelo Estado como forma de regulação do mercado (FURTADO, 2007).

2.1.1. Consolidação Regional

A consolidação da região sudeste como centro industrial e urbano, além de concentrar o ascendente mercado consumidor, contribui para fixar a agroindústria açucareira na região do Estado de São Paulo. Nessa região, a agroindústria surge mais dinâmica, apoiando-se técnicas mais modernas de produção, cercada por um parque industrial produtor de equipamentos industriais significativo e de instituições de pesquisa de peso como o Instituto Agronômico de Campinas.

O Governo Federal irá, no pós-guerra, por meio do IAA, buscar administrar o conflito latente entre a região declinante do Nordeste e a ascendente paulista,

reservando cotas e alocando a produção de cada região do país para mercados específicos.

O mercado interno, aliás, experimenta forte expansão com a aceleração da industrialização e diminuição da dependência de produtos importados durante os anos de 1980 e 1990. Neste mesmo período data a introdução do etanol como combustível adicionado à gasolina para favorecer a redução da importação de combustíveis fósseis (FURTADO, 2007).

2.1.1.1. Política energética

Com a retomada do mercado internacional do açúcar, a partir dos anos 1960, o governo federal se preocupa em constituir um programa de modernização da agroindústria açucareira, o Planalsucar, que é implantado no início dos anos 1970. A oferta brasileira expande-se substancialmente durante a primeira metade da década dos anos 1970 puxada pelas exportações.

No entanto, os preços do açúcar começam a cair a partir de metade dessa década. Ao mesmo tempo o país é confrontado com a crise do petróleo. O governo federal toma um conjunto de medidas para equacionar os problemas causados pela excessiva dependência do petróleo, cujo preço havia quadruplicado em 1973. Uma das iniciativas do governo consiste em associar o potencial de expansão da agroindústria da cana de açúcar com a oportunidade gerada pela crise do petróleo, criando o Proálcool em 1975 (FURTADO, 2007).

2.1.1.2. Crise do álcool

O Proálcool objetivava substituir o consumo interno de gasolina pelo álcool produzido a partir da biomassa. Para incentivar a produção de álcool, o governo, no início dos anos 1970, financiou a juros negativos a construção, ampliação e modernização das usinas de açúcar que passaram a incorporar unidades anexas para destilação de álcool.

A produção de álcool refletiu os incentivos governamentais, quintuplicando sua capacidade em cinco anos. A safra correspondente ao período de 1976/1977 saltou de 664 mil m³ de álcool para 3,7 milhões de m³ na safra 1980/1981 ².

Esgotada essa primeira fase, o governo federal direcionou-se, em função do sucesso na expansão da produção nacional de álcool e do segundo choque do petróleo de 1979, para a implantação do segundo ciclo de investimentos com o objetivo de triplicar a produção interna até 1985. Desta vez o álcool passaria a não somente ser misturado à gasolina e sim utilizado puro em veículos com motores especialmente adaptados a este novo combustível.

O surgimento do novo mercado de veículos a álcool somente foi possível porque contou com incentivos fiscais governamentais para a compra de veículos novos, a preços administrados, que garantiam a rentabilidade do álcool em relação à gasolina. O governo induziu a Petrobrás e as companhias distribuidoras a criarem um sistema de armazenamento, transporte e distribuição do álcool hidratado usado puro nos veículos. A indústria automobilística foi chamada a colocar no mercado veículos movidos a álcool. Todo esse conjunto de medidas, além do financiamento subsidiado pelo poder público para as novas destilarias, garantiu que num prazo de cinco anos a produção de álcool ultrapassasse a meta produtiva estipulada de 10 milhões de m³³.

O sucesso do Proálcool ocultava importantes dificuldades como a necessidade da agroindústria da cana de açúcar contar com elevados subsídios governamentais para que fosse garantida a expansão do parque produtivo. Com a volta da democracia e o aprofundamento da crise econômica, esgota-se a capacidade do Estado brasileiro de realizar elevadas transferências de recursos para novas atividades econômicas consideradas prioritárias. O elemento agravante desse quadro consiste no chamado contrachoque do petróleo, que ocorre em meados dos anos 1980, quando os preços do petróleo caem drasticamente no mercado mundial. Essa queda das cotações internacionais se reflete, logo, nos preços internos dos derivados de petróleo e da gasolina. O preço real do álcool, atrelado ao da gasolina,

² Disponível em: <http://www.biodeselbr.com/proalcool/pro-alcool.htm>. Acesso em: 15/12/2010.

³ Disponível em: <http://dgta.fca.unesp.br/docentes/maura/antigos/aega/mercado-de-acucar.pdf>. Acesso em: 13/01/2011.

segue a mesma tendência de queda, ao passo que cessam os investimentos subsidiados em novas destilarias.

A estabilização da produção de álcool, a partir de meados da década de 1980, cria uma situação explosiva, em que a oferta interna estagnada é cada vez menos capaz de atender a uma demanda que cresce a pleno vapor por conta dos preços controlados e dos subsídios aos carros a álcool. O desfecho dessa situação foi a falta do biocombustível nos postos de abastecimento no final da década de 1980, comprometendo a credibilidade do programa. No início da década de 1990 chega-se ao limite do Brasil ter que importar álcool para atender à demanda interna.

Acorda-se que a crise do abastecimento e a extinção do IAA, realizada pelo Governo Collor em 1990, marcam o final do Proálcool e o início de uma nova etapa. As vendas de carro a álcool, que chegaram a ser de 90 % dos veículos novos nos anos 1980⁴, caem estrondosamente. Estabelece-se um novo equilíbrio entre a oferta e a demanda, em torno de 12 milhões de m³ por ano, que perdura ao longo da década de 1990. Essa situação relativamente instável conta com dois novos elementos ao longo dessa década. O primeiro é a retomada do mercado interno de automóveis liderado pelos carros de 1000 cilindradas movidos à gasolina. Com isto assiste-se a retomada do consumo interno de gasolina que pressiona o consumo de álcool anidro.

Por outro lado, as vendas de carros novos a álcool se mantêm em um patamar muito baixo, não permitindo a reposição da frota desse tipo de veículos. Durante certo período, esses dois fenômenos se compensam, de maneira que a queda do consumo de álcool hidratado era contrabalançada pelo aumento do consumo de álcool anidro. Porém, no final da década de 1990, a quantidade de veículos velhos a álcool que estavam sendo sucateados ultrapassava em muito os veículos novos, colocando em risco a manutenção da infra-estrutura de distribuição constituída durante o Proálcool (FURTADO, 2007).

2.1.2. Constância do Açúcar

⁴ Disponível em <http://www.opalc.org/val/media/val5/10.pdf>. Acesso em 11/01/2011.

Durante o final dos anos de 1980 com a crise de desabastecimento de etanol para atender o mercado interno, se contrapõe ao dinamismo da agroindústria da cana de açúcar nos anos 1990 que manteve a sua expansão produtiva ao longo da década. Tal dinamismo é atribuído à expansão do mercado do açúcar liderado pelas exportações. Entre 1992 e 1999, o Brasil multiplica por cinco o volume de exportações de açúcar, tornando-se líder mundial absoluto de exportação do produto. Em 2004, o país chega a representar 36,2 % das exportações mundiais de açúcar.

Esse formidável desempenho das exportações está estreitamente relacionado com o dinamismo da agroindústria da cana de açúcar que produz alternativamente açúcar ou álcool de acordo com as oportunidades de expansão que oferecem esses dois mercados (FURTADO, 2007).

2.1.3. Demanda

Em se tratando de consumo de álcool o Brasil é líder mundial. A produção nacional praticamente se regula com o consumo, que é de 12,5 bilhões de litros, e perfaz mais de 38% do mercado mundial. Na segunda posição encontram-se os Estados Unidos com mais de 19% de participação e com um volume de produção crescente, devido ao programa de substituição por álcool anidro à gasolina, como oxigenante. No mercado internacional, o custo do álcool brasileiro é o mais competitivo. Assim, como mostra a Tabela 1, o crescimento das exportações brasileiras de álcool é contínuo, impulsionado também pela consciência ambiental que faz com que muitos países passem a utilizá-lo.

A aumento da demanda por derivados da cana de açúcar tem se sustentado pelas novas perspectivas de utilização do álcool combustível por grandes mercados consumidores o que reflete diretamente no crescimento das exportações.

Tabela 1 – Exportações brasileiras de álcool etílico no período de 2000 a 2004.

Ano	2000	2001	2002	2003	2004
Total	181.806	255.929	607.213	605.900	810.356

Fonte: FNP/SECEX/DECEX.

O crescimento das exportações de etanol se deve ao fato de o setor apresentar rentabilidade crescente nos últimos anos, o que estimulou a expansão dos canaviais das usinas existentes e a implantação de novas unidades, principalmente nos estados de São Paulo, Paraná e Minas Gerais.

O açúcar também acompanhou o ganho de rentabilidade do setor e expandiu-se, principalmente, na região Centro-Sul, que é a maior produtora de açúcar do país, sendo este produto de demanda constante no mercado internacional. Sendo assim, o incremento nas exportações somente ocorre em função do crescimento vegetativo, razão por que, não se espera aumento significativo de consumo. Entretanto, como demonstra na Tabela 2, houve incremento no consumo de açúcar industrial, utilizado principalmente nas indústrias de refrigerantes, chocolates, alimentos e sorvetes, devido ao aumento na renda e no mercado doméstico.

Como evidenciado na Tabela 2, o Brasil teve significativo aumento na produção de açúcar, pois, em uma década, houve acréscimo de 89,4% em sua produção, o que equivale a um crescimento médio anual de 6,6%, enquanto a região Centro-Sul, a maior produtora do país, obteve crescimento de 120% nos últimos dez anos. Este significativo aumento na produção nacional foi estimulado, também, pelo aumento das exportações de açúcar.

Tabela 2 – Produção de açúcar no Centro-Sul e no Brasil, 1995/96 a 2004/05.

Safra	Centro-Sul	Brasil
1995/96	186.306.290	253.057.770
1996/97	209.567.700	273.264.540
1997/98	227.687.920	298.212.240
1998/99	303.596.480	359.233.080
1999/00	337.996.760	387.743.420
2000/01	252.636.960	324.892.240
2001/02	319.007.720	383.924.700
2002/03	374.009.160	447.625.400
2003/04	408.409.540	476.520.000
2004/05	409.827.331	479.300.000

Fonte: Ministério da Agricultura-Depto. do Açúcar e do Álcool/Única.

A competência do setor sucroalcooleiro está presente em todas as fases da cadeia produtiva, do campo à indústria. Porém, sua viabilidade econômica depende da negociação no mercado externo para superação de barreiras e aberturas de

novos espaços de venda, a partir de políticas governamentais que definam um plano e um modelo estratégico para as exportações. Com o aumento da safra de cana, este setor procura aumentar as vendas externas de açúcar e conquistar novos mercados para o álcool, reafirmando sua importância para a economia nacional (LÍRIO; VENÂNCIO, 2006).

2. 1.3.1. *Etanol*

Entre 2002 e 2006 a produção de etanol no mundo cresceu em média 11,36% ao ano (FAPESP, 2009). Os principais produtores são Estados Unidos e Brasil, que responderam por 3/4 da produção mundial (MACEDO; NOGUEIRA, 2004). Além do Brasil com forte crescimento do mercado interno graças a crescente frota de carros bicompostíveis, destaca-se também o mercado americano com grande crescimento nos últimos anos, em função da substituição do Metil Tércio Butil Éter (MTBE) pelo etanol como oxigenador da gasolina.

No Brasil, o álcool hidratado foi o mais produzido durante todo o período de 1982 e 2000. A partir daquele ano, o álcool anidro foi mais produzido do que o hidratado. No entanto, entre 2005/2006, a produção de álcool hidratado voltou a ser levemente superior que a produção do álcool anidro, devido ao crescimento dos veículos bicompostíveis. Esta inovação tecnológica trouxe interessantes novidades, e com grande aceitação por parte dos consumidores para se aproveitar das diferenças de preços (MORI; MORAES, 2007).

Conforme estudo da ICONE (Instituto de Estudos do Comércio e Negociações Internacionais), a produção de etanol projetada para 2012 nos EUA é de 45,2 a 51,4 bilhões de litros, cerca de duas vezes e meia a produção atual. O Brasil projeta uma oferta de 35,4 bilhões de litros para o mesmo ano, dobrando a produção verificada em 2006, assim como ocorrerá na União Européia⁵.

O mercado internacional vem se abrindo especialmente para o álcool anidro, dadas as políticas governamentais de adição de álcool na gasolina. Alguns países já

⁵ Disponível em: <http://www.iconebrasil.org.br/pt/?actA=7&areaID=5&secaoID=7&artigoID=1399>. Acesso: 10/01/2011.

aprovaram metas obrigatórias e outros já possuem uma política de autorização da adição (NEVES; CONEJERO, 2007).

2. 1.3.2. Açúcar

Assim como em qualquer mercado capitalista, a produção de qualquer produto é influenciado pelo preço e pela demanda do mercado. Especificamente, o açúcar é influenciado também pela concorrência dos adoçantes alternativos, a disponibilidade de estoques de açúcar, a preferência dos consumidores, os avanços tecnológicos e as políticas governamentais. No entanto, o consumo é afetado pelo aumento da renda per capita e pelo crescimento das populações, sendo que o último explica 85% do crescimento do consumo.

Segundo a USDA (Departamento de agricultura dos EUA), a produção mundial de açúcar, em toneladas, entre 2002 e 2007, cresceu a uma taxa média de 1,12% a.a. Os principais países produtores de açúcar são Brasil, Estados Unidos, Índia, Tailândia e China. A produção do Brasil equivale a 19% de toda produção mundial, ou seja, 30,8 milhões de toneladas; a produção da Índia, segunda maior do mundo (16%), é de 25,1 milhões de toneladas. Em terceiro lugar, a produção de açúcar dos Estados Unidos, representando 10% de toda produção mundial, é de 16,1 milhões de toneladas (NEVES; WAACK, 1999).

Em relação ao comportamento do consumo mundial, entre 2002 e 2006, o crescimento foi de 1,28% ao ano em média. Em 2006/2007, o consumo atingiu 146 milhões de toneladas. Projeções para 2014 indicam que o consumo mundial de açúcar deve chegar à casa dos 180 milhões de toneladas (NEVES; CONEJERO, 2007).

Entre 2001 e 2006, a produção brasileira de açúcar cresceu em média 8,61% a.a. O IBGE revela que os três Estados produtores de açúcar no Brasil, em 2005/2006, que mais participaram na produção nacional são: São Paulo, com participação de 66%; Alagoas, com 8,15%, e Minas Gerais, com 6,74%. Foram 30 milhões de toneladas produzidas na safra 2006/2007, o Brasil consumiu um pouco mais de 10 milhões. Para os próximos anos, é previsto que a exportação continue a

representar mais de 60% do destino da produção brasileira de açúcar, que também tende a crescer⁶.

2. 1.3.3. *Energia Elétrica*

Uma tonelada de cana gera cerca de 320 kg de bagaço, do quais 90% são usados na produção de energia. A importância da co-geração de energia utilizando o bagaço reside no fato de que ela coincide com o período de seca dos reservatórios das usinas hidrelétricas e, dessa forma, possui importante caráter complementar.

A capacidade de co-geração de energia com o bagaço, para produção de açúcar e etanol e exportação do excedente, é atualmente de 1650 MW ou 2% da demanda nacional. No entanto, o aproveitamento de todo potencial energético do bagaço está longe do ideal, muito por conta do uso apenas de parte da produção de bagaço e do desperdício de energia com as tecnologias intermediárias e obsoletas apresentadas pelas termoelétricas das usinas. O potencial de co-geração de energia para 2012, com aproveitamento de 50% do bagaço, é de 9 mil MW ou 8% da demanda nacional projetada (NEVES; CONEJERO, 2007).

2.1.4. Consolidação do setor sucroalcooleiro

A partir dos anos 70, o mercado passou por importante transformação, deixando de ser exclusivamente voltado para o setor de alimentos, para destinar-se ao setor energético, através do Proálcool. O fomento governamental destinou a cana de açúcar para produção de combustível, com efeito positivo no aumento da competitividade do setor como um todo. As escalas de produção e moagem de cana cresceram com ganhos importantes em produtividade e redução dos custos produtivos.

Em pouco tempo, o país criou uma ampla rede de distribuição de álcool hidratado, adaptou pioneiramente veículos, desenvolveu tecnologias para uso do

⁶ Disponível em: http://www.ibge.gov.br/home/presidencia/noticias/noticia_visualiza.php?id_noticia=998.

álcool anidro como aditivo para combustíveis e tão rapidamente quanto produziu inovações institucionais e organizacionais (NEVES; WAACK, 1999).

2.1.4.1. Otimização de processos e redução de custos

No início da década de 80 havia por parte do Banco Mundial e dos fabricantes de equipamentos industriais sediados nos países economicamente e tecnologicamente mais avançados uma grande expectativa de que a expansão da produção de açúcar e álcool etílico carburante no Brasil iria promover a modernização dos processos produtivos adotados na agroindústria canavieira (MACEDO; NOGUEIRA, 2004). Partindo do início do processo com a extração do caldo de cana e estendendo-se até a fermentação e destilação, havia uma preocupação crescente no aumento da eficiência energética das usinas e destilarias (FAPESP, 2009).

A adoção da extração do caldo por difusão nas novas unidades industriais representaria, portanto, uma primeira e importante inovação tecnológica a ser introduzida. Um bom motivo para tanto é o fato de a difusão constituir um processo muito mais permeável às inovações de cunho biotecnológico. É claro que adoção de novas tecnologias nesse âmbito, como em outros, não costuma dar-se de forma espontânea, supondo pelo menos a preexistência de uma capacidade gerencial para tanto, mas ela está longe de ser impossível. Basta atentar, nesse sentido, para a grande diversidade de rendimentos agroindustriais das destilarias paulistas, os quais, segundo levantamentos recentes, variam em torno de uma média anual de 5.847 litros de álcool por hectare de cana, entre os extremos de 7.046 litros de álcool por hectare de cana nas mais eficientes e 3.626 litros de álcool por hectare de cana nas menos eficientes (PIACENTE, 2006).

O processamento industrial da cana para etanol, como realizado hoje, é uma tecnologia que já atingiu sua maturidade plena. Houve grandes avanços entre 1970 e 1990, mas, nos últimos anos, os ganhos de produtividade e eficiência foram pequenos. As reduções de custos com melhorias graduais da tecnologia atual, em um horizonte de dez anos, foram modestas. A difusão de tecnologias existentes para todo o setor (aproximando os desempenhos médios dos máximos) também não trará impacto importante (ÚNICA, 2002).

Entre as tecnologias que poderão influir nos custos, nos próximos dez anos, destacam-se os desenvolvimentos em extração hidrodinâmica (redução de 25% no uso de energia em preparo e moagem, redução de custos com manutenção); na redução dos consumos específicos de energia e água no processamento com o emprego de acionamento eletro-hidráulico das moendas e o uso de turbinas de alta eficiência na casa de força melhora o aproveitamento energético da usina; sistema de limpeza a seco da cana para redução de impurezas e aumento da eficiência da moagem e o aproveitamento energético da palha e dos resíduos da cana de açúcar através de um sistema de ventilação que faz a retirada do resíduo sólido da cana; uso de peneiras moleculares, equipamento para desidratação de álcool anidro, aplicado para produção de álcool anidro 99,5 INPI e membranas na destilação, destilação extractiva; hidrólise dos resíduos celulósicos, sendo a hidrólise do bagaço da cana o tratamento químico que permite produzir álcool a partir dos açúcares fermentáveis contidos no bagaço da cana. A tecnologia poderá dobrar a produção de etanol por área plantada no Brasil. Esta tecnologia, no Brasil, está sendo desenvolvida em parceria entre o CTC, o Grupo Dedini e a Fapesp e outros (PIACENTE, 2006).

Ao discutir-se o potencial de expansão da produção de álcool deve-se ter em mente qual é a capacidade instalada no país para a produção de álcool. E o mais difícil é justamente assegurar de forma direta um valor confiável, pois esta depende da produção desejada de açúcar. As usinas mais modernas possuem flexibilidade para definir a proporção de açúcar e álcool que será produzida e possuem sistemas de geração de energia elétrica para suprir a demanda interna e vender o excedente. Além disso, os projetos mais modernos já prevêem diversas fases de ampliação da capacidade produtiva sem a necessidade de interrupção da produção ou trocas prematuras dos equipamentos por outros de maior capacidade.

E para atender não só a necessidade de ampliação da capacidade produtiva, mas também tornar os processos mais eficientes, a indústria brasileira de equipamentos para a produção de etanol e co-geração tem hoje um índice de nacionalização de quase 100% (ÚNICA, 2002). O mercado proporcionou as condições adequadas para que a indústria brasileira de equipamentos desenvolvesse uma linha completa de produtos, inclusive com tecnologias pioneiras, com mínima importação. Resumidamente, os diferentes estágios de evolução da

agroindústria canavieira foram: grande aumento de capacidade, aumento nas taxas de conversão e o uso integral do potencial da cana (estágio ainda em curso), que rebateram necessariamente sobre a indústria de bens de capital. A velocidade de desenvolvimento, e principalmente de implementação de soluções, evoluiu para os pacotes de fornecimento de destilarias e sistemas completos de co-geração.

Para melhorar a eficiência energética da produção e, por conseguinte, reduzir os custos do produto, é importante que as novas unidades de produção de etanol prevejam sistemas de co-geração eficientes, possivelmente com alta pressão e extração/condensação de vapor, e que a eficiência energética seja aumentada com a redução possível do consumo térmico nos processos.

A indústria brasileira de equipamentos é composta, basicamente, por dois núcleos fabris plenamente desenvolvidos, um instalado em Piracicaba e outro em Ribeirão Preto com capacidade, para os níveis de expansão atuais, para suprir totalmente, nos prazos previstos, a demanda de destilarias completas e sistemas de co-geração associados.

2.1.4.2. Fusões e aquisições

As fusões entre empresas do setor podem levar a um elevado nível de concentração e trazer danos aos consumidores, principalmente, pelo aumento de preços, além de reduzir o incentivo a novos investimentos em inovação e melhoria da qualidade dos produtos. Por outro lado, as fusões podem resultar em empresas mais eficientes, que podem repassar estes ganhos aos consumidores. Por isso os ganhos de eficiências são essenciais para se analisar os efeitos de uma integração horizontal, ou seja, a fusão entre empresas concorrentes.

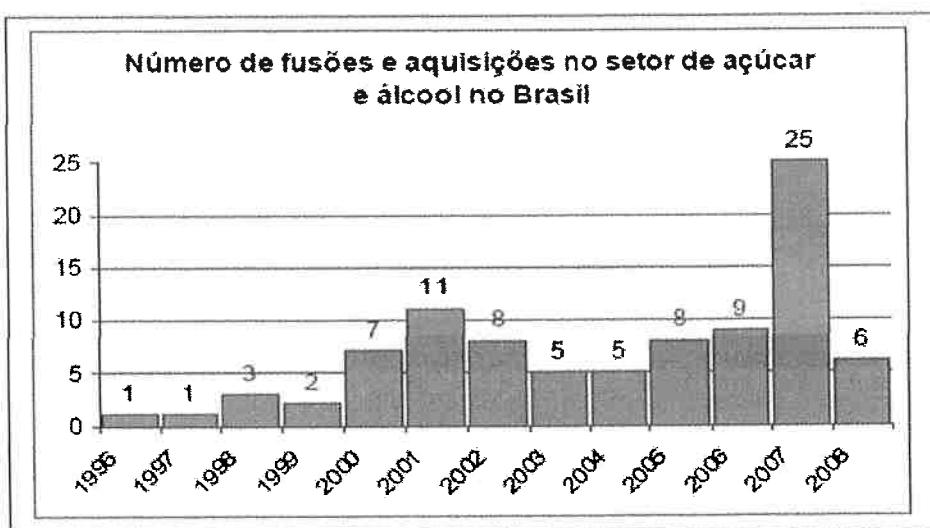


Figura 1 – Fusões e aquisições no setor de açúcar e álcool no Brasil.

Fonte: KPMG.

Quando ocorre a integração horizontal, consequentemente se elevará o poder de mercado da nova empresa fusionada com o aumento do poder de praticar preços mais elevados, influenciando o mercado, sem que haja a ameaça de novos entrantes.

Se não forem considerados os ganhos de eficiências possivelmente o efeito líquido das fusões é negativo. Ao se considerar que os ganhos de eficiências, com redução de custos, economias de escala e escopo, por exemplo, forem repassadas aos consumidores, então haverá benefícios aos consumidores (PAIN; NEVES, 2004).

Segundo uma pesquisa da DATAGRO⁷, para a safra 2006/2007 uma concentração de 41% da produção nacional de cana de açúcar está com 23 grupos nacionais e estrangeiros, bem como, 38% da produção de etanol. Somente a COSAN, uma das maiores produtoras e exportadoras de etanol e açúcar do mundo e líder em geração de energia elétrica à partir do bagaço da cana de açúcar é responsável por 8,5% do etanol vendido no Brasil, seguida pela Crystalsev, com 6,1% e, o Grupo Carlos Lyra com 2,6%.

7 Disponível em: <http://noticias.uol.com.br/economia/ultnot/2006/03/10/ult29u46517.jhtm>. Acesso: 26/11/2010

Tabela 3 – Produção de álcool e moagem de cana por Grupos.

Safra 2006/2007 – Brasil					
Posição	Grupo	Moagem de Cana (Ton)	Produção de Álcool M ³		
			Anidro	Hidratado	Total
1	Cosan	36.598.317	707.424	558.405	1.265.829
2	Crystalsev	26.305.339	490.238	669.865	1.160.103
3	Carlos Lyra	10.004.360	193.342	83.779	277.121
	Grupo São				
4	Martinho	9.276.324	211.868	181.662	393.530
5	Tércio Wanderley	8.671.546	239.012	80.355	319.367
6	USAçucar	7.349.458	22.106	119.123	141.229
	Grupo Irmãos				
7	Biagi	7.002.952	209.340	216.980	426.320
	Virgolino de				
8	Oliveira	6.235.506	153.366	151.917	305.283
	Grupo Béguin-				
9	Say	6.221.026	48.298	75.437	123.735
10	João Lyra	6.197.580	100.713	192.053	292.766
11	Nova América	5.528.440	156.593	80.462	237.055
12	Tavares de Melo	5.510.641	94.220	90.148	184.368
13	José Pessoa	5.047.920	123.673	137.875	261.548
14	Grupo Farias	4.959.066	123.691	99.011	222.702
15	Grupo Coinbra	4.707.231	111.217	73.070	184.287
16	Cerradinho	4.529.109	43.036	113.182	156.218
	Grupo Dediní				
17	Agro	4.435.160	12.342	91.057	103.399
18	Grupo Andrade	3.975.535	94.215	67.320	161.535
19	Virálcool	3.659.813	79.048	95.224	174.272
20	Grupo Naoum	3.377.068	35.609	62.065	97.674
21	Grupo Balbo	3.361.102	107.707	55.543	163.250
22	Infinity Bionergy	2.952.277	20.839	132.275	153.114
23	Noble	1.097.345		15.710	15.710
	Total dos Grupos	177.003.115	3.377.897	3.442.518	6.820.415
	Participação (%)		42%	43%	35%
	Total Brasil	425.070.000	7.929.000	9.903.000	17.832.000

Fonte: Datagro.

Segundo relatório do Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento, até o final de 2007, estavam cadastradas 355 usinas produtoras de álcool. Se forem considerados os sete primeiros grupos que possuem juntos apenas 45 usinas, estes corresponderam a uma produção de etanol de 4.147.552 m³, o que equivale a 23%

do mercado⁸. O que está havendo é uma mudança de escala de produção das usinas de etanol. Aquelas com capacidade de moagem de dois milhões de toneladas por safra serão substituídas por usinas de três, a quatro milhões de toneladas. A escala propiciará às empresas abrirem seu capital, aos chamados IPOs.

A Cosan e a São Martinho, que estão entre as maiores, fizeram isso recentemente e, outras tenderão a seguir o mesmo caminho. Além disto, estão visando a internacionalização deste capital, como por exemplo, a venda de participação da São Martinho para o grupo japonês Mitsubishi Corporation. E ainda, outro exemplo é a Infinity – BioEnergy, que é um fundo de investimento, já comprou quatro usinas.

De um modo geral, as principais empresas da indústria estão presentes em diferentes segmentos da cadeia produtiva. Por exemplo, a Cosan atua no processo agrícola, processo industrial, comercialização no mercado interno e, ainda opera dois terminais portuários em Santos, por meio de suas controladas e com parceria dos grupos Crystalsev, Cargill, Nova América e Plínio Nastari, que tem participação de 32%. É a maior produtora de álcool do Brasil e a segunda do mundo. As vendas na safra 2006/07 foram de 1,3 bilhões de litros. Com exportações de quase 300 milhões de litros, a Cosan também é a maior exportadora de álcool do mundo e responsável por 8% do total vendido pelo Brasil a outros países. Sessenta por cento da cana de açúcar utilizada pelas usinas da Cosan vem de cultivos próprios, os demais 40%, de fornecedores, cujas propriedades rurais se espalham pelas vizinhanças das usinas.

Como todas as usinas da Cosan estão no Estado de São Paulo, as menores distâncias até o porto de Santos e as melhores condições de infra-estrutura do estado, constituem outra importante vantagem competitiva. Com relação ao álcool, a Cosan vende o produto para entrega nas usinas, e assim, toda a logística fica a cargo das distribuidoras.

8 Disponível em:

http://www.planejamento.gov.br/secretarias/upload/Arquivos/spi/plano_plurianual/avaliacao_PPA/relatorio_2008/08_PP_A_Aval_cad02_MAPA.pdf. Acesso: 08/01/2011

Em 2005 a empresa formalizou uma aliança estratégica com o conglomerado asiático Kuok, com perspectivas de exercer papel importante na expansão das exportações de açúcar e álcool para os mercados asiáticos. Quanto ao acesso e aplicação de inovações tecnológicas é associada ao Centro de Tecnologia Canavieira e Canavialis, que possui pesquisas desenvolvidas internamente para melhoria de processos de produção e colheita, controle de pragas e, planejamento da colheita. Possui ainda relações comerciais com a empresas comercializadoras para colocação no mercado.

A Copersucar está presente no processo agrícola, processo industrial, comercialização no mercado interno e exportação. Conta com 27 usinas associadas e possui contratos de fornecimento de 5 a 10 anos com parceiros de longo prazo,

A Crystalsev está presente no processo agrícola, processo industrial, comercialização no mercado interno e exportação. A cana própria é em média de 70 a 80% em algumas usinas, possuindo contratos de fornecimento de 5 a 10 anos com parceiros antigos. Seu foco é a exportação com meta de 70%, sendo proprietária de 38% do Terminal de Exportação de Álcool de Santos (TEAS), empreendimento em parceria com a Cargil . Suas ações em tecnologia baseiam-se na associação ao CTC (Centro de Tecnologia da Cana) e algumas de suas usinas são parceiras da RIDESA e tem pesquisas internas (MATTOSO, 2008).

2. 1.4.3. Internacionalização do mercado

O aumento da fatia da produção das empresas nacionais destinada a exportação depende crucialmente de uma ampla penetração nos mercados chave de etanol. Destaque para os EUA, União Européia, Japão, China e Índia

A Copersucar exporta 25% de sua produção, possui contratos com terminais e ferroviárias. A Cargil tem escritórios nos mercados chave e experiência na comercialização do produto nos EUA, no Brasil possui investimentos em plantas de etanol e infra-estrutura própria para exportação.

A Dreyfus tem escritórios nos mercados chave, produz no Brasil para atender o mercado interno e compra de outras usinas para fins de exportação. Suas exportações são feitas através de infra-estrutura de terceiros e suas compras são efetuadas no mercado spot.

A Coimex Trading é a maior exportadora do país, 30% do volume total exportado. Têm escritórios nos EUA, Suíça e China, investimentos em plantas de etanol no Brasil. Usa infra-estrutura de terceiros e possui planos de construir terminal próprio (MATTOSO, 2008).

Para as empresas de energia a entrada no mercado do etanol está baseada na perspectiva de crescimento acelerado tanto no mercado interno, devido à tendência irreversível na comercialização de veículos bicompostíveis, os chamados flexfuel e, sobretudo, com perspectivas para as exportações brasileiras de etanol, que cresceram mais de 300% de 2003 a 2005 (MACEDO; NOGUEIRA, 2004). Outro forte motivador é a possibilidade de substituição entre derivados de petróleo, como o diesel e a gasolina, e energéticos renováveis, visando obter uma diversificação dos negócios e o controle das vantagens competitivas que estes biocombustíveis possuem.

A Petrobras entrou no setor de exportação de etanol em maio de 2005, assinando contratos com a Venezuela e Nigéria. Ela abriu novos mercados e vem estabelecendo relações de longo prazo com os clientes, em sinergia com a área Internacional. Em 2007, o volume de etanol comercializado superou 100 milhões de litros, com remessas de carga para Europa, Japão e Estados Unidos. A Petrobras America Inc. atuou diretamente na internação, armazenagem e comercialização do produto no mercado norte-americano (MATTOSO, 2008).

Outro motivador especialmente importante para a Petrobras seria a substitutibilidade entre derivados de petróleo, como o diesel e a gasolina, e energéticos renováveis, visando obter uma diversificação dos negócios e o controle das vantagens competitivas que estes biocombustíveis possuem. Com a estratégia de entrar no setor de etanol ela poderia tentar minimizar as perdas decorrentes do deslocamento da gasolina para o álcool, devido a desvantagem competitiva de preço. Por este mesmo motivo a Petrobras também fica impossibilitada de repassar aos consumidores as eventuais altas dos preços internacionais da gasolina, pois isto só aumentaria a competitividade em preços do etanol e consequentemente seu mercado. Estas perdas certamente serão consideradas nas suas decisões sobre investimentos no setor (FURTADO, 2007).

Reconhecidamente, a Petrobras é a única empresa brasileira que dispõe de larga experiência na movimentação de grandes volumes de combustíveis líquidos.

Tendo em vista este conhecimento e sua estrutura, e por outro lado o pouco domínio da Petrobras na indústria de produção de etanol, indica que um modelo otimizado seria a parceria entre os produtores e comercializadoras, não gerando problemas de fechamento de alguma etapa da cadeia.

Os países que tem interesse em proteger seus mercados contra a entrada dos derivados da cana de açúcar utilizam barreiras comerciais como meio para restringir, proibir ou desestimular sua importação.

Nos Estados Unidos há uma tarifa especial de importação de etanol combustível de 54 centavos de dólar por galão, além de outros subsídios à produção de milho que é a matéria prima para o etanol americano. Na Europa, apesar do etanol produzido no Brasil ter atualmente um custo que é quase a metade do custo de produção do etanol europeu, com as tarifas que incidem sobre o etanol brasileiro faz que os preços do produto atinjam praticamente os mesmos níveis do etanol europeu. O valor da tarifa imposta pela União Européia ao etanol é atualmente de até 55%, ao mesmo tempo, a tarifa européia para o petróleo é de apenas 5%. Assim, os Estados Unidos só importam quando a demanda é maior que a oferta e o Japão, que seria outro mercado promissor, ainda não têm meta obrigatória de uso do etanol. Assim o etanol brasileiro só consegue colocação em janelas de oportunidades (MATTOSO, 2008).

2. 1.5. Evolução na produção

Desde 1975 até 2004, a produção de cana de açúcar aumentou de 4,5 vezes, ao passo que a área cultivada aumentou de 2,9 vezes (MACEDO; NOGUEIRA, 2004). Isso foi somente possível graças ao expressivo aumento da produtividade agrícola.

Na produção dos derivados de cana de açúcar a evolução tecnológica, desde o início do Proálcool até os dias de hoje, foi marcante com destaque para o melhoramento genético, mecanização e gerenciamento agrícola, controle biológico de pragas, reciclagem de efluentes e racionalização das práticas agrícolas.

Os ganhos de produtividade da cultura da cana são mostrados na Figura 2. Nota-se que a produtividade do Centro-Sul, e principalmente em São Paulo, é

amplamente superior à do Nordeste. Parte dessa diferença é explicada por diferenças de solo e clima, mas o fator principal constitui o componente tecnológico da cultura da cana em São Paulo, uma vez que as variedades de cana foram desenvolvidas, prioritariamente, para esse Estado.

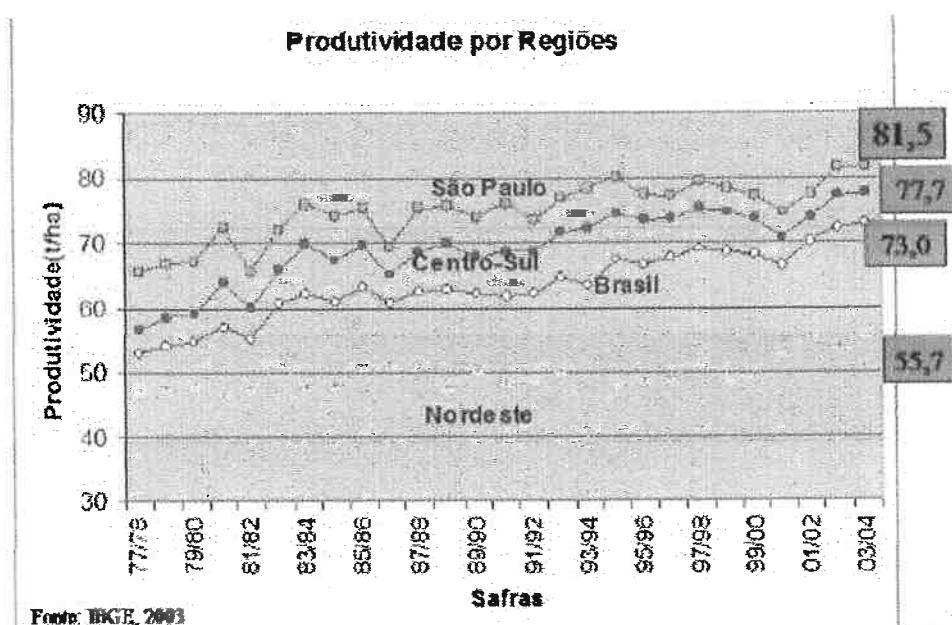


Figura 2 – Evolução da Produtividade por Regiões.

Os ganhos de produtividade refletem os ganhos no plantio com maior quantidade de cana produzida por hectare como também o emprego de melhorias genéticas e seleção de variedades de cana de açúcar para aumentar o teor de sacarose do caldo. Assim, o Pol⁹ da cana, que mede o teor de sacarose da cana, subiu progressivamente entre as usinas conveniadas da Coopersucar de um nível de 14% para 14,8% durante a década de 90¹⁰.

As práticas agrícolas evoluíram de forma contínua com efeitos significativos nos custos de produção, produtividade e longevidade dos canaviais. O

9 Representa a porcentagem aparente de sacarose contida numa solução de açúcares. É determinada por sacarímetros, baseado na propriedade que os açúcares possuem de desviar a luz polarizada. A sacarose e a glicose são dextrógiros (desvia a luz polarizada a direita). A frutose é levógira, pois desvia a luz polarizada a esquerda. Assim, a leitura polarimétrica realizada numa solução açucarada é o resultado da soma ponderada do desvio dos três açúcares.

10 Disponível em: <http://www.copersucar.com.br/dados.html>. Acesso: 15/02/2011

desenvolvimento de equipamentos e implementos para reduzir a compactação dos solos, a aplicação correta de fertilizantes de acordo com a necessidade de cada talhão, sistemas mais racionais e econômicos de transporte da cana, adaptações das atividades agrícolas de plantio, adubação e aplicação de herbicidas, passando pela predominância de colheita mecanizada sem queima e o uso de maturadores químicos no início da safra são os principais pontos dessa evolução.

A introdução de pesquisa e estudos das melhores variedades de cana de açúcar de acordo com o ambiente de produção baseados em mapas de solos e condições climáticas, e a aplicação dos adubos nas quantidades otimizadas estão mudando radicalmente o dia-a-dia dos canaviais e contribuindo significativamente para a redução dos custos de produção da cana.

Os avanços tecnológicos e seus benefícios comprovados para a produção de cana de açúcar ainda concentram-se na região Sudeste do país. A difusão destas novas práticas tem ocorrido de forma lenta e limita-se ainda a algumas usinas. É provável, dada a imensa heterogeneidade tecnológica existente dentro e entre os Estados da Federação, que os ganhos de produtividade e as reduções de custo de produção sejam mais significativos com o nivelamento por cima do uso das melhores práticas existentes do que pela introdução de tecnologias inovadoras. Em suma, é ainda preciso encontrar meios de diminuir a inércia no uso de melhores práticas já comprovadas.

Os avanços na produtividade não se restringem apenas à fase agrícola. O processamento da cana de açúcar possui diversas fases onde o ganho de produtividade através da implantação de novas técnicas é presente. Como exemplo, na extração do caldo de cana aumentou-se substancialmente a produtividade com o uso de cilindros compressores maiores, introdução de desfibradores e picadores de lâmina oscilantes que ao lado de sistemas de alimentação por calha Donnelly aumentaram substancialmente o teor de extração do caldo de 93 %, em meados dos 1970, para 96 % no início da década de 90 (NEVES; WAACK, 1999).

Ganhos substanciais também foram obtidos nos processos de fermentação e destilação do álcool. Atualmente, consegue-se nas usinas mais modernas, a partir

de uma cana com um POL¹¹ médio de 14,5 %, um rendimento total do processo industrial que oscila entre 89 e 92 % e possibilita obter entre 85 e 89 litros de álcool anidro por tonelada de cana (PIACENTE, 2006).

Melhorias do processo produtivo como um todo foram e ainda são desenvolvidas. O reaproveitamento e a reciclagem de rejeitos do processo também entraram em pauta pressionado por regulamentações ambientais mais rígidas. A reciclagem do vinhotto, rejeito da fermentação do caldo de cana de açúcar, para aproveitamento como fertilizante na fase de produção agrícola tem possibilitado economizar substancialmente com o uso de fertilizantes ricos em potássio. Um melhor desenho dos sistemas de limpeza tem reduzido o volume de efluentes decorrentes da atividade de lavagem da cana.

Os maiores ganhos, no entanto, residem do lado de um melhor aproveitamento do bagaço, que contém 41,5% da energia da cana de açúcar. O bagaço é hoje queimado para gerar vapor, que é utilizado na geração de energia elétrica, para movimentar mecanicamente as moendas e como calor industrial no processo de destilação. Os rendimentos nessas distintas etapas ainda são baixos, embora sejam suficientes para atender às necessidades energéticas das usinas e destilarias. Entretanto, substanciais melhorias podem ser obtidas a partir do uso de caldeiras de alta pressão, passando-se dos 22 bar utilizados até o final da década de 90 para os atuais 60 - 80 bar. O uso de caldeiras de 65 bar permite a venda de excedente energia elétrica da ordem de 40 kWh por tonelada de cana. Tomando como exemplo uma usina que processa 2 milhões de toneladas/ano, isso representa uma exportação de 80 000 MWh por ano (FURTADO; SCANDIFFIO, 2007).

Os avanços obtidos em matéria de produção de cana de açúcar, aliado à grande disponibilidade de terras e recursos hídricos, colocam o etanol brasileiro numa posição extremamente vantajosa no plano internacional. Na atualidade, o Brasil se coloca como líder inconteste da produção de cana em todo o mundo. A tabela 4 mostra que o Brasil é responsável por 45 % de produção mundial de cana de açúcar (FURTADO; SCANDIFFIO, 2007).

11 POL é a porcentagem do teor de sacarose aparente na cana. Para a indústria canavieira, quanto mais elevados os teores de sacarose, melhor.

Graças aos avanços tecnológicos obtidos na lavoura de cana, a produtividade do Brasil se situa acima da média mundial, mais precisamente na região Sudeste, em São Paulo.

Tabela 4 – Produção, Área Colhida e Produtividade dos 10 Primeiros Produtores de Cana Mundiais em 2004.

	Produção em Mil Toneladas	Área Colhida em Mil Hectares	Rendimento Toneladas por Hectares	% Produção Mundial	% da Área Mundial
Brasil	416.256,00	5.631,74	73,91	45,64	37,90
Índia	236.180,00	4.000,00	59,05	25,89	26,92
China	90.979,00	1.392,10	65,35	9,97	9,37
Tailândia	64.973,80	1.121,41	57,94	7,12	7,55
Paquistão	53.419,00	1.074,66	49,71	5,86	7,23
México	48.372,89	640,00	75,58	5,30	4,31
Colômbia	40.020,00	431,74	92,70	4,39	2,91
Austrália	36.993,00	448,00	82,57	4,06	3,01
Filipinas	32.500,00	395,02	82,27	3,56	2,66
Indonésia	26.955,00	420,00	64,18	2,96	2,83
Total Mundial	912.113,08	148.59,88	61,38	100,00	100,00

Fonte: FAO,2006.

2. 1.6. Competitividade do Etanol brasileiro

O álcool brasileiro é competitivo tanto com o petróleo quanto com o álcool produzido a partir de outras biomassas. O álcool anidro produzido no Centro-Sul do país com tecnologia avançada, ou seja, a partir de colheita mecanizada e do uso de caldeiras de alta pressão, tem um custo de produção de 0,570 R\$ por litro na usina em 2005 (FURTADO; SCANDIFFIO, 2007). Esse custo equivale a 0,23 US\$ por litro de álcool segundo os valores deste mesmo ano. Em outubro do mesmo ano, a gasolina era vendida em Rotterdam ao preço 0,44 US\$ o litro, para um barril de petróleo cotado a 58,5 US\$ (FURTADO; SCANDIFFIO, 2007). Como o rendimento energético do álcool anidro misturado à gasolina corresponde a 80 % desta, o custo em equivalente energético do álcool se estabelece em dois terços do da gasolina (MACEDO; NOGUEIRA, 2004).

Quando comparado com o álcool produzido a partir de outras matérias-primas vegetais, o álcool de cana brasileiro é praticamente imbatível. Sem contabilizar a venda de seus subprodutos, o álcool a base de cana na região Centro-Sul é quase metade mais barato que seu principal concorrente, o álcool produzido a partir do milho nos Estados Unidos. Contribuem para essa *performance* os atributos da cana, que são a grande quantidade de energia contida no bagaço, a qual cobre com sobra todas as necessidades energéticas da fase industrial da produção de álcool, e o fato de o açúcar já estar disponível na cana, não sendo necessária a etapa industrial de conversão do amido em glicose, a qual precisa ser realizada quando são usados cereais como o trigo e o milho. As demais culturas requerem durante a fase industrial o uso intensivo de energias fósseis (FURTADO; SCANDIFFIO, 2007).

Esse potencial produtivo é ainda mais expressivo quando se leva em consideração o grande volume de terras disponíveis para a agricultura na atualidade no Brasil. Um estudo recente feito pelo NIPE (Núcleo Interdisciplinar de Planejamento Energético) da UNICAMP (2005) aponta que o Brasil tem plenas condições para atender à metade da demanda mundial de álcool anidro caso este seja adicionado em uma proporção de 10 % a toda a gasolina que se espera consumir em 2025¹². O atendimento dessa meta equivaleria ao aumento da produção brasileira em 102,5 milhões de m³, ou seja, a 6,5 vezes a produção de 2005 de álcool, que é de 15,8 milhões de m³ (ÚNICA, 2010).

A produção de cana de açúcar destinada à fabricação de açúcar e álcool passaria de 380 milhões de toneladas no ano de 2005 para 1,7 bilhão de tonelada em 2025. Tal expansão seria provocada pela extensão dos métodos atuais de produção do Estado de São Paulo para o restante do país. Esse salto produtivo implicaria em uma expansão da cultura de cana em uma área de mais 21,5 milhões de hectares, contando com as terras adicionais que servem de reserva ambiental (FURTADO; SCANDIFFIO, 2007). Tal expansão ocorreria exclusivamente fora do Estado de São Paulo, Estado que é responsável por 57,7 % da produção nacional de cana (NEVES; CANEJERO, 2007), e das áreas de preservação ambiental como a

12 Disponível em:

http://www.nipeunicamp.org.br/site/projetos.php?codigo_pasta=5&id_documento=226&idioma=pt_br&cont=. Acesso: 02/02/2011.

Amazônia e o Pantanal. Os Estados beneficiados por essa expansão seriam os do Centro-Sul - Goiás, Mato Grosso, Mato Grosso do Sul, Minas Gerais - e do Norte-Nordeste - Bahia, Maranhão, Piauí e Tocantins.

2. 1.7. Transformação da estrutura produtiva

A expansão da capacidade produtiva que se concentrou massivamente no Estado de São Paulo, por força do dinamismo da sua agroindústria, e esteve fortemente subsidiada pelo Governo Federal em seu início com o Pró-álcool, agora tem na competitividade do biocombustível em relação aos derivados de petróleo o grande motivador para que investimentos privados modernizem toda a cadeia produtiva e descentralize a região de São Paulo como um dos poucos pólos tecnológico de setor e se estendam para regiões interioranas situadas a grandes distâncias do litoral e dos centros econômicos do país.

Por essa razão, a passagem da agroindústria da cana para o seu novo estágio de desenvolvimento está condicionada a transformações importantes em sua estrutura espacial. O sistema utilizado na atualidade para o transporte do álcool é essencialmente rodoviário é extremamente custoso tanto do ponto vista econômico quanto energético. O futuro do álcool está associado a um sistema de transporte eficiente, sendo que a modalidade de transporte mais econômica para o álcool é por meio de dutos.

Produzido em condições apropriadas, o álcool brasileiro poderia chegar aos portos nacionais a um preço de 0,30 US\$ por litro. Se fosse exportado a esse preço poderia gerar ingressos no montante de 30 US\$ bilhões anuais, tornando-se uma fonte de divisas muito superior à soja na atualidade. Os investimentos demandados para que se consiga alcançar essa meta produtiva não são pequenos. Elevam-se na parte agrícola e industrial a 172,2 R\$ bilhões e o sistema de transporte apoiado em dutos requereria outros 21,3 R\$ bilhões. Essa interiorização da produção da cana está também condicionada a uma interiorização do sistema de pesquisa agronômica que ainda está fortemente concentrado no Estado de São Paulo. Somente assim poderão ser desenvolvidos variedades e métodos de produção agrícola adequados às condições de solo e clima dessas regiões (FURTADO; SCANDIFFIO, 2007).

2. 1.8. Perspectivas do mercado

O crescimento do mercado brasileiro de álcool combustível é ditado por dois fatores, o preço em relação à gasolina e à frota de veículos bicombustíveis.

Durante todo o exercício social de 2007 o preço do álcool manteve-se competitivo em relação ao preço da gasolina na grande maioria dos estados brasileiros¹³. Ao final da safra 2006/2007 a frota nacional de veículos bi-combustível se aproxima de 3,5 milhões de automóveis. Segundo estimativas do Centro Brasileiro de Infra-Estrutura (CBIE), a participação dos veículos bi-combustível deve crescer dos atuais 11% para 32% do mercado até 2010¹⁴.

Em 2005, o setor movimentou no Brasil cerca de R\$ 40 bilhões, o que representa 3% do PIB do país, e gerou 4 milhões de empregos diretos. No início de 2006, depois de permanecer estagnado por duas décadas, o consumo de etanol no Brasil cresceu 3,7 bilhões de litros para um volume recorde de 16,7 bilhões de litros em 2007 (MATTOSO, 2008).

A figura 3 demonstra o crescimento da comercialização de etanol no Brasil, impulsionada principalmente pelo mercado interno.

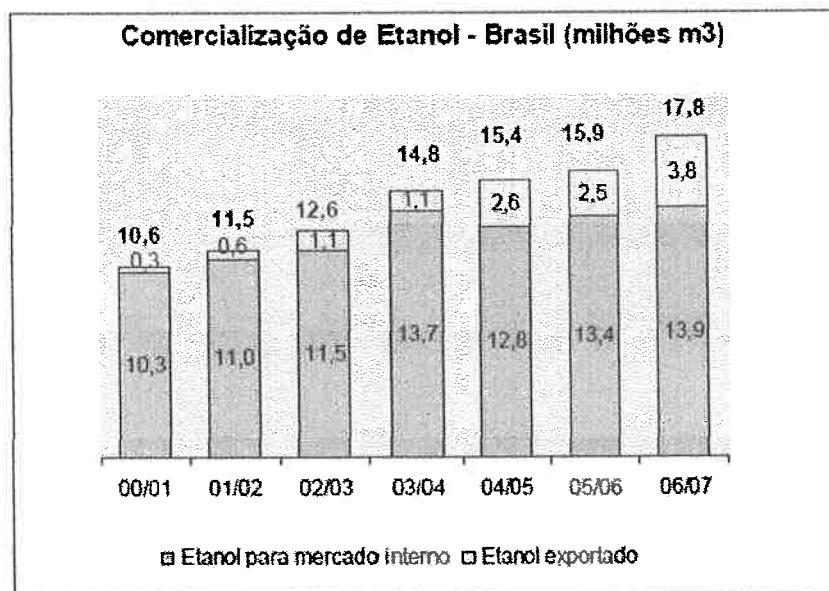


Figura 3 – Comercialização Etanol - Brasil. Fonte: Única, 2007.

13 Disponível em <http://www1.folha.uol.com.br/folha/dinheiro/ult91u375853.shtml>. Acesso em 12/12/2010.

14 Disponível em <http://noticias.uol.com.br/ultnot/2007/04/26/ult29u55014.jhtm>. Acesso em 12/12/2010.

O processo de expansão internacional do álcool pode ser fortalecido por fatores ligados ao interesse de certos países de acelerar a implantação de biocombustíveis em sua matriz energética, como por exemplo os EUA. A diretiva da União Européia é de substituição dos combustíveis fósseis em 10% até 2020, o que significará um consumo 25 bilhões de litros (MATTOSO, 2008). No Leste da Ásia as melhores oportunidades são o Japão, China, Índia e Coréia do Sul (LÍRIO; VENÂNCIO, 2006). No caso da China, o qual poderia ser grande expectativa para a entrada do etanol brasileiro, devido aos altos índices de crescimento de sua economia e consequentemente alto crescimento do consumo de combustíveis, traz na verdade dificuldades de entrada para o produto brasileiro, pois dentro de uma perspectiva de segurança energética a China pretende desenvolver internamente sua produção de etanol. Mas apesar das aparentes oportunidades, a demanda mundial tem tido pouca importância nas expectativas da maior parte dos produtores e comercializadoras brasileiros. Uma alta acentuada da produção dos EUA, barreiras comerciais e alguma hesitação por parte dos governos em introduzir índices obrigatórios para a mistura do etanol à gasolina têm frustrado as previsões otimistas. Apesar disto o principal exportador é o Brasil, com 60% do total comercializado mundialmente (LÍRIO; VENÂNCIO, 2006). Em torno de 9% do etanol produzido no País é exportado, percentual que pode chegar a 13% em 2015, segundo projeção (ÚNICA, 2007). Mas, como se tratam de mercados muito protecionista, é difícil estabelecer meta para os programas de exportação.

3 Características das usinas no Brasil

3.1. Principais etapas de processamento

A cana-de-açúcar é a principal matéria-prima para a indústria sucroalcooleira brasileira. A agroindústria da cana envolve diversas etapas que abrangem toda uma cadeia como: produção e abastecimento da indústria com matéria-prima; gerenciamento dos insumos, resíduos, subprodutos, armazenamento e comercialização dos produtos finais. Estas etapas devem ser executadas com o emprego de técnicas eficientes de gerenciamento.

A colheita, carregamento, transporte, pesagem, pagamento da cana pela qualidade, descarregamento e lavagem são operações determinantes para um bom desempenho industrial. Estas etapas devem ser realizadas em sincronia com as operações industriais para que não ocorra sob reabastecimento, o que demanda armazenamento, com consequente queda na qualidade ou falta de cana para a moagem, ocasionando atrasos na produção.

Na indústria, a cana pode ter dois destinos: produção de açúcar ou de álcool. Para a produção de açúcar, as etapas industriais são: lavagem da cana, preparo para moagem ou difusão, extração do caldo, purificação do caldo (peneiragem e clarificação), evaporação do caldo, cozimento, cristalização da sacarose, centrifugação (separação entre cristais e massa cozida), secagem e estocagem do açúcar.

Já a produção de álcool envolve as seguintes etapas: lavagem da cana, preparo para moagem ou difusão, extração do caldo (moagem ou difusão), tratamento do caldo para produção de álcool, fermentação do caldo, destilação do vinho, retificação e desidratação (álcool anidro ou hidratado).

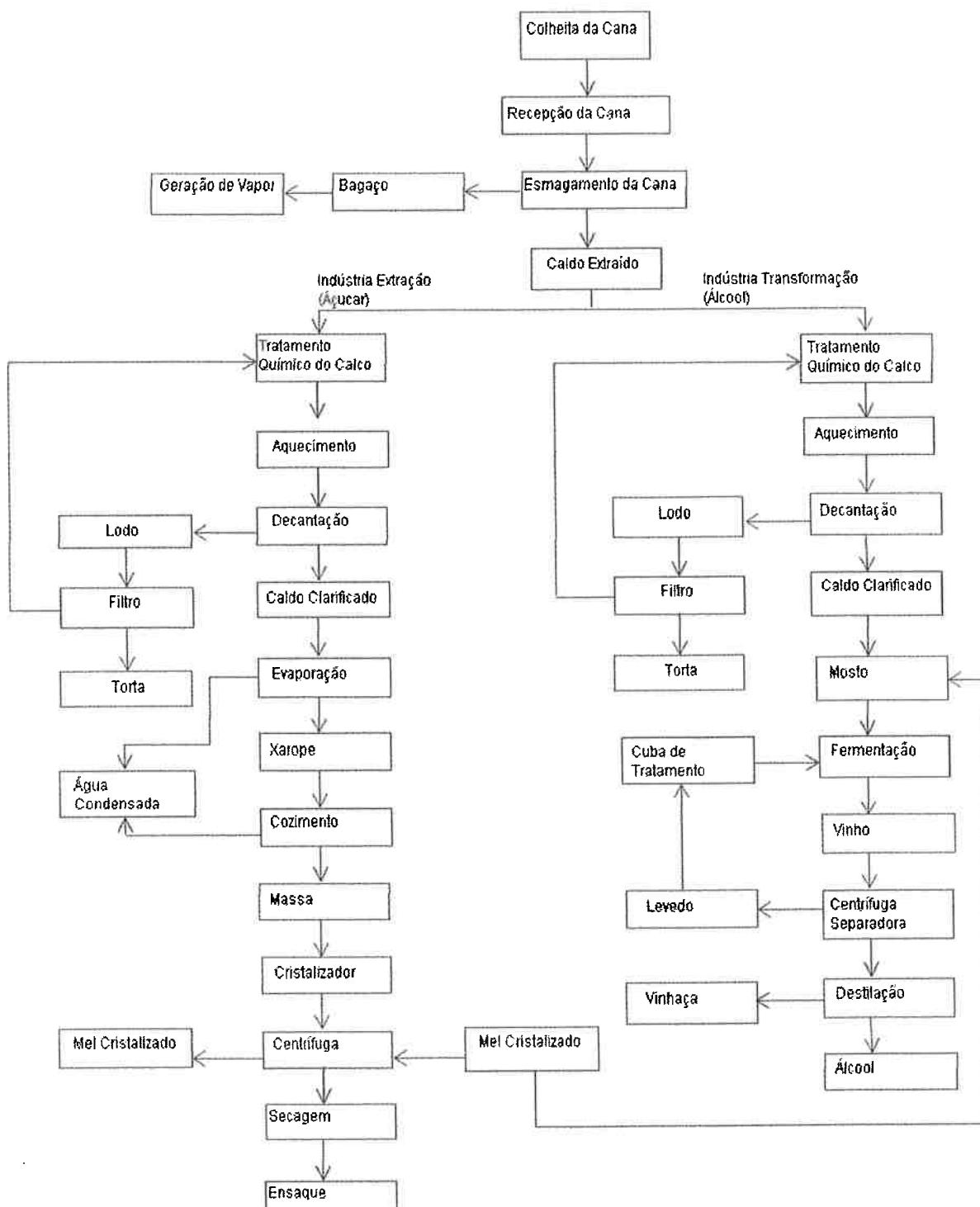


Figura 3 – Visão geral de usina de álcool e açúcar¹⁵.

15 Disponível em:

http://www.mecatronica.eesc.usp.br/wiki/index.php?Revis%C3%A3o_e_Atualiza%C3%A7%C3%A3o_do_modelo_gerado_pelo_projeto_Fabrica_mais_Flexivel. Acesso em: 10/01/2011

3.1.1. Fluxogramas dos processos

3. 1.1.1. Recepção da cana

O processo inicia-se através da colheita da cana-de-açúcar nos canaviais, os quais são planejados para que haja vários períodos de maturação, dessa forma, tem-se áreas com cana plantada que vão estar próprias para o corte em momentos diferentes, o que permite seu manejo durante todo o período de produção.

A usina recepciona a cana trazida, geralmente por caminhões com caçambas móveis, em mesas alimentadoras onde a carga é tombada por guinchos do tipo Hylo (HUGOT, 1977).

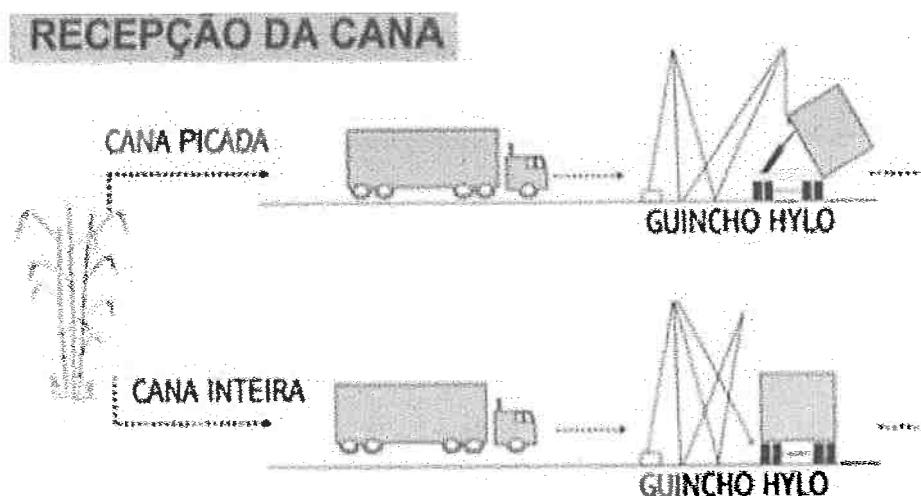


Figura 4 – Recepção da cana-de-acúcar¹⁶.

As mesas alimentadoras recebem as cargas de cana diretamente dos caminhões passando por um sistema de preparo com objetivo básico de aumentar a sua densidade e, consequentemente, a capacidade de moagem, bem como realizar

16 Disponível em: <http://mundodacana.wordpress.com/category/processo-industrial-da-cana/>

Acesso em: 10/01/2011

o máximo rompimento das células para liberação do caldo nelas contido, obtendo-se, portanto, uma maior extração (HUGOT, 1977).

3. 1.1.2. Preparo

O preparo consiste, primeiramente, da lavagem o qual visa à retirada de matérias estranhas como terra, areia, etc., com a finalidade de obtenção de um caldo de melhor qualidade e aumento da vida útil dos equipamentos pela redução do desgaste. Esta lavagem nunca é feita na cana picada, pois isto provocaria um arraste muito grande de sacarose pela água.

Posteriormente, a cana segue para um ou dois jogos de facas – dos quais o primeiro é apenas nivelador – que prepara a cana a ser enviada ao desfibrador.

O jogo de facas é um equipamento rotativo de facas fixas que tem por finalidade aumentar a densidade da cana, cortando-a em pedaços menores, preparando-a para o trabalho do desfibrador que, por sua vez, é formado por um tambor alimentador que compacta a cana à sua entrada, precedendo um rotor constituído por um conjunto de martelos oscilantes que gira em sentido contrário à esteira, forçando a passagem da cana por uma pequena abertura ao longo de uma placa desfibradora.

A ação dos desfibradores chega a fornecer índices de preparo de 80% a 92% (HUGOT, 1977). Este índice seria uma relação entre o açúcar das células que foram rompidas pelo desfibrador e o açúcar da cana.



Figura 5 – Processo de Limpeza e Preparo da cana¹⁷.

17 Disponível em: <http://mundodacana.wordpress.com/category/processo-industrial-da-cana/>

3. 1.1.3. Moagem

Após a desfibragem a cana segue para a moagem. O sistema mais utilizado é o de moendas, como processo de extração de caldo, estando presente em pelo menos 98% das usinas e destilarias do Brasil (CASTRO; ANDRADE, 2006).

A moenda permite a separação do caldo primário, que corresponde à cerca de 70% do açúcar da cana, com alta qualidade e alto teor de açúcar, com cerca de 20 grau Brix¹⁸ e alta pureza, permitindo a produção de açúcar com cor abaixo de 100 UI. Permite também destinar o caldo secundário, que contém 30 % do açúcar da cana, como diluente do mel final, não agregando água ao processo e aumentando a eficiência energética da usina (HUGOT, 1977).

O caldo da moenda arrasta menos impurezas, influenciando positivamente a cor do açúcar e, conseqüentemente, gerando menos impureza no bagaço e na caldeira, contribuindo para menor desgaste das caldeiras e a menor viscosidade das massas de açúcar provenientes das moendas facilita a operação dos flotadores de xarope, cozedores de açúcar e aumenta a capacidade das centrífugas de massa contínuas.

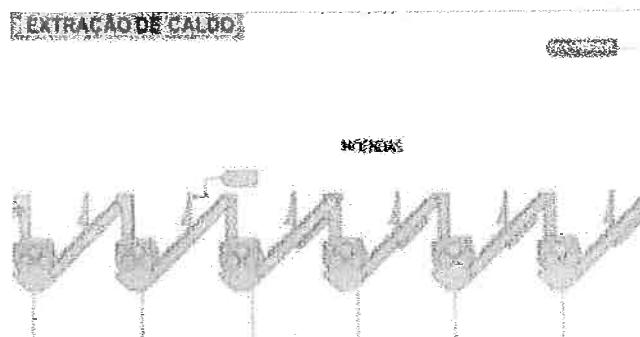


Figura 6 – Extração de Caldo¹⁹.

Acesso em: 10/01/2011

18 Brix (símbolo °Bx) é uma escala numérica que mede a quantidade de sólidos solúveis em uma solução através do uso de um refratômetro. A escala Brix é utilizada na indústria de alimentos para medir a quantidade aproximada de açúcares em sucos de fruta, vinhos e na indústria de açúcar. Ex.: Uma solução de 25 °Bx tem 25 gramas do açúcar da sacarose por 100 gramas de líquido.

19 Disponível em: <http://mundodacana.wordpress.com/category/processo-industrial-da-cana/>

O processo segue com a saída do caldo das moendas para tratamento antes da fermentação ou destilação que exigem cuidados mínimos para garantir a qualidade do processo e evitem problemas na centrifugação do vinho ou na destilação.

O tratamento do caldo é feito através da aplicação de decantadores, flotadores e filtros. O objetivo é eliminar impurezas grosseiras (bagacilho, areia), que aumentam o desgaste dos equipamentos e as incrustações, além de diminuírem a capacidade de produção e dificultarem a recuperação do fermento, eliminar ao máximo a presença de partículas coloidais, responsáveis pela maior formação de espuma e também por dificultarem a recuperação do fermento, preservar os nutrientes, vitaminas, açúcares, fosfatos, sais minerais e aminoácidos livres, necessários ao metabolismo das leveduras, minimizar os contaminantes microbianos, os quais competem com as leveduras pelo substrato e podem produzir metabólitos tóxicos a estas, diminuindo a eficiência e a viabilidade do fermento.

A condução do tratamento do caldo para a produção de álcool envolve: peneiramento, calagem, aquecimento, decantação, concentração e resfriamento. Considera-se que a lavagem da cana é responsável pela remoção de grande parte das impurezas grosseiras, sendo que essa eficiência depende não só do volume de água, mas também da qualidade da aplicação, do tipo de mesa instalada e das condições de solo e clima durante o carregamento.

3. 1.1.4. Peneiramento

Visa a redução das partículas leves (bagacilho) e pesadas (areia, terra etc.). Os equipamentos utilizados são peneiras e hidrociclones, os quais conseguem eficiência de 70 a 85% (HUGOT, 1977), dependendo do teor de sólidos na alimentação, condições de operação, abertura de telas etc. As principais vantagens

de sua utilização são, sobretudo, a redução de entupimento e de desgastes em outros equipamentos, válvulas e bombas.

3. 1.1.5. Caleação

O tratamento de caldo com leite de cal não somente provoca a flocação e favorece a decantação das impurezas, mas também protege os equipamentos contra a corrosão. Em relação ao pH a ser alcançado, quanto mais se aproxima de sete, maior é a remoção de nutrientes do caldo e o excesso de cal pode afetar o crescimento da levedura em cultura. O pH do caldo decantado é ideal quando atinge a faixa entre 5,6 e 5,8, pois não provoca remoção significativa de nutrientes e diminui a ação corrosiva do caldo sobre os equipamentos, além de favorecer a redução do número de microrganismos contaminantes (CASTRO; ANDRADE, 2006).

A calagem é conduzida continuamente pela mistura do leite de cal com o caldo no tanque de calagem, sendo a dosagem automaticamente controlada pelo monitoramento do pH do caldo calado.

3. 1.1.6. Aquecimento

O aquecimento consiste em elevar a temperatura do caldo entre 103 e 105º C (HUGOT, 1977). O aquecimento em si pouco reduz a contaminação microbiana devido ao baixo tempo de residência à elevada temperatura. Para aquecer o caldo, utiliza-se normalmente aquecedores verticais, horizontais, tubulares. Após o aquecimento o caldo é levado para a próxima etapa, a decantação.

3. 1.1.7. Decantação

Visa a separação de impurezas com mínima remoção de nutrientes, a decantação é conduzida em menor intensidade na clarificação do caldo para destilaria do que para produção de açúcar. Esta menor intensidade é dada pelo menor tempo de retenção do caldo no decantador, que gira em torno de três ou três horas e meia contra quatro a cinco horas para a fabricação de açúcar (CASTRO; ANDRADE, 2006).

3. 1.1.8. Produção de álcool - Concentração do caldo

A concentração do caldo para produção e armazenamento de xarope é uma das operações de tratamento que serve como estratégia tanto para a elevação do teor de açúcar total do mosto, com consequente aumento do teor alcoólico, quanto para se garantir a continuidade do processo fermentativo em paradas de moagem. No caso de armazenamento de xarope, sua concentração deve ser a mais elevada possível sem, contudo, atingir um limite próximo ao crítico da cristalização.

A concentração ideal para armazenamento gira em torno de 60 graus Brix (HUGOT, 1977), embora usualmente se produza com concentração entre 50 a 55 Brix. A temperatura do caldo que alimenta a dorna é um fator importante no rendimento da fermentação. O sistema de resfriamento de dorna é projetado para manter a temperatura de fermentação e não para resfriar o caldo. Portanto, o caldo proveniente do tratamento deve ser resfriado a temperaturas convenientes por um equipamento adicional antes de ser direcionado à alimentação das dornas.

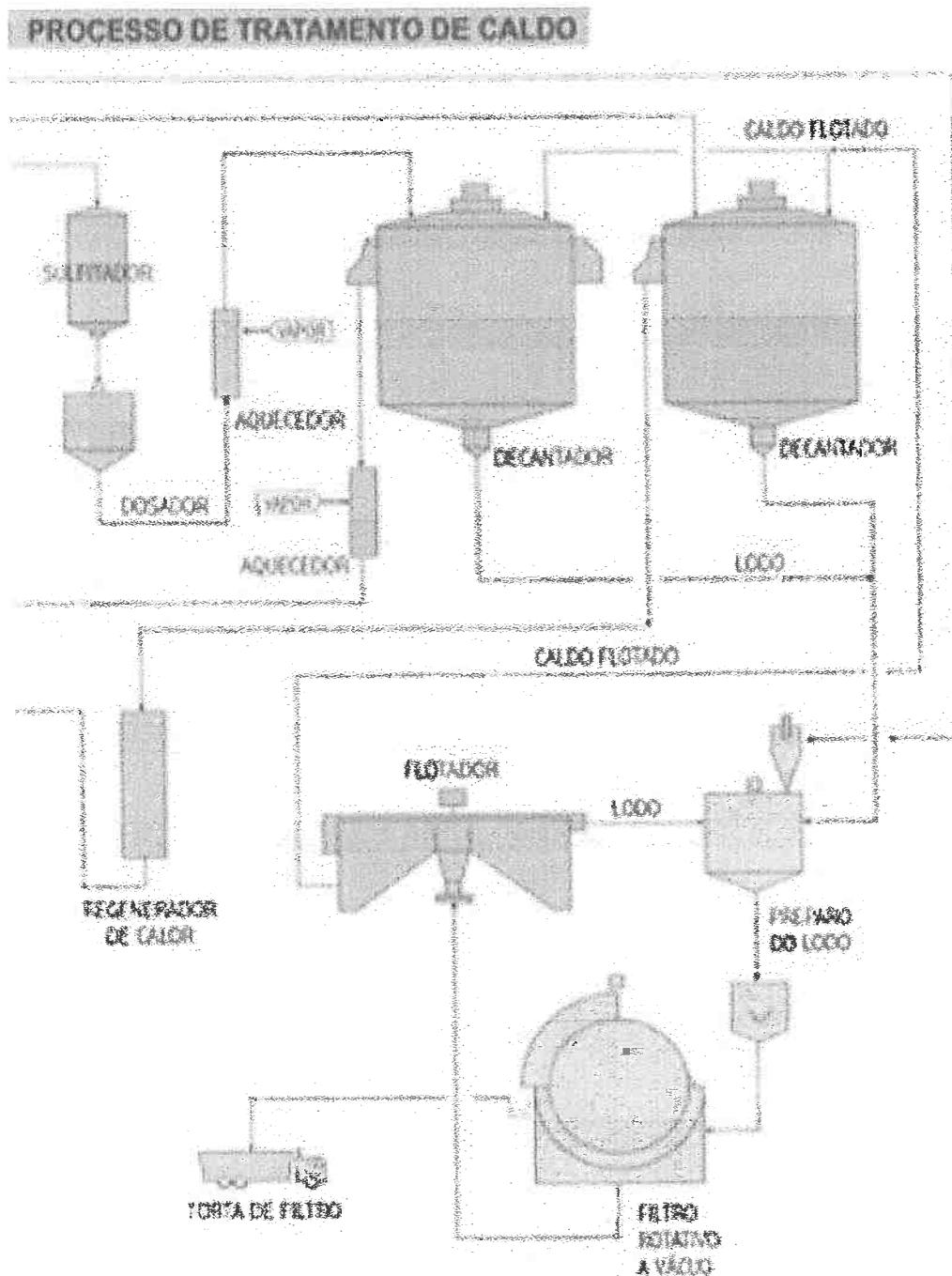


Figura 7 – Sistema de decantação, flotação e filtração²⁰.

20 Disponível em: <http://mundodacana.wordpress.com/category/processo-industrial-da-cana/>

Acesso em: 10/01/2011

3. 1.1.9. Produção de álcool - Fermentação

O caldo preparado denominado de mosto é enviado para as dornas de fermentação onde ocorre a adição da levedura. Depois que a dorna estiver cheia, há uma demora de 4 a 5 horas para que a fermentação se realize (CASTRO; ANDRADE, 2006), ou seja, para que o açúcar se transforme em álcool e CO₂.

Após a fermentação o mosto fermentado, agora denominado vinho, sofre centrifugação para a retirada das leveduras. Este é retornado ao início do processo de fermentação para ser reaproveitado e o vinho delevedurado é enviado para caixas de alimentação no piso superior da destilaria. Daí, por gravidade, alimentam as colunas de destilação.

3. 1.1.10. Produção de álcool - Destilação

O vinho, basicamente, é aquecido passando por trocadores de calor, onde troca calor com o líquido pobre em álcool recolhido na etapa de destilação posterior, denominado de vinhaça. O vinho aquecido alimenta a coluna de destilação, onde sofrerá uma concentração na produção alcoólica, sendo que no interior da coluna, haverá uma elevação dos vapores ricos em álcool e uma descida do líquido condensado pobre em álcool, a vinhaça, ao atingir o fundo da coluna, é retirado.

O produto final do processo de destilação é o álcool hidratado e o álcool anidro.

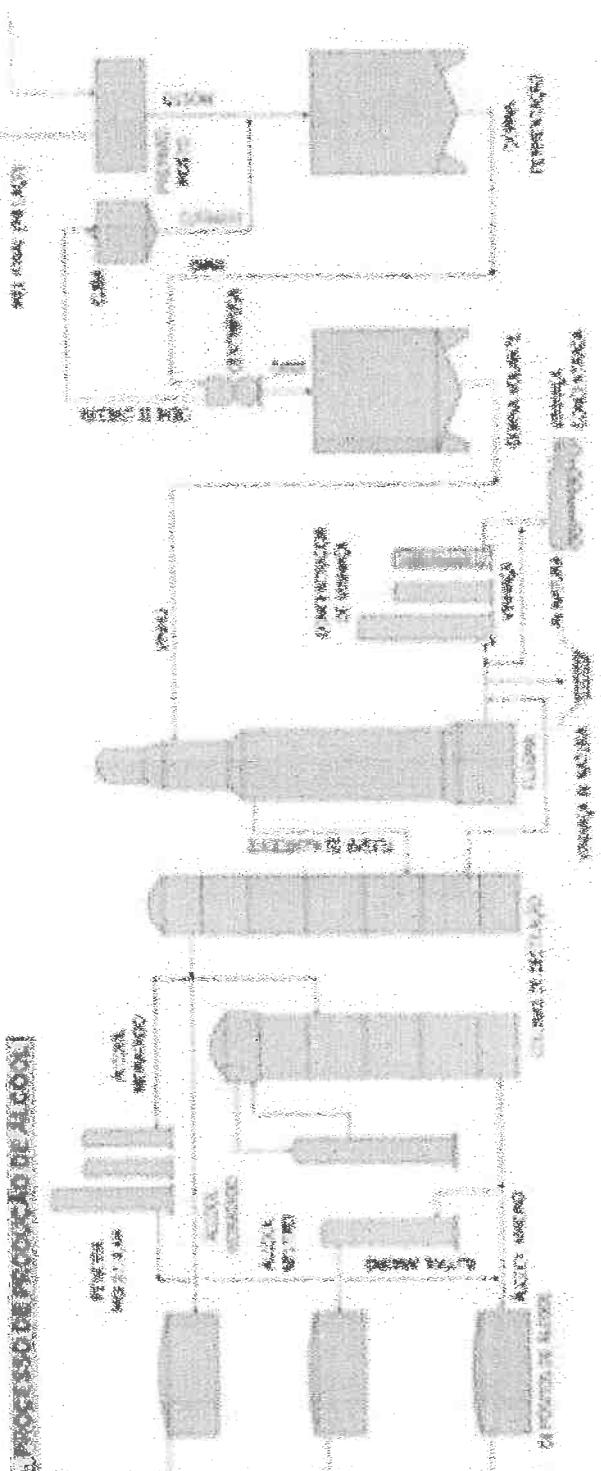


Figura 8 – Sistema de destilação²¹.

21 Disponível em: <http://mundodacana.wordpress.com/category/processo-industrial-da-cana/>

Acesso em: 10/01/2011

3. 1.1.11. Produção de açúcar – Concentração e Cristalização

O caldo proveniente da decantação é inicialmente depositado em um tanque de onde é extraído continuamente para os cozedores a vácuo onde é concentrado até se tornar um xarope, num ambiente de aquecimento e pressão negativa.

Ao atingir um ponto de concentração ideal, recebe a semente, que são micro cristais preparadas em laboratório. A partir daí, passa-se a desenvolver os cristais, pela deposição da sacarose sobre as minúsculas células iniciais.

Este material, após atingir um determinado desenvolvimento, é descarregado para sementeira (depósito de magma ou líquido mater), de onde será enviado, através de bombeamento contínuo e controlado, para o cozedor a vácuo contínuo.

Neste equipamento, o magma (semente) aumentará o seu desenvolvimento, recebendo mais xarope, e aumentando o tamanho dos cristais até 0,8 ou 0,9 mm, que é o padrão médio adotado no Brasil (CASTRO; ANDRADE, 2006).

A massa de açúcar, já pronta, é enviada no cristalizador, onde permanece por pouco tempo, sempre sendo revolvida por um acionador, tipo hélice, antes de ser encaminhada para centrifugação.

3. 1.1.12. Produção de açúcar – Centrifugação

No processo de cozimento contínuo de uma única massa, a separação dos cristais de açúcar dos méis contidos na massa, adotou-se o aproveitamento dos méis para fabricação do álcool etílico.

Os cristais, já separados, contêm mais ou menos 1% de umidade (HUGOT, 1977). Através de transportadores, tipo bica de jogo, elevadores de canecas, transportador de correias sanitárias, o açúcar é levado ao secador.

3. 1.1.13. Produção de açúcar – Secagem e Refino

Nos processos para obtenção de açúcares sólidos, a forma de refinado granulado é obtida pela cristalização por evaporação a vácuo. As etapas sequentes destes produtos sólidos são a de peneiramento grosso (retirada de caroços),

secagem, resfriamento, nova classificação de peneiramento fino e, nestas operações, além do uso das peneiras vibratórias auxiliadas por telas metálicas, também existem os filtros para os particulados aéreos, que são recuperados com o uso de filtros de mangas que se utilizam de mantas em poliéster agulhado.

Os açúcares líquidos ainda passam pelas etapas de filtração em leito de carvão ativado para retirada de cor e odor, depois são pasteurizados e passam por sucessivas etapas de filtração com uso de filtros bag ou cartucho.

A refinaria de açúcar é uma unidade de operação que pode existir independente de ser anexa ou não a uma unidade produtora de açúcar ou de uma usina sucroalcooleira. É na refinaria que acontece a redução de cor da matéria-prima recebida: açúcar cristal e ou açúcar VHP (Very High Polarity). A obtenção de açúcar refinado é classificada pela cor que o enquadram em tipos sólidos e líquidos, sendo:

- Açúcar refinado granulado, formado por cristais uniformes e definidos dentro de um padrão granulométrico.
- Açúcar refinado amorfo, sem formato definido com baixa granulometria (o Brasil é o único país do mundo que ainda produz este açúcar).
- Açúcar refinado líquido sacarose, solução líquida aquosa contendo aproximadamente 70% de sacarose pura, utilizado na formulação de produtos cujo componente é sacarose, como refrigerantes e bolos.
- Açúcar refinado líquido invertido, solução líquida de glicose e frutose obtidas da quebra da molécula de sacarose, possui elevada concentração dos açúcares. (HUGOT, 1977)

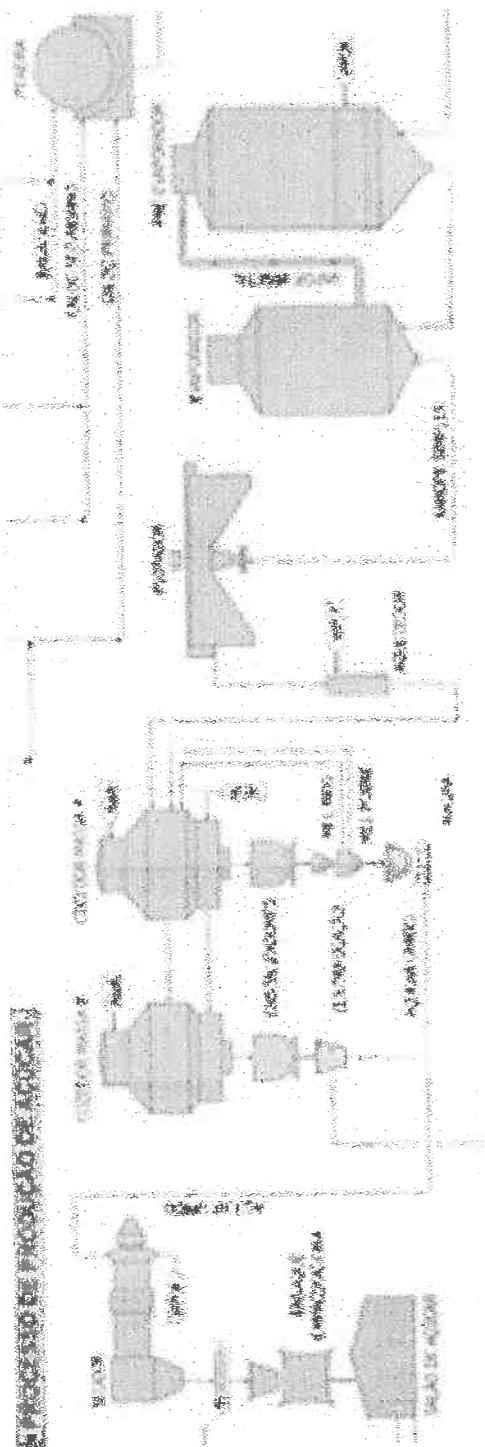


Figura 9 – Sistema de centrifugação e secagem do açúcar²².

22 Disponível em: <http://mundodacana.wordpress.com/category/processo-industrial-da-cana/>

Acesso em: 10/01/2011

3.1.2. Impactos ambientais

3. 1.2.1. *Plantio*

Toda a atividade agrícola que emprega recursos naturais em seu cultivo como água e solo e recursos industrializados como insumos, defensivos químicos, fertilizantes e praguicidas, apresenta algum nível de impacto ambiental.

Contudo, com planejamento e ocupação criteriosa do solo agrícola, emprego de técnicas de conservação para cada cultura e região, pode-se reduzir muito os possíveis impactos ambientais gerados, garantindo proteção aos recursos ambientais, de maneira a perdurar seus serviços e permitir que as gerações futuras desfrutem de sua qualidade.

Especificamente, na cultura de cana constata-se a redução da biodiversidade, causada pelo desmatamento e pela implantação de monocultura, contaminação das águas superficiais e subterrâneas e do solo, por meio da prática excessiva de adubação química, corretivos minerais e aplicação de herbicidas e defensivos agrícolas, compactação do solo, pelo tráfego de máquinas pesadas, durante o plantio, tratos culturais e colheita, assoreamento de corpos d'água, devido à erosão do solo em áreas de reforma, emissão de fuligem e gases de efeito estufa, na queima, ao ar livre, de palha, durante o período de colheita, danos à flora e fauna, causados por incêndios descontrolados, consumo intenso de óleo diesel, nas etapas de plantio, colheita e transporte, concentração de terras, rendas e condições subumanas do trabalho do cortador de cana.

Durante um ciclo completo de plantio e colheita o solo desgasta-se pouco devido ao tipo de cultura ser adensada, a cana promove uma conservação eficaz do solo. Mesmo depois de colhida, a palha depositada protege o solo da erosão. Este material contribui para a melhoria da quantidade de matéria orgânica do solo, com reflexos positivos sobre o balanço de nutrientes e para a microbiologia pedológica. As perdas de solo são da ordem de 12,5 t/ha.ano (ANDRADE; DINIZ, 2007), sendo bastante inferiores às da soja, algodão, feijão, mamona, dentre outras.

A presença da palha no campo também reduz a incidência de energia luminosa sobre o solo, inibindo o processo de fotossíntese e a germinação de algumas plantas daninhas, presentes no banco de sementes do solo.

A infra-estrutura apropriada ao escoamento da produção tem favorecido uma concentração preocupante da cultura da cana-de-açúcar, no Estado de São Paulo, cujas áreas de pastagens têm sido ocupadas em ritmo acelerado.

Quanto à utilização de agrotóxico, a cana-de-açúcar requer poucas aplicações em relação a outras culturas de produção extensiva, em razão de sua robustez e adaptação às condições de solo e clima em que são cultivadas no Brasil. Os herbicidas são o grupo mais utilizado. O consumo de inseticidas é relativamente baixo, sendo quase nulo o de fungicidas. Além disso, muitos produtores já utilizam controle biológico em escala comercial. A produção orgânica também tem aumentado, em virtude do crescimento do mercado de açúcar orgânico, tanto no Brasil quanto no exterior.

3. 1.2.2. Queimada

Atualmente no centro das atenções dos órgãos públicos, a queimada da cana-de-açúcar como parte do processo de colheita está sendo gradualmente restringida ou mesmo proibida.

A prática da queima da palha como método facilitador da colheita já é restringida desde 1934, quando do 1º Código Florestal Brasileiro²³. Mesmo assim a prática nunca deixou de ser empregada, na agricultura e áreas urbanas, como método de minimização de volume de resíduos sólidos, limpeza de terrenos urbanos, eliminação de árvores e controle e erradicação de pragas.

A Lei Estadual 997, Artigo 26²⁴, implicitamente, desde 1976, veda a queima, ao ar livre, de palha de cana-de-açúcar. O surgimento de legislação estadual restritiva às queimadas deve-se ao desligamentos freqüentes de linhas de transmissão e de distribuição de energia elétrica, efeitos estéticos indesejáveis causados pelas fuligens, acidentes ao longo das rodovias, incômodos ao bem-estar público, incêndios descontrolados em matas e fragmentos florestais, possibilidade de mecanização progressiva da colheita e pressões, cada vez maiores, da sociedade civil.

23 Disponível em: <http://www.codigoflorestal.com/>. Acesso: 02/03/2011.

24 Disponível em: http://www.cetesb.sp.gov.br/Institucional/documentos/lei_997_1976.pdf. Acesso: 02/03/2011.

A Lei 11.241, de 19/09/2002, regulamentada pelo Decreto Estadual 47.700²⁵, fixou proibição da queima em 100% dos canaviais paulistas, mecanizáveis, até o ano de 2021. A partir de 2006 até 2011, 30% da área deve ser colhida sem queima. Para as áreas não mecanizáveis, isto é, com declividade superior a 12% e/ou menor que 150 hectares, o término da queima ocorrerá em 2031. Nestas áreas, em 2011, pelo menos 10% deve ser colhida sem queima.

Não há consenso entre usineiros e fabricantes de colhedoras para prever data para eliminação das queimadas. Mas são unânimes em afirmar que o seu encerramento é inevitável.

A prática de submeter os canaviais à despalha com uso de fogo provoca emissões, para a atmosfera, de material particulado, hidrocarbonetos, monóxido de carbono, dióxido de carbono, óxidos de nitrogênio, óxidos de enxofre. Há aumento da temperatura do solo com perda de nitrogênio e bactérias. Aves, mamíferos, anfíbios e répteis que procuram abrigo e alimento nos talhões de cana são afugentados.

A emissão de fuligem e fumaça atinge núcleos urbanos, a quilômetros de distância, causando incômodos generalizados aos moradores. Os problemas respiratórios da população aumentam e são gerados efeitos estéticos indesejáveis na atmosfera e nos quintais, provocando aumento do consumo de água para limpeza.

Tem-se observado que, quando a cana não é queimada, proliferam, nos canaviais, roedores silvestres originários de fragmentos florestais. Estes roedores podem transmitir o Hantavírus, através da urina, e contaminar cortadores de cana causando uma síndrome respiratória e cardíaca, a pneumocitose, podendo levar à morte (ANDRADE; DINIZ, 2007). Em relação ao monitoramento da qualidade do ar nas regiões canavieiras, avaliações feitas pela Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental²⁶ (CETESB), por meio de estações móveis, locadas,

25 Disponível em:

<http://www.ambiente.sp.gov.br/uploads/arquivos/licitacoessustentaveis/Lei%20Estadual%2011241%2019-09-2002.pdf>.

Acesso: 03/03/2011.

26 Disponível em: <http://www.cetesb.sp.gov.br/tecnologia-ambiental/cas-em-atividade/56-camara-ambiental-do-setor-sucroalcooleiro>. Acesso: 03/03/2011.

temporariamente, nos municípios de Araraquara (2000), Jaú (2003, 2004) e Ribeirão Preto (2004 a 2006), revelaram ultrapassagem do Padrão de Qualidade do Ar (PQAR) para o poluente ozônio.

Tais episódios ocorreram em dias quentes e secos, nos meses de setembro e outubro, propícios à formação de ozônio. Deve-se destacar que, nesta época, as queimadas são fontes de óxidos de nitrogênio, precursores de ozônio e, portanto, podem ter influenciado nas ultrapassagens observadas.

Estima-se que, em 2006, no Estado de São Paulo, foram submetidos à queima aproximadamente 2.000.000 hectares (20.000 km^2) de cana. Na Amazônia, no mesmo ano, foram queimados 13.000 Km^2 de florestas (ANDRADE; DINIZ, 2007). Considerando as áreas e populações envolvidas (Estado de São Paulo: 250.000 Km^2 , 40.000.000 de habitantes e Amazônia: $3.500.000 \text{ Km}^2$ e 12.000.000 habitantes), pode-se inferir que a densidade de emissões (toneladas de gases/ km^2), no Estado de São Paulo, é maior que a da Amazônia. Em outras palavras, sob a ótica do potencial de emissão dos Gases de Efeito Estufa (GEE), o problema das queimadas, no Estado de São Paulo, é tão perverso quanto o da Amazônia (ANDRADE; DINIZ, 2007).

3. 1.2.3. Usina

Nas usinas sejam antigas ou modernas o uso de água é elevado. Muitas vezes as usinas são locadas em regiões próximas a corpos d'água justamente para facilitar a captação de água.

O processamento da cana é feito com uso intenso de água, energia térmica e eletromecânica, cuja fonte principal provém da queima, nas caldeiras, do próprio bagaço de cana. Durante a safra, as usinas mais modernas, que utilizam o bagaço da cana para produzir energia elétrica, são auto-suficiente na geração da energia elétrica consumida.

Secundariamente, como resultado do processo na usina, são produzidos: açúcar, álcool, proteínas de levedura, além de toda uma série de resíduos sólidos, líquidos e gasosos (CASTRO; ANDRADE, 2006).

Tabela 5 – Principais resíduos da produção de açúcar e álcool (CASTRO; ANDRADE, 2006).

Resíduos e/ou subprodutos	Características principais	Disposição
Água da lavagem da cana	Vol.: 2-7 m ³ /t _c DBO: 200 - 1200 mg/L pH = 4,8	Fertilização Recirculação Tratamento e/ou descarte
Condensados vegetais (secundários)	Vol.: 0,55 m ³ /t _c DBO: 500 - 1000 mg/L	Fertilização Recirculação Tratamento e/ou descarte
Aguas dos condensadores barométricos e dos multijatos	Vol.: 10 - 20 m ³ /t _c DBO: 100 - 300 mg/L t = 35 - 40 °C	Fertilização Recirculação Tratamento e/ou descarte
Condensados de caldeiras e purgas	Baixo potencial poluidor	Recirculação
Aguas da lavagem de equipamentos e pisos	Alta concentração de sólidos sedimentáveis DBO: 400 - 15000 mg/L	Fertilização Descarte
Aguas residuais domésticas	75 - 120 L/dia.trab. Presença de coliformes	Fossas/suínídoulos
Vinhaça	* 156 L/t _c (destilaria anexa) e 910 L/t _c (destilaria autônoma) Alto potencial poluidor	Fertilização, fermentação anaeróbica, combustão em caldeiras, outros usos
Torta de filtro	30 - 40 Kg/t _c Alta DBO	Fertilizante, produção de ceras
Material particulado e gases provenientes da queima do bagaço de cana	Particulados 4000 - 6000 mg/Nm ³ e 6 Kg/t _c NO _x	Atmosfera com ou sem equipamentos de controle

t_c = tonelada(s) de cana moída na usina

Nas usinas mais antigas e localizadas distantes das áreas urbanas, foi prática comum o uso de valas para aterro de resíduos sólidos domiciliares, de escritório, entulhos de construção civil, podas de árvores, restos de estopas, graxas e embalagens de óleos lubrificantes. Tais áreas também foram empregadas como locais de retirada indiscriminada de solo, deposição temporária de material orgânico (cinzas, fuligens, lodos gerados pela lavagem de cana, material de limpeza dos tanques de vinhaça, etc.).

O processo de degradação ambiental cessa a partir da destinação correta dos resíduos sólidos, e os locais afetados passam a ser empregados para armazenamento temporário e compostagem orgânica das cinzas, fuligens e torta de filtro.

Também é comum o relato de contaminação do solo e águas subterrâneas por compostos de hidrocarbonetos (benzeno, tolueno, etileno e xileno) nos Postos de Abastecimento anexos às usinas. A falta de cuidados dispensados aos antigos tanques subterrâneos empregados e o descontrole volumétrico do óleo diesel consumido motivaram tais contaminações. Com a substituição dos antigos equipamentos por novos, a fonte da contaminação é eliminada, restando, todavia, a remediação da área afetada.

3. 1.2.4. Fontes de poluição das águas

No Estado de São Paulo, é prática corrente incorporar grande parte dos efluentes líquidos, gerados nas usinas, à vinhaça, para disposição no solo por meio da técnica que se convencionou chamar de fertirrigação. Assim é feito com as águas geradas no processo de fabricação do açúcar, as resultantes da lavagem de pisos e equipamentos, e as das purgas dos lavadores de gases, etc. (ANDRADE; DINIZ, 2007).

Na maioria dos países produtores de açúcar, já existem normas de controle de efluentes líquidos que estabelecem um limite da quantidade de orgânicos, entre 15 e 60 mg/L de DBO²⁷, segundo Resolução CONAMA Nº 20²⁸ com exceção da Índia, onde o limite é de 100 mg/L (ANDRADE; DINIZ, 2007).

No passado, foram inúmeros os episódios de poluição das águas causada pelo lançamento de efluentes líquidos nos corpos de água. A alta carga orgânica, associada à baixa vazão dos corpos receptores, provocou incontável mortandade de peixes. Nesta época, as águas de lavagem de cana e vinhaça eram lançadas nos rios.

Técnicas de reuso, retorno de condensáveis, implementação de limpeza a seco da cana, macro medição do consumo e desassoreamento das represas de captação permitem que muitas Usinas operem sem alterar a quantidade e a qualidade dos corpos de água adjacentes. Porém, muitas ainda captam elevadas vazões e não operam com 100% de reuso das águas de resfriamento.

Nesta condição, a vazão de jusante dos corpos de água pode ser afetada negativamente.

Ademais, o lançamento de grandes vazões de água a temperaturas em torno de 35°C (ANDRADE; DINIZ, 2007), pode provocar a diminuição do teor de oxigênio dissolvido no corpo receptor e causar comprometimento da vida aquática.

27 Demanda Bioquímica de Oxigênio: É definida como a quantidade de oxigênio dissolvido na água necessária para a oxidação bioquímica das substâncias orgânicas presentes na água durante um certo período de tempo.

28 Disponível em: <http://www.mma.gov.br/port/conama/res/res86/res2086.html>. Acesso: 03/03/2011.

A qualidade das águas superficiais dos corpos adjacentes aos complexos das Usinas também é afetada pelo carregamento de sujeiras depositadas nas vias de circulação, quando das primeiras chuvas que costumeiramente ocorrem no mês de setembro. Este problema, contudo, poderia ser facilmente contornável com a implantação de calhas nas coberturas dos prédios, pavimentação e construção de galerias de águas pluviais, tanques de acúmulo e dissipação das águas de chuvas que atingem as áreas de circulação de máquinas e caminhões. Entretanto, não é o que se observa na maioria dos complexos industriais.

Uma vez que as Usinas se localizam em áreas desprovidas de redes de esgotos sanitários, é prática comum o uso de tanques sépticos e poços de absorção para a destinação final dos esgotos gerados nos escritórios, oficinas, ambulatórios e vestiários.

Com o decorrer do tempo e crescimento das unidades, os referidos sistemas provocam a colmatação do solo e os líquidos passam a ser sumariamente lançados nos corpos de água, causando poluição ambiental. Aceita-se, hoje, como forma mais evoluída, o tratamento aeróbio dos esgotos sanitários com incorporação à vinhaça após prévia desinfecção.

3. 1.2.5. Fontes de poluição do solo

A vinhaça (vinhoto, tiborna ou garapão) é o resíduo do processo de destilação do álcool. É gerada à razão de 10,3 a 11,9 litros, por cada litro de álcool (HUGOT, 1977). Este resíduo líquido apresenta: temperatura elevada; pH ácido; corrosividade; tem alto teor de potássio; além de certas quantidades significativas de nitrogênio, fósforo, sulfatos, cloretos, etc. (CASTRO; ANDRADE, 2006). O seu despejo nos rios e lagos provocava o fenômeno de eutrofização e morte dos peixes.

Na década de 70, iniciou-se a destinação da vinhaça no solo. As Usinas escavavam imensos tanques de acumulação, chamados “maracanãs”, de modo a permitir armazenamento de grandes volumes por 10, 15 dias seguidos, o que resultava na exalação de fortes odores durante toda a safra e, não raro, no período da entressafra, quando os lodos eram removidos dos tanques (ANDRADE; DINIZ, 2007). A matéria orgânica tornava-se foco de intensa proliferação de moscas. Destes tanques, a vinhaça, já em estado de decomposição anaeróbia, era destinada

às áreas ditas de “inundação”, formando-se extensos alagados a fim de permitir sua infiltração empírica no terreno, sem nenhum controle. Daí, estes locais serem conhecidos como “áreas de sacrifício”.

Posteriormente, a distribuição da vinhaça no solo evoluiu com o emprego de canais, modalidade que prevalece em 76,6% dos casos contra 23,4% do transporte por caminhões.

Reconhece-se então que seu uso repõe ao solo os nutrientes que as plantas dele retiram, aumenta a produtividade agrícola, eleva o pH do solo, aumenta a disponibilidade de alguns nutrientes e imobilização de outros, aumenta a população

Em virtude do uso intensivo de soda cáustica nas operações industriais, verifica-se significativo aporte de sódio no solo. Uma vez que este elemento químico apresenta potencial para colmatar, salinizar e erodir solos arenosos. Neste caso a disposição da vinhaça no solo pode ser considerada potencialmente poluidora.

Por outro lado, como resultado da clarificação do caldo, com emprego de polietrólitos e outras substâncias químicas, tem-se a geração de um lodo, conhecido como torta de filtro. Para cada tonelada de cana moída obtém-se cerca de aproximadamente 25 Kg de torta (ANDRADE; DINIZ, 2007).

Após a separação industrial, tal resíduo é acumulado em áreas ao ar livre, diretamente sobre o solo, para armazenamento temporário até seu destino final, na adubação da cana. Na medida em que a torta é um lodo decantado, verifica-se a concentração de diversos metais: alumínio, manganês, zinco e ferro. Em função de sua característica orgânica, o resíduo apresenta elevada Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO), o que causa poluição se carreado em direção aos corpos d'água

Estudos realizados apontam para um aumento na concentração dos teores de metais pesados em solos que tradicionalmente recebem tratos culturais à base de torta de filtro e um potencial risco de contaminação do lençol freático, uma vez que estes metais não são absorvidos pela planta e tendem a percolar.

3. 1.2.6. Fontes de poluição do ar

A localização das usinas (afastada das cidades) e a prática disseminada das queimadas foram fatores que no passado determinaram pouca atenção às condições de queima de bagaço nas caldeiras. A partir da crise de energia elétrica,

em 2001, com o crescimento da co-geração (ÚNICA, 2010), o bagaço passou a ser combustível escasso, de valor econômico significativo, sendo que, simultaneamente, aprimoraram-se as exigências ambientais de controle da poluição do ar.

Acresce-se que os equipamentos de queima e de controle da poluição do ar fabricados pela indústria nacional evoluíram em termos de eficiência energética e redução das emissões de poluentes.

A queima de bagaço de cana gera como principais poluentes: material particulado (MP), monóxido e dióxido de carbono e óxidos de nitrogênio. O MP está associado ao residual de cinzas, fuligens e outros materiais. Provoca efeitos estéticos indesejáveis em virtude de sua cor escura e causa incômodos ao bem estar público por sua precipitação nas residências. Sua fração inalável penetra nos pulmões e diminui a capacidade respiratória. Para seu controle, geralmente, são empregados lavadores de gases que ao menos no início da safra os retém, satisfatoriamente.

Em relação aos óxidos de nitrogênio, não se tem no Brasil tecnologia prática disponível para seu controle. São gases que na presença de compostos orgânicos voláteis e intensa radiação solar geram o ozônio. As caldeiras atualmente fabricadas promovem a queima do bagaço em suspensão, isto é, em queda, o que limita a temperatura dos gases e gera, consequentemente, quantidades menores de nitrogênio.

Com a adesão cada vez maior de Usinas à produção de energia excedente, o bagaço tornou-se combustível escasso em algumas co-geradoras e novas alternativas como a adição de palha e pó-de-madeira estão sendo empregadas. Nas amostragens realizadas em caldeira que emprega esta mistura verificou-se que as emissões tinham condições de permanecer controladas nos limites estabelecidos pela Resolução CONAMA nº 382 de 2006²⁹.

3.2. Considerações para dimensionar uma usina

29 Disponível em: <http://www.mma.gov.br/port/conama/res/res06/res38206.pdf>. Acesso: 03/03/2011.

3.2.1. Matéria-prima

A qualidade da cana-de-açúcar anteriormente era definida apenas pela análise da POL (porcentagem de sacarose aparente). Atualmente, englobam-se outras características que afetar, significativamente, a recuperação deste açúcar na fábrica e, consequentemente, afetar a qualidade do produto final.

Basicamente, pode-se dividir a análise da qualidade da cana em dois tipos:

- Análises intrínsecas: relacionadas à composição da cana (teores de sacarose, açúcares redutores, fibras, compostos fenólicos, amido e minerais), sendo afetados pela variedade da cana, variações de clima e solo;
- Análises extrínsecas: relacionadas a materiais estranhos ao colmo (terra, pedra, restos de cultura, plantas invasoras) ou compostos produzidos por microrganismos devido à sua ação sobre os açúcares do colmo.

A eficiência das unidades processadoras de cana-de-açúcar dependem da correta avaliação da qualidade da matéria-prima. Sendo assim, é fundamental que existam uma série de indicadores que permitam avaliar tanto a riqueza da cana como a qualidade da mesma para a recuperação dos açúcares.

3.2.1.1. POL

Define-se POL o teor de sacarose aparente na cana. Para a indústria canavieira, quanto mais elevados os teores de sacarose, melhor. A indústria trabalha com valores recomendados acima de 14% (VIAN, 2010).

A determinação do teor de sacarose é realizada utilizando-se um sacarímetro automático, provido de tubo polarimétrico de fluxo contínuo e com saída para impressora e/ou registro magnético. O funcionamento dos sacarímetros é baseado em princípios físicos, tomando como base as propriedades da luz e sua natureza ondulatória, determinando assim a concentração de açúcares opticamente ativos, do tipo sacarose (Assis et al., 2004).

A partir da equação que exprime a Lei de Biot determina-se o teor de sacarose na cana-de-açúcar:

$$C = \frac{100.\alpha}{L.\alpha^t.\gamma}$$

Equação 1 – Lei de Biot (Assis et al., 2004).

Em que:

C= concentração de açúcar;

α = ângulo de rotação do plano de vibração da luz polarizada;

L = comprimento da coluna iluminada de líquido;

$\alpha^t.\gamma$ = rotação específica.

É importante salientar que é necessária a correção da leitura para ajustar a temperatura ambiente em torno de 20°C, utilizando-se a seguinte equação:

$$L_{\text{corrigida}} = L [1 + 255 \times 10^{-6}(T-20)]$$

Equação 2 – Correção da leitura para temperatura ambiente (Assis et al., 2004).

Em que:

$L_{\text{corrigida}}$ = POL. do caldo extraído (%);

L= leitura no sacarímetro;

T = temperatura ambiente.

3. 2.1.2. Brix

Sólidos solúveis Totais (°Brix em %) é a porcentagem, ~~em peso~~, de sólidos dissolvidos na água presente em um produto, no caso, cana-de-açúcar. A determinação do Brix é feita a partir do caldo extraído da cana-de-açúcar efetuada em refratômetro digital, provido de correção automática de temperatura e ajuste de campo, com saída para impressora e/ou registro magnético, devendo o valor final ser expresso a 20°C (VIAN, 2010).

O índice de refração que é proporcional ao índice de sólidos solúveis ou Brix é obtido pela expressão:

$$I_r = \frac{\text{Sen}(i)}{\text{Sen}(r)}$$

Equação 3 – Índice de refração é proporcional aos sólidos solúveis (Assis et al., 2004).

Em que:

I_r = Brix ou teor de sólidos solúveis;

Sen (i) = Seno do ângulo de incidência;

Sen (r) = Seno do ângulo de refração.

3. 2.1.3. Pureza

Este parâmetro mede a quantidade de açúcares contidos no caldo, quanto mais elevado for seu valor, implicará numa menor quantidade de impurezas do caldo, e consequentemente o produto terá maior valor econômico (VIAN, 2010).

A pureza é calculada com a percentagem de sólidos solúveis totais no caldo extraído, após a determinação dos valores de POL. e °BRIX. solúveis (Assis et al., 2004).

A pureza é determinada pela expressão:

$$PZA = \frac{POL_{\% \text{ caldo}}}{^{\circ}BRIX_{\% \text{ caldo}}}$$

Equação 4 – Pureza (Assis ET AL., 2004).

Em que:

PZA= Pureza;

POL% caldo = Teor de sacarose no caldo;

° Brix% caldo = Teor de sólidos solúveis no caldo;

3. 2.1.4. ART

Indicador que representa a quantidade total de açúcares da cana (sacarose, glicose e frutose). O ART é determinado pela relação POL/0,95 mais o teor de açúcares redutores³⁰ (AR). A concentração de açúcares na cana varia, em geral, dentro da faixa de 13 a 17,5%. Entretanto, é importante lembrar que canas muito ricas e com baixa percentagem de fibras estão mais sujeitas a danos físicos e ataque de pragas e microrganismos. Os estudos mostram que nas primeiras 14 horas de deterioração da cana, 93% das perdas de sacarose foram devidas à ação de microrganismos, 5,7% por reações enzimáticas e 1,3% por reações químicas, resultantes da acidez (VIAN, 2010).

3. 2.1.5. Porcentagem de fibra na cana

Reflete na eficiência da extração da moenda, ou seja, quanto mais alta a fibra da cana, menor será a eficiência de extração. Por outro lado, é necessário considerar que variedades de cana com baixos teores de fibra são mais susceptíveis a danos mecânicos ocasionados no corte e transporte, o que favorece a contaminação e as perdas na indústria. Quando a cana está com a fibra baixa ela também acama e quebra com o vento, o que a faz perder mais açúcar na água de lavagem (VIAN, 2010).

3. 2.1.6. Teor alcoólico

O teor alcoólico pode ser expresso em termos de °Gay Lussac (°GL= %volume/volume): quantidade em mililitros de álcool absoluto contida em 100 mililitros de solução alcoólica. O °GL fornece diretamente a porcentagem de álcool na mistura em relação ao volume. Portanto, o teor alcoólico de 30 °GL equivale a 30% de álcool na mistura. No entanto, como o volume dos derivados de petróleo

³⁰ Quantidade de glicose e de frutose presentes na cana, que afetam diretamente a sua pureza, já que refletem em uma menor eficiência na recuperação da sacarose pela fábrica.

varia conforme a temperatura, o resultado obtido é irreal, ou seja, o valor lido leva em conta a expansão das moléculas, devido a isso, o INPM (Instituto Nacional de Pesos e Medidas) criou o chamado grau INPM que fornece a percentagem em peso do produto (OLIVEIRA, 2006).

3.2.2. Cuidados no processamento

A qualidade da matéria-prima depende de alguns cuidados durante a colheita. Após a queima, as canas deverão vir para industrialização o mais rápido possível, evitando com isto perdas desnecessárias em açúcar. Outro fator é a maturação, o qual requer o melhor aproveitamento da curvas de maturação da variedade, quer com a maturação normal ou a induzida através do uso de maturadores, otimizando a POL por tonelagem de cana (OLIVEIRA, 2006).

A limpeza da cana também é fator fundamental. Os processos de colheita (corte, carregamento e transporte) feitos de modo adequado reduzem significativamente as “impurezas minerais” ou terra enviados para o interior do processo. Além disso, o despalhamento também precisa de cuidados, tanto no corte manual, separando as “impurezas vegetais” ou ponteiros, folhas verdes e secas do que vai ser carregado ou durante o processo de colheita mecanizada com a regulagem do “extrator” das colhedoras em função da adversidade ocasionadas por: variedade, clima, horário, umidade folhas, estado e porte do canavial, corte com ou sem queima prévia. Aos cuidados na limpeza somam-se as análises das áreas preferenciais para colheita, ou seja, as com maior potencial para fornecer a maior % de Pol por área considerada contribuem para aumentar a produtividade das usinas processadoras de cana-de-açúcar.

Por outro lado, a falta de cuidados na colheita podem causar na grandes prejuízos como: desgastes de componentes da moenda, bombas, esteiras, etc., aumento da quantidade de terra introduzido no processo, resultando em aumento significativo de terra no tanque de sedimentação, aumento das impurezas vegetais causam aumento no volume de material à ser processado, resultando em perdas no valor relativo da cana (OLIVEIRA, 2006).

Enfim, desde a decisão da área de colheita que possa gerar o maior POL por área considerada e a qualidade de limpeza da matéria-prima, passando por todas as

etapas industriais até chegar aos produtos finais, busca-se como objetivo a máxima extração de sacarose da cana-de-açúcar. Isso é possível reduzindo o POL do bagaço, torta e lodo, ou seja, evitando perdas de açúcares nos vários rejeitos produzidos.

3.2.3. Produtos

Os principais produtos obtidos através do processamento da cana de açúcar são açúcar e álcool. Bagaço, xaropes, torta de filtro, vinhaça concentrada e melaço são produtos secundários, ou subprodutos (OLIVEIRA, 2006).

A produção brasileira de açúcar e álcool etílico é excedentária, sendo que parte do etanol hidratado é utilizado diretamente nos carros movidos a álcool ou *flex fuel*, e o álcool neutro é utilizado na fabricação de bebidas, cosméticos, produtos químicos e farmacêuticos (MACEDO; NOGUEIRA, 2004).

O bagaço de cana é utilizado como combustível nas caldeiras das usinas para geração de vapor e para cogeração de energia elétrica. O bagaço excedente é eventualmente vendido para outras indústrias, também para ser usado como combustível. Os xaropes são utilizados na indústria de refrigerantes e farmacêuticas; a torta de filtro e a vinhaça são subprodutos utilizados como fertilizante. O melaço é usado na fabricação de cachaça, rum, levedura e ração. São muitas as utilizações dos subprodutos da produção de açúcar e álcool, porém a viabilidade econômica de alguns ainda é questionada (PIACENTE, 2006).

3.3. Tratamento das variáveis de processo

Todo o processo de produção de álcool e açúcar envolvem diversas etapas, cujo detalhamento não é objeto de análise deste trabalho. Porém, as principais etapas de transformação da cana-de-açúcar dentro de uma usina serão abordados, fazendo-se uso de balanços termodinâmicos, critérios de rendimento e fatores de conversão, que se não explicitarão todos os detalhes de uma usina, permitirá o seu completo dimensionamento (estrutura física, equipamentos, produção, consumo de vapor e energia elétrica), inclusive estimar com precisão investimento inicial, custos

operacionais, lucratividade, retorno de investimento e implicações a respeito do sistema de co-geração de energia elétrica.

Os balanços realizados neste trabalho foram feitos com base em dados históricos de indústrias do setor sucroalcooleiro obtidos da União da Indústria de cana-de-açúcar (UNICA), que é a maior organização representativa do setor de açúcar e bioetanol do Brasil. As 123 companhias associadas à UNICA são responsáveis por mais de 50% do etanol e 60% do açúcar produzidos no Brasil. Os dados da UNICA foram obtidos em conjunto com a CONSECANA-SP (Conselho dos Produtores de Cana-de-Açúcar, Açúcar e Álcool do Estado de S. Paulo) que é uma associação formada por representantes das indústrias de açúcar e álcool e dos plantadores de cana-de-açúcar, que tem como principal responsabilidade zelar pelo relacionamento entre ambas as partes.

A base de cálculo utilizada neste trabalho utilizou como fonte de dados a UNICA³¹, complementado por contribuições de profissionais e engenheiros do setor sucroalcooleiro que foram prudentemente omitidos por se tratarem de dados confidenciais.

3.3.1. Balanço termodinâmico

3.3.1.1. Aplicação

Os cálculos de balanço material e de energia são quase sempre pré-requisitos para todos os outros cálculos na resolução de problemas simples e complexos de engenharia. No caso do dimensionamento de uma usina de álcool e açúcar os cálculos são fortemente embasados por balanços termodinâmicos.

A maneira mais clássica de se determinar o desempenho térmico de um dado sistema é através da utilização da primeira lei da termodinâmica (WYLEN, 2006). Tal análise permite definir, sob o ponto de vista da energia, qual é o desempenho de cada equipamento, assim como o desempenho global do sistema.

Apesar de muito difundida, esta metodologia tem suas limitações, pois não contabiliza a qualidade da energia, ou seja, não se preocupa com as

³¹ Disponíveis em: <http://www.unica.com.br/dadosCotacao/estatistica/>. Acesso: 01/03/2011.

Irreversibilidades inerentes de todos os processos. Para que se possa considerar este aspecto é necessário o uso conjunto da segunda lei da termodinâmica (WYLEN, 2006), através de uma análise exergética³². Esta forma de avaliação não substitui as avaliações feitas com base na eficiência energética, mas sim as complementa, permitindo o cálculo tanto do valor termodinâmico de um fluxo, em termos do trabalho mecânico que poderia ser extraído dele, como das ineficiências e perdas termodinâmicas reais dos processos dos sistemas.

Para se fazer uma análise energética de uma planta devem ser realizados balanços de massa e energia, e definidas as eficiências pela primeira e segunda lei da termodinâmica, bem como calculadas as irreversibilidades, considerando um volume de controle ao redor de cada um dos equipamentos que a compõem.

Uma das hipóteses assumidas nesse trabalho é que todo volume de controle analisado, seja pela primeira lei da termodinâmica ou pela segunda, considerará uma operação em regime permanente. Portanto, nas análises não serão incluídas as fases transitórias de entrada em operação, parada ou qualquer variação no tempo, mesmo em operação normal.

Isso equivale a dizer que qualquer variação de massa e energia no tempo dentro do volume de controle serão desconsideradas. Essa hipótese é possível de ser adotada nesse caso, pois, mesmo os volumes de controle maiores, que é caso do desaerador térmico e da caldeira, não apresentam grandes variações de massa ou de suas propriedades termodinâmicas quando em operação normal.

Outro conceito importante é a definição de processo adiabático. Quando não ocorre nenhuma transferência de calor para ou do volume de controle, o processo é conhecido como adiabático. Essa consideração será importante nas análises das turbinas a vapor quando avaliadas pela primeira ou segunda lei da termodinâmica.

São considerados reversíveis os processos ideais, que podem ser invertidos sem deixar vestígios no sistema e no meio. Alguns fatores que tornam um processo irreversível são atrito, expansão não resistida (expansão no vácuo), transferência de calor com diferença finita de temperatura, mistura de duas substâncias diferentes, entre outros (WYLEN, 2006).

³² Exergia é a parte da energia que pode ser convertida em qualquer outra forma de energia, isto é, a parcela que poder ser transformada em calor ou trabalho (WYLEN, 2006).

3. 3.1.2. Conceitos básicos de balanço de massa

Definido o processo ou fases de processos necessárias devem-se definir suas fronteiras ou contornos do sistema. A fronteira do sistema pode englobar parte do processo ou o todo de um processo. Já o sistema pode ser do tipo aberto ou com escoamento no qual o material é transferido através da fronteira do sistema. Por outro lado, o sistema fechado ou em batelada é aquele no qual não ocorre transferência deste tipo. Ambos considerados durante um intervalo de tempo de interesse (HIMMELBLAU, 1998).

Por exemplo, a fronteira do sistema pode ser fixada em relação a um equipamento de processo, como um reator, onde se este for o sistema, a massa é transferida através das fronteiras do sistema. Como também se ao estreitar a fronteira do sistema para a reação química que ocorre dentro do reator logo depois da adição dos reagentes e antes da retirada do produto, o sistema será fechado.

Com a fronteira do sistema definido, o balanço material pode ser aplicado para, basicamente, contabilizar a quantidade de massa que entra e sai ou a sua variação dentro do sistema. A Equação 5 traduz este raciocínio.

$$\frac{dm_{v.c.}}{dt} = \sum \dot{m}_e - \sum \dot{m}_s$$

Equação 5 – Balanço de massa em um volume de controle (WYLEN, 2006).

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

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

Considerando que o estado da massa, em cada ponto do volume de controle, não varia com o tempo, a Equação 5 pode ser reescrita como segue:

$$\sum \dot{m}_s - \sum \dot{m}_e = 0$$

Equação 6 – Balanço de massa sem variação com o tempo (WYLEN, 2006).

3. 3.1.3. Conceitos básicos de balanço de energia

Analogamente ao balanço de massa, o balanço de energia expressa, através de uma equação matemática, a quantidade de energia que entra e sai ou sua variação dentro do sistema.

A equação 7 é a generalização da primeira lei da termodinâmica considerando também a parcela que varia com o tempo.

$$\frac{dE_{v.c.}}{dt} = \dot{Q}_{v.c.} - \dot{W}_{v.c.} + \sum \dot{m}_e \cdot \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + g \cdot Z_e \right) - \sum \dot{m}_s \cdot \left(h_s + \frac{V_s^2}{2} + g \cdot Z_s \right)$$

Equação 7 – Balanço de energia na forma completa (WYLEN, 2006).

Considerando o processo em regime permanente, tem-se a Equação 7:

$$\dot{Q}_{v.c.} - \dot{W}_{v.c.} + \sum \dot{m}_e \cdot \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + g \cdot Z_e \right) - \sum \dot{m}_s \cdot \left(h_s + \frac{V_s^2}{2} + g \cdot Z_s \right) = 0$$

Equação 8 – Balanço de energia em regime permanente (WYLEN, 2006).

g = aceleração gravitacional (m/s^2);

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

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

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

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

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

$\dot{W}_{v.c.}$ = taxa de transferência de trabalho no volume de controle (kW).

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

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

Serão adotadas as hipóteses de que os valores das variações de energia cinética e potencial são pequenos ou quase nulos. Assim, a Equação 8 pode ser reescrita como segue:

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

Equação 9 – Balanço de energia simplificado (WYLEN, 2006).

Na análise da primeira lei foi definida uma propriedade, a energia interna, que levou à entalpia e que possibilitou usar quantitativamente a primeira lei em processos. Analogamente, na segunda lei da termodinâmica, é definida outra propriedade, a entropia, que também possibilita a aplicação quantitativa da segunda lei em processos (WYLEN, 20006).

A segunda lei da termodinâmica para um volume de controle na sua forma completa é dada por:

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

Equação 10 – Segunda lei da termodinâmica para um volume de controle escrito em sua forma completa (WYLEN, 2006).

Para o processo em regime permanente, o primeiro termo da Equação 10 é igual a zero, assim, a segunda lei da termodinâmica pode ser escrita como segue:

$$\dot{S}_{\text{ger. v.c.}} + \sum \left(\frac{\dot{Q}_{v.c.,j}}{T_j} \right) + \sum \dot{m}_e \cdot s_e - \sum \dot{m}_s \cdot s_s = 0$$

Equação 11 – Segunda lei da termodinâmica para um volume de controle escrito em regime permanente (WYLEN, 2006).

s_e = entropia específica na entrada do volume de controle (kJ/kg.K);

s_s = entropia específica na saída do volume de controle (kJ/kg.K);

T_j = temperatura superficial do volume de controle (K);

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

$\dot{S}_{\text{ger. v.c.}}$ = geração de entropia no volume de controle (kJ/kg.K).

Para um processo adiabático em regime permanente tem-se $s_s \geq s_e$, logo a geração de entropia no volume de controle é positiva. A condição $s_s = s_e$ ocorrerá para um processo adiabático e reversível, ressaltando que o máximo trabalho reversível que pode ser extraído de um dado sistema num certo estado termodinâmico será dado quando a matéria desse sistema alcançar o estado morto (estado de referência), ou seja, quando a quantidade de massa estiver em equilíbrio mecânico e térmico com o meio, isto é, à pressão p_0 e temperatura T_0 . Também deve estar em equilíbrio químico, além de ter velocidade zero e ter energia potencial mínima. Exigências análogas podem ser estabelecidas em relação aos efeitos magnéticos, elétricos e superficiais, se forem relevantes na formulação.

Assim, é conveniente definir a exergia de fluxo de um estado em função da capacidade (potencial) para realizar o máximo trabalho possível.

Indicando o estado morto pelo índice 0, o trabalho reversível será máximo quando $h_s = h_0$, $s_s = s_0$, $s_s = 0$ e $Z_s = Z_0$. Este será designado o trabalho reversível máximo, por unidade de massa que escoa e em uma situação onde não há transferência de calor (WYLEN, 2006).

4 BALANÇOS TERMODINÂMICOS UTILIZADOS EM PROJETOS DE ENGENHARIA

Os balanços termodinâmicos são largamente utilizados em projetos de implantação e ampliação de usinas sendo uma ferramenta fundamental para dimensionar processos e equipamentos de acordo com a rentabilidade e produtividade desejada.

Existem inúmeros modelos de balanços termodinâmicos que podem exibir tanto detalhes de cada equipamento dimensionado como estimar a entrada, saída e rendimento de processos complexos agrupados sobre um volume de controle determinado.

4.1 Cálculos

O dimensionamento de uma usina de álcool e açúcar possui um alto grau de complexidade, inúmeros são os cálculos envolvidos para definir equipamentos, tubulações e tipos de processos que seria impossível analisar a melhor solução para um determinado objetivo sem o estabelecimento de um método racionalizado.

Deste modo, o balanço termodinâmico adotado está dividido em etapas os quais são tratados como volumes de controles independentes. A Figura 10 mostra essa divisão.

Os indicadores como o BRIX, Pol e ART foram calculados para todas as vazões consideradas no balanço termodinâmico. O método utilizado para calcular esses indicadores no caso da junção de duas vazões na entrada do volume de controle para apenas uma na saída do volume de controle é fazer o cálculo ponderado pelas respectivas vazões.

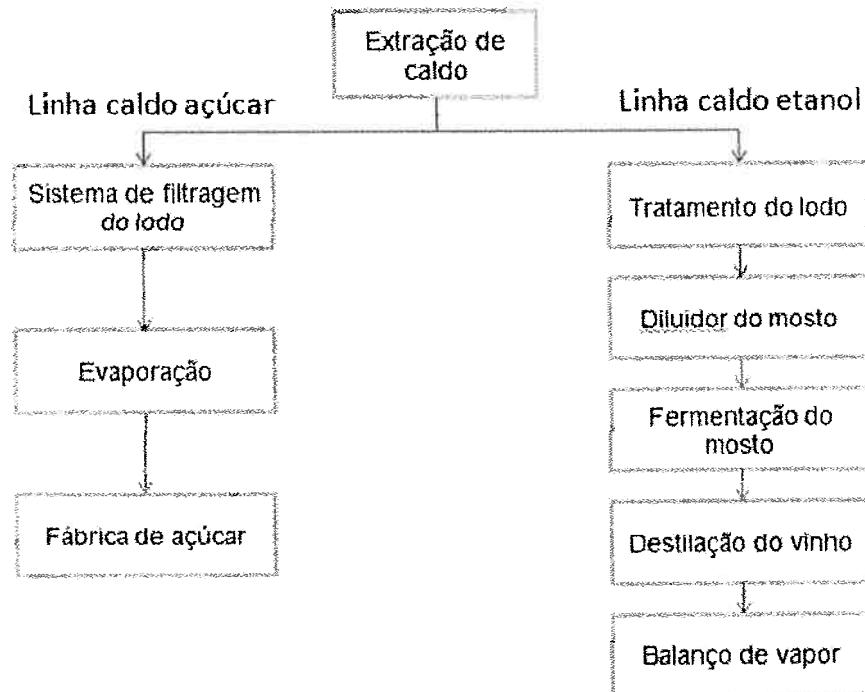


Figura 10 – Fluxograma de etapas consideradas no balanço termodinâmico.

4.2 Extração de caldo

Antes da moagem, a cana é lavada nas mesas alimentadoras para retirar a terra proveniente da lavoura. Após a lavagem, a cana passa por picadores que trituram os colmos, preparando-a para a moagem. Neste processo as células da cana são abertas sem perda do caldo. Após o preparo, a cana desfibrada é enviada à moenda para ser moída e extrair o caldo. Na moenda, a cana desfibrada é exposta entre rolos submetidos a uma pressão de aproximadamente 250 kg/cm² (HUGOT, 1977), expulsando o caldo do interior das células. Este processo é repetido por seis vezes continuamente. Adiciona-se água numa proporção de 30%. A isto se chama embebição composta, cuja função é embeber o interior das células da cana diluindo o açúcar ali existente e com isso aumentando a eficiência da extração, conseguindo-se assim extraír cerca de 96% do açúcar contido na cana (HUGOT, 1977). O caldo extraído vai para o processo de tratamento do caldo e o bagaço para as caldeiras.

Todo caldo de cana, após o esmagamento e moagem , passa por um conjunto de peneiras, os quais extraem palhas, bagacilhos e parte das impurezas grossas.

O caldo utilizado para a fabricação do açúcar é obtido do primeiro esmagamento, o qual equivale em princípios, a 70% de todo o caldo contido na cana (CASTRO; ANDRADE, 2006). Esta matéria prima não passa pelo processo de embebição composto, o qual é utilizado para lavagem da fibra, para remover toda a sacarose contida na cana.

O bagaço resultante da extração pela última moenda contém ainda uma certa quantidade de caldo constituído de água e sólidos solúveis. Apresenta no geral uma umidade mínima de 40 a 45% (HUGOT, 1977).

Este caldo fica retido nas células que escapam ao esmagamento, entretanto adicionando-se certa quantidade de água a esse bagaço, o caldo residual fica diluído.

Submetendo-se esse bagaço assim tratado a uma nova moagem consegue-se aumentar a extração do caldo ou sacarose.

A umidade permanece a mesma, ocorrendo simplesmente a substituição do caldo original por certa quantidade de água que se adicionou. Evidentemente o bagaço torna-se menos açucarado. De uma extração a seco, de um modo geral, a umidade do bagaço após a 1^a moenda é de 60%, após a 2^a é de 50%, podendo chegar a 40% no ultimo terno (HUGOT, 1977). A prática de se adicionar água ou caldo diluído ao bagaço entre uma moenda e outra com a finalidade de diluir a sacarose remanescente é chamada de embebição.

4.2.1 Capacidade de moagem

Ao modelar um balanço termodinâmico para uma usina de álcool e açúcar deve-se determinar uma série de dados de entrada.

Primeiramente, define-se a capacidade de moagem da usina como exibido na Tabela 6.

Tabela 6 – Dados gerais da capacidade de moagem de uma usina.

DADOS GERAIS	Valor	Unidade
Produção de Cana/Safra	6.500.000	t/Safra
Horas Efetivas	5.000	h/Safra
Aproveitamento tempo geral	88,00%	

Definido a produção de cana por safra e as horas efetivas de produção obtém-se a moagem horária, dado fundamental para definir a etapa da extração do caldo, detalhado na Tabela 7 onde a embebição é a adição de água aquecida para otimizar a extração do caldo do bagaço da cana. Segue também dados operacionais da divisão do caldo misto para produção de açúcar e álcool e capacidade de extração do caldo misto nas moendas.

Tabela 7 – Dados da moagem horária e definições da operação da usina.

<u>Dados da moagem</u>	<u>VALORES</u>
Moagem horária (t/h)	1.300,00
% do caldo fabricação açúcar	60,00%
Embebição % de cana	30,00%
Extração do Caldo Pol % de Pol	96,00%

A Tabela 8 exibe as características da cana-de-açúcar que será processada. Esses dados são obtidas por análise laboratorial através de amostras coletadas no início do processo.

Tabela 8 – Características da cana-de-açúcar.

<u>EXTRAÇÃO DO CALDO</u>	<u>VALORES</u>
Pol % de cana	13,00%
AR % de cana	0,50%
Fibra % de cana	12,50%
Pureza % de cana	87,50%
Fibra % de bagaço	47,35%

4.2.2 Características do caldo misto e bagaço

Utilizando os dados da Tabela 7 pode-se calcular:

- Quantidade de bagaço: $26,40 \text{ t/h} ([\text{Moagem horária}] * [\text{Fibra \% de cana}] / [\text{Fibra \% de bagaço}])$;
- Caldo misto³³: $103,60 \text{ t/h} ([\text{Moagem horária}] + ([\text{Embebição \% de cana}] * [\text{Moagem horária}]) - [\text{Quantidade de bagaço}])$;

Ambos com as seguintes características:

33 Material resultante da moagem da cana-de-açúcar.

Tabela 9 – Características do bagaço.

Pol % Bagaço	1,97%
ART% Bagaço	2,15%

Tabela 10 – Características do caldo misto.

Pol % Caldo misto	12,05%
ART% Caldo misto	13,14%
Brix % Caldo misto	13,93%

A obtenção de 10346,81 t/h de caldo misto e a proporção de 60% destinados para o processo de fabricação de açúcar resultarão nas vazões mássicas observadas na Figura 11.

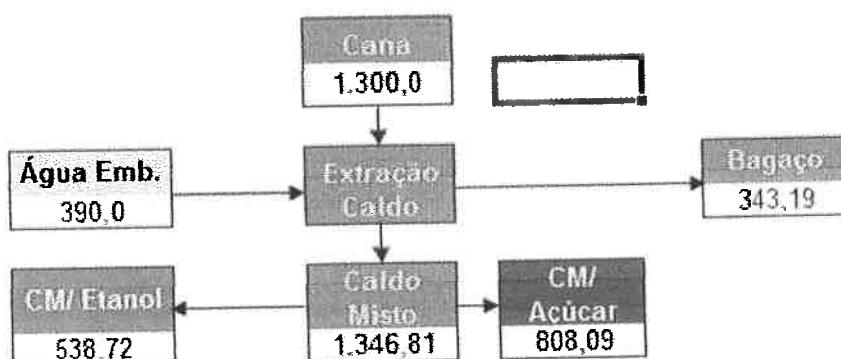


Figura 11 – Balanço de massa no processo de extração do caldo misto.

4.3 Linha caldo etanol

4.3.1 Tratamento do lodo

A vazão de 538,72 t/h de caldo misto é acrescido de leite de cal para correção de PH do caldo misto e descontado perdas por evaporação (denominado *flash*). A Tabela 11 e 12 define cada um desses valores.

Tabela 11 – Acréscimo de leite de cal.

Leite de cal % caldo misto	1,00%
Leite de cal (t/h)	5,79

Tabela 12 – Perdas por evaporação (flash).

Evaporação % caldo dosado	1,00%
Perdas por evaporação (t/h)	6,27

Sendo o caldo dosado o resultado da soma do caldo misto mais o leite de cal e o caldo filtrado resultante do tratamento do lodo da decantação. A Figura 12 ilustra este processo.

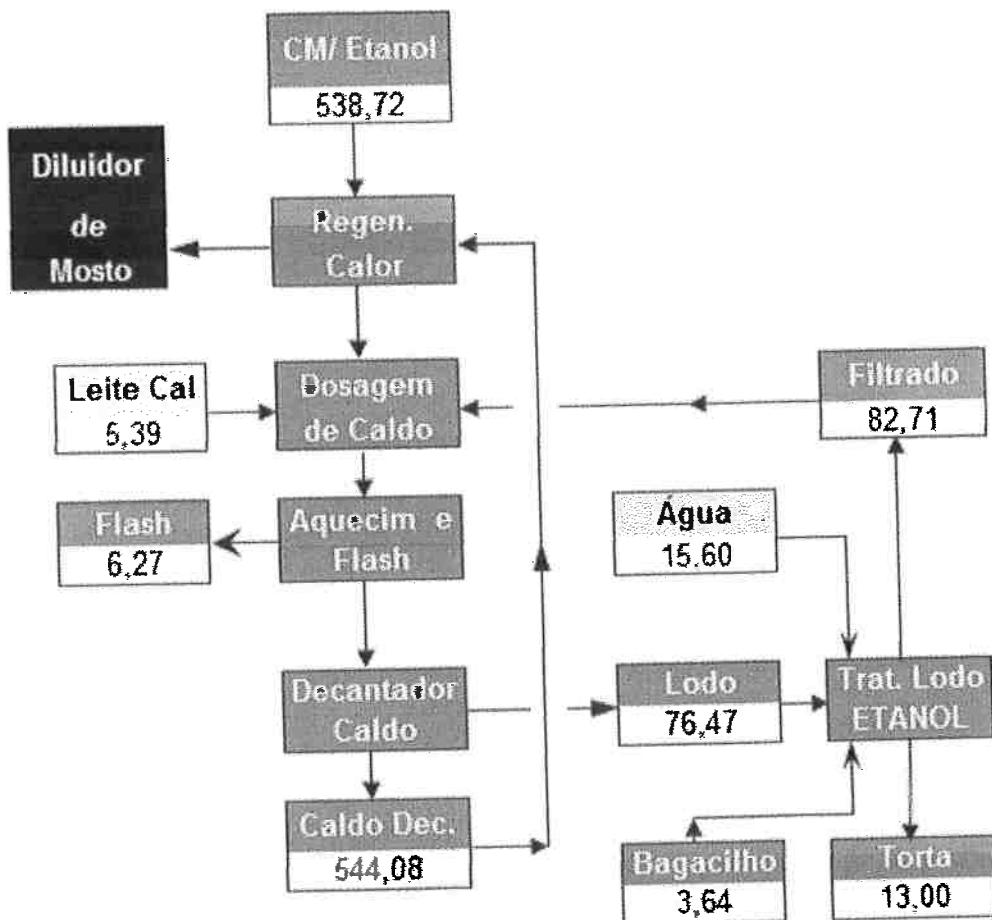


Figura 12 – Balanço de massa no processo de aquecimento e decantação.

Após a extração do caldo este passa por um tratamento primário de peneiramento, posteriormente é submetido a um tratamento mais completo que implica na adição de cal, aquecimento e posterior decantação (tratamento semelhante é utilizado na fabricação de açúcar). A decantação recebe o caldo dosado e tem como saída o caldo decantado e o lodo.

Saído da decantação o caldo é resfriado antes de seguir para fermentação. O caldo decantado quente (esterilizado) passa por dois estágios de resfriamento. Primeiro, o caldo decantado passa por um trocador de calor (regenerativo) em contracorrente com o caldo misto frio, onde o caldo misto é aquecido e o caldo decantado é resfriado para 60°C. Num segundo momento há o resfriamento final até aproximadamente 30°C, normalmente realizado em trocadores de placas utilizando água em contracorrente, como fluido de resfriamento.

Livre de impurezas (areia, bagacilhos etc.) e devidamente esterilizado, o caldo está pronto para ser encaminhado para fermentação.

O lodo é caracterizado pelos valores presentes na Tabela 13.

Tabela 13 – Características do lodo.

CARACTERÍSTICAS DO LODO	VALOR	UNIDADE
Torta % Cana	2,50%	
Bagacilho	7,00	Kg/t cana
Água Lavagem	30,00	Litro /t cana
Torta % Lodo	17,00%	
Pol % Torta	1,00%	
AR % Torta	0,04%	

Sabendo que 40% da cana é direcionada para a fabricação de etanol, tem-se 520,00 t/h de cana de um total de 1300 t/h de capacidade total da usina. Como a torta representa 2,5% desse valor, resultando em 13,00 t/h de torta. O mesmo raciocínio aplica-se para o bagacilho e água de lavagem. E tendo a quantidade de torta produzida mais a torta % Lodo, obtém-se a quantidade de lodo decantado e, consequentemente, o total de caldo filtrado do lodo que retornará ao processo na dosagem de caldo. Os resultados são apresentados na Tabela 14.

Tabela 14 – Fluxos na decantação etanol.

FLUXO	VALOR	UNIDADE
Torta	-13,00	t/h
Bagacilho	3,64	t/h
Água lavagem torta	15,60	t/h
Lodo	76,47	t/h
Caldo filtrado (Soma dos fluxos)	82,71	t/h

O caldo decantado, que é encaminhado para o diluidor de mosto, é resultado da diferença do caldo a decantar menos o lodo. O cálculo encontra-se na Tabela 15. As características do caldo decantado está na Tabela 16.

Tabela 15 – Caldo decantado etanol.

FLUXO	VALOR	UNIDADE
Caldo misto	538,72	t/h
Leite de cal	5,79	t/h
Caldo filtrado	82,71	t/h
Perda por <i>flash</i>	-6,27	t/h
Lodo	-76,47	t/h
Caldo decantado (Soma dos fluxos)	544,08	t/h

Tabela 16 – Característica do caldo decantado etanol.

Características do caldo decantado	VALOR
Vazão (t/h)	544,08
Pol	11,92%
ART	13,00%
BRIX	13,78%
Pureza	86,50%

4.3.2 Diluidor do mosto

O caldo decantado junta-se com o mel final, que é o rejeito do xarope que não se transforma em açúcar. O fluxo resultante passa a ser denominado mosto e segue para a fermentação, explicitado na Figura 13.

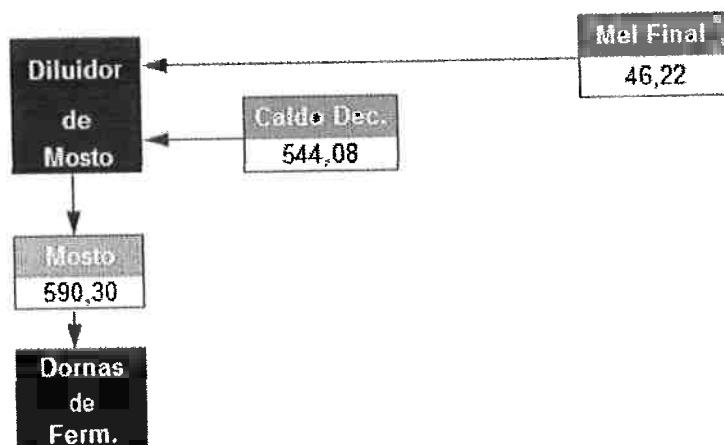


Figura 13 – Balanço de massa da diluição de mosto.

O mosto possuirá as seguintes características:

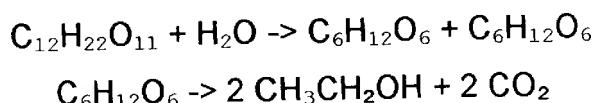
Tabela 17 – Característica do mosto.

<u>Características</u>	<u>Caldo decantado</u>	<u>Mel final</u>	<u>Mosto</u>
Vazão (t/h)	544,08	46,22	590,30
ART	13,00%	63,44%	16,95%
BRIX	13,78%	85,00%	16,95%

4.3.3 Fermentação do mosto

É nesta fase que os açúcares são transformados em álcool. As reações ocorrem em tanques denominados dornas de fermentação, onde se misturam o mosto e o pé-de-cuba na proporção de 2:1 (HUGOT, 1977), respectivamente.

Os açúcares (sacarose) são transformados em álcool, segundo a reação simplificada de Gay Lussac:



Equação 12 – Reação simplificada da fermentação alcoólica (HUGOT, 1977).

A fermentação é contínua e agitada mecanicamente. As dornas são fechadas permitindo a recuperação de álcool e do gás carbônico.

É na fermentação que ocorre a transformação dos açúcares em etanol ou seja, do açúcar em álcool. Utiliza-se uma levedura especial para fermentação alcoólica. No processo de transformação dos açúcares em etanol há desprendimento de gás carbônico e calor, portanto, é necessário que as dornas sejam fechadas para recuperar o álcool arrastado pelo gás carbônico e o uso de trocadores de calor para manter a temperatura nas condições ideais para as leveduras. A fermentação é regulada para 28 a 30 °C (CASTRO; ANFRADE, 2006). O mosto fermentado é chamado de vinho. Esse vinho contém cerca de 9,5% de álcool. O tempo de fermentação é de 6 a 8 horas (HUGOT, 1977).

Durante a reação, ocorre intensa liberação de gás carbônico, a solução aquece-se e ocorre a formação de alguns produtos secundários como: alcoóis superiores, glicerol, aldeídos, etc.

Ao final deste período praticamente todo o açúcar já foi consumido, com a consequente redução da liberação de gases.

Devido à grande quantidade de calor liberado durante o processo de fermentação e à necessidade da temperatura ser mantida baixa (32°C), é necessário realizar o resfriamento do vinho, circulando água em serpentinas internas às dornas, ou em trocadores de calor, por onde o vinho é bombeado continuamente com água em contracorrente.

Atualmente, este processo de fermentação é realizado de forma descontínua ou contínua, em dornas abertas ou fechadas. Nestas últimas, procede-se a lavagem dos gases de saída em uma torre de recheio para recuperação do álcool evaporado, por absorção deste em água, que é retornada ao processo.

O vinho é centrifugado para a recuperação das leveduras que é retornado ao processo. O vinho centrifugado segue para a destilação conforme ilustrado na Figura 14.

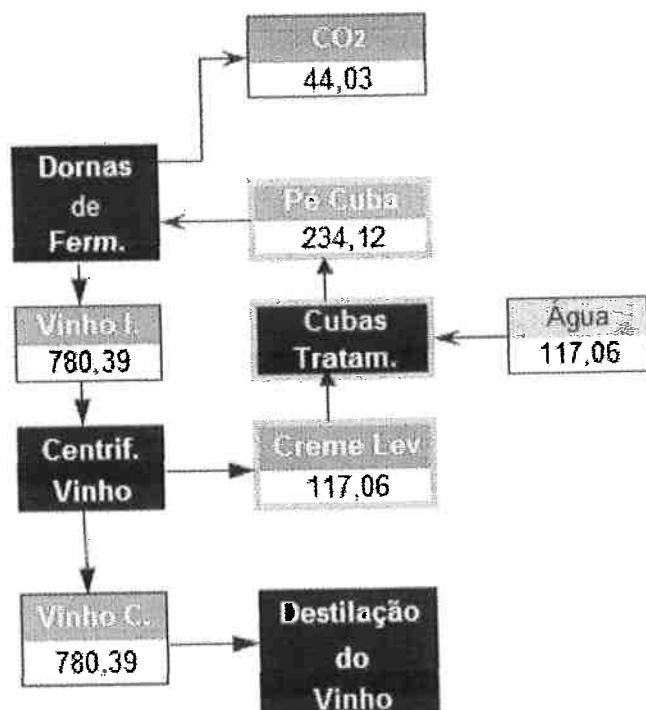


Figura 14 – Balanço de massa da fermentação.

A fermentação ocorrerá nas seguintes características:

Tabela 18 – Dados gerais da fermentação.

DADOS GERAIS	VALOR	UNIDADE
Rendimento fermentação	90,00%	
Grau ali. Pé cuba %	3,18%	°INPM
Relação Vinho Centre/Vinho Inteiro	85,00%	
Grau Ali. Vinho Centrifugado	6,94%	°INPM
Grau Ali. Vinho Centrifugado	8,66%	°GL

Dados a vazão do mosto, a porcentagem ART, a reação simplificada na Equação 12 e o rendimento da fermentação, obtém-se o total de álcool produzido na fermentação (46,03 t/h ou 58,32 m³/h).

4.3.4 Destilação do vinho

O vinho que vem da fermentação possui, em sua composição, 7° a 10°GL (%) em volume) de álcool, além de outros componentes de natureza líquida, sólida e gasosa. Dentro dos líquidos, além do álcool, encontra-se a água, glicerol, alcoóis homólogos superiores, furfural, aldeído acético, ácidos succínico e acético e etc., em quantidades bem menores. Já os sólidos são representados por bagacilhos, leveduras e bactérias, açúcares não-fermentados, sais minerais, matérias albuminóides e outros, e os gasosos, principalmente o CO₂ e SO₂.

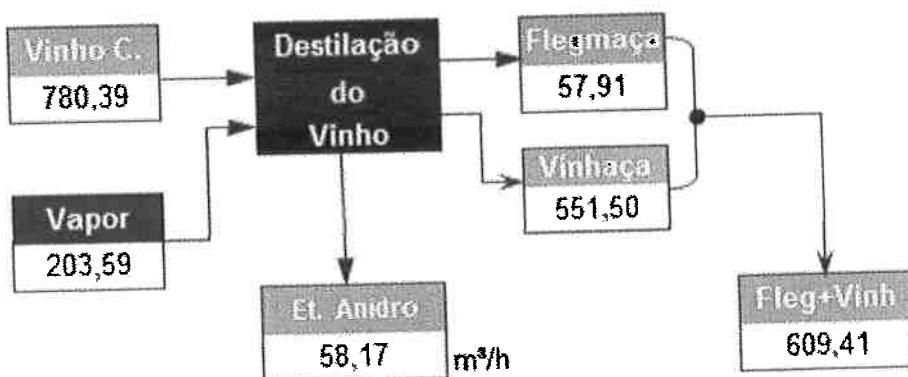


Figura 15 – Balanço de massa da destilação.

O álcool presente neste vinho é recuperado por destilação, processo este que se utiliza dos diferentes pontos de ebulição das diversas substâncias voláteis presentes, separando-as. A operação é realizada com auxílio de sete colunas distribuídas em quatro troncos.

A destilação é processada em três colunas superpostas: A, A1 e D. Nestas, o etanol é separado do vinho (inicialmente com 7° a 10°GL) e sai como etanol hidratado (com 96° GL). Os troncos de destilação eliminam ainda impurezas (ésteres e aldeídos) (HUGOT, 1977). O etanol hidratado é submetido ao processo de desaeração resultando no etanol anidro com 99,30° INPM.

Uma coluna tem por finalidade esgotar a maior quantidade possível de álcool do seu produto de fundo, que é denominado vinhaça. A vinhaça, retirada em uma proporção aproximada de 13 litros para cada litro de álcool produzido (HUGOT, 1977), e é constituída principalmente de água, sais sólidos em suspensão e solúveis e é utilizada na lavoura como fertilizante, sendo seu calor parcialmente recuperado pelo vinho em um trocador de calor. A sua graduação alcoólica não deve ser superior a 0,03°GL (HUGOT, 1977).

4.4 Linha caldo açúcar

4.4.1 Sistema de filtragem do lodo

A vazão destinada à fabricação de açúcar é de 62,16 t/h, correspondente a 60% da vazão total de 103,60 t/h de caldo misto, é acrescido de leite de cal para correção de PH do caldo misto e descontado perdas por evaporação (denominado *flash*). A Tabela 19 e 20 define cada um desses valores.

Tabela 19 – Acréscimo de leite de cal.

Leite de cal % caldo misto	1,00%
Leite de cal (t/h)	8,08

Tabela 20 – Perdas por evaporação (*flash*).

Evaporação % caldo dosado	1,00%
Perdas por evaporação (t/h)	9,76

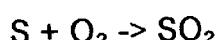
O caldo extraído na moenda, chamado de caldo misto, é um caldo impuro, sendo necessário passar, por um processo de clarificação para retirada de sólidos em suspensão. O caldo é sulfitado e caleado. Este processo é chamado de dosagem. A adição de enxofre e cal facilita a floculação das substâncias coloidais.

Após a dosagem, o caldo é aquecido a 107°C (HUGOT, 1977) em aquecedores verticais e enviado aos clarificadores que retêm o caldo por aproximadamente 3 horas em regime contínuo (HUGOT, 1977). Neste tempo de retenção, ocorrem reações de floculação e precipitação do material em suspensão que são retirados na forma de lodo. O caldo clarificado e limpo segue o processo para evaporação e o lodo irá para filtração a vácuo onde é recuperada a sacarose ainda existente.

O caldo de cana obtido no processo de extração apresenta uma quantidade e qualidade variável de impurezas, que podem ser solúveis ou insolúveis. O tratamento primário objetiva a máxima eliminação das impurezas insolúveis (areia, argila, bagacilho, etc.), cujos teores variam de 0,1% a 1% (HUGOT, 1977). A eliminação deste material beneficia o processo e aumenta a eficiência e a vida útil dos equipamentos instalados, contribuindo também para a obtenção de produtos finais de melhor qualidade.

Realizado a extração de impurezas insolúveis o caldo passa por tratamento químico de sulfitação que consiste na absorção do SO₂ (anidrido sulfuroso), pelo caldo, baixando o seu pH original a 4,0-4,5 (HUGOT, 1977). A sulfitação é realizada usualmente em uma coluna de absorção que possui, em seu interior, pratos perfurados. O caldo é bombeado na parte superior da torre e desce por gravidade através dos pratos em contracorrente com o SO₂ gasoso, aspirado por um exaustor ou ejetor instalado no topo da coluna. Devido à grande solubilidade do SO₂ na água, pode se obter uma absorção de até 99,5% com este equipamento.

O SO₂ gasoso é produzido na usina através da queima do enxofre na presença de ar, em fornos especiais, segundo a reação:



Equação 13 –Reação que exprime a formação do dióxido de enxofre.

A sulfitação tem como objetivos principais Inibir reações que causam formação de cor, coagulação de colóides solúveis, a formação de precipitado CaSO_3 (sulfito de cálcio), diminuir a viscosidade do caldo e, consequentemente, do xarope, massas cozidas e méis, facilitando as operações de evaporação e cozimento.

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

O leite de cal também é produzido na própria usina através da "queima" da cal virgem (CaO) em tanques apropriados (piscinas de cal) ou hidratadores de cal segundo a reação:



Equação 14 –Reação que exprime a hidratação da cal virgem.

Esta neutralização tem por objetivo a eliminação de corantes do caldo, a neutralização de ácidos orgânicos e a formação de sulfito e fosfato de cálcio, produtos que, ao sedimentar, arrastam consigo impurezas presentes no líquido.

Antes de o caldo misto chegar a decantação este é aquecido à temperatura de 103 – 105º C (HUGOT, 1977). Caso a temperatura seja insuficiente pode ocorrer a formação de flocos deficientes devido à reações químicas que não se completam, coagulação incompleta, não permitindo a total remoção das impurezas e incompleta eliminação dos gases, ar e vapor do caldo. E com altas temperaturas pode haver destruição e perda de açúcar, formação de cor no caldo devido à decomposição de substâncias, caramelização do açúcar, causando aumento de substâncias e consumo excessivo e desnecessário de vapor.

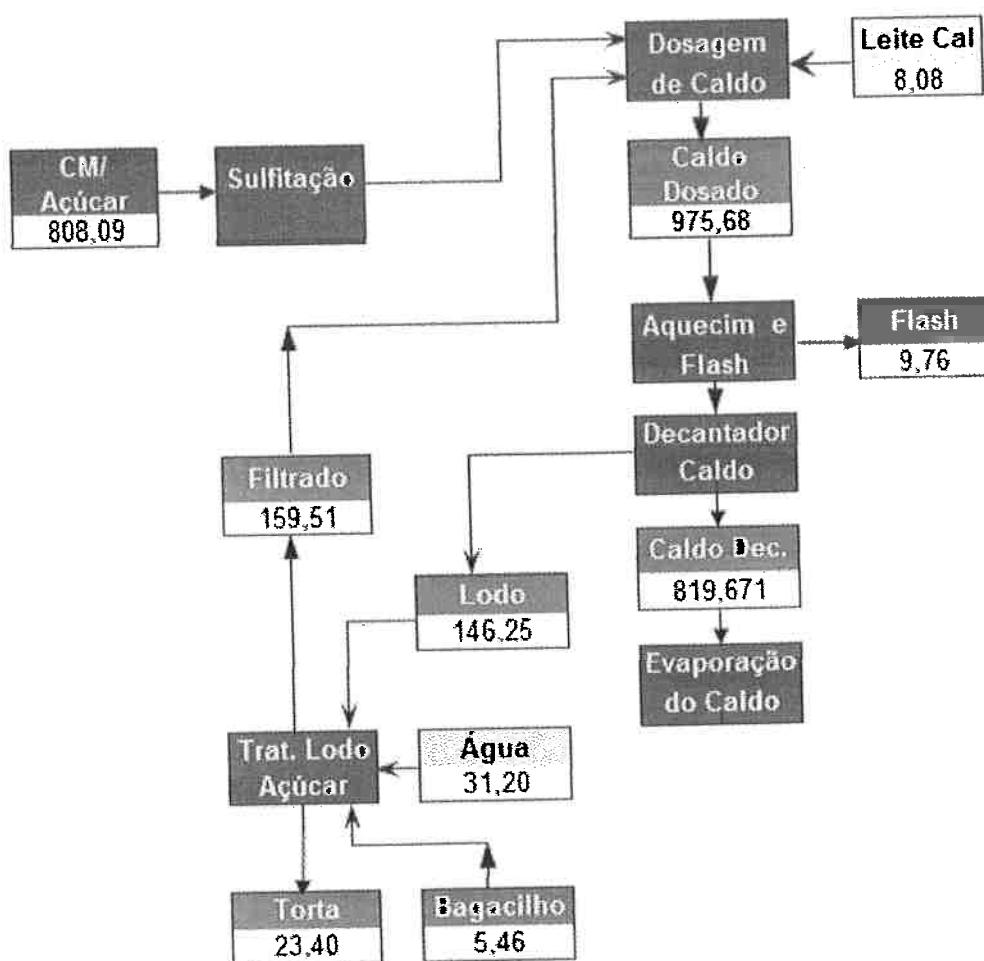


Figura 16 – Balanço de massa no processo de aquecimento e decantação. Valores em t/h.

O lodo obtido na decantação é caracterizado pelos valores presentes na Tabela 21.

Tabela 21 – Características do lodo.

CARACTERÍSTICAS DO LODO	VALOR	UNIDADE
Torta % Cana	3,00%	
Bagacilho	7,00	Kg/t cana
Água Lavagem	40,00	Litro /t cana
Torta % Lodo	16,00%	
Pol % Torta	1,00%	
AR % Torta	0,04%	

Sabendo que 60% da cana é direcionada para a fabricação de etanol, tem-se 780 t/h de cana. Como a torta representa 3,0% desse valor, resultando em 23,40 t/h de torta. O mesmo raciocínio aplica-se para o bagacilho e água de lavagem. E tendo

a quantidade de torta produzida mais a Tora % Lodo, obtém-se a quantidade de lodo decantado e, consequentemente, o total de caldo filtrado do lodo que retornará ao processo na dosagem de caldo. Os resultados são apresentados na Tabela 22.

Tabela 22 – Fluxos na decantação açúcar.

FLUXO	VALOR	UNIDADE
Torta	-23,40	t/h
Bagacilho	5,46	t/h
Água lavagem torta	31,20	t/h
Lodo	146,25	t/h
Caldo filtrado (Soma dos fluxos)	159,51	t/h

O caldo decantado, que é encaminhado para a evaporação, é resultado da diferença do caldo a decantar menos o lodo. O cálculo encontra-se na Tabela 23. As características do caldo decantado está na Tabela 24.

Tabela 23 – Caldo decantado açúcar.

FLUXO	VALOR	UNIDADE
Caldo misto	808,09	t/h
Leite de cal	8,08	t/h
Caldo filtrado	159,51	t/h
Perda por <i>flash</i>	-9,76	t/h
Lodo	-146,25	t/h
Caldo decantado (Soma dos fluxos)	819,67	t/h

Tabela 24 – Característica do caldo decantado açúcar.

Características do caldo decantado	VALOR
Vazão (t/h)	819,67
Pol	11,86%
ART	12,94%
BRIX	13,71%
Pureza	86,50%

4.4.2 Evaporação

Os evaporadores correspondem a 4 ou 5 corpos de evaporação de funcionamento contínuo com a finalidade principal de remoção da maior parte da água existente no caldo clarificado, que saído dos decantadores é enviado para um

reservatório e através de bombeamento chega ao 1º corpo de evaporação numa temperatura de mais ou menos 120 – 125º C sob pressão e por intermédio de uma válvula regulada para passar para o 2º corpo, até o último sucessivamente (HUGOT, 1977).

Observa-se que o primeiro corpo de evaporadores é aquecido por intermédio de vapor vindo das caldeiras ou vapor de escape (VE) que já passou por máquina a vapor ou turbina.

Ao sair da última caixa de evaporação o caldo já concentrado até 56 a 62º Brix é chamado de Xarope (HUGOT, 1977).

Para que o vapor vegetal fornecido para cada corpo de evaporação possa aquecer o caldo da caixa seguinte é necessário trabalhar-se com pressão reduzida, ou seja, fazer vácuo, a fim de que o ponto de ebulação do líquido seja mais baixo, assim por exemplo, a última caixa de evaporação trabalha com vácuo, reduzindo o ponto de ebulação do líquido até 60º C.

A capacidade de uma seção de evaporação em retirar água é estabelecida pela taxa de evaporação por unidade de área da superfície de aquecimento, pelo número de efeitos e pela localização e quantidade de vapor sangrado.

Sem o uso de sangria, a capacidade é determinada pela performance do efeito menos positivo. O sistema é auto-equilibrável. Se um efeito seguinte não consegue usar todo o vapor produzido pelo efeito precedente, a pressão no efeito precedente aumentará a e evaporação se reduzirá até que o equilíbrio seja estabelecido.

Na operação da evaporação, o suprimento de vapor de escape para a primeira caixa deve ser controlado de modo a produzir a evaporação total requerida, mantendo-se o xarope numa faixa de 65 a 70º Brix (HUGOT, 1977). No entanto, uma alimentação uniforme de caldo é essencial para uma boa performance da evaporação.

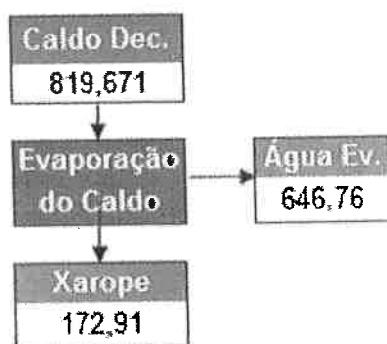


Figura 17 – Balanço de massa da evaporação.

O caldo decantado é evaporado dando origem ao xarope com as características detalhada na Tabela 25.

Tabela 25 – Características do caldo decantado e do xarope.

<u>Características</u>	<u>Caldo decantado</u>	<u>Xarope</u>
Vazão (t/h)	819,671	172,91
ART	12,94%	61,35%
Pol	11,86%	56,23%
BRIX	13,71%	65,00%

E a quantidade de água evaporada é a diferença entre o caldo decantado e o xarope ($819,671 - 172,91 = 646,76$ t/h de água evaporada)

4.4.3 Fábrica de açúcar

Nesta etapa o xarope é recepcionado na fábrica de açúcar para passar por etapas de cozimento, centrifugação e secagem até ser armazenado como produto final.

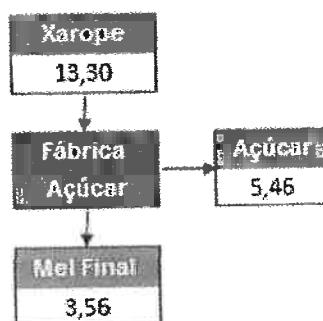


Figura 18 – Balanço de massa da fábrica de açúcar.

4. 4.3.1. Cozimento

O cozimento é efetuado com pressão reduzida, a fim de evitar a caramelização do açúcar e também a temperatura mais baixas para uma cristalização melhor mais fácil. O xarope é lentamente concentrado até que se atinja a condição de supersaturação, quando aparecem os primeiros cristais de sacarose. Nesta operação ainda tem-se uma mistura de cristais da sacarose e mel, conhecido como massa cozida.

A massa cozida é dividida e passa por etapas paralelas de cozimento. A primeira massa (massa de 1^a) precisa passar pelo processo de cristalização do xarope, ou seja, os cristais ainda são muito pequenos, requerendo então proceder a seu crescimento.

Tem-se uma certa quantidade de cristais já formados em um dos aparelhos de cozimento e vai se alimentando os mesmos com xarope que está depositado, estes cristais vão crescendo até um certo tamanho desejado, que o operário pode observar através de lunetas dispostas nos aparelhos e também por meio de sonda.

Costuma-se alimentar os cristais de açúcar com xarope até certo ponto do cozimento e depois continua adicionando-se mel rico. Os cozimentos devem ser bem controlados, evitando a formação de falsos cristais que prejudicam a posterior turbinagem das Massas Cozidas.

A segunda massa (massa de 2^a) o cozimento é feito com xarope seguido de adição de mel pobre para crescimento dos cristais de açúcar. Tanto as massas de 1^a como as de 2^a são descarregadas dos cozedores em caixas retangulares de fundo cilíndrico chamadas cristalizadores. Aí as massas ficam até o ponto de turbinagem.

Para a separação dos cristais e dos méis que os acompanham é necessário proceder-se a turbinação das massas. Isto se faz em centrifugas contínua e descontínuas, sendo que nas descontínuas turbinam-se açúcares da 1^a e nas contínuas os açúcares da 2^a que servirão como pé de cozimento para os de 1^a.

4. 4.3.2. Centrifugação

As turbinas constam de um cesto metálico perfurado e um motor para acionamento. Pela centrifugação os méis atravessam os furos do cesto, ficando retidos os cristais de açúcar. No início da centrifugação a massa é lavada com água quente retirando-se o que chamamos de mel rico. O açúcar é retirado no fim da turbinagem pelo fundo do cesto.

Os méis ricos e pobres são recolhidos em tanques separados, aguardando o momento proveniente da massa de 2^a e de cor amarelo-clara e diluído com água ou xarope nos dá um produto denominado Magma, o qual servirá como pé de cozimento para as massas de 1^a, o mel separado das massas de 2^a tem o nome de mel final que será encaminhado para o preparo de mosto na fabricação de etanol.

O açúcar retirado das turbinas é descarregado em uma esteira e conduzido através de um elevador de canecas para um cilindro rotativo com passagem de ar com a finalidade de extrair a umidade presente a tal ponto que não permita o desenvolvimento de microorganismos os quais causaria deterioração com perda de sacarose.

Após a centrifugação a massa de 1^a é um produto que contém cristais de aproximadamente 0,5mm envolvidos numa película de mel. Na saída do secador, o açúcar é enviado por esteiras sanitárias até a moega de açúcar (reservatório próprio para açúcar), de onde é feito o ensacamento.



Figura 19 – Foto do sistema de centrifugação.

4. 4.3.3. Secagem

O açúcar é secado em secador de tambor, o qual consiste de um grande tambor provido internamente de telas. O tambor é levemente inclinado em relação ao plano horizontal, entrando o açúcar na parte superior e saindo na mais baixa.

O ar quente penetra em contracorrente ao açúcar para efetuar sua secagem.

4. 4.3.4. Ensaque e armazenamento

O açúcar, após a secagem, pode ser armazenado a granel temporariamente em silos e depois armazenados em sacos de 50Kg ou *Bigbags* ou expedidos diretamente dos silos.

O açúcar é acondicionado em sacos, ao mesmo tempo em que é pesado. As balanças podem ser comuns, mas já são utilizadas também automáticas e semi-automáticas, por serem mais práticas.

O armazém deve ser impermeável, sendo o piso preferivelmente asfaltado. As paredes devem ser impermeabilizadas pelo menos até o nível do solo. Não deve ter janelas e deve conter poucas portas.

A ventilação dever ser mínima, principalmente em lugares onde a umidade relativa é alta. Quando o ar exterior estiver mais úmido, deve-se manter as portas fechadas.

Convém que os sacos empilhados apresentem a menor superfície de exposição possível, por isso, as pilhas altas e grandes são as melhores. O açúcar armazenado sofre quebra de polarização, causada por excesso de umidade (mais comum) e pela presença de muitas impurezas, como açúcares redutores e microorganismos.

4. 4.3.5. Balanço de massa na fábrica de açúcar

O balanço de massa da fábrica de açúcar será focado na entrada do xarope originado no cozimento e a saída de mel final e açúcar. Também será considerado perdas no processo e a capacidade de recuperação de açúcar segundo a Tabela 26.

Tabela 26 – Dados gerais da fábrica de açúcar.

<u>DADOS GERAIS</u>	<u>VALOR</u>
Recuperação Fabrica (pol%pol)	75,00%
Pol% Açúcar	99,70%
Umidade	0,04%
Perdas indeterminadas	3,00%
Brix % Mel final	85,00%

Definido os dados da fábrica de açúcar, pode-se definir o Brix % de açúcar. Como a umidade presente é de 0,04%, fazendo-se 100% - 0,04% chega-se a 99,96% de Brix por açúcar.

Tabela 27 – Brix do açúcar.

<u>DADOS GERAIS</u>	<u>VALOR</u>
Brix % de açúcar	99,96%

O açúcar produzido deve considerar a vazão de xarope, o Pol % de xarope, a recuperação alcançada pela fábrica de açúcar e o Pol % de açúcar. Todos esses dados estão na Tabela 28.

Tabela 28 – Dados para cálculo da produção de açúcar.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>XAROPE</u>
Vazão (t/h)	172,91
Pol %	56,23%
Recuperação Fabrica (pol%pol)	75,00%
Pol% Açúcar	99,70%

O valor de açúcar produzido será de 73,13 t/h de açúcar.

Com o valor de açúcar e as perdas indeterminadas (Tabela 26), obtém-se a vazão de perdas da fábrica de açúcar no valor de 2,19 t/h.

O total de açúcar que será obtido no final para armazenamento será o valor de açúcar produzido menos as perdas, resultando em 70,94 t/h.

A vazão de mel final, que será destinado ao preparo de mosto da produção de etanol, é obtido pelo cálculo da diferença das correntes de xarope menos a de açúcar ponderado pelos respectivos valores de Brix. O ART % de mel final é obtido por cálculo análogo ao da vazão de mel final, porém este ponderado pelas vazões

de xarope e açúcar (resultados na Tabela 29). O detalhamento de todas as linhas do processo segue na Figura 20.

Tabela 29 – resultado do cálculo para vazão e ART do mel final.

CARACTERÍSTICAS	MEL FINAL
Vazão (t/h)	46,22
ART % de mel final	63,44%

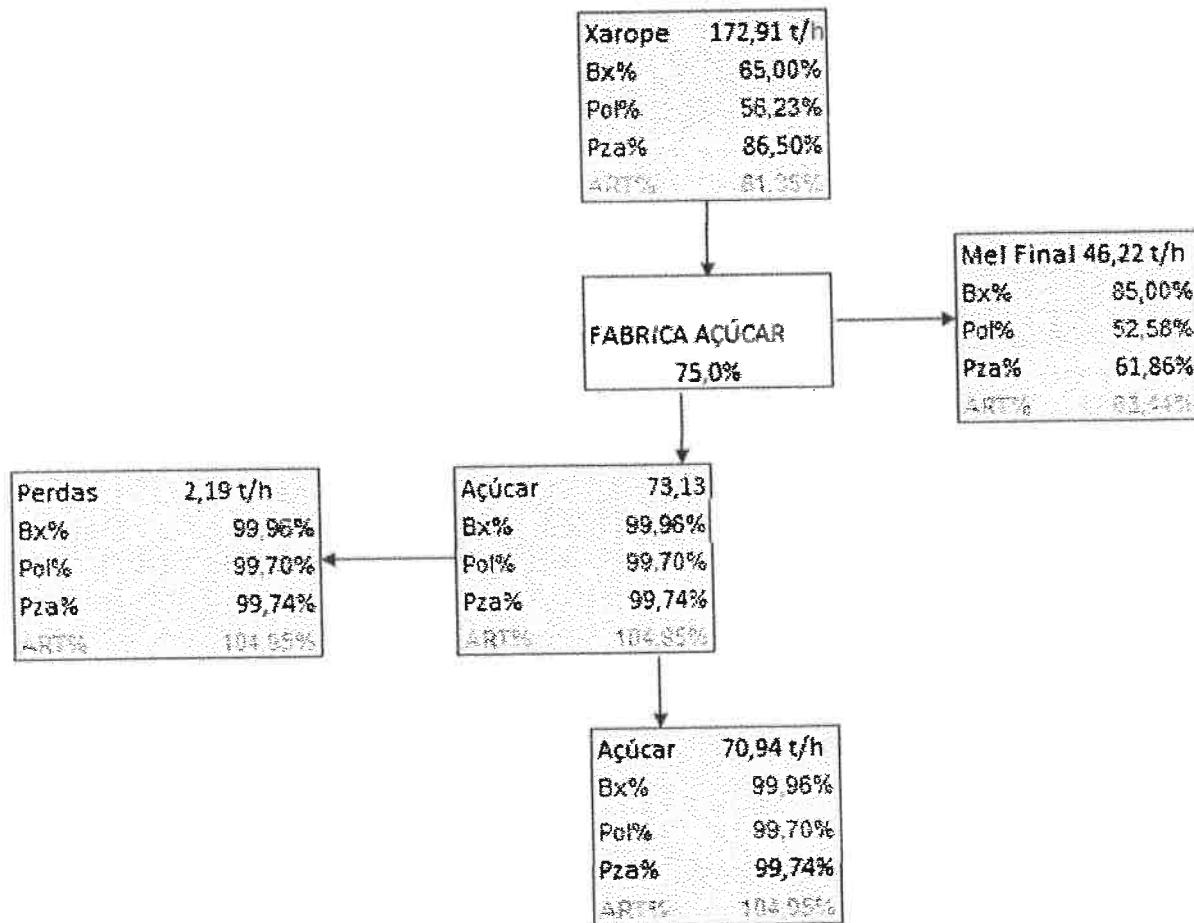


Figura 20 – Balanço de massa da fábrica de açúcar detalhado.

4.5. Turbinas a vapor

O bagaço é queimado diretamente em caldeiras para a geração de vapor direto (VD). Os ciclos a vapor possuem diversos arranjos e tecnologias disponíveis.

4.5.1. Ciclos de turbinas a vapor

Embora as pesquisas de geração de eletricidade com a utilização de turbinas a gás baseadas na gaseificação da biomassa estejam avançando e demonstrem maior potencial, as únicas tecnologias comerciais utilizadas para a geração de energia elétrica através do bagaço da cana, ainda são baseadas nas turbinas a vapor. As turbinas a vapor podem ser classificadas da seguinte forma:

- Contrapressão: O vapor expandido na turbina sai acima da pressão atmosférica e é utilizado no processo. Esta é a origem do vapor de escape (VE);
- Condensação: O vapor sai abaixo da pressão atmosférica e condensa em equipamentos a vácuo;
 - Extração (*pass out*): Parte do vapor deixa a turbina entre a entrada e a saída, onde um conjunto de válvulas regula o fluxo para a seção de exaustão, mantendo a extração na pressão requerida pelo processo. Pode ser configurada tanto em turbinas de contrapressão ou de condensação;
 - Pressão mista (*pass in*): Além do vapor de alta pressão, utiliza vapor de menor pressão entrando na parte baixa da turbina. Usada com caldeiras de dupla pressão, ou plantas combinadas com turbinas a gás ou motores a diesel.

Em usinas de cana de açúcar, o tipo de turbina universalmente mais utilizado é o de contrapressão, onde o vapor de escape, em alta pressão, se expande e sai com pressão entre 0,2 e 0,3 MPa (abs.) para ser utilizado no processo (HUGOT, 1977). Entretanto, mesmo para os ciclos a vapor, este esquema está longe de apresentar a melhor performance na geração de potência excedente, havendo alternativas com maiores potenciais. Alguns esquemas de cogeração com turbinas a vapor que visam maximizar a geração de potência, apresentando vantagens e desvantagens para os mesmos (HIGAT, 2003).

4.5.1.1. Turbinas de contra pressão em condensação atmosférica

Neste esquema, a máxima quantidade de vapor pode ser produzida do bagaço disponível, para utilização nas turbinas de contrapressão até o nível de

pressão requerido pelo processo. O excedente de vapor é descarregado através de uma válvula redutora para o condensador atmosférico (Figura 21).

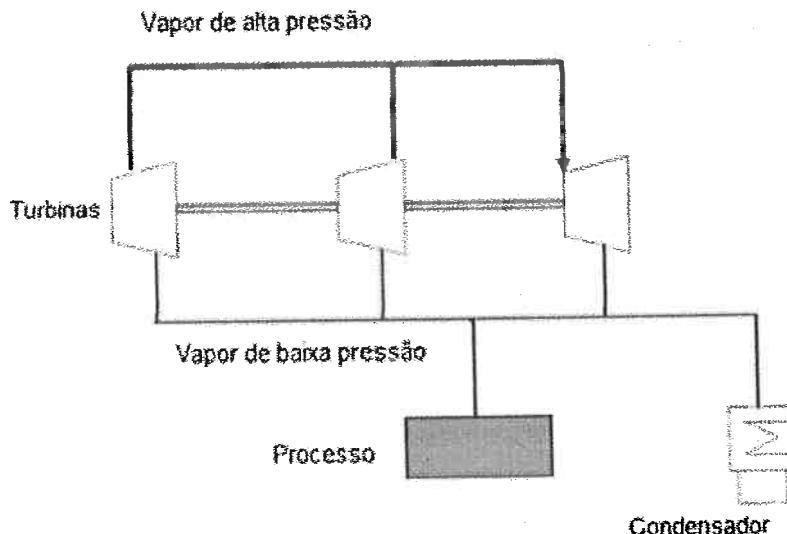


Figura 21 –Turbina de contra pressão em condensação atmosférica.

Vantagens:

- Baixo custo;
- Familiaridade dos operadores com os equipamentos;
- Aproveita todo o vapor disponível para a geração de potência;
- Mesmo se o vapor excedente for insuficiente para o condensador, o sistema ainda vai funcionar.

Desvantagem:

- Energia entre a pressão do processo e a do condensador atmosférico é perdida, e não é convertida em eletricidade.

4. 5.1.2. Turbinas de contra pressão e de condensação

Neste caso, as turbinas de contrapressão fornecem o vapor para o processo, enquanto o excedente de vapor é utilizado em turbinas de condensação. Sistemas eletrônicos garantem o controle de passagem de vapor com prioridade para o processo (Figura 22).

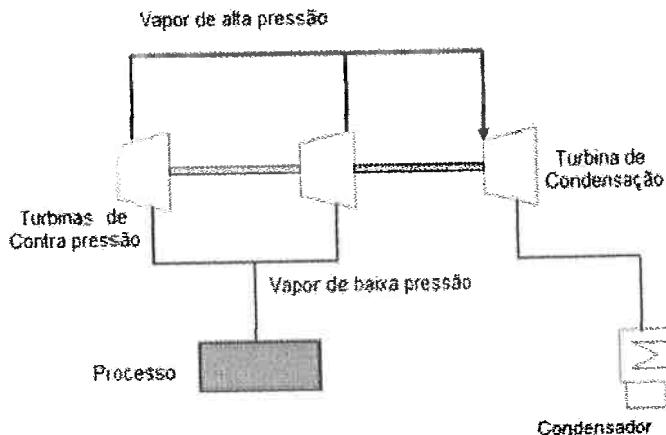


Figura 22 –Turbina de contra pressão e de condensação.

Vantagem:

- Aproveita melhor o vapor disponível para geração de eletricidade.

Desvantagem:

- Alto custo devido ao maior número de estágios e tamanho das pás da turbina de condensação;
- Condensadores a vácuo requerem bombas, tubos e torres de resfriamento maiores do que os condensadores atmosféricos;
- Pouca flexibilidade para colocação ou retirada de operação da turbina de condensação, devido às perdas de aproximadamente 15% do fluxo durante 30-40 minutos para acionar a máquina fria (15-20 minutos para máquinas mornas) (HIGAT, 2003).

4. 5.1.3. Extração-condensação

Ao invés da combinação de turbinas de contrapressão e condensação, este sistema utiliza uma única turbina, na qual pode ocorrer a extração para o vapor de processo de acordo com a demanda e o excedente é utilizado até a condensação (Figura 23). Para a configuração dos turbo-geradores não se deve utilizar a combinação da contrapressão com turbina de condensação, pois o custo é maior do que na turbina de extração-condensação (HIGAT, 2003).

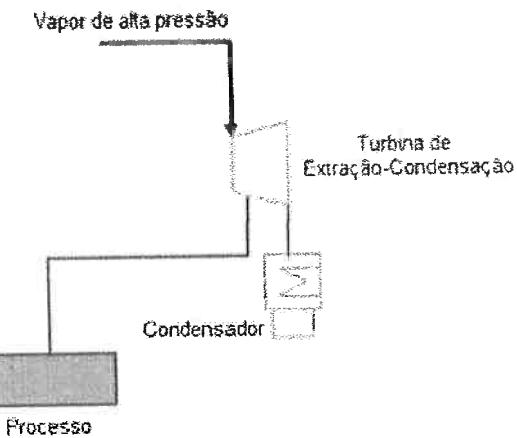


Figura 23 –Turbina de extração-condensação.

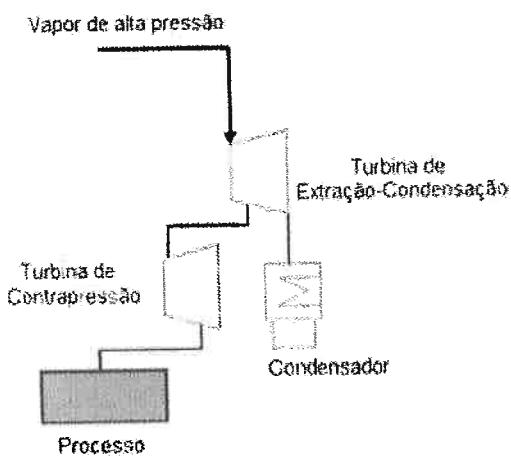


Figura 24 –Turbina de contra pressão combinado a de contra-pressão.

Vantagem:

- Aproveita melhor o vapor disponível para geração de eletricidade com mais flexibilidade de operação.

Desvantagem:

- A pressão do vapor de extração requerido no processo de produção de açúcar e álcool está muito abaixo (0,2-0,3 MPa) do que o usual em outros tipos de indústrias (0,8-2,0 MPa) (HIGAT, 2003).

Por esta razão, o padrão da maioria das turbinas é para situações em que o fluxo volumétrico é consideravelmente maior na condensação de exaustão final da turbina, do que na extração. Assim, segundo Bowel (1996) em caso de adaptação das mesmas para o processo de açúcar e álcool, podem ser necessárias turbinas muito grandes, com custos mais elevados.

Uma opção também utilizada para este tipo de equipamento é a combinação da turbina de extração-condensação com turbinas de contrapressão (Figura 24). Ao invés da extração ocorrer diretamente para o processo, ela é realizada em pressões mais elevadas (~2,0 MPa) (HIGAT, 2003) para alimentar as turbinas de contrapressão, que por sua vez fornecem o vapor para o processo através do escape da turbina. Isto pode ser também uma opção em caso de aproveitamento de turbinas de contrapressão existentes.

4.6 Consumo de vapor de escape (VE) na usina

O vapor de escape (VE) é o vapor proveniente diretamente da saída da turbina e possui as seguintes características:

Tabela 30 – Características do vapor de escape.

CARACTERÍSTICAS	VALOR	UNIDADE
Pressão de Vapor	2,50	Kg/cm ² abs.
Temp. do vapor	126,79	°C
Calor total do vapor	648,23	Kg Cal/kg
Calor latente de vaporização	521,05	Kg Cal/kg
Volume específico	0,73	Kg/m ³

4.6.1 Balanço de vapor de escape (VE) na destilação

O processo é feito com aquecimento do vinho através do uso do vapor gerado nas caldeiras resultado da queima do bagaço e palha da cana-de-açúcar.

A tabela 31 define o eficiência da destilação e o grau alcoólico do etanol anidro obtido no final da destilação.

Tabela 31 – Dados gerais da destilação.

DADOS GERAIS	VALOR	UNIDADE
Eficiência da destilação	99,30%	
Grau Alc. etanol anidro	99,30%	°INPM
Consumo específico de vapor	3,50	Kg de vapor/L

O vapor total consumido na destilação é obtido através do álcool produzido na destilação ($58,32\text{ m}^3/\text{h}$), considerando a eficiência de 99,30% da destilação e o consumo específico de vapor (3,50 Kg de vapor/L). O resultado será um total de 203,59 t/h de vapor.

4.6.2 Balanço de vapor de escape (VE) na evaporação

O vapor de escape é utilizado diretamente nos pré-evaporadores aumentando a temperatura do caldo decantado de 95° C para 116° C . Como resultado ocorrerá evaporação do caldo decantado e este vapor, denominado de vapor vegetal (VG) será canalizado à outras aplicações dentro da usina.

O VE consumido é utilizado em parte para evaporar o caldo decantado, gerando VG e outra parte para aumentar a temperatura do caldo decantado para 116° C .

4. 6.2.1. VE consumido para evaporar o caldo decantado e gerar VG

O vapor vegetal é consumido no aquecimento do caldo decantado na geração de etanol e açúcar, na evaporação e no cozimento do xarope. O consumo de vapor vegetal na evaporação e cozimento, denominado de Sangria de VG, estão detalhados na Tabela 32.

Tabela 32 – Dados de consumo de VG no aquecimento e cozimento.

DADOS GERAIS	VALOR
Consumo aquecedores caldo açúcar (t/h)	118,30
Consumo aquecedores caldo álcool (t/h)	48,86
Consumo vapor cozimento (t/h)	91,04
Perdas no processo (t/h)	-2,58
Total de VG consumido – Sangria de VG (t/h)	260,78

A quantidade de geração de VG na caixa de evaporação – Pré VG (Tabela 34) é dado pela diferença da água evaporada na evaporação do caldo decantado açúcar (Tabela 33) menos a Sangria de VG (Tabela 32) dividido por quatro (evaporador com quatro corpos).

Tabela 33 – Vazões de caldo decantado, xarope e água evaporada.

<u>Características</u>	<u>Caldo decantado</u>	<u>Xarope</u>	<u>Caldo decantado – Xarope = Áqua evaporada</u>
Vazão (t/h)	819,67	172,91	646,76
BRIX	13,71%	65,00%	-

Tabela 34 – Vazão total de Pré VG.

<u>Características</u>	<u>Áqua evaporada</u>	<u>Sangria de VG</u>	<u>(Áqua evaporada – Sangria de VG) / 4 = Pré VG</u>
Vazão (t/h)	646,76	260,78	96,50

E finalmente, o total de VG é de 357,28 t/h calculada na tabela 35:

Tabela 35 – Vazão total de VG.

<u>Características</u>	<u>Sangria de VG</u>	<u>Pré VG</u>	<u>Sangria de VG + Pré VG = Total de VG</u>
Vazão (t/h)	260,78	96,50	357,28

4. 6.2.2. VE consumido para aumentar a temperatura do caldo decantado açúcar para 116° C

Reunindo os dados de vazão de caldo decantado açúcar, a temperatura inicial e final do aquecimento e o calor específico do caldo pode-se obter a quantidade de calor trocado (Q) através da Equação 15:

$$Q = M * c * (t_f - t_i)$$

Equação 15 – Exprime a quantidade de calor relacionado a mudança de temperatura.

Onde:

Q = calor trocado (kcal/h)

M = massa (kg)

c = calor específico do caldo (kcal/kg °C)

t_f = temperatura final (°C)

t_i = temperatura inicial (°C)

Os valores estão descritos na Tabela 36:

Tabela 36 – Valores para cálculo da quantidade de calor trocado.

DADOS GERAIS	VALOR
massa (t/h)	819,67
Calor específico do caldo (kcal/kg °C)	0,92
Temperatura final (°C)	115
Temperatura inicial (°C)	95
Calor trocado (kcal/h)	15.044.730,85

Lembrando que a massa de caldo decantado açúcar já foi calculado na Tabela 15.

O calor trocado será utilizado para calcular o total de VE para realizar o aquecimento através da Equação 16.

$$Q = M_{VE} * L$$

Equação 16 – Exprime a quantidade de calor relacionado a mudança de fase.

Onde:

Q = calor trocado (kcal/h)

M_{VE} = massa (kg)

L = calor latente de vaporização (kcal/ °C)

Os valores estão descritos na Tabela 37:

Tabela 37 – Valores para cálculo da quantidade de vapor.

DADOS GERAIS	VALOR
Calor trocado (kcal/h)	15.044.730,85
Calor latente de vaporização (kcal/ °C)	0,92
Massa de VE (t/h)	28,87

E finalmente, faz-se a aproximação que o total de VG, obtido na Tabela 35, de 357,28 t/h é resultado do consumo do mesmo valor de VE. Isso somado ao valor de VE obtido na Tabela 37, chega-se ao total de VE consumido na evaporação.

Tabela 38 – Valores para cálculo da quantidade de vapor.

<u>DADOS GERAIS</u>	<u>VALOR</u>
Total de VG (t/h)	357,28
Massa de VE (t/h)	28,87
Total VE evaporação (t/h)	386,15

4.6.3 Balanço de vapor de escape (VE) no desaerador

A função básica de um desaerador é remover gases não condensáveis (oxigênio e dióxido de carbono livre) da água de make-up utilizada para alimentar caldeiras e de retorno de condensado.

A remoção desses gases protege tubulações e bombas, assim como as caldeiras e as linhas de retorno de condensado desses gases corrosivos.

O balanço de massa para o desaerador está ilustrado abaixo:

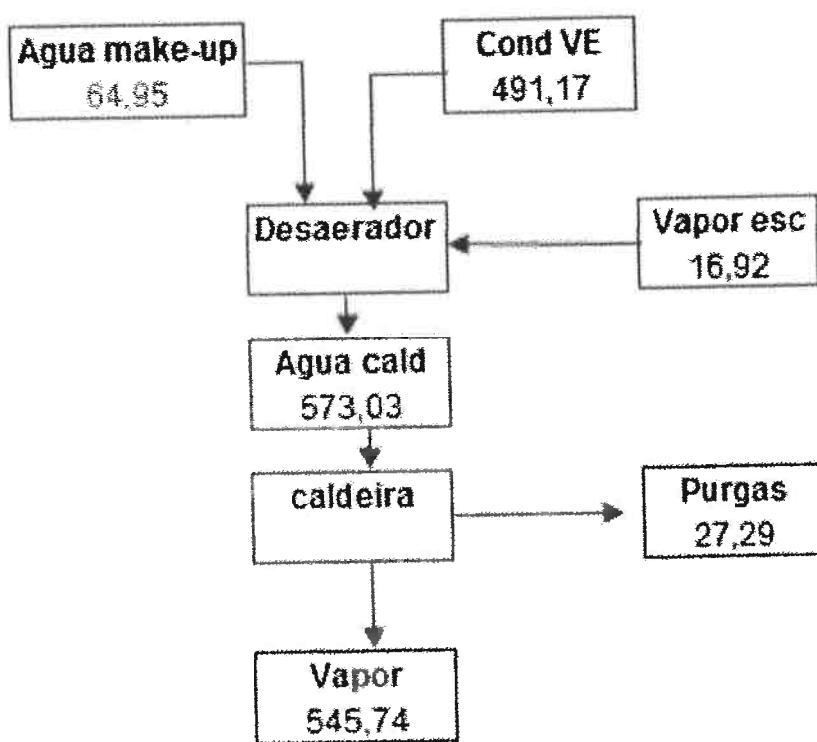


Figura 25 – Balanço de massa do desaerador.

As características gerais do desaerador são:

Tabela 38 – Características gerais desaerador.

<u>FLUXO</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Temperatura da Água de make-up	30,00	°C
Temperatura do condensado para caldeira	120,00	°C
Temperatura da água saída do desaerador	110,00	°C
Consumo esperado de vapor direto na usina	419,80	Kg Vapor / t cana
Recuperação de condensado % Vapor Gerado	90,00%	
Consumo água descargas e dessuper % Vapor gerado	5,00%	

O consumo total de vapor direto gerado pela caldeira da usina é feito utilizando a relação de consumo esperado da Tabela 38 e a moagem horária de 100 t/h presente na Tabela 7.

Tabela 39 – Consumo total de vapor direto da caldeira.

<u>FLUXO</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Consumo esperado de vapor na usina	419,80	Kg Vapor / t cana
Moagem horária	1300	t/h
Consumo total de vapor direto da caldeira	545,74	t/h

A quantidade de condensado recuperado para caldeira é feito utilizando a porcentagem recuperação de condensado % Vapor Gerado e o consumo total de vapor direto da caldeira, na Tabela 40.

Tabela 40 – Condensado recuperado para caldeira.

<u>FLUXO</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Recuperação de condensado % Vapor Gerado	90,00%	
Consumo total de vapor direto da caldeira	545,74	t/h
Condensado recuperado para caldeira	491,17	t/h

A purga da caldeira definido como a água consumida na descarga e dessuper. Detalhado na Tabela 41.

Tabela 41 – Purga da caldeira.

<u>FLUXO</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Consumo água descargas e dessuper % Vapor gerado	5,00%	
Consumo total de vapor direto da caldeira	491,17	t/h
Purga da caldeira	27,29	t/h

O total de água para a caldeira é a soma do consumo total de vapor direto da caldeira e a purga.

Tabela 42 – Água para caldeira.

<u>FLUXO</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Consumo total de vapor direto da caldeira	545,74	t/h
Purga da caldeira	+27,29	t/h
Água para caldeira	573,03	t/h

Diante dos valores explicitados envolvidos no desaerador adota-se a relação da Equação 17 abaixo.

$$\frac{\{(\text{Água para caldeira}) * [(\text{Temperatura da água saída do desaerador}) - (\text{Temperatura da Água de make-up})] - (\text{Condensado recuperado para caldeira}) * [(\text{Temperatura da água saída do desaerador}) - (\text{Temperatura da Água de make-up})]\}}{\{[(\text{Temperatura do vapor}^{34}) - (\text{Temperatura da Água de make-up})]\}}$$

Equação 17 – Exprime a quantidade de calor relacionado a mudança de fase.

O resultado da Equação 17 será dado na Tabela 43:

Tabela 43 – Consumo total de vapor no desaerador.

<u>FLUXO</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Consumo total de vapor no desaerador	16,92	t/h

34 Disponível na Tabela 30.

4.6.4 Total de vapor de escape (VE) consumido na usina

O total de vapor de escape consumido na usina é dado pela soma dos consumos de vapores na destilação, evaporação e desaerador.

Tabela 44 – Total de vapor VE consumido na usina.

<u>FLUXO</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Total VE destilação	203,59	(t/h)
Total VE evaporação	386,15	(t/h)
Consumo total de vapor no desaerador	16,92	(t/h)
Total de VE consumido na usina	606,65	(t/h)

E assumindo perdas de 2% no total de VE consumido na usina, obtém-se o total de VE que precisa ser gerado.

Tabela 45 – Total de VE consumido.

<u>FLUXO</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Perdas de VE % de VE consumido	2%	
Total de VE consumido na usina	606,65	(t/h)
Total de VE gerado na usina	618,79	(t/h)

E assumindo perdas de 2% no total de VE consumido na usina, obtém-se o total de VE que precisa ser gerado no valor de 618,79 t/h.

4.7 Consumo de vapor direto (VD) na usina

Definiu-se o vapor direto (VD) como vapor originado pela queima do bagaço da cana-de-açúcar na caldeira. As características estão na Tabela 46.

O VD é utilizado para alimentar a turbina e gerar o vapor de escape (VE).

Tabela 46 – Características do vapor direto.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Pressão de Vapor	65,00	Bar
Temperatura Vapor	520,00	°C
Entalpia (H ₀)	3.463,70	kJ/Kg
Entropia (S)	6,90	kJ/Kg.°C

O vapor direto é consumido em vários processos na usina além de alimentar a turbina de contrapressão e gerar vapor de escape.

A turbina de contrapressão para os processos detalhados abaixo terá as seguintes características:

Tabela 47 – Características da turbina de contrapressão.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Titulo do Vapor Escape(X)	0,97	
Entalpia Vapor Escape (H) - teórico	2.655,36	kJ/Kg
Salto adiabático Teórico da Turbina	808,34	kJ/Kg
Salto adiabático Teórico da Turbina	193,07	Kcal/Kg

4.7.1 Consumo de VD no picador de cana

O picador de cana possui as seguintes características:

Tabela 48 – Características do picador de cana.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Consumo específico	11,70	kW/t fibra hora
Eficiência da turbina (com redutor)	70,00%	kJ/Kg

E a massa de fibra processada é calculada multiplicando os dados da moagem horária da Tabela 7 e da fibra % de cana da Tabela 8. O resultado segue abaixo na Tabela 49.

Tabela 49 – Massa de fibra processada.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Massa de fibra processada	162,50	t fibra/hora

A potência consumida no picador é calculada pela multiplicação do consumo específico e massa de fibra processada. O resultado segue na Tabela 50.

Tabela 50 – Potência consumida no picador.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Potência consumida	1.901,25	KW

E o consumo específico da turbina de contrapressão é calculada pela Equação 18 . O resultado segue na Tabela 51.

$$\text{(Consumo específico da Turbina contrapressão)} = 1 / [(\text{Salto adiabático Teórico da Turbina}) * (\text{Eficiência da turbina (com redutor)})]$$

Equação 18 – Cálculo do consumo de vapor da turbina de contra-pressão.

Tabela 51 – Consumo específico da Turbina contrapressão.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Consumo específico da turbina contrapressão	6,36	Kg Vapor/kWh

E por fim a quantidade de VD consumida no picador é calculada pela multiplicação do consumo específico da turbina de contrapressão (Tabela 51) e pela potência consumida (Tabela 50).

Tabela 52 – VD consumido no picador.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
VD consumido no picador	12,10	t/h

4.7.2 Consumo de VD no desfibrador de cana

O desfibrador de cana possui as seguintes características:

Tabela 53 – Características do desfibrador de cana.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Consumo específico	17,00	kW/t fibra hora
Eficiência da turbina (com redutor)	70,00%	kJ/Kg

E a massa de fibra processada é calculada multiplicando os dados da moagem horária da Tabela 7 e da fibra % de cana da Tabela 8. O resultado segue abaixo na Tabela 54.

Tabela 54 – Massa de fibra processada.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Massa de fibra processada	12,50	t fibra/hora

A potência consumida no desfibrador é calculada pela multiplicação do consumo específico e massa de fibra processada. O resultado segue na Tabela 55.

Tabela 55 – Potência consumida no picador.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Potência consumida	2.762,50	KW

E o consumo específico da turbina de contrapressão é calculada pela Equação 18 . O resultado segue na Tabela 56.

Tabela 56 – Consumo específico da Turbina contrapressão.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Consumo específico da turbina contrapressão	6,36	Kg Vapor/kWh

E por fim a quantidade de VD consumida no desfibrador é calculada pela multiplicação do consumo específico da turbina de contrapressão (Tabela 56) e pela potência consumida (Tabela 55).

Tabela 57 – VD consumido no picador.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
VD consumido no desfibrador	17,58	t/h

4.7.3 Consumo de VD nos ternos de moendas

Os ternos de moendas, neste caso serão seis possuem as seguintes características:

Tabela 58 – Características dos temos de moendas.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Consumo específico 1º Terno	13,00	kW/t fibra hora
Consumo específico 2º ao 6º Terno	9,70	kW/t fibra hora
Número Total de ternos tandem moenda	6,00	
Eficiência da turbina (com redutor)	70,00%	

E a massa de fibra processada é calculada multiplicando os dados da moagem horária da Tabela 7 e da fibra % de cana da Tabela 8. O resultado segue abaixo na Tabela 59.

Tabela 59 – Massa de fibra processada.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Massa de fibra processada	162,50	t fibra/hora

A potência com sumida nos ternos é calculada pela multiplicação do consumo específico e massa de fibra processada. O resultado segue na Tabela 60.

Tabela 60 – Potência consumida no picador.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Potência consumida – Primeiro terno	2112,50	KW
Potência consumida – Outros ternos	7881,25	KW
Potência consumida Total	9993,75	KW

E o consumo específico da turbina de contrapressão é calculada pela Equação 18 . O resultado segue na Tabela 61.

Tabela 61 – Consumo específico da Turbina contrapressão.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Consumo específico da turbina contrapressão	6,36	Kg Vapor/kWh

E por fim a quantidade de VD consumida nos ternos de moendas é calculada pela multiplicação do consumo específico da turbina de contrapressão (Tabela 61) e pela potência consumida total (Tabela 60).

Tabela 62 – VD consumido nos termos de moenda.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
VD consumido nos termos de moenda	63,59	t/h

4.7.4 Consumo de VD na casa de força elétrica

A casa de força elétrica possui as seguintes características:

Tabela 63 – Características da casa de força elétrica.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Consumo específico Usina ác. E álcool	14,00	kW/t fibra hora
Rendimento Turbina contrapressão	82,00%	
Rendimento do Redutor	98,50%	
Rendimento do Gerador de Energia Elétrica	97,50%	

A potência consumida na indústria é calculada pela multiplicação do consumo específico Usina ác. E álcool e massa total de cana processada por hora (100 t/h). O resultado segue na Tabela 64.

Tabela 64 – Potência consumida na casa de força elétrica.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Potência consumida	18200,00	KW

E o consumo específico da turbina de contrapressão é calculada pela Equação 18, considerando todos os rendimentos da Tabela 63. O resultado segue na Tabela 65.

Tabela 65 – Consumo específico da Turbina contrapressão.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Consumo específico da turbina contrapressão	5,66	Kg Vapor/kWh

E por fim a quantidade de VD consumida na casa de força elétrica é calculada pela multiplicação do consumo específico da turbina de contrapressão (Tabela 65) e pela potência consumida (Tabela 64).

Tabela 66 – VD consumido na casa de força.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
VD consumido na casa de força elétrica	102,94	t/h

4.7.5 Consumo de VD na secagem do açúcar

O consumo de VD na secagem do açúcar possui as seguintes características:

Tabela 67 – Características do sistema de secagem de açúcar.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>
Vapor p/centrífuga açúcar	4,00%
Vapor para Secagem de açúcar	+ 3,00%
Total consumo específico	7,00%

A quantidade de VD consumida na secagem do açúcar é calculada pelo total consumo específico (Tabela 67) e pelo total de açúcar produzido na fábrica de açúcar de 73,13 t/h.

Tabela 68 – VD consumido na secagem de açúcar.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
VD consumido na secagem de açúcar	5,12	t/h

4.7.6 Total de VD consumido nos processos.

O consumo total de VD de 201,34 t/h, calculada na Tabela 69, ocorre em turbinas de contrapressão, gerando VE que será consumido na usina (Tabela 45). Como são necessários produzir um total de 618,79 t/h de VE e do consumo de VD com 201,34 t/h ainda é necessário gerar $618,79 - 201,34 = 417,45$ t/h de VE.

Tabela 69 – Consumo total de VD nos processos.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
CONSUMO VAPOR PICADOR CANA	12,10	t/h
CONSUMO VAPOR DESFIBRADOR CANA	17,58	t/h
CONSUMO VAPOR MOENDA	63,59	t/h
CASA DE FORÇA ELÉTRICA	102,94	t/h
CONSUMO VAPOR SECADOR AÇÚCAR	5,12	t/h
CONSUMO TOTAL DE VD NOS PROCESSOS	201,34	t/h

O vapor VE ainda necessário será produzido também de VD, porém como não há mais processos para consumir VD, este será direcionado para uma redutora e um dessuperaquecedor, que possui a função de reduzir a pressão e temperatura.

4.7.7 Total de VD consumido na redutora e dessuperaquecedor.

O valor de 417,45 t/h (Qm) de VE será obtido pelo processo de laminação ilustrado na Figura 26 com a entrada de VD da caldeira e obtenção de VE.

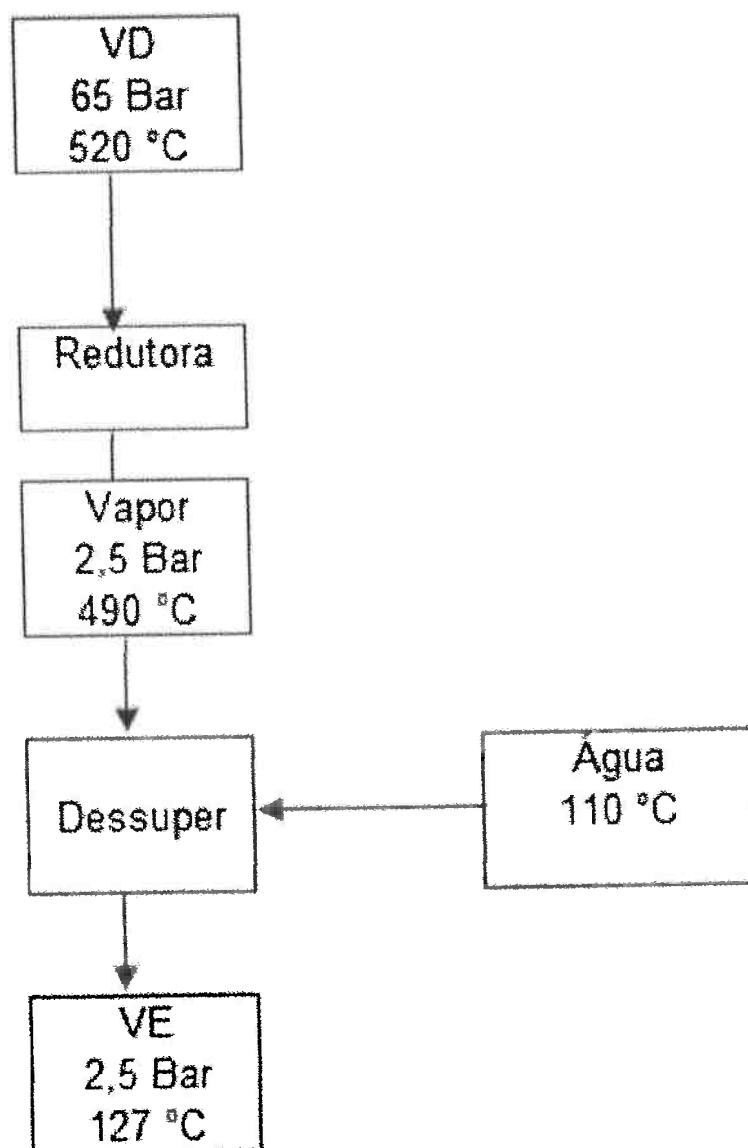


Figura 26 – Fluxograma da redutora e dessuperaquecedor.

As características do processo são as definidas na Tabela 70.

Tabela 70 – Características do redutor e dessuperaquecedor.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Temperatura Água p/Caldeira (saída desaerador)	110,00	°C
Temperatura do Vapor Escape saída turbinas	160,00	°C
Entalpia do vapor escape saída turbinas (Hm)	665,38	Kcal/kg
Temperatura Vapor Direto após Laminação	490,00	°C
Entalpia Vapor Direto após laminação (Hv)	827,65	°C
Entalpia da água (Ha)	110,00	Kcal/kg
Quantidade VE para laminar (Qm)	417,45	t/h

O vapor laminado (Qv) é obtido pela Equação 19 utilizando os dados da Tabela 70.

$$Qv + Qa = Qm$$

$$Qv \cdot Hv + Qa \cdot Ha = Qm \cdot Hm$$

$$Qv = Qm \cdot (Hm - Ha) / (Hv - Ha)$$

Equação 19 – Balanço de energia para a laminação de VE.

Tabela 71 – Quantidade de vapor laminado (Qm).

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Quantidade VD laminado (Qv)	323,06	t/h

Sendo assim, o total de VD necessário será a soma do VD utilizado nos processos e o VD laminado para produção de VE na redutora e dessuperaquecedor.

Tabela 72 – VD necessário.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
CONSUMO TOTAL DE VD NOS PROCESSOS	201,34	t/h
Quantidade VD laminado (Qv)	323,06	t/h
Total de VD necessário	524,39	t/h

E levando em conta perdas de VD de 2% será necessário a produção de VD ilustrado na Tabela 73.

Tabela 73 – VD produzido.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Perdas % de VD produzido	2 %	
Total de VD necessário	524,39	t/h
Total de VD produzido	534,88	t/h

4.8 Consumo de bagaço

Resgatando as premissas das características da cana-de-açúcar explicitados na Tabela 74.

Tabela 74 – Características da cana-de-açúcar.

<u>EXTRAÇÃO DO CALDO</u>	<u>VALORES</u>
Moagem horária (t/h)	1300,00
Fibra % de cana	12,50%
Fibra % de bagaço	47,35%
Bagaço obtido moagem (t/h)	343,19

O Total de bagaço obtido na moagem é de 343,19 t/h de bagaço, baseado nos dados da Tabela 74 e pela Equação 20.

$$(\text{Bagaço obtido na moagem}) = [(\text{Moagem horária}) * (\text{Fibra \% de cana}) / (\text{Fibra \% de bagaço})]$$

Equação 20 – Cálculo da quantidade de bagaço obtido na moagem.

O consumo de bagaço é obtido na Tabela 75.

Tabela 75 – Bagaço consumido.

<u>EXTRAÇÃO DO CALDO</u>	<u>VALORES</u>	<u>UNIDADE</u>
Prod. Específica de vapor	2,15	Kg Vapor /Kg Bço
Total de VD produzido	534,88	t/h
Bagaço consumido (t/h)	248,78	t/h

O saldo de sobra bagaço é obtido na Tabela 76.

Tabela 76 – Sobra de bagaço.

<u>EXTRAÇÃO DO CALDO</u>	<u>VALORES</u>
Bagaço obtido moagem (t/h)	343,19
Bagaço consumido (t/h)	248,78
Sobra de bagaço (t/h)	94,41

O bagaço disponível deve levar em conta uma reserva de 7% para partida da usina após a entressafra Tabela 77.

Tabela 77 – Bagaço disponível.

<u>EXTRAÇÃO DO CALDO</u>	<u>VALORES</u>
Sobra de bagaço (t/h)	94,41
Reserva % de bagaço	7,00%
Bagaço disponível (t/h)	87,80

5 ESTUDO DE COGERAÇÃO

5.1. Desenvolvimento da cogeração

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

Enquanto as usinas do setor utilizavam turbinas somente para acionamentos mecânicos e geração de energia elétrica para consumo próprio, os parâmetros de trabalho do vapor gerado pelas caldeiras, denominado vapor direto, eram de 2 MPa de pressão e 290 °C de temperatura (ROCHA, 2010). Isso porque não se tinha a preocupação com eficiências energéticas altas e, além disso, as turbinas para essa classe de pressão, originalmente de um único estágio e de baixa eficiência, eram favoráveis ao balanço térmico das plantas, ou seja, a demanda térmica de processo era atendida com a utilização das turbinas ineficientes no sistema.

No entanto, com advento da cogeração e a possibilidade de exportação de energia elétrica, além da competitividade do mercado, as usinas passaram a se preocupar com a eficiência das suas máquinas térmicas, já que, nessa situação, além de atender a demanda térmica e eletromecânica, o excedente de energia pode ser vendido.

5.2. Eficiência

Dentro desse contexto, passou-se a repensar no consumo de vapor de processo, na substituição de acionamentos mecânicos de baixa eficiência (turbinas a vapor de simples estágio) por motores elétricos, na readaptação das turbinas simples estágio para múltiplos estágios e na geração de energia elétrica através de máquinas térmicas mais eficientes, ou seja, de múltiplos estágios, podendo ou não ser de extração-condensação. Porém, para atender as necessidades técnicas de tais máquinas, os níveis de pressão e temperatura do vapor gerado pelas caldeiras nas plantas das usinas tiveram que ser alterados, passando, num primeiro momento,

para 4 MPa e 420 °C, respectivamente, e logo depois para 6 MPa e 480 °C, respectivamente (ROCHA, 2010).

Com os avanços tecnológicos, tem surgido no mercado máquinas térmicas a vapor com eficiências ainda mais altas, porém, para se conseguir tais rendimentos, é necessário que as plantas operem gerando vapor em níveis mais altos de pressão e temperatura ainda mais altas, por volta de 8 MPa e 530 °C, respectivamente, sendo importante ressaltar que os níveis de temperatura do vapor direto são limitados pelas restrições dos materiais utilizados em equipamentos e tubulações. Isso porque para temperaturas acima de 480 °C tem-se a necessidade de utilizar aço com alto teor de elementos de liga que podem inviabilizar o negócio em função do alto preço.

Nas usinas de açúcar e álcool, o vapor direto é usado em turbinas a vapor que geram potência mecânica. Essa potência pode ser usada diretamente no acionamento de equipamentos como moendas, bombas, desfibradores, picadores, entre outros, ou transformada em potência elétrica nos geradores elétricos que, por sua vez, geram a energia para os acionamentos elétricos. Em ambos os casos, há a liberação do vapor de baixa pressão, normalmente em torno de 0,245 MPa (ROCHA, 2010), o qual é utilizado no processo, nas operações de aquecimento, evaporação, destilação e cozimento.

A quantidade produzida de bagaço depende da quantidade de cana moída e da relação entre o teor de fibra da cana e do bagaço. A produção de bagaço varia diretamente com a fibra da cana e inversamente com a fibra do bagaço.

5.3. Turbina de condensação

Existem vários tipos de arranjo para cogeração. Um dos arranjos possíveis é adicionar uma turbina de condensação paralela a de contrapressão como na Figura 27.

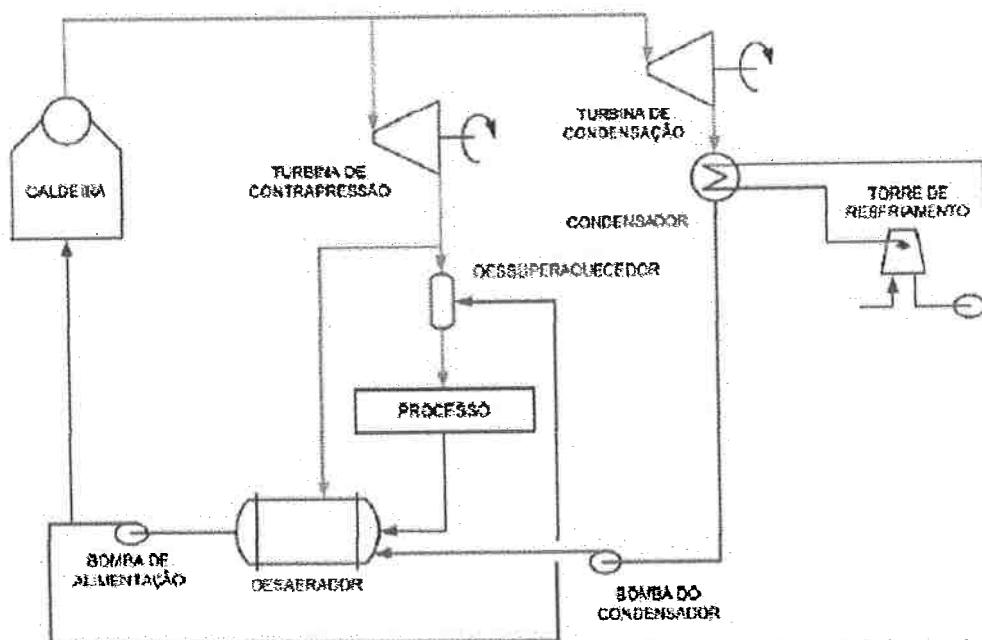


Figura 27 – Fluxograma de cogeração.

Tabela 78 – Características da turbina de condensação.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Titulo do Vapor Escape(X)	0,83	
Entalpia Vapor Escape (H) - teórico	2.185,61	kJ/Kg
Salto adiabático Teórico da Turbina	1.278,09	kJ/Kg
Salto adiabático Teórico da Turbina	305,27	Kcal/Kg

A turbina de condensação para efeitos de cálculo estará disposta à uma casa de força elétrica da cogeração com as seguintes características.

Tabela 79 – Características da casa de força elétrica da cogeração.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Rendimento turbina condensação	82,00%	
Rendimento do Redutor	98,60%	
Rendimento do Gerador de Energia Elétrica	97,60%	
Consumo energia elétrica % Total Gerada	8,00%	

E o consumo específico da turbina de condensação é calculada pela Equação 18, considerando todos os rendimentos da Tabela 79. O resultado segue na Tabela 80.

Tabela 80 – Consumo específico da Turbina condensação.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Consumo específico da turbina condensação	3,57	Kg Vapor/kWh

A quantidade de vapor gerada com o bagaço excedente é resultado da multiplicação do bagaço disponível pela produção específica de vapor. O resultado consta abaixo.

Tabela 81 – Quantidade de vapor gerada com o bagaço excedente.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Bagaço disponível	87,80	t/h
Prod. Específica de vapor	2,15	Kg Vapor /Kg Bçº
Vapor p/ cogeração	188,77	t vapor/h

A potência gerada é resultado da divisão do vapor para cogeração pelo consumo específico da turbina de condensação. O resultado consta abaixo.

Tabela 82 – Potência gerada.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Consumo específico da turbina condensação	3,57	Kg Vapor/kWh
Vapor p/ cogeração	188,77	t vapor/h
Potência gerada	52,87	MWh

Como há consumo de energia no processo de 8% da potência gerada (Tabela 79), a potência que pode ser exportada ou vendida será de:

Tabela 83 – Potência gerada.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Potência gerada	52,87	MWh
Consumo energia elétrica % Total Gerada	8,00%	
Potência exportada	48,64	MWh
Potência exportada para a safra (5000h)	243.224,60	MW/safra

6 RESULTADOS

6.1 Receita estimada

Abaixo segue valores médios para o açúcar, etanol e energia elétrica.

Tabela 84 – Preços produtos gerados na usina.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Preço da Energia Elétrica	150,00	R\$/MWh
Preço do Açúcar	30,00	R\$/Sc
Preço do Litro de Etanol	0,92	R\$/Litro

E os valores de produção calculados anteriormente.

Tabela 85 – Produção etanol, açúcar e energia elétrica.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Álcool anidro	290.839,48	m ³ /Safra
Açúcar Cristal	7.093.858,26	sacas/Safra
Potência exportada para a safra (5000h)	243.224,60	MW/safra

Com isso obtém-se a receita bruta de cada produto.

Tabela 86 – Receita bruta etanol, açúcar e energia elétrica.

<u>CARACTERÍSTICAS</u>	<u>VALOR</u>	<u>UNIDADE</u>
Álcool anidro	267.572.321,60	R\$/safra
Açúcar Cristal	212.815.747,80	R\$/safra
Potência exportada para a safra (5000h)	36.483.690	R\$/safra

6.2 Estruturas e Periféricos

O presente trabalho foi desenvolvido no Departamento de Engenharia Metalúrgica e de Materiais da Escola Politécnica, USP/São Paulo e foram utilizados os seguintes equipamentos para a simulação dos balanços termodinâmicos:

- Hardware:

Processador Intel® Core™2 CPU T5500 @ 1.66GHz;

2,00 GB de Memória RAM;

Placa de vídeo com acelerador gráfico NVIDIA GeForce Go 7300 / 256 MB de memória.

- Software:

Microsoft Windows XP Professional Service Pack (Build 2600);

Microsoft Office Professional 2003;

7 CONCLUSÃO

Os valores obtidos na Tabela 86 permitem agrupá-los da seguinte forma:

Tabela 87 – Receita bruta etanol, açúcar e energia elétrica.

CARACTERÍSTICAS	VALOR	UNIDADE
Receita com Açúcar + Etanol	480.388.066,30	R\$/safra
Receita bruta com energia	36.483.690	R\$/safra
Receita Total (Aç+Etanol+Elétrica)	516.871.756,32	R\$/safra

A receita bruta com energia elétrica representa 7,06% do total da receita bruta da usina. Um valor relevante indicando ser altamente viável e recomendável que as usinas que não possuam sistemas de cogeração passem a incorporá-las em sua planta.

O investimento necessário para a incorporação de um sistema de cogeração é estimado em 10% do total investido para a construção de uma usina.

8 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ANDRADE, J. M. F.; DINIZ, K. M. **Impactos Ambientais da Agroindústria da Cana-de-Açúcar: Subsídios para Gestão.** Piracicaba, 2007. Tese (Especialização) - Escola Superior de Agricultura "Luiz de Queiroz" – ESALQ, Universidade de São Paulo.
- ASSIS, P. C. O.; LACERDA, R. D.; AZEVEDO, H. M.; NETO, J. D.; FARIA, C. H. A. Resposta dos parâmetros tecnológicos da cana-de-açúcar a diferentes lâminas de irrigação e adubação. **Revista de Biologia e Ciências da Terra**, PB. EDUEP, 2004.
- CASTRO, S. B.; ANDRADE, S. A. **Engenharia e Tecnologia Açucareira.** PE, 2006.
- FAPESP, Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo. **Agência FAPESP, Etanol em Pauta.** Disponível em: <<http://www.agencia.fapesp.br/materia/10581/especiais/etanol-em-pauta.htm>>. Acesso em: 03/05/2009.
- FURTADO André Tosi; SCANDIFFIO, Mirna Ivone Gaa. **A Promessa do Etanol no Brasil.** França: Visages d'Amérique Latine, 2007.
- HIMMELBLAU, D. M. **Engenharia Química Princípios e Cálculos,** SP: Editora Prentice-Hall do Brasil, 1998.
- HIGA, M. **Cogeração e Integração Térmica em Usinas de Açúcar e Álcool.** Campinas, 2003. Tese (Doutorado) – Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas.
- HUGOT, Emile. **Manual da Engenharia Açucareira,** SP: Editora Mestre Jou, 1977.
- LIRIO, Viviani Silva; VENÂNCIO, Michelle Moutinho. **Evolução da Participação Brasileira no Mercado Sucroalcooleiro Internacional.** Viçosa, 2006. XLIV Congresso do Saber: "Questões agrárias, Educação no Campo e Desenvolvimento".
- MACEDO Isaias de Carvalho; NOGUEIRA, Luiz Augusto Horta. **Avaliação da Expansão da Produção de Etanol no Brasil.** Brasília: CGEE – Centro de Gestão e Estudos Estratégicos, 2004.
- MATTOSO, Emerson Selhorst. **Estratégia de Atuação das Empresas de Etanol no Brasil.** Rio de Janeiro, 2008. 70p. Tese (Mestrado) – Escola de Pós-Graduação em Economia, Fundação Getúlio Vargas.
- MORI, Juliana Sampaio; MORAES, Márcia Azanha Ferraz Dias de. **Características do Mercado do Álcool Anidro e Hidratado e suas Implicações para o Mercado de Combustíveis.** Piracicaba, 2007. XLV Congresso do Saber: "Conhecimentos para Agricultura do Futuro".

NEVES, Marcos Fava; CONEJERO, Marco Antonio. **Sistema Agroindustrial da Cana: Cenários e Agenda Estratégica**. Ribeirão Preto, 2007. Artigo Científico – Faculdade de Economia e Administração, Universidade de São Paulo.

NEVES, Marcos Fava; WAACK, Roberto Silva. **Competitividade do Sistema Agroindustrial da Cana de açúcar**. Ribeirão Preto, 1999.

OLIVEIRA, J. M. **Indicação do teor alcoólico em GL (Gay-Lussac)**. Porto Alegre, 2006. Artigo Científico – SENAI-RS.

PASIN, Rodrigo Maimone; NEVES, Marcos Fava. **Fusões, Aquisições e Internacionalização da Agroindústria Sucro-alcooleira**. Monte Alegre, 2004. Artigo Científico – Faculdade de Economia, Administração e Contabilidade, Universidade de São Paulo.

PIACENTE, Erik Augusto. **Perspectivas do Brasil no Mercado Internacional de Etanol**. Campinas, 2006. 173p. Tese (Mestrado) - Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas.

ÚNICA, União da Agroindústria Canavieira do Estado de São Paulo. Disponível em: <<http://www.portalunica.com.br/portalunica.htm>>. Acesso em: 01/12/2010.

VIAN, C. E. F. **Qualidade de Matéria-Prima**. Disponível em: <http://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/cana-de-acucar/arvore/CONTAG01_138_22122006154842.html>. Acesso em: 01/12/2010.

WYLEN, V. **Fundamentos da Termodinâmica**, SP: Editora Edgard Blucher Ltda., 2006.