

TESE

1169

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ

ANALISE TERMODINÂMICA DO PROCESSO DE
OBTENÇÃO DO AÇÚCAR DO CALDO DE CANA-DE-AÇÚCAR

LUIZ ANTÔNIO DUARTE

ITAJUBÁ / M G - MARÇO DE 2002



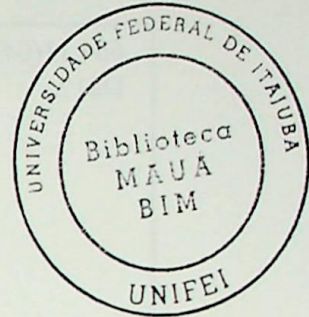
UNIFEI - UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ



INSTITUTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

CURSO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO



***ANÁLISE TERMODINÂMICA DO
PROCESSO DE OBTENÇÃO DE AÇÚCAR
DO CALDO DE CANA-DE-AÇÚCAR***

Eng. *LUIZ ANTÔNIO DUARTE*

ORIENTADOR: Prof. PIO CAETANO LOBO, *Ph.D.*

Dissertação de Mestrado apresentado à Comissão de Pós-Graduação
da Universidade Federal de Itajubá como parte dos requisitos
para obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica

Itajubá / M.G. - Março de 2002

CLASS.	664.11(043.2)
CUTTER.	D812a
TOMBO.	1169

664.11(043.2)
D812a

Duarte, Luiz Antônio

Análise Termodinâmica do Processo de Obtenção de Açúcar
do Caldo da Cana-de-Açúcar / por Luiz Antônio Duarte;
orientado por Pio Caetano Lobo. -- Itajubá, MG: EFEI, 2002.
85 p. il.

Dissertação (Mestrado) - Escola Federal de Engenharia de Itajubá.

1. Açúcar da Cana. 2. Auditoria energética. 3. Evaporação
e Secagem de Açúcar. I. Lobo, Pio Caetano, orient. II Escola Federal
de Engenharia de Itajubá. III. Título.

Ficha catalográfica elaborada pela Biblioteca Mauá
Bibliotecária Margareth Ribeiro- CRB_6/1700

BANCA EXAMINADORA

Os profs. Dr. Germano Lambert Torres e prof. Dr. Genésio José Nenon, respectivamente na direção da Pró-Diretoria de Pesquisa e Pós-Graduação e na Coordenação do Curso de Pós-Graduação da Faculdade de Engenharia Mecânica da Universidade Federal de Itajubá , na portaria 066 de 13 de Março de 2002, designaram os Srs. examinadores abaixo indicados para a composição da banca examinadora da Dissertação de Mestrado de Luiz Antônio Duarte.

Kamal Abdel Radis Ismail – UNICAMP

Álvaro Antônio Alencar de Queiroz - UNIFEI

Pio Caetano Lobo (Orientador) - UNIFEI

AGRADECIMENTOS

Agradeço ao orientador desta obra, *professor Dr. Pio Caetano Lobo*, pela ajuda ao discernimento e paciência no tratamento, pelo interesse e dedicação, pois sem leme nenhum barco chega a seu destino.

Congratulo à *UNIFEI* e aos seus professores entidade onde foi desenvolvido este trabalho, em especial aos do Departamento de Engenharia Mecânica e ao *CNPq* agencia financiadora deste estudo, pelo investimento na pesquisa científica e pelos propósitos de disseminação e aprofundamento do conhecimento.

RESUMO

O objetivo principal deste trabalho de dissertação é a geração de um pacote computacional para a análise termodinâmica do processo de obtenção de açúcar do caldo em uma usina de açúcar de cana.

O potencial de substituição dos combustíveis fósseis voltados para a excedentes de energia elétrica e a preocupação com os impactos ambientais causados pela matriz energética focada em combustíveis fósseis justificam a *Análise Termodinâmica do Processo de Obtenção de Açúcar do Caldo da Cana*. O trabalho apresentado está motivado pelas análises das condições macro-econômicas do mercado, apresentado no anexo 1, e também pela falta de informações para a tomada de decisões neste setor.

Neste setor da economia primária a análise termodinâmica pode indicar soluções que variam desde a otimização dos processos para o uso mais racional de energia na unidade industrial visando independência energética até a geração de excedentes de bagaço. A partir deste estudo termodinâmico, onde aplica-se a Lei de Conservação de Massa e as 1ª e 2ª Leis da Termodinâmica, pode-se realizar posteriores análises técnicas visando levantar as “perdas”.

Na introdução encontra-se uma descrição sucinta das linhas de produção do álcool e do açúcar para se possa ter uma visão global do processo.

Para analisar o processo produtivo dividiu-se a linha do açúcar em sub-processos e descreveu-se os volumes de controle correlacionados para que fossem analisados termodinamicamente e a partir das propriedades termodinâmicas nas entradas e saídas de cada equipamento expressando o seu desempenho através do cálculo da Eficiência e da Irreversibilidade Termodinâmica em cada caso. Em cada volume de controle realizou-se o balanço dos seus componentes básicos, água e sacarose.

O programa foi desenvolvido em MathCad® e verificado comparando os resultados com os de Camargo et. All [1], apresentados e discutidos em capítulo específico.

Palavras-chave: açúcar da cana, auditoria energética, processos de evaporação e secagem.

ABSTRACT

The main objective of this dissertation work is the generation of a computer program for energy accounting of the process for obtaining from the syrup in a sugar cane factory.

The potential for substitution of fossil fuels in the electricity power generation from surplus biomass residues and the preoccupation with environmental impacts caused by an energy matrix based on fuels are justified this work *Thermodynamics Analyzes of the Process of Obtaining of Sugar of the Broth of the Cane*. The presented work is motivated by macro-economic conditions analysis of market syrup, presented in annex 1, and also by lack of information for decision in this section.

In this primary economy sector, thermodynamic analysis can indicate solutions that improve rational energy use in the industrial unit with a view to energy independence and the generation of surplus bagasse. From energy accounting applied the Conservation of Mass and the first and second Laws of the Thermodynamics to identify the “material and energy losses”.

The introduction contains a short description of the alcohol and sugar production lines to supply a global vision of the process.

To analyze the production process the sugar production line was divided into sub-processes the related control volumes were analyzed thermodynamically starting from the thermodynamic properties at inlet and outlet of each equipment and expressing performance by the *Thermodynamics Effectiveness and Irreversibility* in each case. In each control volume the balance of each basic components, water and sucrose, was performed.

The program was developed MathCad[®] and verified comparing the results with those of Camargo et al [1], shown and discussed in a specific chapter. The program was turned into Visual Basic 6.0[®] and nominated RACEN.

Key-Words: sugar cane , energy accounting, evaporation and drying processes.

LISTA DE FIGURAS

Fig. 1.1 – Formas de Embebição	07
Fig. 1.2 – Fluxograma do processo de produção de álcool e açúcar.....	11
Fig. 1.3 – Detalhes do fluxograma do processo de produção de álcool	12
Fig. 1.4 – Detalhes do fluxograma do processo de produção do açúcar	13
Fig. 1.5 – Circuito industrial típico.....	14
Fig. 1.6 – Equipamento de cozimento	19
Fig. 1.7 – Equipamento de Cristalização	20
Fig. 1.8 – Equipamento de Centrifugação.....	20
Fig. 1.9 – Detalhes de um Equipamento de Secagem	21
Fig. 1.10 – Instalação típica de um Equipamento de Secagem.....	21
Fig. 3.1 – Setor de Evaporação	26
Fig. 3.2 – setor de Cozimento e Secagem	27

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 - Especificações do açúcar refinado.....	15
Tabela 2.2 - Classificação ICUMSA de cor do açúcar.....	16
Tabela 3.1 - Consumos específicos médios de vapor em função do numero de efeitos na evaporação.....	23
Tabela 4.1 - Dados para a Seção de Evaporação.....	32
Tabela 4.2 - Dados para a Seção de Cozimento e Secagem.....	37
Tabela 4.3 - Resultados comparativos com Camargo[01] na seção de evaporação.....	39
Tabela 4.4 - Resultado da aplicação da 1 ^a e 2 ^a Lei da Termodinâmica.....	41
Tabela 4.5 - Resultados comparativos com Camargo[01] da seção de cozimento e secagem.....	42
Tabela 4.6 - Resultado da aplicação da 1 ^a e 2 ^a Lei da Termodinâmica seção de cozimento e secagem.....	43

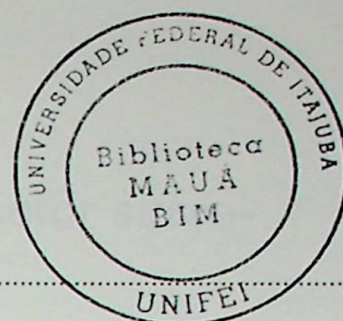
NOMENCLATURA

Mpa – Mega Pascal
C – graus centígrados
MJ – Mega Joule
ton – toneladas
hr – horas
 m^2 – metros quadrados
m – metros
kg – kilograma

SIMBOLOGIA

H = Entalpia Total
U = Energia Interna
p = Pressão Absoluta;
V = Volume
h = Entalpia Específica
S = entropia específica
T = Temperatura
Q = Calor
Ce = Coeficiente estequiométrico;
m = Massa total;
CON = Concentração;
M = Massa molar
Cp = Calor Específico
 $Q = \dot{m}_i$ = Vazão Mássica
 $\Lambda = A$ = Disponibilidade
 p_0, T_0 = Pressão e temperatura do meio ou de referencia
W = Trabalho
 Δ = Variação
E = Energia;
 ξ = Eficácia
IRR = irreversibilidade

SUMÁRIO



BANCA EXAMINADORA.....	i
AGRADECIMENTOS	ii
DEDICATÓRIA.....	iii
RESUMO	iv
ABSTRACT.....	v
LISTA DE FIGURAS	vi
LISTA DE TABELAS	vi
NOMENCLATURA	vii
SIMBOLOGIA	vii
 Capítulo 1 – Generalidades do setor sucro-alcooleiro.....	 1
1.1 – INTRODUÇÃO.....	1
1.2 – DESCRIÇÃO DO CICLO PRODUTIVO.....	4
1.2.1. Da Recepção ao Tratamento	4
1.2.2. Linha do Alcool	7
1.2.3. Linha do Açúcar.....	9
 Capítulo 2 – Comentários gerais sobre o processo de produção de açúcar.....	 14
 Capítulo 3 – Equacionamento da Auditoria Energo-Exergética.....	 21
3.1 – PROCESSO DE PRODUÇÃO DE AÇÚCAR.....	21
3.2 – DADOS OPERACIONAIS SOBRE A PRODUÇÃO DE AÇÚCAR.....	22
3.3 – ITENS ENVOLVIDOS COM O DIAGNOSTICO ENERGO-EXERGÉTICO E DAS MEDIDAS DE EFICIENTIZAÇÃO.....	23
3.4 – PROPOSIÇÃO DOS VOLUMES DE CONTROLE.....	25
3.5 – O BALANÇO DE MASSA E O ENERGO-EXERGÉTICO.....	27
 Capítulo 4 – Resultados e Discussões.....	 31
4.1 – LISTAGEM DE VARIÁVEIS E VALORES TÍPICOS PROPOSTOS	31
4.2 – RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	38
 Capítulo 5 – Conclusões e proposições para os próximos trabalhos	 44
 Anexo 1 - Aspectos da Produção do Açúcar.....	 45
A1 – COMENTÁRIOS HISTÓRICOS	45
A2 – DADOS ESTATÍSTICOS	50
 Anexo 2 – Formulação usada no código computacional	 57
 Referências Bibliográficas.....	 77



Capítulo 1 - Generalidades do setor sucro-alcooleiro

1.1 – Introdução

A cana-de-açúcar é uma gramínea (*Saccharum officinarum* L.) originária da Ásia. Hoje, os maiores produtores são Brasil, Índia, Cuba, México e China. A cana-de-açúcar é cultivada em todos os estados brasileiros, e segundo dados da *Secretaria de Agricultura, Irrigação e Reforma Agrária da Bahia SEAGRI/BA* [07] é no Estado de São Paulo que se concentra a maioria das lavouras dessa cultura com mais de 40% da área de cana no Brasil. No Nordeste, Pernambuco assume 20% da produção e em Alagoas 17%. Minas Gerais e Rio de Janeiro juntos têm 15% da área plantada.

Os próximos parágrafos são extraídos de *Machado* [05]. Desde a Segunda Guerra Mundial os esforços da indústria açucareira brasileira se concentraram na multiplicação da capacidade produtiva, pois estava amparada por uma ampla extensão territorial e condições climáticas largamente vantajosas em relação às outras regiões produtoras mundiais, relegando a um segundo plano, a eficiência produtiva. As constantes alterações na cotação do açúcar no mercado internacional e a obsolescência que já se fazia sentir em usinas que haviam sido montadas e mantidas quase que nos mesmos padrões do início do séc. XX forçaram a uma mudança de atitude para a manutenção da rentabilidade. Coube à COPERSUCAR, cooperativa de produtores paulistas formada em 1959, a defesa de preços de comercialização, onde a principal iniciativa foi a busca de novas tecnologias para o setor. A indústria açucareira de países como a Austrália e a África do Sul representavam o modelo de modernidade que as usinas brasileiras desejavam e foi principalmente deste último que vieram novidades como a moenda de quatro rolos com alimentação por Donelly, o desfibrador, entre outras. Na agricultura a busca por novas variedades de cana mais produtivas e ao mesmo tempo mais resistentes às pragas e doenças, iniciada em 1926, por ocasião da infestação dos canaviais pelo mosaico, foi também intensificada, assim como teve início o controle biológico de pragas, os quais foram responsáveis por esses formidáveis avanços entidades como a própria COPERSUCAR, o IAC - Instituto Agrônomo de Campinas e o IAA-PLANALÇUCAR. Esse período de renovação culminou com a elevação dos preços do açúcar no mercado internacional que atingiram a marca histórica de mais de US\$ 1000.00 a

tonelada. Com os recursos decorrentes desse aumento do preço do açúcar foi criado pelo IAA (Instituto do Alcool e Açúcar) o FUNPROÇUCAR que financiou em 1973 a modernização das indústrias e também a remodelação da maioria das usinas. Esses fatos foram de importância fundamental para que o próprio Brasil pudesse enfrentar as Crises do Petróleo que se seguiram a partir de 1973, através do PROÁLCOOL. De modo semelhante ao que ocorreu em São Paulo, a partir do início do século XX, esse programa de incentivo à produção e uso do álcool como combustível em substituição à gasolina criado em 1975 alavancou o desenvolvimento de novas regiões produtoras como o Paraná, Goiás, Mato Grosso do Sul e Mato Grosso. Em menos de cinco anos a produção de pouco mais de 300 milhões de litros ultrapassou a cifra de 11 bilhões de litros, caracterizando o PROÁLCOOL como o maior programa de energia renovável já estabelecido em termos mundiais, economizando mais de US\$ 30 bilhões em divisas.

No final da década de 70, surgem novos obstáculos ao mercado açucareiro. As indústrias químicas e farmacêuticas desenvolvem adoçantes sintéticos, e para concorrer com o açúcar desenvolvem campanhas publicitárias de largo alcance, voltadas aos consumidores de países de maior renda, procurando realçar as vantagens desses produtos não calóricos para a manutenção da estética e do padrão de saúde de seus usuários, em detrimento do açúcar. Paralelamente nos EUA, o principal mercado consumidor de açúcar no mundo, desenvolve-se a produção de xaropes de frutose, obtidos a partir do milho, para uso industrial, substituindo o açúcar em alimentos e refrigerantes. No início da década de 80, em menos de cinco anos o xarope de frutose, em suas diversas formulações ocupou mais de 50% do mercado que originalmente era do açúcar. Nos dias de hoje, praticamente 70% do milho produzido nos EUA, que também é o maior produtor mundial desse cereal, é destinado à produção de xarope de frutose e álcool combustível, elevando os EUA à condição de segundo maior produtor mundial de álcool (na ordem de 7 bilhões de litros). Esses novos produtos, suas campanhas e o pequeno incremento na demanda mundial de açúcar, sempre abaixo da elevação dos níveis de produção forçam seu preço para baixo, atingindo os menores patamares da história recente.

As usinas do Brasil se beneficiam de terem o álcool como salvaguarda, pois sendo produzido diretamente a partir da fermentação do caldo de cana ou pela diluição de méis resultantes da produção de açúcar, proporcionam maior recuperação do total dos açúcares contidos no caldo da cana, aumentando não só a eficiência, mas também possibilitando a simplificação da produção de um açúcar de melhor qualidade e consequentemente aumentando a rentabilidade relativa.

Ainda assim, apesar das dificuldades, da globalização, a indústria açucareira brasileira continua crescendo. Sua liderança na produção açucareira mundial nestes últimos anos é incontestável, são mais de 300.000.000 de toneladas de cana moídas anualmente em pouco mais de 300 unidades produtoras, 17 milhões de toneladas de açúcar e 13 bilhões de litros de álcool são produzidos. Suas unidades produtoras são modernas, o uso de tecnologias de ponta como a automação e a informática são intensivas e crescentes, tanto na agricultura como na indústria. A procura por diferenciação e produtos com maior valor agregado é constante. Novos sistemas de administração e participação no mercado são rapidamente incorporados. O setor busca por novas alternativas, como a cogeração de energia elétrica, captação de CO₂ nas dornas, entre outras, mas principalmente a busca por projetos baseados em estudos mais aprofundados de cada sub-sistema de seu processo produtivo, chegando hoje a busca por produtos ecologicamente corretos como o açúcar orgânico.

1.2 - Descrição do Ciclo Produtivo

Abaixo será descrito sucintamente o processo produtivo em que se envolve a indústria sucro-alcooleira, tendo como referencia bibliográfica fortemente presente em Camargo et al. [01].

Como hipóteses simplificadoras usadas:

- para a análise do fluxo produtivo não foram consideradas as perdas por atrito, viscoso ou hidro-térmico relativo ao fluído;
- em relação à conexão entre equipamentos não foram consideradas nenhum tipo de perda ou troca de calor (induzindo que as propriedades de saída de um determinado equipamento é igual à entrada do próximo).

O processo foi dividido em 3 grandes grupos:

- Da recepção ao tratamento;
- Linha de álcool;
- Linha do açúcar.

Atualmente, em decorrência da crise energética, está surgindo o item do processo de geração de energia elétrica, baseado na busca do domínio e controle do processo (racionalização), obtendo soluções tipo cogeração (que é a geração de calor e potência elétrica), multigeração (que é a geração de calor, frio e potência elétrica).

1.2.1. Da Recepção ao Tratamento

1.2.1.1. Recepção da Cana

Fazem parte deste processo: a pesagem, a amostragem, a descarga e o armazenamento da cana.

A pesagem deve ser rigorosamente executada, uma vez que é feita, através dela, o controle agrícola e industrial da unidade. A pesagem incorreta provoca erros nos balanços e rendimentos globais da indústria. Após a pesagem, amostras de matéria-prima são enviadas ao laboratório, onde são determinados os valores de pol, Brix e fibra, e através dessas análises se efetua o pagamento da cana pelo teor de sacarose. Normalmente a descarga de cana na usina é toda mecanizada, tanto para o armazenamento como a descarga direta na mesa alimentadora.

Se houver estoque, o que não é recomendado, deve obedecer um período máximo de dois dias para a cana inteira e um dia para cana em toletes, mas se ultrapassado o prazo pode ocorrer modificações na cana, como:

- perda de peso por evaporação;
- inversão de sacarose em glicose e frutose;
- desenvolvimento de microorganismos.

1.2.1.2. Lavagem da Cana

Como o carregamento da cana é realizado, na maioria das vezes mecanicamente, leva-se impurezas para a usina (areia, argila, palha e pedra) durante o transporte, sendo estas cerca 4% em dias secos e 15% em dias úmidos que resulta em desgaste dos equipamentos por erosão, aumentando o tempo de decantação do caldo nos clarificadores, levando a um aumento da perda de açúcar por inversão, e além de aumentar o volume de cinzas na câmara de combustão das caldeiras que queimam bagaço.

Para diminuir essas inconveniências a cana deve ser lavada antes de ser processada. Entretanto ocorrem perdas de sacarose e também retenção de água na cana (hidratação). O volume de água de lavagem varia de 5 m³ por ton de cana/hora, podendo chegar a 15 m³ por ton de cana/hora.

1.2.1.3. Preparo da Cana

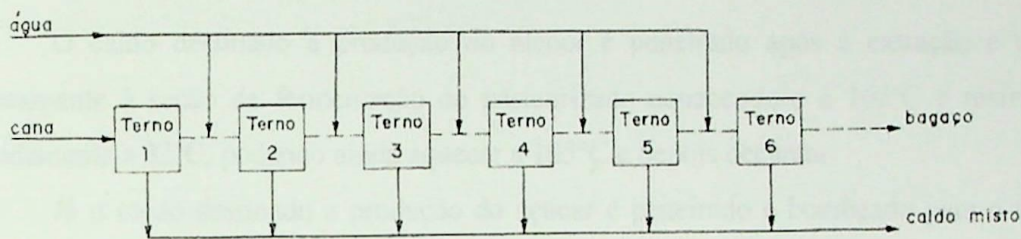
O preparo tem como finalidade de desagregar as fibras da cana, para facilitar a extração do caldo, já que a cana pode oferecer maior ou menor resistência à extração da sacarose em função da proporção entre as partes duras (calmos) e moles (fibras). O preparo da cana é importante também para incrementar a capacidade das moendas pelo aumento da densidade da massa de alimentação, tornando-a compacta e homogênea.

1.2.1.4. Processo de Moagem

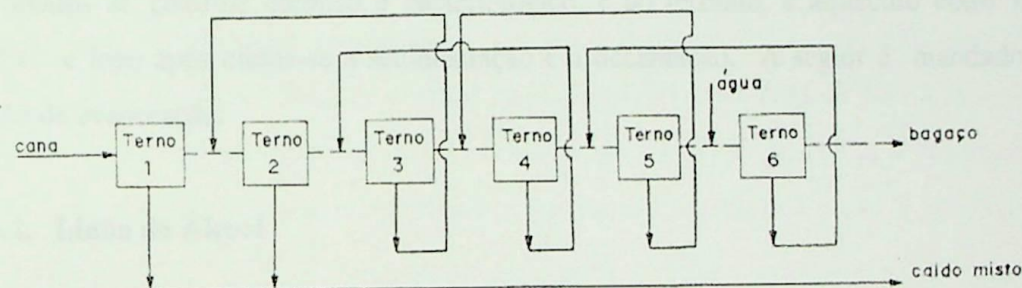
A moenda é uma unidade esmagadora constituída de “ternos”, cada um formado por três ou quatro cilindros. Cada cilindro tem uma função de modo que no final extrai o máximo de caldo possível. No primeiro terno o objetivo é alcançar uma taxa de extração de 50 a 70%, com isso a cana que sai é conduzida aos demais ternos para que complementem a extração.



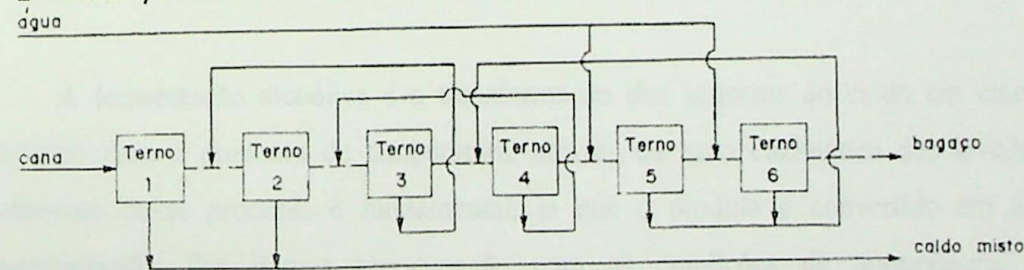
A *Embebição* é uma técnica para aumentar-se a extração de sacarose (pois o bagaço retém caldo por efeito de capilaridade ou em células não esmagadas) que consiste em adicionar-se água à cana tornando o caldo mais diluído e podendo ser extraído na próxima unidade de moagem, o que não altera a umidade final do bagaço, pois ocorreu apenas substituição de caldo por água. A *Embebição* pode ser *simples*, *composta* ou *mista*, conforme ilustrado na figura 1.1, logo abaixo. É chamada de simples quando se adiciona água sobre o bagaço após cada terno, podendo ser única, dupla, tripla, etc. O caldo diluído obtido não sofre retorno e é enviado diretamente para a fabricação. Na *Embebição composta* aplica-se água antes do ultimo terno e este caldo diluído é retornado aos ternos anteriores, o que aumenta o teor de sacarose nos primeiros ternos e melhorando a extração. A *Embebição mista* utiliza água em mais de um terno e retorna-se o caldo diluído para ternos anteriores.



1 - Embebição simples



2 - Embebição composta com reciclo total



3 - Embebição mista

Fig 1.1 – Formas de Embebição [01]

A seguir cita-se alguns fatores que afetam a capacidade de moagem da cana:

- Preparo da cana;
- Teor de fibra;
- Dimensões da moenda;
- Número, velocidade e textura dos cilindros;
- Regulagem das moendas;
- Pressão entre os cilindros;
- Alimentação das unidades esmagadoras;
- Taxa de embebição.

1.2.1.5. Tratamento do Caldo

O caldo destinado a produção do álcool é peneirado após a extração e enviado diretamente à seção de fermentação ou pasteurizado aquecendo-o a 105°C e resfriando-o rapidamente a 32°C, podendo ainda aquecer a 105°C e depois decantar.

Já o caldo destinado a produção do açúcar é peneirado e bombeado para a torre de sulfitação a base de SO_2 , sendo feito em seguida a alcalinação com leite de cal, processos destinados ao controle químico e bacteriológico, e ao termino, é aquecido entre 100°C e 105°C e logo após efetua-se a sedimentação e a decantação. A seguir é mandado para a seção de evaporação.

1.2.2. Linha do Álcool

1.2.2.1. Processo de Fermentação

A fermentação alcoólica é a transformação dos açúcares do caldo em etanol, gás carbônico com o aumento de temperatura, através da ação enzimática das leveduras. O rendimento desse processo é fundamental, já que o produto é convertido em álcool e comercializado. Por isso a preocupação com as condições de temperatura, acidez, concentração de açúcares, qualidade da cana, higiene e preparação do caldo para se obter etanol de boa qualidade com um bom rendimento de conversão.

A fermentação é feita em dornas alimentadas de caldo por canalizações na sua parte superior. O mosto das dornas (mistura de caldo, leveduras, produtos de início de fermentação

entre outros), deve ser mantido a uma temperatura abaixo de 35 C, pois temperaturas maiores prejudicariam as leveduras e provocam maior perda de álcool por evaporação, por isso a necessidade de trocadores de calor na parte externa das dornas.

O fechamento das dornas reduz as perdas de álcool por evaporação e por arraste através da lavagem dos vapores liberados com água em colunas de enchimento.

1.2.2.2. Processo de Destilação

A destilação é a separação de uma mistura líquida que se baseia nas diferenças de volatilidade dos componentes.

Depois de fermentado, o vinho, que a princípio era o caldo é enviado para uma dorna chamada volante, que alimenta o aparelho de destilação, cuja finalidade é purificar e concentrar o álcool obtido na fermentação.

O aparelho de destilação é constituído por uma série de colunas de destilação, tendo nomes e números específicos conforme o tipo e qualidade do álcool. As colunas são compostas por gomos que contém várias bandejas a uma determinada distância umas das outras. Estes gomos são ligados por flanges, para que as colunas possam ser facilmente desmontadas para a limpeza e manutenção. As colunas são feitas de aço inox, devido a agressividade da mistura a ser destilada. Seu aquecimento é feito, em geral, com vapor de escape das turbinas, ou injetando-se esse vapor diretamente na base da coluna, ou de forma indireta, através de trocadores de calor. O aquecimento direto apresenta a desvantagem de aumentar o volume de efluentes, perdendo o condensado limpo que poderia ser retornado as caldeiras.

1.2.3. Linha do Açúcar

1.2.3.1. Evaporação

Tem como objetivo a retirada de água do caldo misto resultante do processo de tratamento. Deve-se elevar o valor de Brix para cerca de 60° a 70°, mas sem apresentar sacarose cristalizada.

Na prática algumas conveniências fazem com que se trabalhe com menores concentrações no xarope, que é o produto resultante da evaporação do caldo, tais como:

- Facilidade na obtenção de pés de cozimento, que são os primeiros cristais nascentes no processo de cozimento;
- Melhores condições para a operação de cozimento, no tocante às velocidades de escoamento e taxa de transferência de calor;
- Necessidade de dissolução de certos cristais.

O sistema de evaporação mais utilizado é o de múltiplo efeito em correntes paralelas, isto é, tanto o caldo como o vapor são alimentados no pré-evaporador, seguindo paralelos através do primeiro até o ultimo efeito. De maneira geral ele é composto por cinco efeitos sendo que o primeiro é denominado pré-evaporador com o dobro da área dos demais.

1.2.3.2. Cozimento

O xarope proveniente da evaporação, com cerca de 60% de sacarose, 7% de impurezas e 33% de água, tem viscosidade elevada e não pode ser mais concentrado em evaporadores comuns, necessitando utilizar-se cozedores que nada mais são do que grandes tacho à vácuo, tendo o produto final desta etapa a massa de primeira. Após a cristalização a massa cozida é levada à centrifuga de onde sai a parte líquida composta de mel rico (ou de primeira) e o mel pobre e a parte sólida cristalizada é o açúcar de primeira. O mel pobre irá para um segundo cozedor e depois da centrifuga sai o mel de segunda (ou melaço ou de destilaria) que vai para a destilaria e o sólido cristalizado que denomina-se açúcar de segunda. Isto pode se repetir varias vezes até a exaustão do mel.

Esquemáticamente, na forma de diagrama de blocos, são mostrados abaixo os processos e sub-processos acima descritos, conforme figs 1.2, 1.3 e 1.4:

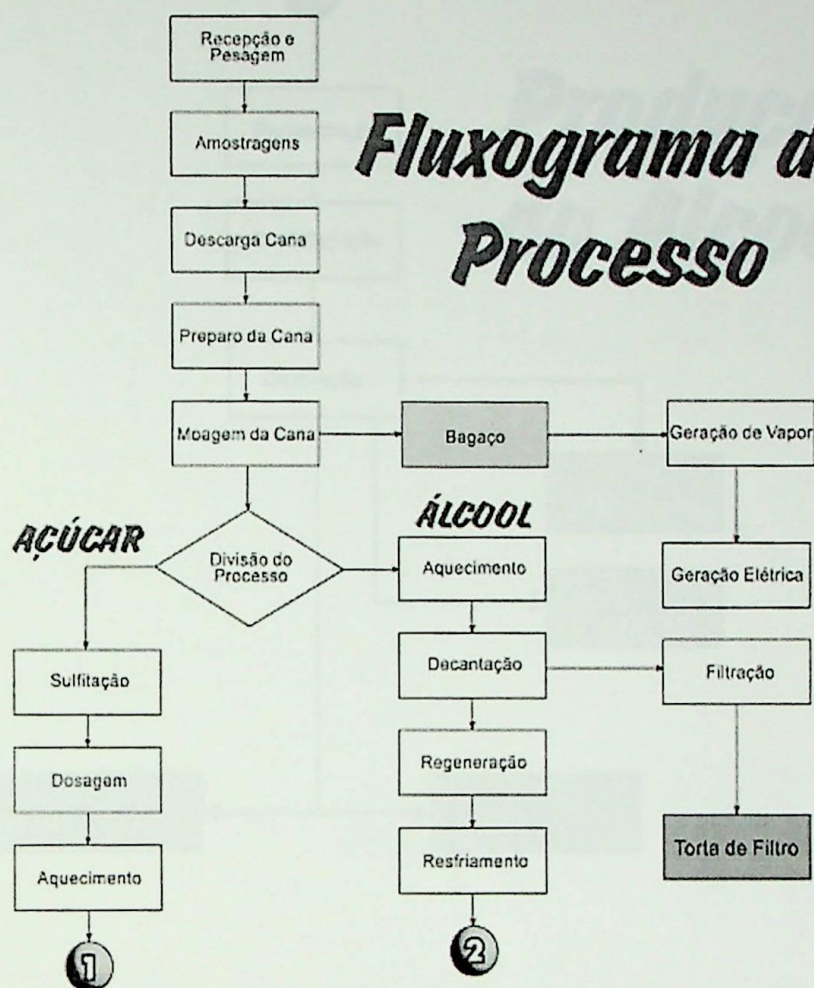


Fig. 1.2 – fluxograma do processo de produção de álcool e açúcar

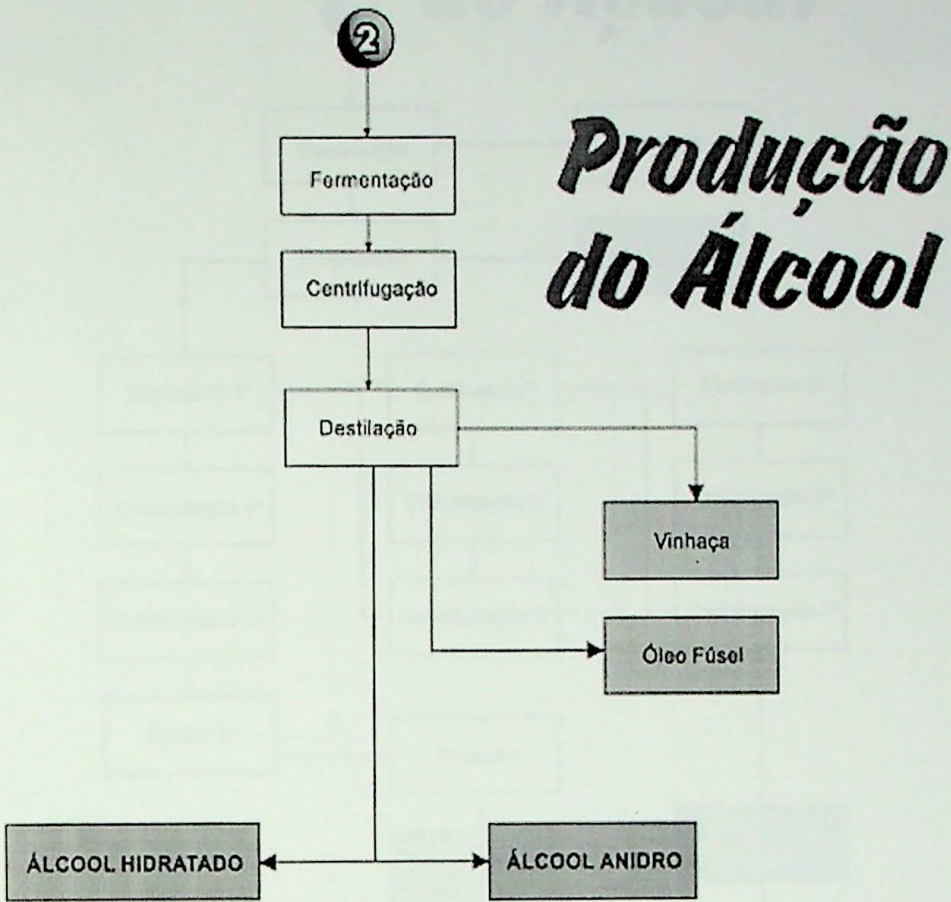


Fig. 1.3 – Detalhes do fluxograma do processo de produção de álcool

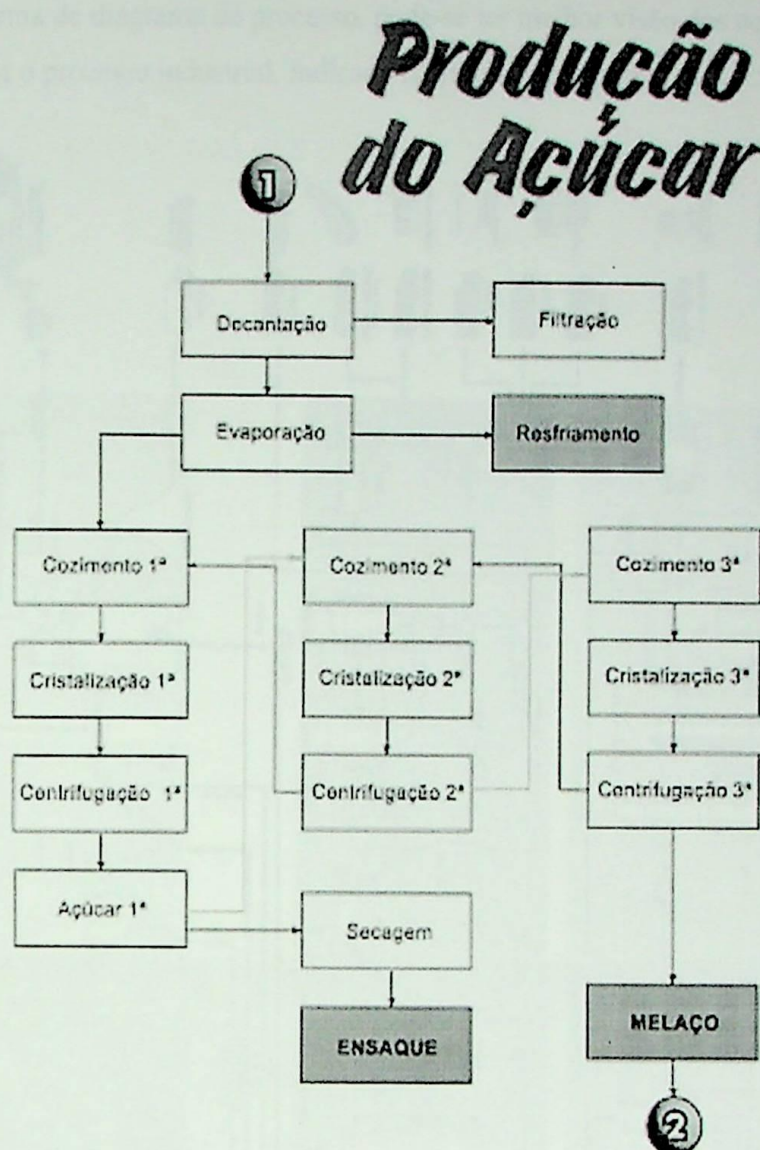


Fig. 1.4 – Detalhes do fluxograma do processo de produção do açúcar

Na forma de diagrama de processo, pode-se ter melhor visão dos equipamentos e suas conexões com o processo industrial, indicado na figura logo abaixo.

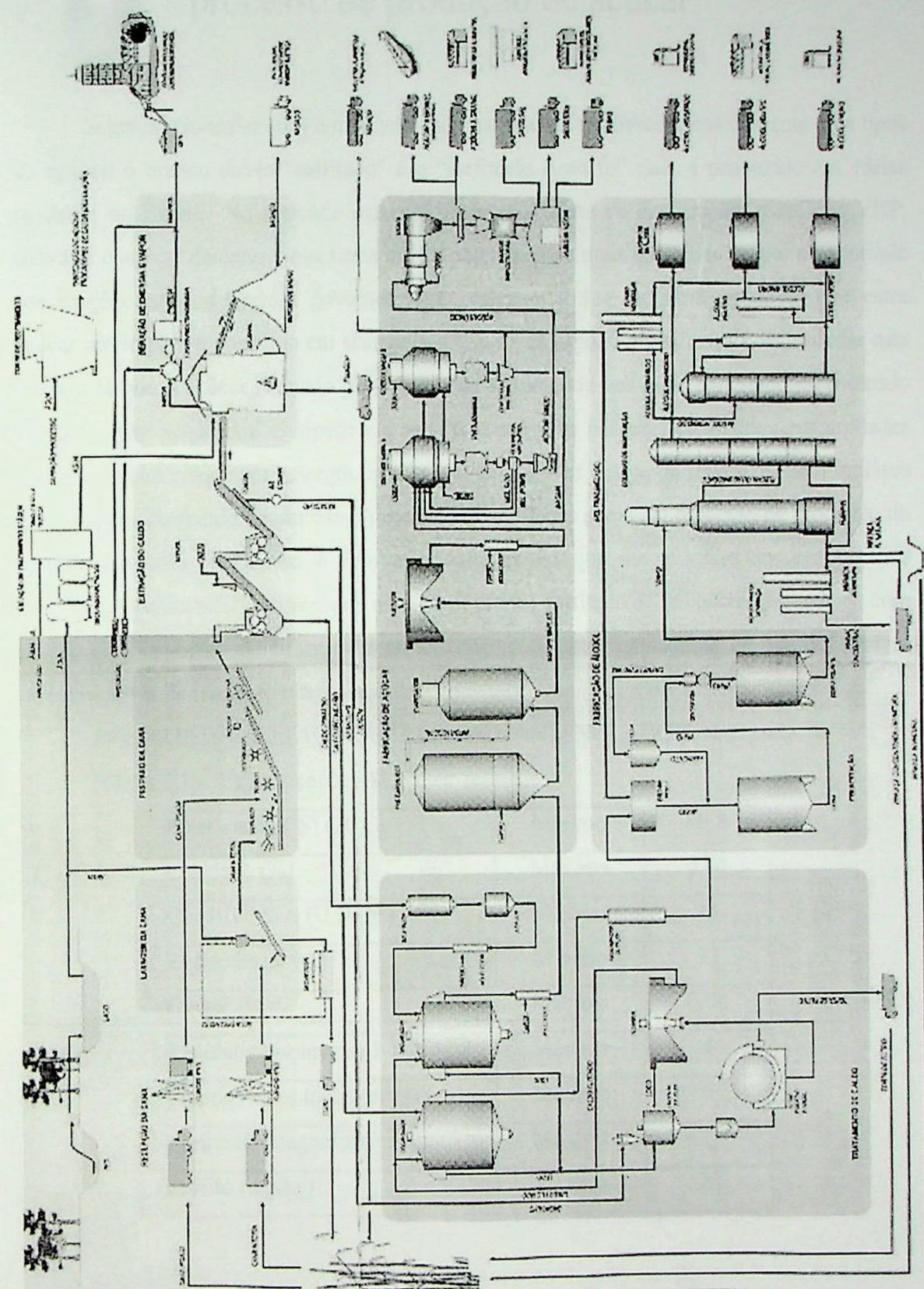


Fig. 1.5 – Circuito industrial típico (fonte: catalogo da Cia. Energética Santa Elisa S.A)



Capítulo 2 - Comentários gerais sobre o processo de produção de açúcar

Segundo *Gonzalez* [03] o mercado nacional brasileiro consome basicamente dois tipos de açúcar: o branco direto "sulfitado" e o "Refinado Amorfo" que é produzido em várias unidades no Brasil. No mercado externo, o maior produto de exportação, o Açúcar VHP, substitui o açúcar demerara, que tinha menor polarização e mais cor. Este açúcar é exportado por exigências de diferentes governos, que protegem a sua indústria, evitando que entre açúcar direto para o consumo em seus países. Sem embargo, a globalização deve mudar este quadro, já que o açúcar refinado granulado está sendo cada vez mais solicitado no mercado mundial. Este açúcar vai competir em muitos casos com açúcares fabricados em unidades autônomas que consomem energia cara, e tem geralmente custos de produção bem maiores que o Açúcar Refinado Granulado, fabricado em indústrias anexo. O processo de produção do Açúcar Refinado Granulado é bem mais simples do que as maiorias dos empresários açucareiros pensam. Se partirmos de um açúcar branco sulfitado de baixa cor, poderemos com um processo simples de filtração e pré-cristalização, obter um açúcar de acordo com as especificações do mercado internacional.

As especificações do AÇÚCAR REFINADO GRANULADO para exportação são:

Tabela 2.1 - Especificações do açúcar refinado

Polarização (°S) (20 C)	Mínimo	99,8
Umidade (%)	Máxima	0,04
Cor ICUMSA (U.I) (M)	Máxima	45
Reflectância (%)	Mínimo	72
Cinzas (%)	Máxima	0,04
Resíduos insolúveis (1-10)	Máxima	4
Pontos Pretos totais (em 100 g)	Máxima	5
Partículas magnetizáveis (mg/kg)	Máxima	2
Sulfito (mg/kg)	Máxima	20

Para conseguir obter este açúcar com bom rendimento na fábrica, ou seja, sem um retorno exagerado de produto no processo de fabricação, devemos ter em conta processos que nos permita ter uma calda clarificada, o mais clara possível. Este processo poderá ser mais simples ou complexo, dependendo do açúcar a dissolver. Os custos e simplicidade de uma boa clarificação são menores na fábrica de açúcar, e aconselha-se entrar na refinaria com um açúcar branco direto, com a menores índices de turbidez e cor quanto possível.

PROCESSO DE CLARIFICAÇÃO - segundo as unidades de cor ICUMSA do açúcar

Tabela 2.2 - Classificação ICUMSA de cor do açúcar

Cor ICUMSA	Afinação	flotação	Carvão	Filtração	resinas trocadoras de ions
menos de 200 opção	Não	Não	Não	Sim	Sim
	Não	Sim	Não	Sim	Não
de 200 a 500 opção	Não	Sim	Não	Sim	Sim
	Não	Sim	Sim	Sim	Não
de 500 a 1000 opção	Não	Sim	Sim	Sim	Sim
	Não	Sim	Sim	Sim	Não
mais de 1000	Sim	Sim	Sim	Sim	Sim

Vemos, na tabela acima, que o processo de resinas trocadoras de ions é aconselhável em todos os casos. É necessário ressaltar que este processo já sofreu grandes transformações nos últimos tempos, já que, no passado, este era muito caro na sua implantação, e que hoje é simples e relativamente de menor custo, pois se consegue resultados ótimos e com baixos consumos de insumos e fácil operação. É possível evitar o processo de clarificação com resinas trocadoras de ions, porém o custo operacional e as perdas de açúcar no processo são maiores, o que deve ser avaliado no momento da criação confecção do projeto.

Não foi colocados o processo de afinação e descoloração com carvão ativado, já que este sistema está sendo eliminando na maioria das refinarias (em decorrência da substituição do antigo açúcar demerara por VHP que possui menos cor e maior polarização).

Em continuação, fazemos uma descrição preliminar dos equipamentos que compõe as linhas de processo da refinaria.

Seção 01 - Dissolução do açúcar

Os equipamentos que compõe a dissolução do açúcar são: um silo para regularizar a alimentação de açúcar no diluidor. Para isto deveremos ter elevador de açúcar e transportador de banda sanitária com balança integradora, para medir a diluição do silo que devera ter, se possível, fundo vibratório; descarregará em uma rosca sem fim que levará o açúcar ao dissolvedor contínuo que deverá ter um sistema de aquecimento indireto, que precisará de uma bomba de pré-circulação, e aquecedor de licor para elevar a temperatura à pelo menos 65 C. Depois de dissolvido, o açúcar deverá ser peneirado e enviado por meio de uma bomba ao tanque de açúcar dissolvido.

Seção 02 - Flotação de licor

O sistema de flotação tem os seguintes componentes:

- Reator estático de linha
- Areador pressurizado
- Calentador de placa
- Flotador de licor
- Flotador de espuma
- Tanque de espuma
- Bomba de espuma
- Bomba de água doce
- Bomba para dosificar ácido Fosfórico tipo mono
- Bomba para dosificar Descolorante tipo mono
- Bomba para dosificar Sacarato tipo mono
- Bomba para dosificar Flocculante
- Bomba para dosificar Flocculante na espuma
- Tanque de preparação de produtos químicos
- Tanque dosificador
- Tanque licor flotado
- Bomba licor para filtros

Seção 03 - Filtração com leito de areia

Este sistema de filtração é possível ser utilizado após o sistema de flotação e é de simples construção e operação, sendo necessário a construção do mesmo, que pode ser em chapa de aço comum ou inoxidável, com as camadas filtrantes adequadas.

Seção 04 - Descoloração por resinas trocadoras de ions

O sistema de descoloração por resinas trocadoras de ions tem os seguintes componentes:

- Tanque de licor filtrado
- Bomba de licor para colunas de intercâmbio
- Coluna de intercâmbio iônico, em aço inoxidável, com fundo falso inferior e superior, provido de crepinas em aço inoxidável. Operação em fluxo ascendente para o licor. Incluem-se as resinas de intercâmbio iônico do tipo aniônico, base forte, estirênica. As colunas operam em dois passos.
- Tanque de licor resinado, em aço inoxidável
- Bomba de licor resinado
- Tanque de dissolução de salmoura
- Tanque de salmoura nova, em aço inoxidável
- Tanque de salmoura recuperada, em aço inoxidável
- Bomba de salmoura para as colunas de intercâmbio iônico
- Tanque de lavagem externa para limpeza de resina, provido de fundo falso com crepinas em aço inoxidável SS-316 e com elementos de filtros Johnson na parte superior, para separar partículas.
- Tanque de diluição de ácido clorídrico
- Tanque de diluição de soda cáustica
- Tanque de armazenagem de ácido clorídrico
- Tanque de armazenagem de soda cáustica.

Esta descrição de equipamentos indica os elementos que compõem o sistema de descoloração com resinas, e que trabalha em forma contínua, devido à coluna de regeneração da resina por meio de salmoura.

Seção 05 - Filtração com pré-capa de terra diatomácea

A filtração com pré-capa de terra diatomácea é efetuada por meio dos chamados auto filtros que no Brasil do tipo Mause ou similar, que contém placas com telas de lona de algodão ou malha fina inoxidável, onde se usa como auxiliar filtrante terra diatomácea, previamente bombeado de um tanque chamado de pré-capa, e uma vez formada, a calda diluída se filtra por volta de 65° Brix.

Seção 06 - Cozimentos, cristalizadores e centrífugas

Os cozedores possuem a função de concentrar o xarope e obter os cristais de açúcar, que serão aumentados em quantidade e tamanho dentro dos cristalizadores e então será fornecido ao processo de centrifugação para a separação dos cristais sólidos.

As centrífugas, no possível, devem ser com cesto de aço inoxidável, adequada para trabalhar com massa cozida de refinaria.

Abaixo encontra-se um equipamento típico para o cozimento.

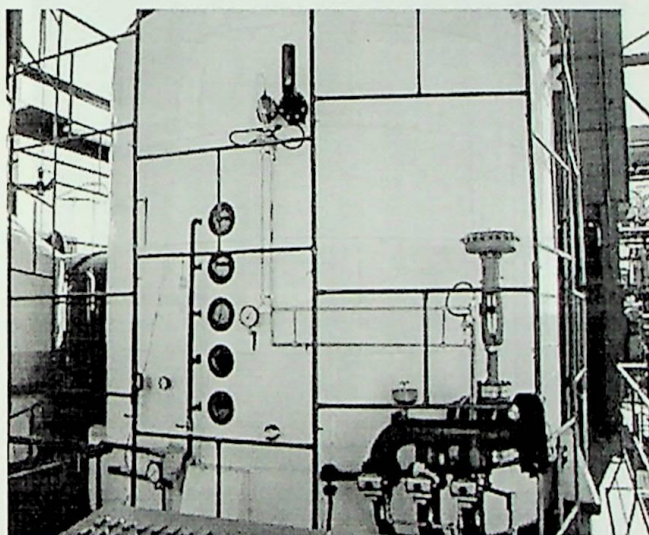


Fig 1.6 – Equipamento de cozimento

Abaixo encontra-se um equipamento típico para a cristalização.

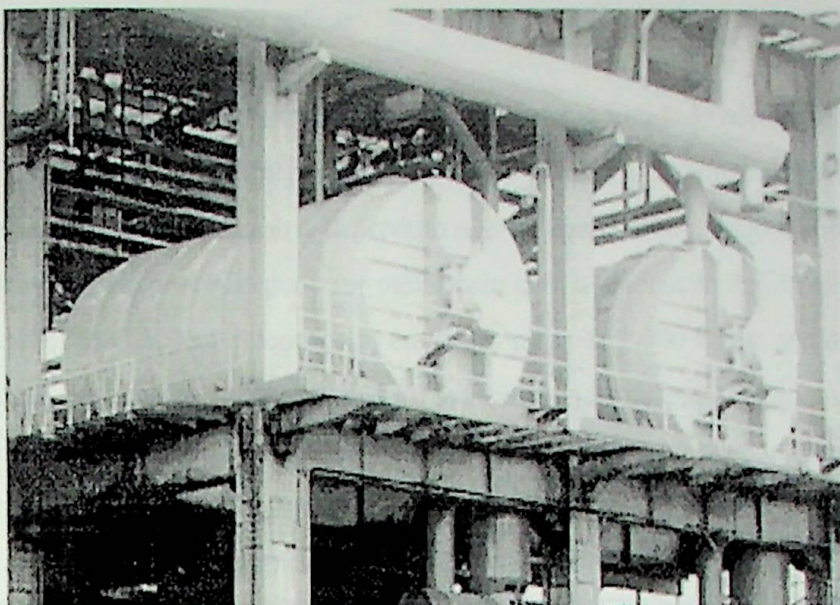


Fig 1.7 – Equipamento de Cristalização

Abaixo encontra-se um equipamento típico para a centrifugação.

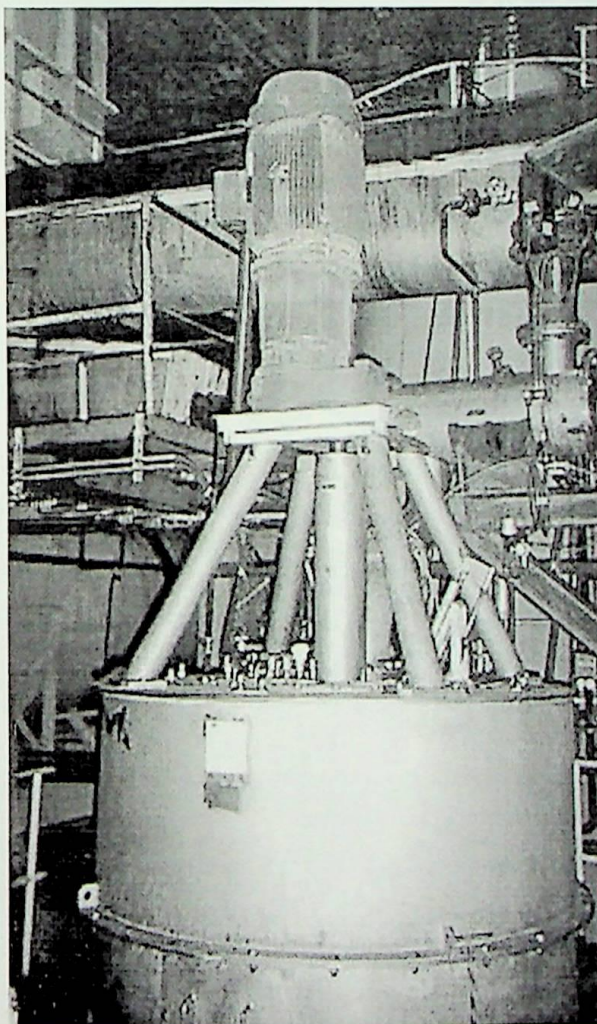


Fig 1.8 – Equipamento de Centrifugação

Seção 07 - Secador e ensacado de açúcar

O secador deve ser dimensionado para conseguir uma umidade não maior que 0,04 %, que é a exigência máxima das especificações deste açúcar, e a temperatura de ensacado deverá ser inferior a 38 C, pois caso este produto não for bem acondicionado, sofre o processo de empedramento. Este processo pode ser melhorado com a colocação de um silo maturador, ou se tem condições, o açúcar é depositado em super sacos de 1.000 kg até seu despacho, que seria quando se ensaca em sacos de 50 kg para sua venda de exportação. A experiência corrente indica que se depositar o açúcar em silos ou super sacos, o açúcar conserva sua boa qualidade por muito tempo sem empedrar.

Abaixo encontra-se um equipamento típico para a secagem de açúcar.

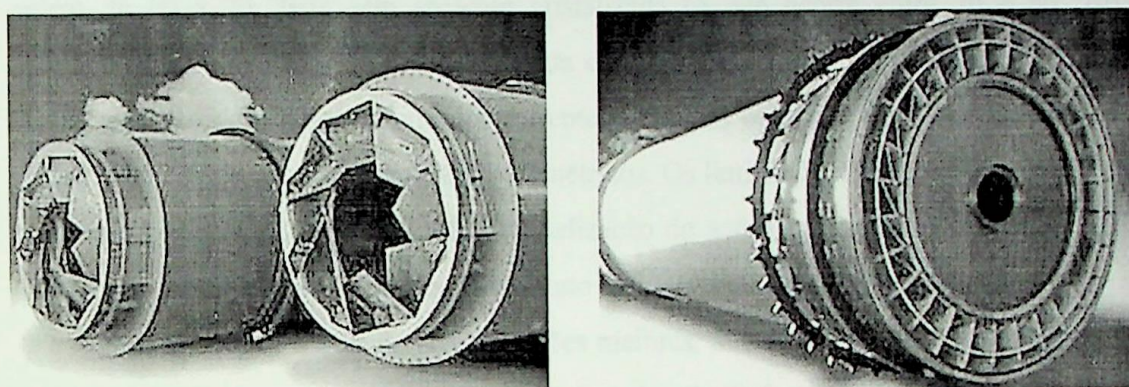


Fig 1.9 – Detalhes de um Equipamento de Secagem

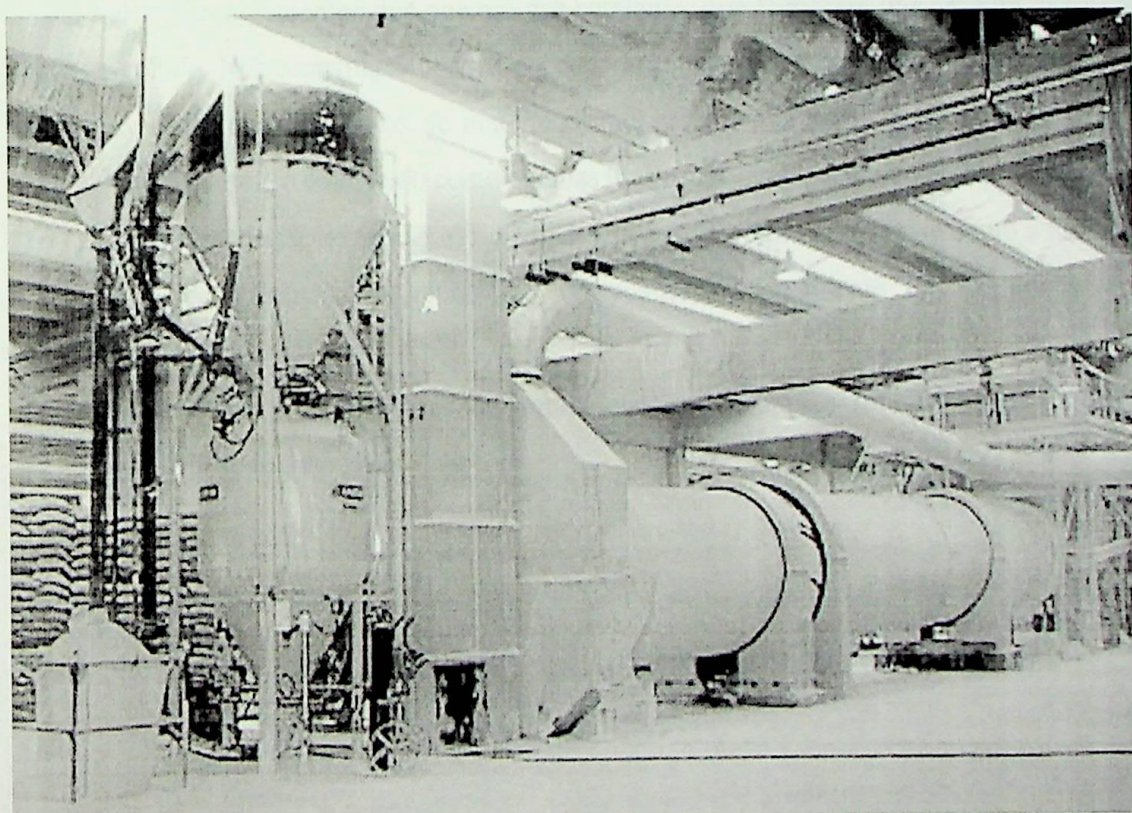


Fig 1.10 – Instalação típica de um Equipamento de Secagem



Capítulo 3 - Equacionamento da Auditoria Energo-Exergética

3.1 Processo de Produção de Açúcar

É realizado em 3 fases principais: a evaporação, o cozimento e a secagem.

Na evaporação, onde os equipamentos utilizados são os EVAPORADORES, objetiva-se a remoção de grande parcela de água do caldo misto proveniente da seção de tratamento do caldo, pois chega aos evaporadores com cerca de 15 °Brix. O resultado final desejado é da ordem de 60 a 70 °Brix sem sacarose cristalizada (o que ocorre entre 70 e 80 °Brix), utilizando para isto vapor de escape extraída das turbinas. No Brasil, o sistema comum de evaporação é o de múltiplo efeito em correntes paralelas operando com pressão abaixo da atmosférica devido aos condensadores barométricos. Os limites de temperatura possíveis para o limite superior é estabelecido pela caramelização do açúcar no caldo misto (entre 120 e 130 °C) e o limite inferior pelo vácuo do ultimo efeito (40/60 °C).

Para conseguir níveis de concentrações maiores, devido à impossibilidade de isto ser realizado em evaporadores comuns, lança-se mão de tachos a vácuo denominados de COZEDORES, equipamentos que operam por bateladas, que fornecem um produto chamado de massa cozida. Nas centrifugas obtêm-se a separação dos sólidos contidos dentro da massa cozida, dividindo em três fluxos de matéria: o mel rico, o mel pobre e o sólido (açúcar e resíduos), este sistema é conhecido como de duas massas. A operação de cozimento é uma das mais críticas na produção de açúcar, do ponto de vista da qualidade final do produto e também do consumo de insumos energéticos, e extremamente dependente da habilidade dos operadores.

O açúcar de primeira é secado geralmente em secadores rotativos com umidade próxima de 0,06 % de base seca.

3.2 Dados Operacionais sobre a Produção de Açúcar

Com relação a fase de evaporação Camargo et al. [01], concluiu que a grande maioria das usinas ($\approx 78,6\%$) apresentam evaporadores de 4 efeitos (sendo alimentados por um evaporador do dobro do tamanho dos outros, denominado de Pré-Evaporador) com os consumos típicos abaixo relacionado na tabela 3.1; observou-se também uma grande diversidade de arranjos no sistema de evaporação. O teor médio de sólidos do caldo na entrada dos sistemas de evaporação é de $14,2^{\circ}\text{Brix}$ (variando entre $13,0^{\circ}\text{Brix}$ a $15,6^{\circ}\text{Brix}$) e na saída com um teor médio de $58,2^{\circ}\text{Brix}$ (variando entre $44,7^{\circ}\text{Brix}$ a $64,0^{\circ}\text{Brix}$).

Tabela 3.1: consumos específicos médios de vapor em função do numero de efeitos na evaporação [1]

Numero de Efeitos	Consumos específicos médios dos Evaporadores $[t_{\text{vapor}}/t_{\text{agua evaporada}}]$
1	0,978
2	0,545
3	0,450
4	0,450

com relação à fonte de vapor para a fase de cozimento e secagem, 29% ainda consomem vapor de escape, o que indica o não aproveitamento total do “vapor vegetal” proveniente da evaporação do caldo misto, segundo Camargo et al. [01],. Também é citado nesta referencia alguns valores típicos, mencionados abaixo:

- Consumo específico de vapor nos cozedores na média de $1,98\ t_{\text{vapor}}/t_{\text{açucar}}$ para concentrar a massa cozida até a média de $92,7^{\circ}\text{Brix}$, onde o máximo encontrado foi 2,93 e o mínimo de 1,05;
- Produção específica de melaço produzido no cozimento na média de $0,72\ t_{\text{melaço}}/t_{\text{açucar}}$ em uma concentração de $82,1^{\circ}\text{Brix}$, onde o máximo encontrado foi 2,6 e o mínimo de 0,11;
- Consumo específico de vapor na secagem do açúcar na média de $0,172\ t_{\text{vapor}}/t_{\text{açucar}}$, onde o máximo encontrado foi 2,93 e o mínimo de 1,05 , isto para secar o açúcar de uma umidade média de 0,72 para $0,071\ \text{kg}_{\text{H}_2\text{O}}/\text{kg}_{\text{açucar úmido}}$;
- Capacidade de evaporação de $1,93\ \text{kg}_{\text{agua evaporada}}/\text{kg}_{\text{vapor}}$

3.3 Itens envolvidos com o diagnóstico energo-exergético e das medidas de efficientização

É comum em qualquer setor industrial, a adoção de índices ou parâmetros do processo produtivo, que direcionam e subsidiam decisões técnicas, mesmo que possam induzir erros de análise. A geração e o uso de insumos energéticos são importância essencial para as indústrias sucro-alcooleira, pois disto depende sua sobrevivência no mercado. O estabelecimento de programas de conservação e de gerenciamento de energia induz o envolvimento de equipes de profissionais, centralização de informações e do detalhamento e acompanhamento do processo produtivo para que se possa estabelecer metas, novos procedimentos e medidas mais eficientes.

O estabelecimento das metas e a organização dos projetos de conservação de energia devem ter análise técnico-econômica detalhada e com várias opções seguida da fase do estabelecimento das prioridades e logo após a implantação das medidas. Deve-se realizar acompanhamento e avaliação destas metas com o uso de relatórios de consumo de energia e busca contínua de melhoria (novos produtos, modificações nos processos, mudanças operações, melhores técnicas de monitoramento de variáveis, técnicas de controle e automação, treinamento de pessoal entre outras).

As economias de energia e possíveis substituições e alterações energéticas são alcançadas após a *Auditoria Energética* do processo produtivo como pré-requisito para o estabelecimento das metas, e isto só é possível após o *Levantamento Energético da instalação* e a *Aplicação dos Balanços de Massa e Energia*. Propõe-se neste trabalho realiza os citados levantamentos e aplicações além da *Análise de Disponibilidade*.

Para se realizar um *Levantamento Energético* de uma instalação deve-se:

- Identificar, qualificar e quantificar os consumos;
- Localizar e quantificar as perdas;
- Distribuir os consumos nos referente(s) produto(s) e/ou setor (es);
- Determinar os consumos específicos por equipamento e/ou operações;
- Estabelecer os parâmetros que servirão de referencia para comparações.

Torna-se importante nesta fase a adoção de alguns procedimentos:

- **Obtenção do fluxograma da instalação:** com o qual identifica-se operações e equipamentos, explicitando as inter-relações das variáveis do processo, podendo-se indicar com clareza os fluxos que atravessam as

diversas fronteiras (equipamentos individuais, pequenos grupos de equipamentos ou até mesmo a fábrica como um todo)

- **Caracterização dos insumos energéticos:** com a pré-definição dos fluxos em cada processo e identificação das fontes de energia utilizadas, podendo-se classificar os insumos em combustíveis, energia elétrica, utilidades (vapor, ar comprimido, água tratada, etc), outras fontes (em geral resíduos ou recuperação de calor de processo: gases de chaminé, água quente da condensação em vários pontos, etc).
- **Coleta de Dados:** para se quantificar os consumos, não devendo ser aleatória nem genérica, observando-se alguns fatores tais como confiabilidade e qualidade das informações, estado e localização da instrumentação, variações na matéria-prima e nas condições do processo. Atenção nesta fase preocupações com sensores e medidores, sua conservação e (re)calibrações, treinamento dos operadores e consequentemente elevação dos custos envolvidos.
- **Unidades de Medida:** para validade e uniformidade recomenda-se o Sistema Internacional (SI).

Ao se realizar um *Balanço de Massa e Energia* nos diversos equipamentos, operação, grupo de equipamentos e unidades de produção, determina-se os fluxos de massa e de energia em cada um dos itens em análise, determinando-se perdas e calculando-se consumos específicos e rendimentos de massa e/ou energéticos que permitem avaliações e acompanhamento do processo produtivo e orientando a priorização dos projetos de eficiência. Devido à complexidade do processo produtivo, da existência de equipamentos que operam sob regime permanente e não-permanente, da possibilidade de variação na alimentação no início do processo e de variações de propriedades da matéria prima inicial, recomenda-se o emprego de metodologias computacionais de simulação e de auditoria no processo para tornar mais confiáveis os resultados encontrados.

Ao se realizar uma *Análise de Disponibilidade Exergética* determina-se a razão entre o “trabalho real” e o “trabalho máximo”.

3.4 Proposição dos volumes de Controle

Setor de evaporação

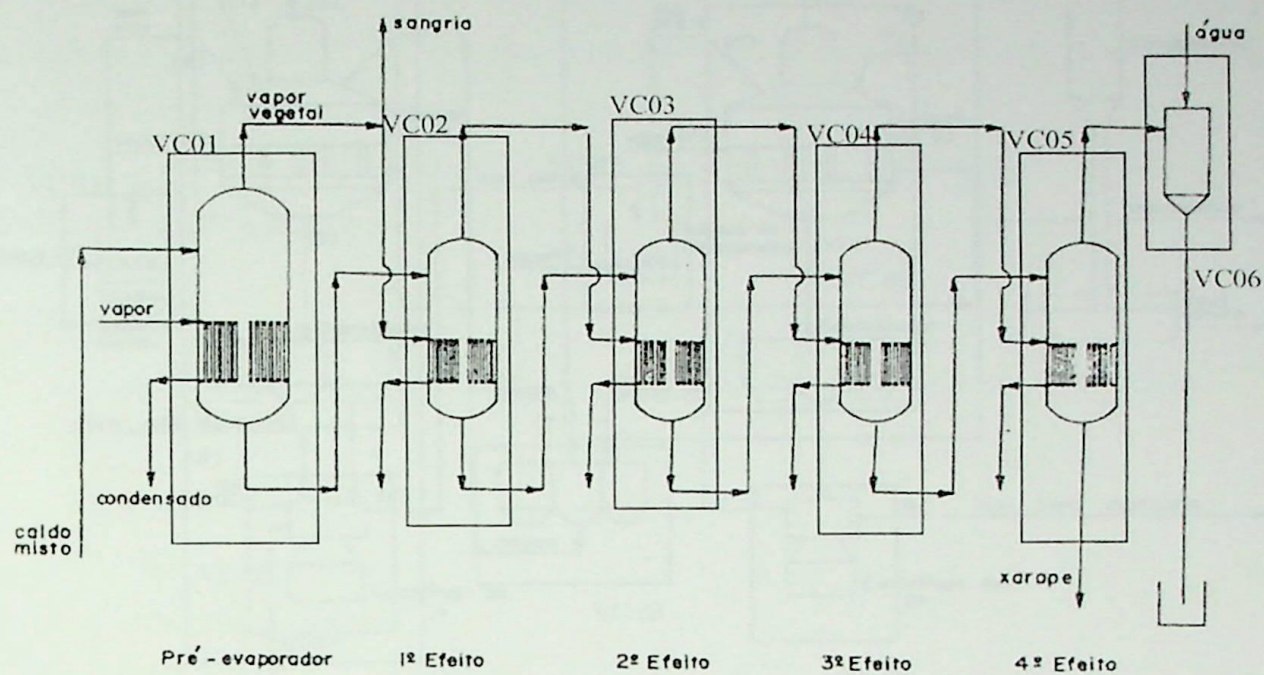


Fig. 3.1 – Setor de Evaporação

VC 01: Pré-evaporador

VC 02: 1º efeito

VC 03: 2º efeito

VC 04: 3º efeito

VC 05: 4º efeito

VC 06: Condensador barométrico

Setor de cozimento e secagem

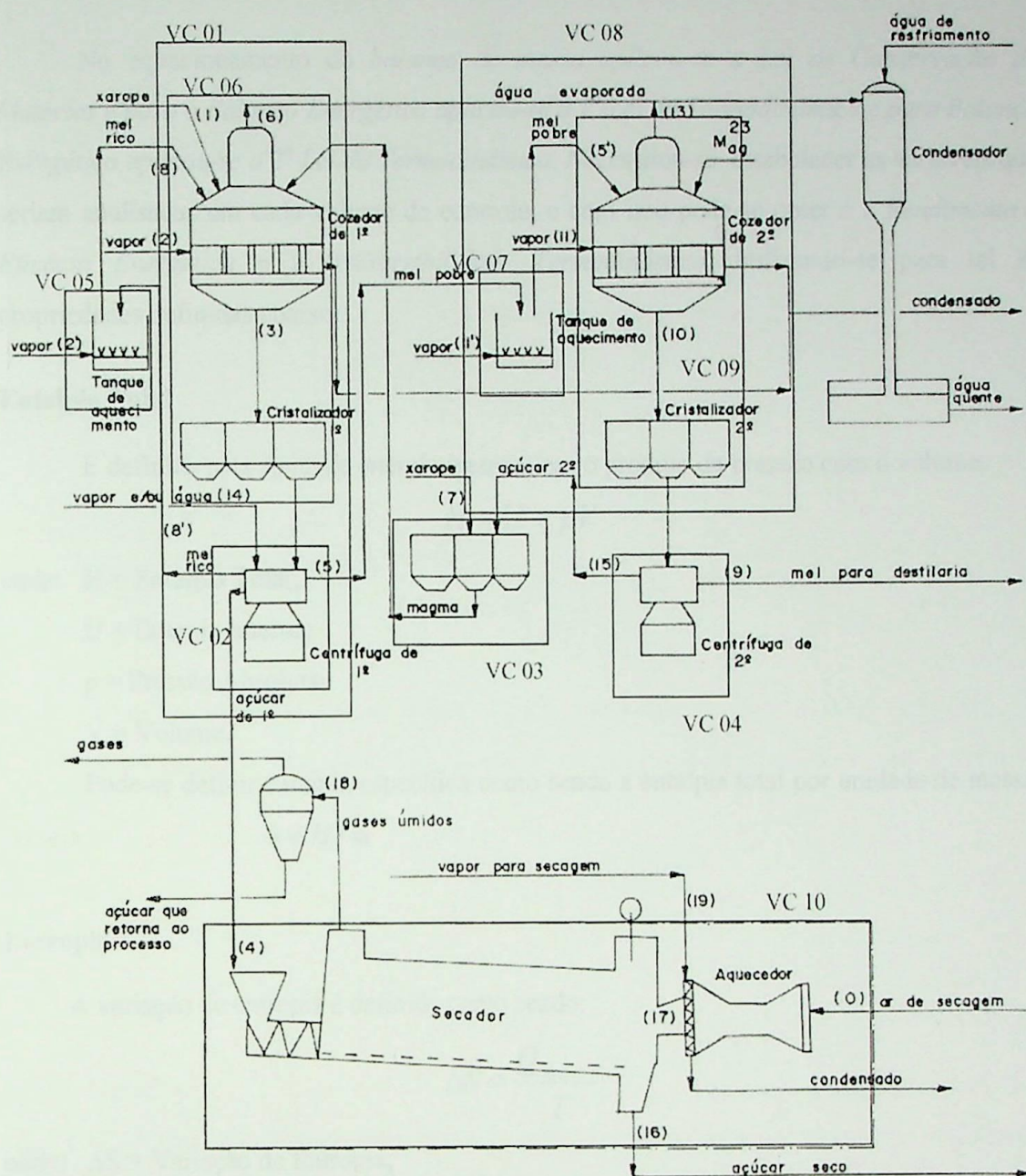


Fig 3.2 – setor de Cozimento e Secagem

- VC 01: cozedor de 1ª + Centrifuga de 1ª
- VC 02: Centrifuga de 1ª
- VC 03: Preparador de Magma
- VC 04: Centrifuga de 2ª
- VC 05: Tanque de Aquecimento de Mel Rico
- VC 06: Cozedor de 1ª
- VC 07: Tanque de Aquecimento de Mel Pobre
- VC 08: Cozedor de 2ª + Tanque de Aquecimento de Mel Pobre
- VC 09: Cozedor de 2ª
- VC 10: Aquecedor de ar + secador de açúcar

3.5 O Balanço de Massa e o Energo-Exergético

No equacionamento do *balanço de massa* aplicou-se a *Lei de Conservação de Matérias* e para o *Balanço Energético* aplicou-se a *1ª Lei da Termodinâmica* e para *Balanço Exergético* aplicou-se a *2ª Lei da Termodinâmica*. Necessitou-se estabelecer as variáveis que seriam analisadas em cada volume de controle, e com isso pode-se obter o *Rendimento e Eficácia Energética* e a *Irreversibilidade Termodinâmica*, utilizando-se para tal as propriedades definidas abaixo.

Entalpia Total

É definida pela soma da energia interna com o produto da pressão com o volume.

$$H = U + pV$$

onde: H = Entalpia Total;

U = Energia Interna;

p = Pressão Absoluta;

V = Volume.

Pode-se definir entalpia específica como sendo a entalpia total por unidade de massa,

ou seja: $h = H / m$

Entropia

A variação de entropia é definida como sendo:

$$\Delta S = \frac{Q_{\text{reversível}}}{T}$$

onde: ΔS = Variação de Entropia;

T = Temperatura;

Q = Troca de Calor.

Coefficiente Estequiométrico

Relação de massa em mols de um reagente em uma mistura ou reação química.

$$C_e = \frac{m * CON}{M}$$

onde: C_e = Coeficiente estequiométrico;

m = Massa total;

CON = Concentração;

M = Massa molar.

Calor Específico

É a diferencial parcial a pressão constante da entalpia em relação à temperatura.

Analicamente teremos:

$$C_p = \left(\frac{\partial h}{\partial T} \right)_{p=cte}$$

A equação descrita abaixo propõe o calor específico em termos da concentração de açúcar ou sacarose e não considera o efeito da temperatura do caldo misto, segundo Hugot[04].

$$C_p = 4.187 * (1 - 0.6 * CON)$$

onde: C_p = Calor Específico;

CON = Concentração.

Vazão Mássica

É a relação da massa que atravessa a fronteira de um volume de controle na unidade de tempo.

$$Q = \dot{m} = \frac{\Delta m}{\Delta t}$$

onde Δm = variação de massa

Δt = variação de tempo

Disponibilidade Energética

É definido como trabalho máximo realizável em um processo entre um estado qualquer e o estado mais estável em relação ao meio, isto é, o trabalho livre de “perdas”. Para um sistema a disponibilidade é :

$$\Delta\Lambda = W_{\max} = -\Delta E + T_0\Delta S - p_0\Delta V = -\Delta(E + T_0S - p_0V) = -\Delta\Phi$$

onde: Λ = disponibilidade

p_0 = pressão do meio

V = volume do volume de controle

$W_{\max}$ = Trabalho máximo;

ΔE = Variação de energia;

ΔS = Variação de entropia;

T_0 = Temperatura do meio (geralmente suposta constante)

Para um volume de controle adiciona-se ao termo $-\Delta\Phi$ o trabalho reversível das correntes entrando e saindo.

$$\Delta\Lambda = -\Delta\Phi + \sum_i h_{0i} T_0 S_i \dot{m}_i$$

onde: h_0 = Entalpia específica total = $h + 1/2C^2 + gZ$

T_0 = temperatura em relação à de referencia

S_i = entropia específica

$\dot{m}_i$ = vazão mássica

Termo energia cinético

Termo energia de posição

Obs: i refere-se à i -ésima corrente ($m \rightarrow +$ massa entrando; $m \rightarrow -$ massa saindo)

Eficácia Energética

A eficácia energética do processo em um de cada volume de controle é definida a partir da 2ª Lei da Termodinâmica. É a razão entre o trabalho máximo saindo do volume de controle e o trabalho máximo entrando no volume de controle.

$$\xi_{\text{equipamento}} = \frac{\Delta\Lambda_{\text{produtos}} + \sum W_s + \sum Q_s \cdot \frac{T_s - T_0}{T_s}}{\Delta\Lambda_{\text{insumos}} + \sum W_e + \sum Q_e \cdot \frac{T_e - T_0}{T_e}}$$

A eficácia de um determinado equipamento é definida como a razão entre o trabalho máximo obtido no processo e o trabalho máximo gasto.

$$\xi = \frac{A_s + \sum W_s + \sum Q_s \cdot \frac{T_s - T_0}{T_s}}{A_e + \sum W_e + \sum Q_e \cdot \frac{T_e - T_0}{T_e}}$$

onde: A ou Λ = disponibilidade

W = potência

Q = calor

ξ = eficiência.

Irreversibilidade

A irreversibilidade é definida como a perda de disponibilidade em um sistema.

$$IRR = A_{\text{entrada}} - A_{\text{saída}} + \sum_j W_j + \sum_k Q_k \cdot \frac{T_k - T_0}{T_k}$$

onde: IRR é a irreversibilidade



Capítulo 4 – Resultados e Discussões

Os dados a serem analisados pela metodologia proposta por esta dissertação será abaixo listada, com origem em Camargo[01] e usará o pacote computacional RACEN para calcular os resultados. A formulação usada para o código computacional e a forma de utilização do pacote pode ser observado no anexo 2.

4.1 – Listagem de variáveis e valores típicos propostos

Tabela 4.1 – Dados para a Seção de Evaporação

Vapor condensante no i-ésimo efeito				
Linha	Variável	Valor	Unidade	Medida ou Dado
Pressão do Vapor condensante na entrada	Pre-evaporador	0,2746	MPa	Medida
	1º efeito	0,1530	MPa	Medida
	2º efeito	0,1255	MPa	Medida
	3º efeito	0,0951	MPa	Medida
	4º efeito	0,0628	MPa	Medida
	condensador	0,0196	MPa	Medida
Temperatura de saturação do Vapor condensante na entrada	Vapor de escape	200,0	C	Dado ^(a)
	Pre-evaporador	130,6	C	Dado ^(a)
	1º efeito	111,8	C	Dado ^(a)
	2º efeito	106,0	C	Dado ^(a)
	3º efeito	98,1	C	Dado ^(a)
	4º efeito	87,0	C	Dado ^(a)
	condensador	59,7	C	Dado ^(a)

Entalpia do Vapor condensante na entrada	Pre-evaporador	2.867	MJ/ton.	Dado ^(a)
	1º efeito	2.694	MJ/ton.	Dado ^(a)
	2º efeito	2.685	MJ/ton.	Dado ^(a)
	3º efeito	2.673	MJ/ton.	Dado ^(a)
	4º efeito	2.655	MJ/ton.	Dado ^(a)
	condensador	2.609	MJ/ton.	Dado ^(a)
Entalpia do condensado na saída	Pre-evaporador	546	MJ/ton.	Dado ^(a)
	1º efeito	468	MJ/ton.	Dado ^(a)
	2º efeito	444	MJ/ton.	Dado ^(a)
	3º efeito	411	MJ/ton.	Dado ^(a)
	4º efeito	364	MJ/ton.	Dado ^(a)
	condensador	250	MJ/ton.	Dado ^(a)
Entalpia de condensação	1º efeito	2.226	MJ/ton.	Dado ^(a)
	2º efeito	2.241	MJ/ton.	Dado ^(a)
	3º efeito	2.262	MJ/ton.	Dado ^(a)
	4º efeito	2.291	MJ/ton.	Dado ^(a)
	condensador	2.359	MJ/ton.	Dado ^(a)
Caldo Tratado				
Vazão mássica do caldo na entrada	Pre-evaporador	240,5	ton./hr	Medida
Temperatura do caldo na entrada	Pre-evaporador	98,0	C	Medida
Concentração do caldo na entrada	Pre-evaporador	0,1400	ton _{solidos} /ton _{solução}	Medida
Concentração do caldo na entrada	1º efeito	0,2624	ton _{solidos} /ton _{solução}	Medida
Concentração do caldo na entrada	Condensador	0,6200	ton _{solidos} /ton _{solução}	Medida
Condensador Barométrico				
Temperatura na entrada	Condensador	55,0	C	Medida
Temperatura na saída	Condensador	35,0	C	Medida
Áreas				
	Pre-evaporador	2.400	m ²	Dado construtivo
	1º efeito	1.600	m ²	Dado construtivo
	2º efeito	1.600	m ²	Dado construtivo
	3º efeito	1.600	m ²	Dado construtivo
	4º efeito	1.600	m ²	Dado construtivo

Condensador Barométrico				
	Pre-evaporador	3,0	m	Dado construtivo
	1º efeito	2,7	m	Dado construtivo
	2º efeito	2,7	m	Dado construtivo
	3º efeito	2,7	m	Dado construtivo
	4º efeito	2,0	m	Dado construtivo

- (a) dados encontrados nas tabelas de vapor saturado. Na metodologia criada houve o cuidado de retirar do grupo de entradas solicitadas os valores de entalpia e entropias, sendo que serão calculadas por um modulo computacional que simulará os valores obtidos pelas tabelas de vapor com entradas de temperatura e titulo ou temperatura e pressão.

Tabela 4.2 – Dados para a Seção de Cozimento e Secagem

Cozimento da massa de primeira					
Linha	Variável		Valor	Unidade	Medida ou Dado
xarope	Concentração de sólidos		0,62	kg _{sólidos} /kg _{solução}	Medida ^(a)
	Temperatura		65,0	C	Medida
	Pureza		0,83	kg _{sacarose} /kg _{solução}	Medida ^(b)
Mel rico que entra no cozedor de 1ª	Concentração de sólidos		0,73	kg _{sólidos} /kg _{solução}	Medida ^(a)
	Temperatura		68,0	C	Medida
	Pureza		0,69	kg _{sacarose} /kg _{solução}	Medida ^(b)
Magma	Massa		16.350	kg _{batelada de 1ª}	Medida
	Concentração de sólidos		0,93	kg _{sólidos} /kg _{solução}	Medida ^(a)
	Temperatura		40,0	C	Medida
	Pureza		0,85	kg _{sacarose} /kg _{solução}	Medida ^(b)
Descarga do Cozedor de 1ª	Massa		52.500	ton.	Medida
	Concentração de sólidos		0,94	kg _{sólidos} /kg _{solução}	Medida ^(a)
	Temperatura		70,0	C	Medida ^(d)
	Pureza		0,81	kg _{sacarose} /kg _{solução}	Medida ^(b)
Água evaporada no cozedor de 1ª	Calor específico da água		4,19	kJ/kg C	Dado
	Temperatura de saturação		54	C	Dado ^(c)
	Temperatura de referencia		0	C	Dado
	Calor específico do vapor		1,88	kJ/kg C	Dado ^(c)
	Entalpia de evaporação		2.375	kJ/kg	Dado ^(c)
Cozedor de 1ª	Massa		25.000	kg	Dado de projeto
	Nº de bateladas/dia		16	-----	Dado
	Temperatura		25	C	Medida
	Calor específico do aço		0,48	kJ/kg C	Dado
	Pressão no cozedor		0,013	MPa	Medida
Vapor “ vegetal” 0,162MPa abs. alimentação do cozedor de 1ª		Entalpia do vapor	2.697	kJ/kg	Dado ^(c)

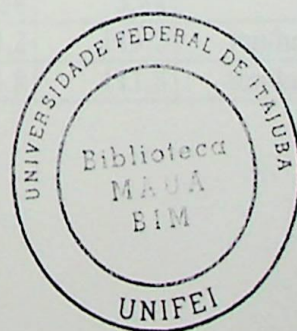
Cozimento da massa de 2^a

Linha	Variável	Valor	Unidade	Medida ou Dado	
Mel pobre alimentação cozedor de 2ª	Temperatura	75,0	C	Medida	
	Pureza	0,65	kg _{sacarose} /kg _{solução}	Medida ^(b)	
Água adicionada no cozedor de 2ª	Massa	7.000	kg _{batelada}	Medida	
	Temperatura	75,0	C	Medida	
	Calor específico	4,19	kJ/kg C	Dado	
Descarga do cozedor de 2ª	Massa	52.500	kg _{batelada}	Medida	
	Concentração de sólidos	0,93	kg _{sólidos} /kg _{solução}	Medida ^(a)	
	Pureza	0,72	kg _{sacarose} /kg _{solução}	Medida ^(b)	
	Temperatura	70,0	C	Medida ^(d)	
Água evaporada no cozedor de 2ª	Entalpia de evaporação	2.375	kJ/kg	Dado ^(c)	
	Calor específico	1,88	kJ/kg C	Dado ^(c)	
	Temperatura de saturação	54,0	C	Dado ^(c)	
Cozedor de 2ª	Massa	25.000	Kg	Dado de projeto	
	Temperatura do início do cozimento	25,0	C	Medida	
	Calor específico do aço	0,48	kJ/kg C	Dado	
Vapor “ vegetal” 0,162MPa abs. alimenta cozedor de 2ª		Entalpia do vapor	2.697	kJ/kg	Dado ^(c)
Centrifugas de 1ª (automática)	Massa		25.650	kg _{batelada de 1ª}	Medida
	Tempo de centrifugação de uma carga		2,8	Min	Medida
	Capacidade de centrifugação da centrifuga		415	kg/operação	Dado de projeto
	Pureza do açúcar de 1ª		0,997	kg _{sacarose} /kg _{solução}	Medida ^(b)
	Nº de centrifugas de 1ª		4	-----	Dado
Mel rico que sai da centrifuga De 1ª	Concentração de sólidos	0,75	kg _{sólidos} /Kg _{solução}	Medida ^(a)	
	Temperatura	35	C	Medida	

Mel pobre que sai da centrifuga de 1ª	Nº de bateladas centrifuga de 1ª / Nº de bateladas centrifuga de 2ª	3	-----	Dado
Açúcar de 2ª	Pureza	0,88	kg _{sacarose} /kg _{solução}	Medida
Misturador de magma				
Xarope para magma	Concentração de sólidos	0,62	kg _{sólidos} /kg _{solução}	Medida ^(a)
	Pureza	0,83	kg _{sacarose} /kg _{solução}	Medida ^(b)
Condensado 0,162 MPa	Entalpia	476	kJ/kg	Dado ^(c)
Centrifuga de 2ª (continua)				
Mel pobre para a destilaria	Concentração de sólidos	0,82	kg _{sólidos} /kg _{solução}	Medida ^(a)
	Pureza	0,51	kg _{sacarose} /kg _{solução}	Medida ^(b)
Secador				
Açúcar de 1ª	Vazão que sai do secador	17.100	kg _{açúcar seco} /hr	Medida
	Temperatura de entrada	35	C	Medida
	Temperatura de saída	38	C	Medida
	Umidade na entrada	0,02	kg _{agua} /kg _{açúcar seco}	Medida
	Umidade na saída	0,001	kg _{agua} /kg _{açúcar seco}	Medida
	Calor específico do açúcar	1,17	kJ/kg C	Dado
	Concentração de sólidos do mel pobre que sai da centrifuga de 1ª	0,82	kg _{sólidos} /kg _{solução}	Medida ^(a)
	Pureza do mel pobre que sai da centrifuga de 1ª	0,81	kg _{sacarose} /kg _{solução}	Medida ^(b)
	Temperatura do mel pobre que sai da centrifuga de 1ª	35	C	Medida
Vapor direto para aquecimento, lavagem e limpeza - 0,274 MPa abs.	Massa de vapor para a limpeza por batelada	Desprezado	kg _{batelada}	Medida
	Entalpia do vapor para a lavagem do mel rico	2.721	kJ/kg	Dado ^(c)
	Entalpia de vapor para o aquecimento do mel rico	2.721	kJ/kg	Dado ^(c)
	Entalpia de vapor para o aquecimento do me pobre	2.721	kJ/kg	Dado ^(c)
	Entalpia de vapor na massa de açúcar de 2ª	2.721	kJ/kg	Dado ^(d)
Ar de secagem	Temp. de bulbo seco na entrada do aquecedor	25	C	Medida
	Temp de bulbo úmido na entrada do aquecedor	23,5	C	Medida
	Temp de bulbo seco na saída do aquecedor	100	C	Medida
	Temp de bulbo úmido na saída do aquecedor	23,5	C	Dado ^(d)
	Temp de bulbo seco na saída do secador	55	C	Medida

Temp de bulbo úmido na saída do secador		38	C	Medida
Umidade na base seca na entrada do aquecedor		0,019	Kg _{água} /kg _{ar seco}	Dado ^(d)
Umidade na base seca que sai do secador		0,036	Kg _{água} /kg _{ar seco}	Dado ^(d)
Calor específico do ar seco		1,005	kJ/kg C	Dado ^(d)
Calor específico da água líquida		4,19	kJ/kg C	Dado
Calor específico do vapor d'água contido no ar		1,88	kJ/kg C	Dado ^(c)
Calor latente de vaporização da água a temperatura de bulbo úmido na entrada do aquecedor		2.443	kJ/kg	Dado ^(d)
Calor latente de vaporização da água a temperatura de bulbo úmido na saída do aquecedor		2.443	kJ/kg	Dado ^(c)
Calor latente de vaporização da água a temperatura de bulbo seco na saída do secador		2.411	kJ/kg	Dado ^(c)
Vapor de escape 0,274 MPa abs.	Entalpia	2.721	kJ/kg	Dado ^(c)
Condensado do Vapor de escape 0,274 MPa abs.	Entalpia	548,9	kJ/kg	Dado ^(c)

- (a) foram medidos em Brix, onde os sólidos são solúveis e convertidos na unidade expressa.
- (b) obtidos da relação Pol/Brix.
- (c) dados encontrados nas tabelas de vapor saturado. Na metodologia criada houve o cuidado de retirar do grupo de entradas solicitadas os valores de entalpia e entropias, sendo que serão calculadas por um modulo computacional que simulará os valores obtidos pelas tabelas de vapor com entradas de temperatura e título ou temperatura e pressão;
- (d) obtidos das cartas psicrométricas a partir de dados de temperatura de bulbo seco e úmido obtidos.



4.2 - Resultados e discussões

Na seção de evaporação, a execução do balanço de massa tem como principais objetivos:

- Calculo do consumo de “vapor vivo”;
- Calculo da vazão e concentração do caldo nos efeitos intermediários que não foram medidos;
- Calculo de rendimento e do consumo global de vapor na evaporação em termos de água evaporada;
- Consumo específico de vapor em termos de xarope;
- Produção específica de xarope;
- Calculo do coeficiente global de transferencia de calor em cada efeito.

Para o balanço global da unidade de evaporação precisa-se das variáveis termodinâmicas de cada ponto do processo, tais como temperaturas, pressões, concentrações, entalpias específicas e entropias específicas para servirem de base para a aplicação da 1ª e 2ª Leis da Termodinâmica sendo os principais objetivos:

- Calculo do rendimento e da eficácia energética de cada processo;
- Calculo da irreversibilidade de cada processo.

Observa-se que na tabela de dados existe uma diferença entre a temperatura do vapor saturado na entrada do Pre-evaporador e o vapor de escape oriundo da extração das turbinas, explicado pelo fato que o vapor de escape deve ser superaquecido para que possa ter toda a perda de carga hidro- térmica na tubulação que conduz o vapor desde a sala das turbinas até a seção de evaporação.

Assim usando a metodologia proposta na formulação do código computacional contido no anexo 3, temos o seguinte quadro de resultados.

Tabela 4.3- Resultados comparativos com Camargo[01] na seção de evaporação

		valores via RACEN	Valores Camargo [01]	unidade
Vazão mássica total de xarope que sai do EME		54,3	54,3	ton/hr
Vazão mássica total do caldo que sai do pré-evaporador		128,7	128,7	ton/hr
Vazão mássica total de água evaporada		186,2	186,2	ton/hr
Elevação do ponto de ebulição do caldo devido a concentração de sólidos no 4º efeito		2,6	2,6	C
Temperatura da solução na saída do 4º efeito		62,2	62,2	C
Elevação do ponto de ebulição do caldo devido a concentração de sólidos na saída pré-evaporador (entrada do 1º efeito)		0,6	0,6	C
Temperatura da solução na saída do pré-evaporador		112,4	112,4	C
Calores específicos	Do caldo na saída do 4º efeito	2,63	2,63	MJ/ton C
	Do caldo na saída do 1º efeito	3,53	3,53	
	Do caldo na entrada do Pre-evaporador	3,84	3,84	
Vazão mássica de vapor condensante no pré-evaporador		113,2	113,2	ton/hr
Vazão de água evaporada no pré-evaporador		111,8	111,8	ton/hr

4º efeito	Vazão mássica na entrada	75,2	75,2	ton/hr
	Concentração do caldo na entrada	0,4477	0,4477	$\frac{ton_{solidos}}{ton_{solução}}$
	Calor específico do caldo na entrada	3,06	3,06	MJ/ton C
	Elevação do ponto de ebulição do caldo devido a concentração de sólidos na entrada	1,4	1,4	C
	Temperatura na entrada	88,4	88,4	C
	Vazão mássica de vapor condensante	18,9	18,9	ton/hr
3º efeito	Vazão mássica na entrada	94,1	94,1	ton/hr
	Concentração do caldo na entrada	0,3578	0,3578	$\frac{ton_{solidos}}{ton_{solução}}$
	Calor específico do caldo na entrada	3,29	3,29	MJ/ton C
	Elevação do ponto de ebulição do caldo devido à concentração de sólidos na entrada	1,0	1,0	C
	Temperatura na entrada	99,1	99,1	C
	Vazão mássica de vapor condensante	17,6	17,6	ton/hr
2º efeito	Vazão mássica na entrada	111,7	111,7	ton/hr
	Concentração do caldo na entrada	0,3014	0,3014	$\frac{ton_{solidos}}{ton_{solução}}$
	Calor específico do caldo na entrada	3,43	3,43	MJ/t C
	Elevação do ponto de ebulição do caldo devido a concentração de sólidos na entrada	0,7	0,7	C
	Temperatura na entrada	106,7	106,7	C
	Vazão mássica de vapor condensante	16,4	16,4	ton/hr
Vazão mássica de vapor na entrada do condensador		20,9	20,9	ton/hr
Vazão mássica de vapor condensante no 1º efeito		15,3	15,3	ton/hr
Vazão mássica de sangria de vapor		96,5	96,5	ton/hr
Vazão de água para o condensador barométrico		479,9	479,9	ton/hr
Elevação média do ponto de ebulição da solução devido à concentração de sólidos	Pre-evaporador	0,4	0,4	C
	1º efeito	0,6	0,6	
	2º efeito	0,8	0,8	
	3º efeito	1,1	1,1	
	4º efeito	1,7	1,7	
Elevação média do ponto de ebulição da solução devido à pressão hidrostática	Pre-evaporador	1,0	1,0	C
	1º efeito	1,1	1,1	
	2º efeito	1,5	1,5	
	3º efeito	2,1	2,1	
	4º efeito	4,1	4,1	
Diferença de temperatura entre o vapor condensante e a solução, nos efeitos	Pre-evaporador	17,4	17,4	C
	1º efeito	4,0	4,0	
	2º efeito	5,6	5,6	
	3º efeito	7,9	7,9	
	4º efeito	21,4	21,4	

Coeficiente global de transferencia de calor nos efeitos	Pre-evaporador	6,298	6,298	MJ/hr.m ² .C
	1º efeito	5,306	5,306	
	2º efeito	4,087	4,087	
	3º efeito	3,165	3,165	
	4º efeito	1,682	1,682	
Rendimento global da evaporação		1,6428	1,6428	$\frac{ton_{aguaevaporada}}{ton_{vapor}}$
Consumo específico de vapor em relação a água evaporada		0,6087	0,6087	$\frac{ton_{vapor}}{ton_{aguaevaporada}}$
Consumo específico de vapor em relação ao xarope		2,0870	2,0870	$\frac{ton_{vapor}}{ton_{xarope}}$
Produção específica de xarope		0,2258	0,2258	$\frac{ton_{xarope}}{ton_{caldo}}$

Tabela 4.4 - Resultado da aplicação da 1ª e 2ª Lei da Termodinâmica

		Eficácia energética [%]	Irreversibilidade [MW]
evaporação	Pre-evaporador	47,38	97,4
	1º efeito	85,24	23,6
	2º efeito	82,62	27,7
	3º efeito	78,40	34,3
	4º efeito	70,73	46,4
	Condensador barométrico	82,23	6,1

No tocante à comparação dos resultados propostos por Camargo [01] e os resultados obtidos pelo pacote computacional RACEN que usa a proposta por esta dissertação pode-se afirmar que os resultados são similares e as diferenças estão nas casas decimais e são explicadas pelo uso de um maior numero de casas decimais no calculo computacional, o que influi nos cálculos subseqüentes.

Com o auxilio destes dados das tabelas 4.3 e 4.4 pode-se identificar os equipamentos menos eficientes, que no caso são os 3º e 4º efeitos, tanto a nível tecnológico quanto operacional. No tocante ao desenvolvimento tecnológico, orienta-se pode-se busque um projeto dedicado a essa troca de calor e não ter um procedimento similar a todos os efeitos . No tocante a operacionalidade, pode-se o simular processo em várias cargas e obter-se o melhor ponto de operação (com entradas de dados das melhores unidades industriais do mercado ou por variação das variáveis do processo dentro das especificações dos fabricantes dos equipamentos), neste intento o pacote RACEN pode ser extremamente útil, pois se pode fazer alterações em quaisquer de suas variáveis e observar o efeito na complexa malha de calculo.

Na seção de cozimento e secagem, a execução do balanço de massa tem como principais objetivos:

- Calculo do consumo específico de “vapor vegetal”;
- Calculo do consumo específico de vapor de escape;
- Calculo do rendimento em açúcar no cozimento;
- Calculo do rendimento em mel no cozimento;
- Calculo da produção específica do cozimento em açúcar;
- Calculo da produção específica do cozimento em mel pobre.

Tabela 4.5 - Resultados comparativos com Camargo[01] da seção de cozimento e secagem

	valores via RACEN	Valores Camargo [01]	unidade
Vazão mássica por batelada de mel pobre que sai da centrífuga de 2ª	65.955	65.955	kgbatelada 2ª
Vapor consumido no aquecimento de mel pobre	2.334	1.659	kgbatelada 2ª
Água evaporada no cozedor de 2ª	22.788	22.115	kgbatelada 2ª
Açúcar de 2ª produzido	28.580	28.580	kgbatelada 2ª
Mel para a destilaria	23.919	23.920	kgbatelada 2ª
Vazão de mel para a destilaria	5.315	5.315	kg/h
Xarope para preparação do magma	8.824	8.824	kgbatelada 1ª
Xarope que alimenta o cozedor de 1ª	47.350	47.350	kgbatelada 1ª
Vazão de xarope para o cozimento	37.450	37.450	kg/h
Mel rico que alimenta o cozedor de 1ª	5.325	5.325	kgbatelada 1ª
Mel rico que sai da centrífuga de 1ª	5.183	5.183	kgbatelada 1ª
Vapor de escape para o aquecimento do mel rico	142	142	kgbatelada 1ª
Vapor de escape ou água adicionada na centrífuga de 1ª	318	318	kgbatelada 1ª
Vazão de açúcar de 1ª para o secador	17.379	17.365	kg/h
Água evaporada no cozedor de 1ª	16.525	16.525	kgbatelada 1ª
Mel pobre que entra no cozedor de 2ª	68.289	67.614	kgbatelada 2ª
Concentração de sólidos do mel pobre que alimenta o cozedor de 2ª	0,792	0,79	$\frac{ton_{sólidos}}{ton_{solução}}$
Vapor “vegetal” consumido no cozedor de 1ª	17.741	17.732	kgbatelada 1ª
Vapor “vegetal” consumido no cozedor de 2ª	23.613	22.840	kgbatelada 2ª
Vapor “vegetal” consumido no cozimento	17.075	16.897	kg/h
Vazão de açúcar que sai no ciclone do secador	279	265	kg/h
Vazão de ar seco no secador	19.424	19.402	kgar seco/h
Vazão de vapor “escape ” consumido no secador	278	702,6	kg/h
Vazão de vapor “escape ” consumido nos cozedores e secador	974	1.378	kg/h
Consumo específico do cozimento em vapor “vegetal”	0,999	0,973	$\frac{kg_{vapor}}{kg_{açucar}}$

Consumo específico do cozimento em vapor “de escape”	0,057	0,041	$\frac{kg_{vapor}}{kg_{açucar}}$
Rendimento do cozimento em açúcar	0,8846	0,4486	$\frac{kg_{sacaroseaçucar}}{kg_{sacarosexarope}}$
Rendimento do cozimento em mel pobre	0,1103	0,1154	$\frac{kg_{sacarosemel}}{kg_{sacarosexarope}}$
Produção específica do cozimento em açúcar	0,4566	0,4566	$\frac{kg_{açucar}}{kg_{xarope}}$
Produção específica do cozimento em mel pobre	0,142	0,3108	$\frac{kg_{melaço}}{kg_{xarope}}$

Tabela 4.6 - Resultado da aplicação da 1ª e 2ª Lei da Termodinâmica seção de cozimento e secagem

	Eficiência energética [%]	Irreversibilidade [MW]
Cozedor de 1ª + preparador de magma + tanque de aquecimento	53,730	130,70
Centrifuga de 1ª	37,550	116,20
Cozedor de 2ª + tanque de aquecimento	88,617	19,28
Centrifuga de 2ª	23,080	115,20
Aquecedor de ar + secador	25,580	1,37

Alguns valores encontrados pelo RACEN e mostrados na tabela 4.5 diferiram de Camargo et Al. [1], na seção de cozimento e secagem, devido a algum erro contido no livro, pois usando os próprios valores indicados pelo livro não se verifica a sequência dos valores das variáveis. É imputada correção dos dados obtida via o RACEN, pois este está referenciado nos volumes de controle e tem seus valores verificados manualmente. Após a comparação de valores entre Camargo [01] e os resultados obtidos via RACEN pôde-se averiguar que o cálculo da variável vapor consumido no aquecimento de mel pobre, que em Camargo [01] possui o valor 1.659 kg/batelada de 2ª está errado e seu valor correto é o que foi encontrado pelo RACEN e que possui o valor de 2.334 kg/batelada e a propagação do erro induz os demais desvios nos valores.

Com o auxílio destes dados mostrados nas tabelas 4.5 e 4.6 pode-se buscar soluções para os equipamentos menos eficientes, que no caso são as centrifugas e o sistema de secagem do açúcar, tanto a nível tecnológico quanto operacional. No tocante ao desenvolvimento tecnológico pode-se buscar um projeto dedicado a essa troca de calor para o sistema de secagem ou o uso de outras fontes de calor no processo, para as centrifugas pode-se buscar o projeto mais eficiente para o uso de centrifugas contínuas em substituição as que operam em bateladas e que consomem maior quantidade de energia. No tocante a operacionalidade, pode-se simular o processo em várias cargas e obter-se o melhor ponto de operação (com entradas de dados das melhores unidades industriais do mercado ou por variação das variáveis do

processo dentro das especificações dos fabricantes dos equipamentos), neste intento o pacote RACEN pode ser extremamente útil, pois se pode fazer alterações em quaisquer de suas variáveis e observar o efeito na complexa malha de cálculo.



Capítulo 5 – Conclusões e proposições para os próximos trabalhos

O objetivo inicial deste trabalho foi alcançado, visto que foi compreendido o sistema produtivo do açúcar, da aplicação da metodologia de cálculo proposta por Camargo et All [01], da metodologia da aplicação da 1ª e 2ª Leis da Termodinâmica ao processo e do desenvolvimento do pacote computacional decorrente desta formulação.

Uma pesquisa de mercado revelou que não existe um produto similar e que o coloca como ferramenta única de aplicação industrial e confiável, visto que se baseia em uma configuração do sistema encontrado em mais de 80% das instalações industriais sucro-alcooleiras do Brasil.

A relevância deste trabalho se enfoca na aplicação das leis da termodinâmica para obter-se uma análise de rendimentos e eficácias do processo produtivo industrial, o que é uma novidade no mercado que contempla somente avaliações dos equipamentos pela obediência às faixas de utilização propostas pelos fabricantes ou consultores.

Outra metodologia que foi proposta por este trabalho é o cálculo das grandezas entalpia e entropia por método computacional que utiliza as grandezas do processo como parâmetros.

Têm-se como sugestões para os trabalhos futuros:

- a colocação no circuito proposto de itens existentes e que foram não observados, tais como tubulações, válvulas, entre outros equipamentos de uso industrial;
- a construção de um banco de dados mais dedicado às indústrias do setor com a utilização do pacote RACEN e buscando mais informações sobre a diversidade de processos dedicados dentro das unidades industriais;
- a especificação de uma instrumentação específica destinada a medição das variáveis utilizadas pelo RACEN.



ANEXO 1- Aspectos da Produção do Açúcar

A1- Comentários Históricos

Texto retirado do artigo BRASIL, A DOCE TERRA [10] - Set/2001

de Fulvio de Barros Pinheiro Machado
engenheiro agrônomo,
gerente de Vendas da Divisão Açúcar e Alcool
da Smar Equipamentos(Sertãozinho)

Óticas radicais e contrapostas em realidade são a expressão da importância que o açúcar tem tido ao longo dos tempos, pois nenhum outro produto de origem agrícola destinado a alimentação foi motivo de tantas glórias e tragédias, disputas e conquistas, mobilizando ao longo de centenas de anos homens e nações em sua cobiça e que veio encontrar seu lugar ideal em um país do Novo Mundo, o Brasil.

A CANA-DE-AÇÚCAR NA ANTIGUIDADE

Foi na Nova Guiné o primeiro contato com uma planta que seria associada intimamente com a essência da doçura, a cana-de-açúcar. De lá foi levada para a Índia, à região do Golfo de Bengala, de onde se tem os mais antigos registros sobre a sua existência.

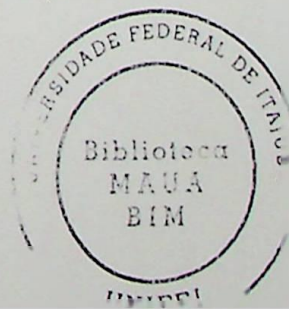
No "Atharvaveda", quarto livro dos Vedas há uma curiosa passagem, onde parecem atribuir à cana-de-açúcar os efeitos de um fetiche de amor: "Esta planta brotou do mel; com mel a arrancamos; nasceu a doçura.....Eu te enlaço com uma grinalda de cana-de-açúcar, para que me não sejas esquivar, para que te enamores de mim, para que não me sejas infiel". No "Mahabharata" consta que os bahikas, povo do Pendjab, usavam uma bebida feita diariamente de água de arroz e caldo de cana, que lotava seus mercados.

A palavra "açúcar", assim como em todos os outros idiomas, é derivado de "shakkar" ou açúcar em sânscrito, antiga língua da Índia

O OCIDENTE DESCOBRE O AÇÚCAR.

Desconhecida no Ocidente, a cana-de-açúcar foi observada por alguns generais de Alexandre, o Grande, em 327 a.C e mais tarde, no séc. XI, durante as Cruzadas. Os árabes em sua trajetória de conquistas introduziram seu cultivo no Egito no séc. X e pelo Mar Mediterrâneo, em Chipre, na Sicília e na Espanha. Credita-se aos egípcios, dedicados que eram à química, o desenvolvimento do processo de clarificação do caldo da cana, pelo uso de cinzas e compostos de origem vegetal e animal e o desenvolvimento dos métodos de cozimento, que resultavam em um açúcar de alta qualidade para a época. As informações e evidências dessas técnicas são quase inexistentes pois a produção de açúcar era um grande segredo. Nessa época o açúcar era consumido exclusivamente por reis e nobres na Europa, que a adquiriam de mercadores venezianos e genoveses que detinham o monopólio de seu comércio, pois mantinham relações comerciais desde a época do Império Romano com o oriente, que era a fonte de abastecimento do açúcar.

Graças à escassez e importância como fonte de energia para o organismo, seu comércio era prerrogativa dos médicos, que forneciam a substância em grãos para a



recuperação ou alívio dos moribundos. Esse era o retrato do açúcar no início do século XIV, onde há registros de comercialização ou troca de açúcar por quantias que hoje seriam equivalentes a cerca de R\$ 200,00 por quilograma. Dessa maneira não era de se estranhar que quantidades de açúcar fossem mencionadas como patrimônio em testamento por reis e nobres e se caracterizasse como presente faustoso em forma de estátuas por ocasião de coroamentos de reis e papas.

O AÇÚCAR NO RENASCIMENTO

A Europa através dos artigos vindos do Oriente, entre eles o açúcar, conhecia uma nova realidade de vida e estava rumando para uma nova fase histórica, o renascimento, com a ascensão do comércio, das artes e da visão humanista. Nesse contexto é que um pequeno reino da Península Ibérica, Portugal, se aventurou aos descobrimentos, motivado pelo lucro do comércio das especiarias.

Nessa época era praticamente impossível transportar mercadorias por via terrestre, pois não haviam estradas nem veículos adequados. Além disso, os senhores feudais cobravam pesados tributos pela passagem por suas terras, quando não incentivavam abertamente o saque de mercadorias. Desta maneira todo o comércio se efetuava por via marítima, em uma rota que se originava no Mediterrâneo, nos limites do domínio árabe e contornava a Europa chegando até ao Porto de Antuérpia e Bruges ao Norte.

Portugal, por sua posição geográfica, era passagem obrigatória para as naus carregadas de mercadorias. Além disso seus reis mantinham bom relacionamento com os comerciantes e financistas, que em outras partes não eram bem vistos, por sua obsessão pelos lucros. Essa preocupação comercial também estimulou a introdução da cana-de-açúcar na Ilha da Madeira, o laboratório do modelo de cultura de cana e de produção de açúcar que mais tarde se expandiria com a descoberta do Novo Mundo, as Américas.

A importância do cultivo de cana na Madeira se acentuou quando em 1453 os árabes tomaram Constantinopla, taxando pesadamente o comércio do açúcar feito pelos venezianos.

A CHEGADA AO BRASIL

Coube a Cristóvão Colombo, navegador genovês e genro de um grande produtor de açúcar na Madeira, a primazia da descoberta da América em 1492, enquanto procurava uma nova rota para as Índias, financiado pela Rainha Isabel da Espanha. Foi ele também que em sua segunda viagem à América (1493) introduziu a cana-de-açúcar na região onde hoje é a República Dominicana. Mas com a descoberta do ouro e prata das civilizações Azteca e Inca pelos espanhóis no início do séc. XVI, o cultivo e a produção de açúcar foram praticamente esquecidos.

Os portugueses, que já se beneficiavam do conhecimento da rota das Índias a leste, se seguiram aos espanhóis no intuito de também se beneficiarem de tão rendosa descoberta e chegaram ao Brasil com Cabral em 1500, no entanto não lograram encontrar metais preciosos, mas tão somente uma exuberante terra, e assim, novamente voltaram sua atenção à Índia e à rentável comercialização de seus artigos e especiarias.

Somente cerca de trinta anos depois, ao verem as novas terras ameaçadas pelas invasões cada vez mais freqüentes de ingleses e franceses na costa brasileira é que os portugueses finalmente decidiram tomar posse efetivamente da terra.

No entanto, isso era demasiadamente oneroso para uma nação tão pequena e com recursos escassos para tal empreitada. Foi assim que se implantou o modelo de ocupação que os portugueses já haviam experimentado com êxito na Ilha da Madeira, a produção de açúcar, que devido ao seu alto valor, geraria recursos para a manutenção da posse da Colônia.

Esse modelo estava baseado em largas extensões de terra, mão de obra escrava e uso extensivo dos recursos naturais existentes, como madeira e água, imprescindíveis para a produção de açúcar com a tecnologia disponível na época.

Oficialmente, foi Martim Affonso de Souza que em 1532 trouxe a primeira muda de cana ao Brasil e iniciou seu cultivo na Capitania de São Vicente. Lá ele próprio construiu o primeiro engenho de açúcar, denominado de "Governador" e depois "São Jorge dos Erasmos". Mas foi efetivamente no Nordeste do Brasil, principalmente nas Capitanias de Pernambuco e da Bahia que os engenhos de açúcar se multiplicaram.

Era o início de uma indústria que encontrou no Brasil, dentre todas as nações que mais tarde também se tornariam produtoras, seu campo mais fértil para uma rápida expansão e perpetuação por quase quinhentos anos sem interrupção.

BRASIL, MONOPÓLIO DO AÇÚCAR

Após um início repleto de dificuldades e tentativas frustradas, a produção de açúcar prosperou e passados menos de cinquenta anos o Brasil já detinha o monopólio mundial da produção, assegurando a Portugal e também aos holandeses que comercializavam o açúcar, uma elevada lucratividade.

A Europa enriquecida pelo ouro e prata oriundos do Novo Mundo demandavam cada vez mais açúcar. As regiões produtoras, que hoje compreendem desde a Bahia até os estados do Nordeste se beneficiaram e cidades como Salvador e Olinda rapidamente prosperaram. Na Europa as refinarias se multiplicavam, como exemplifica o fato das autoridades de Lisboa terem proibido a construção de novas refinarias em 1559, pelo excessivo consumo de lenha e clara de ovos, esta usada como clarificante do caldo, assim como, sangue de boi, ossos e gordura de galinha.

No entanto, um fato em 1578 iria mudar o rumo dos acontecimentos; a inesperada morte de D.Sebastião, Rei de Portugal, na mal sucedida Batalha de Alcazar possibilitou a Felipe II, Rei de Espanha, anexar Portugal. Embora não se preocupasse com as atividades açucareiras no Brasil, Felipe II, católico fervoroso se opunha ferozmente aos holandeses e aos ingleses, protestantes.

As dificuldades de abastecimento aos comerciantes holandeses não tardaram e estes decididos a não perderem os lucros da comercialização do açúcar acabaram por invadir o Brasil em 1630, permanecendo em Pernambuco até 1654, quando foram expulsos. Nesse intervalo Portugal assinou vários acordos secretos com os ingleses para assegurarem a proteção da marinha britânica enquanto travavam uma luta para se libertarem dos espanhóis.

Esses fatos fizeram com que os holandeses dessem início à produção açucareira no Caribe e mais tarde os próprios ingleses e franceses, acabando com o monopólio do açúcar do Brasil.

A descoberta do ouro no final do séc. XVII nas Minas Gerais retira do açúcar o primeiro lugar na geração de riquezas, cuja produção se retrai até o final do séc. XIX. Mesmo assim, considera-se que no período do Brasil Império de (1500-1822) a renda obtida pelo comércio do açúcar tenha atingido quase duas vezes a do ouro e quase cinco vezes a de todos os outros produtos agrícolas juntos, tais como café, algodão, madeiras, etc., perfazendo um total aproximado de 300.000.000 de libras esterlinas.

SÉCULO XVIII, A CONCORRÊNCIA AO BRASIL AUMENTA

A partir do início do séc. XVIII a produção nas ilhas do Caribe e nas Antilhas cresce e o Brasil perde sucessivamente posições em importância na produção mundial. Inglaterra e França disputam em suas colônias os primeiros lugares na produção. A Inglaterra já é uma grande potência naval e domina os mares. Os holandeses perdem pontos estratégicos no comércio de açúcar. O Haiti, colônia francesa no Caribe é o maior produtor mundial.

As treze colônias americanas que mais tarde vão dar origem aos EUA, lutam com dificuldade, apesar de um comércio crescente com as colônias produtoras de açúcar no Caribe e nas Antilhas, fornecendo tecidos, animais e madeira, materiais escassos nas ilhas já devastadas por anos contínuos de exploração desenfreada de seus recursos. Em contrapartida compram melaço, matéria prima para o Rum, que fornecem para a marinha inglesa.

Esse comércio crescente é ignorado pelos ingleses e concorrem para o fortalecimento econômico das colônias americanas e foram fatores decisivos não só para sua posterior independência, como para o surgimento da grande nação da América do Norte. Os ingleses tomam Cuba dos espanhóis em 1760 e em um período inferior a um ano em que ocupam a ilha antes de devolve-la, dobram o número de escravos e tornam Cuba um dos maiores produtores mundiais de açúcar.

Em 1791, uma violenta revolução de escravos no Haiti aniquila completamente sua produção de açúcar e os franceses expulsos vão para a Louisiana, dando início a indústria açucareira norte-americana.

O Brasil não está no centro dos acontecimentos mas continua entre os cinco maiores produtores.

açúcar de beterraba e a revolução industrial, a ameaça à produção do novo mundo

No início do séc. XIX, Napoleão domina a Europa. Seus inimigos, os ingleses, promovem o bloqueio continental em 1806, graças ao seu maior poder naval. Impedido de receber o açúcar de suas colônias ou de outros lugares além mar, Napoleão incentiva a produção de açúcar a partir da beterraba, graças à técnica desenvolvida por Andrés Marggraf, químico prussiano, em 1747.

Assim, finalmente a Europa não dependeria mais da importação de açúcar de cana de outros continentes. Por outro lado, em plena revolução industrial, o uso do motor a vapor acionando as moendas construídas em aço (John Stewart-1770), a evaporação múltiplo-efeito (Norbert Rillieux-1846), o cozedor a vácuo (Charles Howard-1812) e as centrífugas para separação do açúcar (Penzoldt-1837), possibilitaram às novas indústrias tanto de beterraba, como de cana, um novo patamar tecnológico de produção e eficiência, impossível de ser atingido pelos engenhos de açúcar de cana tradicionais, baseados em moendas de madeira movidas por animais ou rodas d'água, tachos de cozimento abertos, aquecidos a fogo direto e purga de méis por gravidade.

Aliado a esses fatores, o fim da escravatura, trágica história de milhões de negros africanos, sepultava definitivamente o modelo de produção vigente por quatro séculos. Enquanto as modernas fábricas se multiplicavam e novas regiões produtoras surgiam, como a África do Sul, Ilhas Maurício e Reunião, Austrália e diversas outras, notadamente em colônias inglesas, francesas ou holandesas, no Brasil os engenhos tradicionais ainda persistiam, ainda que agonizantes. Somente na metade do século XIX é que medidas para reverter essa situação começaram a ser tomadas.

OS ENGENHOS CENTRAIS ANTECEDEM AS USINAS

O imperador do Brasil, D. Pedro II era um entusiasta das novas tecnologias e em 1857 foi elaborado um programa de modernização da produção de açúcar baseado em um novo conceito produtivo. Assim surgiram os Engenhos Centrais, que deveriam somente moer a cana e processar o açúcar, ficando o cultivo de cana exclusivamente por conta dos fornecedores. Nessa época Cuba liderava a produção mundial de açúcar de cana com 25% do total e o açúcar de beterraba produzido no Europa e EUA significava 36% da produção mundial. O Brasil contribuía com apenas 5% de um total de 2.640.000 t de açúcar em 1874.

Foram aprovados 87 Engenhos Centrais e efetivamente implantados 12 projetos. O primeiro deles, Quissamã, localizado na região de Campos, entrou em operação em 1877 e está em atividade até os dias de hoje. Mas a grande maioria não teve a mesma sorte. O desconhecimento operacional dos novos equipamentos, a falta de interesse dos fornecedores, que preferiam produzir aguardente ou mesmo açúcar pelos velhos métodos, além de um custo excessivo representado pela aquisição de lenha para as caldeiras, que muitas vezes era consumida em volume quase que equivalente à da cana moída, contribuíram decisivamente para a derrocada do modelo proposto para os Engenhos Centrais.

Em sua maioria acabaram sendo arrematados pelos próprios fornecedores de equipamentos ou por seus prepostos, como aconteceu com o Engenho Central de Piracicaba, Porto Feliz, Raffard e Lorena, adquiridos pelos próprios franceses que os montaram, surgindo assim logo no início do séc. XX a Cia. Sucrerie que rapidamente se tornou a maior produtora de açúcar de São Paulo.

As novas indústrias assim constituídas também tinham cana própria, tornando-as mais independentes de fornecedores. A essas novas unidades somaram-se outras, de iniciativa privada, tanto no Nordeste, que concentrava o grosso da produção brasileira, como em São Paulo. Essas novas unidades foram denominadas de "usinas de açúcar". Mesmo com as novas usinas em operação, não foi possível fazer frente à expansão do açúcar de beterraba, que por volta de 1900 ultrapassava mais de 50% da produção mundial.

Mas novamente um fato histórico iria alterar esse panorama, a eclosão da I Guerra Mundial em 1914, que provocou a devastação da indústria de açúcar européia, principalmente a do norte da França. Esse fato provocou um aumento do preço do açúcar no mercado mundial e incentivou a construção de novas usinas no Brasil, notadamente em São Paulo, onde muitos fazendeiros de café desejavam diversificar seu perfil de produção.

OS IMIGRANTES E A INDÚSTRIA AÇUCAREIRA PAULISTA

No final do séc. XIX o Brasil vivia a euforia do café, nada menos de 70% da produção mundial estavam concentrados em suas terras. Após a abolição da escravatura o governo brasileiro incentivou a vinda de imigrantes europeus com a finalidade de suprir a mão de obra necessária às fazendas de café, que na época já se concentravam no interior paulista. Esses imigrantes foram com o passar do tempo adquirindo glebas de terra e assim podiam eles próprios desenvolver sua própria atividade agrícola.

Grande parte deles, em sua maioria de origem italiana, optou então pela produção de aguardente a partir da cana-de-açúcar, produto de comércio fácil e de boa rentabilidade. Inúmeros engenhos então se concentraram na região compreendida no quadrilátero formado entre Campinas, Itu, Moji-Guaçu e Piracicaba. Mais ao norte do estado, nas vizinhanças de Ribeirão Preto, novos engenhos também se formaram.

Na virada do século, com terras menos adequadas ao café, Piracicaba, que também já possuía em sua região três dos maiores Engenhos Centrais do estado e usinas de porte como a Ester, a Santa Bárbara e a Monte Alegre, rapidamente se tornou o maior centro produtor de açúcar de São Paulo. A partir da década de 10, impulsionadas pelo crescimento da economia paulista, os engenhos de aguardente foram rapidamente se transformando em usinas de açúcar, dando origem aos grupos produtores mais tradicionais do estado na atualidade.

Foi nessa época, 1910, que Pedro Morganti, juntamente com os irmãos Carbone e outros pequenos refinadores de açúcar formaram a Cia. União dos Refinadores, uma das primeiras refinarias de grande porte do Brasil.

Em 1920, um imigrante italiano com experiência em usinas de açúcar, que originalmente viria trabalhar na Usina Amália, de Francisco Matarazzo, também um dos pioneiros da indústria paulista, acabou indo para a Usina Santa Bárbara. Lá tomou uma iniciativa que se tornaria fundamental para o desenvolvimento da indústria açucareira

brasileira, fundou em Piracicaba uma oficina mecânica que logo depois se transformaria na primeira fábrica de equipamentos para a produção de açúcar no Brasil. Esse pioneiro era Mario Dedini.

O CRESCIMENTO, RISCO DE SUPERPRODUÇÃO E O IAA

Essa expansão da produção também ocorria no Nordeste, concentrada nos Estados de Pernambuco e Alagoas. As usinas nordestinas eram responsáveis por toda a exportação brasileira e ainda complementavam a demanda dos estados do sul, cuja produção ainda não era suficiente para atender o consumo. Modernas usinas como a Central Leão em Alagoas e a Central Barreiros em Pernambuco haviam sido integralmente importadas, juntamente com a infra-estrutura ferroviária e mesmo o material para os edifícios, tudo em regime turn-key.

A produção do Nordeste somada à de Campos no norte fluminense e a rápida expansão das usinas paulistas acenavam para um risco eminente, a superprodução. Foi com o intuito de controlar a produção que surge então o IAA-Instituto do Açúcar e Alcool, criado pelo governo Vargas em 1933.

O mecanismo de controle adotado pelo IAA foi o regime de cotas, onde se atribuía à cada usina brasileira uma determinada quantidade de cana a ser moída, a produção de açúcar e também a de álcool. A aquisição de novos equipamentos ou a modificação dos existentes também tinha de ser autorizado pelo IAA.

Por ocasião da II Guerra Mundial, com o risco representado pelos submarinos alemães à navegação na costa brasileira, as usinas paulistas reivindicaram o aumento da produção para que não houvesse o desabastecimento dos estados do sul.

A solicitação foi aceita e as usinas paulistas nos dez anos subsequentes multiplicaram por quase seis vezes sua produção e no início da década de 50 ultrapassaram a produção do Nordeste, encerrando assim um período de mais de quatrocentos anos de hegemonia produtiva da região que foi o berço para o desenvolvimento da produção açucareira no Brasil.

Foi nesse período que surgiram em São Paulo aquelas que até hoje são as maiores unidades produtoras brasileiras e estão entre as maiores do mundo, como a Usina Da Barra, São Martinho, Iracema, Santa Elisa, Costa Pinto, entre outras.

Esse foi apenas um episódio das disputas sobre o aumento de cotas de produção que marcaram todo o período de existência do Instituto, até sua extinção em 1990.

A2 – Dados estatísticos

Texto retirado do editorial do BNDS [11] - out/1995
de JALDIR FREIRE LIMA

A cana-de-açúcar é uma cultura perene, com um ciclo de produção de 5 a 7 anos. Dela se extrai a sacarose, produto básico para a produção de açúcar e álcool, que se encontra no sumo da planta madura. A cana colhida contém fibra, geralmente celulose (8 a 16%), sacarose (7 a 20%) e água (70 a 75%).

O açúcar também é produzido a partir da beterraba, que cresce em regiões temperadas. A cana cresce em regiões tropicais e subtropicais, sendo responsável por aproximadamente 60% do total da produção mundial e, virtualmente, por todo o comércio internacional de açúcar.

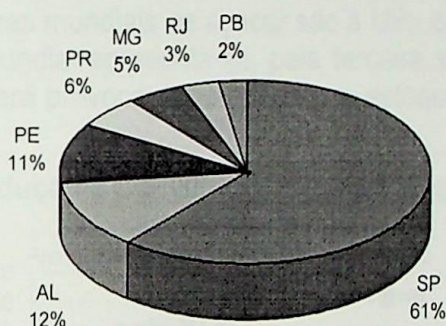
Existem, ainda, os chamados açúcares alternativos, amplamente consumidos nos países desenvolvidos: HFCS, glicose, sacarina, aspartame, dextrose e outros. O HFCS - High Fructose Corn Syrup - o mais consumido, é obtido a partir de carboidratos (milho, arroz, batata, mandioca, etc) e responde por 7,1% do consumo de adoçantes no mundo.

A produção mundial de cana está concentrada nos países em desenvolvimento, especialmente América Latina e Oriente, com mais de 90% da produção, mas é também plantada em larga escala nos EUA, Austrália e Japão.

Em 1990, última estatística mundial disponível, os países em desenvolvimento produziram 968 milhões t. Mais recentemente, o Brasil, o maior produtor, alcançou cerca de 284,5 milhões t, colhidas na safra 93/94 com previsão de 291,6 milhões t para 94/95.

A cana é cultivada em todo o território nacional, mas São Paulo, Alagoas, Pernambuco, Paraná e Minas Gerais lideram a produção. Na última década, enquanto a produção da região Norte-Nordeste decresceu cerca de 37%, a da Centro-Sul cresceu 25%, sem que isto trouxesse alterações significativas a nível nacional.

Produção Nacional de Cana (média 10 anos)



Fonte: SDR/Sindaçúcar/Sonal/Sindálcool/Assucal.

A produtividade média na região Centro-Sul é bem superior à da região Norte-Nordeste, 80t/ha e 55t/ha, respectivamente. Nas regiões de várzeas nordestinas, entretanto, essa produtividade pode chegar a 140 t/ha. Há que se destacar que tão importante quanto a produção de cana por hectare, é o teor de sacarose obtido, que determina o potencial de produção de açúcar por tonelada de cana. No Brasil, esse teor é, em média, 12%, sendo 14% um índice considerado ótimo.

Açúcar

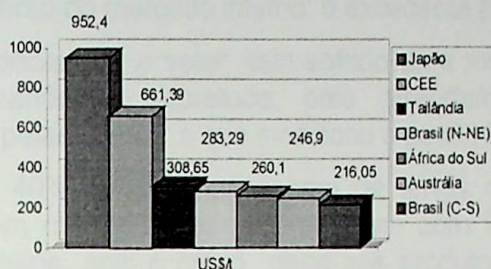
O açúcar pode ser produzido a partir de processamento centrífugo ou não centrífugo. A maioria é produzida pelo método centrífugo, obtendo por cristalização, um açúcar marrom impuro conhecido como açúcar bruto (*raw sugar*).

Esse açúcar pode ser consumido diretamente, mas a maior parte é processada, resultando no açúcar branco não refinado (demerara, cristal, etc.) e no refinado.

A região Centro-Sul domina a fabricação de açúcar cristal e refinado, enquanto o Nordeste produz, em maior proporção, o tipo demerara que é destinado quase que integralmente à exportação. Há que se ressaltar que os custos de produção de açúcar, no Brasil, estão entre os mais baixos do mundo, graças à evolução

tecnológica ocorrida nas lavouras. A região Centro-Sul apresenta o menor custo e a região Norte-Nordeste, o quarto menor.

Custo de Produção do Açúcar Demerara

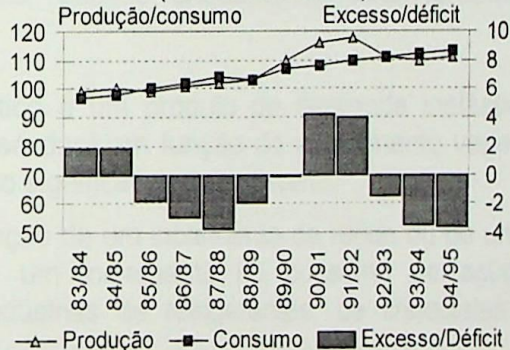


Fonte: Datafile/Sindaçúcar

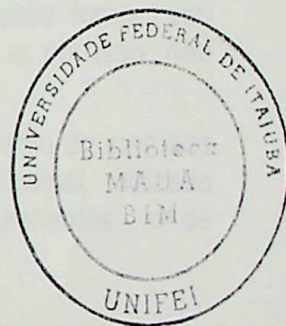
Na safra passada, foram produzidas cerca de 8,46 milhões t de açúcar, na região Centro-Sul (20,2% a mais do que a safra anterior). Na região Nordeste, a produção, em 94/95, foi estimada em torno de 3,12 milhões t, com um crescimento em relação ao ano passado de cerca de 35%, totalizando 11,58 milhões t de produção nacional.

Os maiores produtores mundiais de açúcar são a UE, o Brasil, a Índia, os EUA e a China. A produção mundial apresenta-se, pela terceira safra consecutiva, inferior ao consumo, o que deverá provocar uma queda nos estoques globais e sustentar os preços altos.

Produção e Consumo Mundiais de Açúcar (em milhões de t)



Fonte: Landel Mills Commodities Studies (LMC)



O grau de intervencionismo governamental na indústria açucareira tem sido elevado. Muitos países, geralmente com incentivo do Governo, têm investido para ser auto-suficientes em açúcar: seja para diminuir importações, seja para promover atividades agrícolas capazes de proporcionar grande absorção de mão-de-obra nas regiões em desenvolvimento, ou para proporcionar alternativas econômicas à agricultura altamente diversificada em áreas desenvolvidas. A UE, o Japão, Cuba e os EUA subsidiam fortemente as indústrias deste setor.

Mercado Interno:

Historicamente, a agroindústria canavieira tem sido regulamentada pelo Estado brasileiro, pelo menos desde os anos 30, com a fundação do Instituto do Açúcar e

do Álcool. O IAA centralizava as operações de exportação do açúcar brasileiro, sendo a única instituição autorizada a comprar açúcar no mercado doméstico e a estabelecer contratos de exportação. O Instituto foi extinto em 1989 e desde então existe uma tendência de desregulamentação do setor. Hoje, a única exigência é a de garantia de abastecimento do mercado interno; o excedente pode ser exportado.

Nas três últimas décadas, o setor tem sofrido uma mudança estrutural muito acentuada, caracterizando-se, sobretudo, pelo arrendamento das terras dos fornecedores de cana pelas usinas, o que modificou o perfil histórico de suprimento.

Tradicionalmente, 40% da cana provinham de terras das usinas e 60% dos fornecedores. Hoje, em média, as usinas trabalham com 70% de cana própria e 30% de cana de terceiros, pois o preço pago aos produtores é muito baixo e os pequenos, médios e até mesmo fornecedores de grande porte não tem mais condições de arcar com toda a infra-estrutura.

Tal mudança trouxe vantagens quanto à produtividade e, conseqüentemente, redução de custos.

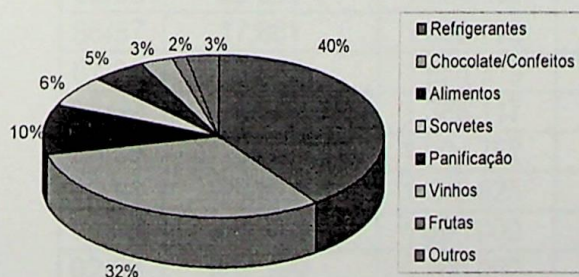
Vale observar que, hoje não há mais a diferença Norte-Nordeste versus Centro-Sul, no que diz respeito à produtividade. A diferença está situada entre os produtores mais modernos, com maior produtividade e os menos modernos e de mais baixa produtividade. Tanto no Norte-Nordeste quanto no Centro-Sul, mesmo em São Paulo, existem os dois grupos.

O consumo nacional de açúcar totaliza 8 milhões t, que resulta num consumo per capita de 48 kg/hab/ano. Em termos de consumo doméstico, destaque-se que as preferências são diferentes entre as regiões. No Centro-Sul consome-se principalmente o açúcar refinado, enquanto no Norte-Nordeste a preferência é pelo cristal.

O açúcar doméstico é um produto de demanda inelástica. Dessa forma, seu incremento somente se dará em função do crescimento vegetativo e, por isso, não se espera um aumento significativo de consumo.

Entretanto, em função de um incremento da renda ou de um aumento do mercado doméstico, espera-se um incremento no consumo de açúcar industrial, utilizado principalmente nas indústrias de refrigerantes, de chocolates, de alimentos e de sorvetes.

Consumo Industrial de Açúcar - Brasil



Fonte: AIAA/Copacesp/Copersucar/Sopral - 1992.

Nos EUA, o HFCS substituiu inteiramente o açúcar na fabricação de bebidas não alcoólicas, enlatados e alimentos processados.

O preço do açúcar no mercado doméstico, corresponde a US\$ 0,72/kg, ficando abaixo dos US\$ 3,05/kg praticados no Japão, dos US\$ 1,62/kg nos EUA e próximo dos US\$ 0,75/kg na Argentina. A cana e o álcool tem preços estabelecidos pelo Governo. O açúcar tem seu preço determinado pelo mercado.

Mercado Externo:

O mercado internacional de açúcar movimenta algo em torno de 30 milhões de t/ano, o que representa 27% da produção mundial. Em países cuja produção é voltada principalmente para o mercado interno, há importantes subsídios, como visto anteriormente. Para o Brasil, o mercado externo tem grande relevância, uma vez que 33% da sua produção é exportada.

Os maiores consumidores mundiais de açúcar são a UE, Índia, Ex-URSS, EUA, China e Brasil. Observe-se que o consumo considera, apenas, o açúcar de cana e de beterraba. Para efeito de ilustração, cabe lembrar que, nos EUA, o consumo de adoçantes alternativos responde por 59,3% do consumo total de adoçantes. Na UE, essa parcela é de 21,7%.

Os EUA, a Ex-URSS e o Japão são os países que mais têm importado açúcar.

Os principais países exportadores, além do Brasil, são a UE, cujo custo de produção é o dobro do produto brasileiro, e a Austrália, segundo colocado em competitividade. A Tailândia, entretanto, tem expandido consideravelmente sua produção em anos recentes, tornando-se um grande exportador no mercado. A Índia, por sua vez, deverá ter uma produção recorde na próxima safra chegando quase aos 14 milhões t de açúcar, com possível geração de excedentes para exportação.

O Brasil é uma das principais forças que influenciam o mercado internacional do açúcar: o maior exportador mundial (12% do volume negociado), se considerarmos os países da UE individualmente. Entre as safras 85/86 e 94/95, as exportações brasileiras cresceram, aproximadamente, 80%. A participação nordestina, que até a safra 90/91 foi superior a 90%, caiu para menos de 40%.

Esse crescimento, apesar da queda de 35%, em volume das exportações do Nordeste, foi consequência da excepcional expansão das exportações do Centro-Sul, que cresceram cerca de 2500% no mesmo período.

Exportações de Açúcar por Região (em t)

Safra	Centro-Sul	N-Ne	Brasil
85/86	89.390	1.834.469	1.923.859
86/87	17.861	1.560.772	1.578.633
87/88	10.878	1.688.315	1.699.193
88/89	98.172	1.366.117	1.464.289
89/90	Nd	1.104.752	Nd
90/91	83.859	1.145.825	1.229.684
91/92	414.456	1.290.000	1.704.456
92/93	882.199	1.200.000	2.082.199
93/94	1.666.826	775.104	2.441.930
94/95*	2.300.000	1.200.000	3.500.000

*Estimativa

Fonte: IAA, Cacex, DTIC e AIAA

O Brasil exporta açúcar demerara, cristal e refinado. O açúcar demerara tem como mercado cativo os EUA e é exportado pelo Nordeste em função da maior proximidade dos portos da região em relação ao mercado importador e dos menores custos de embarque, por ser o açúcar enviado a granel. O açúcar cristal e o refinado são exportados principalmente pelo Centro-Sul.

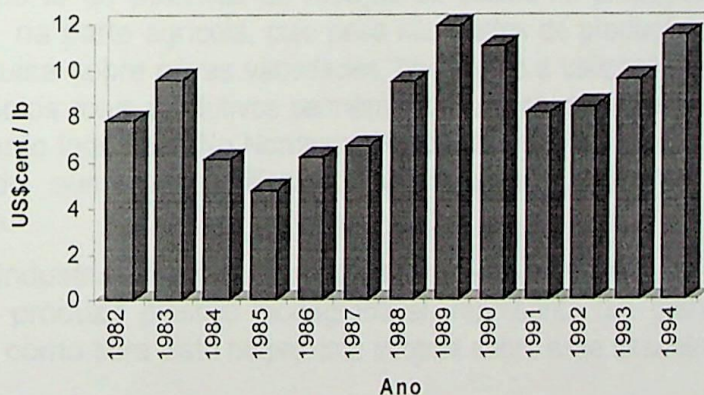
Os principais mercados desses açúcares são África e, ultimamente, Ásia. O Brasil ganhou também, em 1994, o mercado da Rússia para o açúcar cristal, suprimindo as lacunas de Cuba, até então principal fornecedor para o Leste Europeu. Além disso, as perspectivas do mercado podem ser altamente promissoras caso se concretize o desejo da China continental importar de 2 a 3 milhões t de açúcar em 1995. Os chineses parecem convencidos de que o único país capaz de atender às suas necessidades no médio e longo prazos é o Brasil.

A infra-estrutura portuária atual impede um crescimento maior das exportações e acaba por onerar o preço do produto. Com a perspectiva da modernização dos portos, espera-se que, em aproximadamente dois anos, o Brasil se torne ainda mais competitivo.

Os preços do açúcar no mercado mundial seguiram um comportamento cíclico ao longo das últimas décadas, de duração média entre 6 a 8 anos. De modo geral, os preços mostraram crescimento acentuado nos primeiros anos do ciclo, vindo a declinar rapidamente no final.

Na década de 90, a tendência altista se iniciou em 1992 e permanece até hoje, quando os preços estão em torno de US\$ 0,18/libra, em função da escassez de oferta provocada pela queda de produção em países tradicionalmente exportadores, como Cuba. Aliado a isto, temos um aumento do consumo por parte dos países do bloco asiático, em particular a Índia, e por parte dos grandes e já tradicionais importadores mundiais como China, Japão e Rússia. Caso EUA e UE decidam retirar os subsídios ao açúcar, os preços mundiais poderão subir ainda mais.

Preços Externos do Açúcar



Fonte: CEA/FGV.

Essa escassez de oferta pode ser benéfica para os exportadores. O aumento da oferta contudo, deve ser bem administrado, pois se o Brasil colocar mais 1 ou 2 milhões t de açúcar no mercado, o ciclo de alta dos preços externos pode ser interrompido.

Emprego e Meio Ambiente:

Em geral, a mão-de-obra empregada é de baixa qualificação e mal remunerada. Em vista disso, e pela instabilidade da oferta de trabalhadores, a mecanização da colheita vem sendo adotada, especialmente no Centro-Sul.

A mecanização possibilita, ainda, o corte da cana crua, evitando as queimadas, consideradas indesejáveis do ponto de vista ambiental. Por outro lado, embora permita a eliminação de tarefa insalubre, traz também desvantagens resultantes do desemprego gerado.

Ainda no que diz respeito ao meio ambiente, a água de lavagem da cana e a vinhaça, antes considerada poluente, são, hoje, amplamente utilizadas em irrigação e como fertilizante, respectivamente.

Tendências:

Hoje, a produção de cana parece não atender a demanda das usinas produtoras de açúcar e álcool. Em que pese o cenário indefinido com relação ao álcool, o açúcar apresenta boas perspectivas, inclusive no mercado externo.

O mercado interno de açúcar está sendo atendido, mas apresenta especial potencial de crescimento junto ao consumidor industrial que, com o aumento da renda, poderá desenvolver novos produtos que utilizem o açúcar.

Embora sujeito às oscilações comuns aos mercados de *commodities*, o mercado externo de açúcar vem apresentando boas perspectivas, principalmente pela expectativa de grandes aumentos de demanda, como no caso da China. No médio ou longo prazo, no entanto, a tendência é de que as cotações internacionais declinem gradualmente, variando de acordo com o desempenho de cada um dos grandes produtores mundiais.

Grande parte do potencial de redução de custos na produção de açúcar está concentrada na parte agrícola, cujo peso nos custos de produção chega a 60% do total. A pesquisa sobre novas variedades, bem como a utilização de novas técnicas agrícolas e solos mais produtivos permitirão um aumento considerável na produtividade e no rendimento industrial. No Nordeste, como dito anteriormente, o uso das várzeas tem mostrado aumento significativo na produção e melhoria considerável da produtividade.

Na área industrial, o uso dos subprodutos, tais como o bagaço e a palha e até do açúcar para produzir plástico biodegradável, representa um grande potencial de crescimento, como será visto no próximo informe sobre esse assunto.



ANEXO 2 - Formulação usada no código computacional – Produção de Açúcar – Evaporação, Cozimento e Secagem

Evaporação (EME)

Pré-Evaporador

Funções Utilizadas: Entrada.

a) *Coefficiente Estequiométrico.*

- Água. $na2E(M, CON) = M(1 - CON) \frac{1000}{18}$
- Sacarose $ns2E(M, CON) = M * CON * \frac{1000}{342}$

b) *Entalpia.*

- Água. $Ha1E(n, cp, Tb, To) = n * cp * (Tb - To)$
- Sacarose.
 $Hs2E(n, cp, Tb, To, POL, PCS, M) = n * cp * (Tb - To) + POL * PCS * M$
- Água Adicionada e Resfriamento $HaR(cp, Tb, To) = cp * (Tb - To) * \frac{1000}{18}$

c) *Entropia.*

- Caldo = Água + Sacarose. $SnE(cp, Tb, To, R, n, k) = \left(cp * \ln\left(\frac{Tb}{To}\right) - R * \ln\left(\frac{n}{k}\right) \right) * n$
- Água. $Sar(cp, Tb, To) = \frac{1000}{18} cp * \ln\left(\frac{Tb}{To}\right)$

Funções Utilizadas : Saída.*Coeficiente Estequiométrico.*

- Água. $na2F(M, TEO) = M(1 - TEO) \frac{1000}{18}$

OBS: Tanto na entrada como na saída, para se calcular o valor de entalpias e entropias do vapor e de condensados, usou um simulador das tabelas termodinâmicas de vapor, cujas grandezas recoráveis são temperatura X título ou pressão X título. Assim:

Entalpia. $H_{aeGV} = H(\text{Pressão})$

Entropia. $S_{aeGV} = S(\text{Pressão})$

Calor Específico.

$$CAEdeEV_{PE} = 4,187(1 - 0,6CONdeEV_{PE})$$

Ponto de Ebulição: Elevação do Ponto de Ebulição (EPE) do caldo devido à concentração de sólidos na saída do Pré-Evaporador (entrada do primeiro efeito).

$$EPEdeEV_1 = \frac{CONdeEV_1 * (0,3 - CONdeEV_1) * [0,22 + 0,0078(TEMveEV_1 - 273,15)]}{0,355(1,036 - CONdeEV_1)}$$

Vazão Mássica.

$$MPTdeEV_1 = \frac{(MPTdeEV_{PE} CONdeEV_{PE})}{CONdeEV_1}$$

$$MPTveEV_{PE} = \frac{[MPTdeEV_{PE} [HveEV_1 - CAEdeEV_{PE} (TEMdeEV_{PE} - 273,15)]]}{(HveEV_{PE} - HcsEV_{PE})} +$$

$$- \frac{[MPTdeEV_1 [HveEV_1 - CAEdeEV_1 (TEMdeEV_1 - 273,15)]]}{(HveEV_{PE} - HcsEV_{PE})}$$

Existe um parâmetro F_{perdas} que corrige as perdas de calor dos corpos de evaporação para o ambiente, através de mecanismos de convecção, podendo ser definido por:

$$F_{\text{perdas}} = 1 - \frac{\text{perdas de calor para o ambiente}}{\text{energia disponível pela condensação do vapor}}$$

Para corpos de evaporação e linhas de vapor e linhas bem isoladas, pode-se adotar $F_{\text{perdas}} = 0,98$ (segundo Hugot [04]); mas nos cálculos foi adotado F_{perdas} igual a um, o que explica sua não existência na equação do $\text{MPTveEV}_{\text{PE}}$ na qual apareceria multiplicando o denominador.

Entrada

Caldo tratado.

a) Coeficiente estequiométrico.

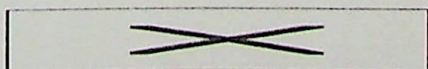
- Água no caldo. $\text{nneEV}_{\text{PE}} = \text{na2E}(\text{MPTdeEV}_{\text{PE}}, \text{CONdeEV}_{\text{PE}})$
- Sacarose. $\text{nkeEV}_{\text{PE}} = \text{ns2E}(\text{MPTdeEV}_{\text{PE}}, \text{CONdeEV}_{\text{PE}})$
- Total. $\text{keEV}_{\text{PE}} = \text{nneEV}_{\text{PE}} + \text{nkeEV}_{\text{PE}}$

b) Entalpia.

- Água no Caldo. $\text{HneEV}_{\text{PE}} := \text{Ha1E}(\text{nneEV}_{\text{PE}}, \text{CAEaeEV}, \text{TEMdeEV}_{\text{PE}}, \text{To})$
- Sacarose.
 $\text{HkeEV}_{\text{PE}} := \text{Hs2E}(\text{nkeEV}_{\text{PE}}, \text{CAEkeEV}, \text{TEMdeEV}_{\text{PE}}, \text{To}, \text{CONdeEV}_{\text{PE}}, \text{PCSkeEV}, \text{MPTdeEV}_{\text{PE}})$
- Total. $\text{HdeEV}_{\text{PE}} := \text{HneEV}_{\text{PE}} + \text{HkeEV}_{\text{PE}}$

c) Entropia.

- Água do caldo.
 $\text{SneEV}_{\text{PE}} := \text{SnE}(\text{CAEaeEV}, \text{TEMdeEV}_{\text{PE}}, \text{To}, \text{R}, \text{nneEV}_{\text{PE}}, \text{keEV}_{\text{PE}})$
- Sacarose. $\text{SkeEV}_{\text{PE}} = \text{SnE}(\text{CAEkeEV}, \text{TEMdeEV}_{\text{PE}}, \text{To}, \text{R}, \text{nkeEV}_{\text{PE}}, \text{keEV}_{\text{PE}})$



$$\text{TOTAL: } \text{SeEV}_{\text{PE}} = \text{SneEV}_{\text{PE}} + \text{SkeEV}_{\text{PE}}$$

$$\text{SdeEV}_{\text{PE}} = (\text{SeEV}_{\text{PE}}) \cdot \text{To}$$

- Total

Saída. Caldo Tratado.

a) Coeficiente Estequiométrico.

- Água no Caldo. $nnsEV_{PE} := na2E(MPTdeEV_1, CONdeEV_{PE})$
- Sacarose. $nksEV_{PE} := ns2E(MPTdeEV_1, CONdeEV_{PE})$
- Total. $ksEV_{PE} := nnsEV_{PE} + nksEV_{PE}$

b) Entalpia.

- Água no Caldo $HnsEV_{PE} := HalE(nnsEV_{PE}, CAEaeEV, TEMdeEV_1, To)$
- Sacarose.
 $HksEV_{PE} := Hs2E(nksEV_{PE}, CAEkeEV, TEMdeEV_1, To, CONdeEV_{PE}, PCSkeEV, MPTdeEV_1)$
- Total. $HdsEV_{PE} := HnsEV_{PE} + HksEV_{PE}$

c) Entropia.

- Água do Caldo $SnsEV_{PE} := SnE(CAEaeEV, TEMdeEV_1, To, R, nnsEV_{PE}, ksEV_{PE})$
- Sacarose. $SksEV_{PE} := SnE(CAEkeEV, TEMdeEV_1, To, R, nksEV_{PE}, ksEV_{PE})$
- Total. $SsEV_{PE} := SnsEV_{PE} + SksEV_{PE}$

Disponibilidade energética de entrada.

- Caldo Tratado. $AdeEV_{PE} := HdeEV_{PE} - SdeEV_{PE}$
- Vapor. $AveEV_{PE} := MPTveEV_{PE} (HveEV_{PE} - SveEV_{PE} \cdot To)$
- Total $AeEV_{PE} := AdeEV_{PE} + AveEV_{PE}$

Disponibilidade energética de saída.

$$\Rightarrow \text{Caldo Tratado. } \text{AdsEV}_{\text{PE}} := \text{HdsEV}_{\text{PE}} - \text{SdsEV}_{\text{PE}} = (\text{SdsEV}_{\text{PE}}) \cdot T_0$$

$$\Rightarrow \text{Condensado. } \text{AcsEV}_{\text{PE}} := \text{MPTveEV}_{\text{PE}} (\text{HcsEV}_{\text{PE}} - \text{ScsEV}_{\text{PE}} T_0)$$

$$\Rightarrow \text{Total. } \text{AsEV}_{\text{PE}} := \text{AdsEV}_{\text{PE}} + \text{AcsEV}_{\text{PE}}$$

$$\text{Eficiência. } \text{EFIsEV}_{\text{PE}} := \frac{\text{AsEV}_{\text{PE}}}{\text{AeEV}_{\text{PE}}}$$

$$\text{Irreversibilidade. } \text{IRRsEV}_{\text{PE}} := \text{AeEV}_{\text{PE}} - \text{AsEV}_{\text{PE}}$$

Os demais volumes de controles, ou seja, 1º Efeito; 2º Efeito; 3º Efeito; 4º Efeito e o Condensador seguem análogos ao pré-evaporador.

Alguns parâmetros de controle e/ou estimativas de rendimentos do processo devem ser calculados para que se possa obter um objeto de comparação global com outras instalações industriais e/ou avaliação e acompanhamento da evolução do processo da própria indústria (abaixo cita-se alguns deles).

$$\text{Rendimento global da evaporação. } \text{RENSEV} := \frac{\text{MPTpsEV}}{\text{MPTveEV}_{\text{PE}}}$$

$$\text{Consumo Específico de vapor. } \text{COEvsEV} := \frac{\text{MPTveEV}_{\text{PE}}}{\text{MPTpsEV}}$$

$$\text{Consumo específico de vapor em termos de xarope. } \text{COExsEV} := \frac{\text{MPTveEV}_{\text{PE}}}{\text{MPTdsEV}_4}$$

$$\text{Produção específica de xarope } \text{PESxsEV} := \frac{\text{MPTdsEV}_4}{\text{MPTdeEV}_{\text{PE}}}$$

Cozimento e Secagem do Açúcar (CS)

Funções Utilizadas: Entrada.

Coeficiente Estequiométrico.

- Água. $na2E(M, CON) = M(1 - CON) \frac{1000}{18}$
- Ar. $nsE(M, CON) = M * CON * \frac{1000}{28,97}$

Entalpia.

- Ar Seco $HaR(cp, Tb, To) = cp * (Tb - To) * \frac{1000}{28,97}$

Entropia.

- Caldo = Água + Sacarose. $SnE(cp, Tb, To, R, n, k) = \left(cp * \ln\left(\frac{Tb}{To}\right) - R * \ln\left(\frac{n}{k}\right) \right) * n$
- Água. $Sar(cp, Tb, To) = \frac{1000}{18} cp * \ln\left(\frac{Tb}{To}\right)$

Para calcular os valores que envolvem vapor e condensados utiliza-se um procedimento computacional que simula as tabelas e vapor e as cartas psicrométricas, onde referencia-se a Temperatura e o Título e são calculados os respectivos valores para *Entalpia* e *Entropia*.

- *Entalpia* $HaeGV = H(\text{Pressão})$
- *Entropia*. $SaeGV = S(\text{Pressão})$

Cozedor de 1º

Calor Específico.

- $CAExeCS_{Coz1} := 4.19 \left(1 - 0.6 \text{CONxeCS}_{Coz1}\right) \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$
- $CAEheCS_{Coz1} := 4.19 \left(1 - 0.7 \text{CONheCS}_{Coz1}\right) \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$
- $CAEreCS_{Coz1} := 4.19 \left(1 - 0.6 \text{CONreCS}_{Coz1}\right) \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$
- $CAEbsCS_{Coz1} := 4.19 \left(1 - 0.7 \text{CONbsCS}_{Coz1}\right) \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$

Outras Entalpias.

- $HpsCS_{Coz1} := CAEnCS(Ts - To) + HpsCS + CAEvCS(TEMbsCS_{Coz1} - Ts)$

Massa.

$$MASxheCS_{Coz1} := \frac{\left[MASheCS_{Coz1} \cdot CONheCS_{Coz1} \cdot PURheCS_{Coz1} - \left(MASjsCS_{Cen2} \cdot \frac{PURjsCS_{Cen2}}{NPSeCS_{Cen2}} \right) \right]}{PURxheCS_{Coz1} \cdot CONxheCS_{Coz1}}$$

$$MASxeCS_{Coz1} = \frac{(MASjeCS_{As} \cdot PURjeCS_{As}) + \left(MASmsCS_{Cen1} \cdot CONmsCS_{Cen1} \cdot \frac{PURmsCS_{Cen1}}{MPSeCS_{Cen1}} \right)}{PURxeCS_{Coz1} \cdot CONxeCS_{Coz1}} +$$

$$- \frac{(MASheCS_{Coz1} \cdot CONheCS_{Coz1} \cdot PURheCS_{Coz1})}{PURxeCS_{Coz1} \cdot CONxeCS_{Coz1}}$$

$$\begin{aligned}
 MASreCS_{Coz1} = & \frac{(MASbsCS_{Coz1} \cdot CONbsCS_{Coz1} \cdot PURbsCS_{Coz1})}{PURreCS_{Coz1} \cdot CONreCS_{Coz1}} + \\
 & - \frac{(MASxeCS_{Coz1} \cdot CONxeCS_{Coz1} \cdot PURxeCS_{Coz1})}{PURreCS_{Coz1} \cdot CONreCS_{Coz1}} + \\
 & - \frac{MASheCS_{Coz1} \cdot CONheCS_{Coz1} \cdot PURheCS_{Coz1}}{PURreCS_{Coz1} \cdot CONreCS_{Coz1}}
 \end{aligned}$$

$$MASveCS_{Coz1} := MASreCS_{Coz1} - MASrsCS_{Cen1}$$

$$MASpsCS_{Coz1} := MASxeCS_{Coz1} + MASreCS_{Coz1} + MASheCS_{Coz1} - MASbsCS_{Coz1}$$

$$MASgeCS_{Coz1} := \frac{(CTCtbsCS_{Coz1} - CTCbsCS_{Coz1} + MASpsCS_{Coz1} \cdot HpsCS_{Coz1})}{HgeCS_{Coz1} - HcsCS_{Coz1}}$$

Vazão Mássica.

$$MPTxeCS_{Coz1} = MPTmsCS_{Coz1} \frac{(MASxeCS_{Coz1} + MASheCS_{Coz1})}{86400}$$

$$MPTreCS_{Coz1} := NUDeCS_{Coz1} \frac{(MASreCS_{Coz1})}{86400 \text{sec}}$$

$$MPTbsCS_{Coz1} := NUDeCS_{Coz1} \frac{(MASbeCS_{Cen1})}{86400 \text{sec}}$$

Coefficiente Global de Transferência de Calor.

$$CTCbsCS_{Coz1} := MASbsCS_{Coz1} \cdot CAEbsCS_{Coz1} \cdot (TEMbsCS_{Coz1} - T_o)$$

*Balanço energo-exergético**Entrada.**Xarope.**Coefficiente Estequiométrico.*

- Água no Xarope. $nnxeCS_{Coz1} := na2E(MPTxeCS_{Coz1}, CONxeCS_{Coz1})$
- Sacarose. $nkxeCS_{Coz1} := ns2E(MPTxeCS_{Coz1}, CONxeCS_{Coz1})$
- Total. $kxeCS_{Coz1} := nnxeCS_{Coz1} + nkxeCS_{Coz1}$

Entropia.

- Água no Xarope. $SneCS_{Coz1} := SnE(CAEaeEV, TEMxeCS_{Coz1}, To, R, nnxeCS_{Coz1}, kxeCS_{Coz1})$
- Sacarose. $SkeCS_{Coz1} := SnE(CAEkeEV, TEMxeCS_{Coz1}, To, R, nkxeCS_{Coz1}, kxeCS_{Coz1})$
- Total. $SxeCS_{Coz1} := SneCS_{Coz1} + SkeCS_{Coz1}$

Entalpia.

- Água no Caldo. $HneCS_{Coz1} := Ha1E(nnxeCS_{Coz1}, CAEaeEV, TEMxeCS_{Coz1}, To)$
- Sacarose
 $HkeCS_{Coz1} := Hs2E(nkxeCS_{Coz1}, CAEkeEV, TEMxeCS_{Coz1}, To, CONxeCS_{Coz1}, PCSkeEV, MPTxeCS_{Coz1})$
- Total $HxeCS_{Coz1} := HneCS_{Coz1} + HkeCS_{Coz1}$

*Magma.**Coefficiente Estequiométrico.*

- Água no Magma. $nnheCS_{Coz1} := na2E(MPTxeCS_{Coz1}, CONheCS_{Coz1})$
- Sacarose. $nkheCS_{Coz1} := ns2E(MPTxeCS_{Coz1}, CONheCS_{Coz1})$
- Total. $kheCS_{Coz1} := nnheCS_{Coz1} + nkheCS_{Coz1}$

Entropia.

- Água no Magma. $\text{SnheCS}_{\text{CozI}} := \text{SnE}(\text{CAEaeEV}, \text{TEMheCS}_{\text{CozI}}, \text{To}, \text{R}, \text{nnheCS}_{\text{CozI}}, \text{kheCS}_{\text{CozI}})$
- Sacarose. $\text{SkheCS}_{\text{CozI}} := \text{SnE}(\text{CAEkeEV}, \text{TEMheCS}_{\text{CozI}}, \text{To}, \text{R}, \text{nkheCS}_{\text{CozI}}, \text{kheCS}_{\text{CozI}})$
- Total. $\text{SheCS}_{\text{CozI}} := \text{SnheCS}_{\text{CozI}} + \text{SkheCS}_{\text{CozI}}$

Entalpia

- Água no Caldo. $\text{HnheCS}_{\text{CozI}} := \text{HaIE}(\text{nnheCS}_{\text{CozI}}, \text{CAEaeEV}, \text{TEMheCS}_{\text{CozI}}, \text{To})$
- Sacarose.

$$\text{HkheCS}_{\text{CozI}} := \text{Hs2E}(\text{nkheCS}_{\text{CozI}}, \text{CAEkeEV}, \text{TEMheCS}_{\text{CozI}}, \text{To}, \text{CONheCS}_{\text{CozI}}, \text{PCSkeEV}, \text{MPTxeCS}_{\text{CozI}})$$

- Total $\text{HheCS}_{\text{CozI}} := \text{HnheCS}_{\text{CozI}} + \text{HkheCS}_{\text{CozI}}$

Mel Rico.

Coefficiente Estequiométrico.

- Água no Mel. $\text{nnreCS}_{\text{CozI}} := \text{na2E}(\text{MPTreCS}_{\text{CozI}}, \text{CONreCS}_{\text{CozI}})$
- Sacarose. $\text{nkreCS}_{\text{CozI}} := \text{ns2E}(\text{MPTreCS}_{\text{CozI}}, \text{CONreCS}_{\text{CozI}})$
- Total. $\text{kreCS}_{\text{CozI}} := \text{nnreCS}_{\text{CozI}} + \text{nkreCS}_{\text{CozI}}$

Entropia.

- Água no Mel. $\text{SnreCS}_{\text{CozI}} := \text{SnE}(\text{CAEaeEV}, \text{TEMreCS}_{\text{CozI}}, \text{To}, \text{R}, \text{nnreCS}_{\text{CozI}}, \text{kreCS}_{\text{CozI}})$
- Sacarose. $\text{SkreCS}_{\text{CozI}} := \text{SnE}(\text{CAEkeEV}, \text{TEMreCS}_{\text{CozI}}, \text{To}, \text{R}, \text{nkreCS}_{\text{CozI}}, \text{kreCS}_{\text{CozI}})$
- Total. $\text{SreCS}_{\text{CozI}} := \text{SnreCS}_{\text{CozI}} + \text{SkreCS}_{\text{CozI}}$

Entalpia.

- Água no Mel. $\text{HnreCS}_{\text{CozI}} := \text{HaIE}(\text{nnreCS}_{\text{CozI}}, \text{CAEaeEV}, \text{TEMreCS}_{\text{CozI}}, \text{To})$
 - Sacarose.
- $$\text{HkreCS}_{\text{CozI}} := \text{Hs2E}(\text{nkreCS}_{\text{CozI}}, \text{CAEkeEV}, \text{TEMreCS}_{\text{CozI}}, \text{To}, \text{CONreCS}_{\text{CozI}}, \text{PCSkeEV}, \text{MPTreCS}_{\text{CozI}})$$
- Total. $\text{HreCS}_{\text{CozI}} := \text{HnreCS}_{\text{CozI}} + \text{HkreCS}_{\text{CozI}}$

*Saída.**Descarga.**Coeficiente Estequiométrico.*

- Água na Descarga. $nnbsCS_{Coz1} := na2E(MPTbsCS_{Coz1}, CONbsCS_{Coz1})$
- Sacarose. $nkbsCS_{Coz1} := ns2E(MPTbsCS_{Coz1}, CONbsCS_{Coz1})$
- Total. $kbsCS_{Coz1} := nnbsCS_{Coz1} + nkbsCS_{Coz1}$

Entropia.

- Água na Descarga. $SnbsCS_{Coz1} := SnE(CAEaeEV, TEMbsCS_{Coz1}, To, R, nnbsCS_{Coz1}, kbsCS_{Coz1})$
- Sacarose. $SkbsCS_{Coz1} := SnE(CAEkeEV, TEMbsCS_{Coz1}, To, R, nkbsCS_{Coz1}, kbsCS_{Coz1})$
- Total. $SbsCS_{Coz1} := SnbsCS_{Coz1} + SkbsCS_{Coz1}$

Entalpia.

- Água na Descarga. $HnbsCS_{Coz1} := Ha1E(nnbsCS_{Coz1}, CAEaeEV, TEMbsCS_{Coz1}, To)$
- Sacarose.
 $HkbsCS_{Coz1} := Hs2E(nkbsCS_{Coz1}, CAEkeEV, TEMbsCS_{Coz1}, To, CONbsCS_{Coz1}, PCSkeEV, MPTbsCS_{Coz1})$
- Total. $HbsCS_{Coz1} := HnbsCS_{Coz1} + HkbsCS_{Coz1}$

Disponibilidade energética de entrada.

- Xarope. $AxeCS_{Coz1} := HxeCS_{Coz1} - SxeCS_{Coz1}$
- Magma. $AheCS_{Coz1} := HheCS_{Coz1} - SheCS_{Coz1}$
- Mel Rico. $AreCS_{Coz1} := HreCS_{Coz1} - SreCS_{Coz1}$
- Vapor Vegetal. $AgeCS_{Coz1} := MPTgeCS_{Coz1}(HgeCS_{Coz1} - SgeCS_{Coz1}, To)$
- Total. $AeCS_{Coz1} := AxeCS_{Coz1} + AheCS_{Coz1} + AreCS_{Coz1} + AgeCS_{Coz1}$

Disponibilidade energética de saída.

- Descarga. $AbsCS_{Coz1} := HbsCS_{Coz1} - SbsCS_{Coz1}$

- Condensado. $AcsCS_{Coz1} := MPTgeCS_{Coz} (HcsCS_{Coz1} - ScsCS_{Coz1} T_o)$
- Total. $AsCS_{Coz1} := AbsCS_{Coz1} + AcsCS_{Coz1}$

$$Eficiência. EFlsCS_{Coz1} := \frac{AsCS_{Coz1}}{AeCS_{Coz1}}$$

$$Irreversibilidade. IRRsCS_{Coz1} := AeCS_{Coz1} - AsCS_{Coz1}$$

A formulação acima proposta é análoga à do cozedor de 2º com uma restrição da não existência mel de 1º, portanto não se torna necessário a repetição da formulação visto que estará presente no pacote computacional.

2.2 - Centrífuga de 1º

$$Calor Específico. CAEmCS_{Cen1} := 4.19 \left(1 - 0.6 CONmsCS_{Cen1} \right) \cdot \frac{kJ}{kg \cdot K}$$

$$Tempo Total de Centrifugação. TPOtCS_{Cen1} := \frac{(MASbsCS_{Coz1} \cdot TPOeCS_{Cen1})}{CAPECS_{Cen1} \cdot NUCeCS_{Cen1}}$$

Massa.

$$MASmsCS_{Cen1} := \frac{(MASbsCS_{Coz2} \cdot PURbsCS_{Coz2} \cdot CONbsCS_{Coz2})}{CONmsCS_{Cen1} \cdot PURmsCS_{Cen1}}$$

$$MASrsCS_{Cen1} := \frac{(MASreCS_{Coz1} \cdot CONreCS_{Coz1})}{CONrsCS_{Cen1}}$$

$$MASveCS_{Cen1} := \left(\frac{MASmsCS_{Cen1}}{NPSeCS_{Cen2}} \right) + MASjsCS_{Cen1} + MASrsCS_{Cen1} - MASbsCS_{Coz1}$$

Vazão Mássica.

$$MPTmsCS_{Cen1} = \frac{\left[MASmsCS_{Cen2} \left(\frac{NUDeCS_{Coz2}}{NPSeCS_{Cen2}} \right) \right]}{86400}$$

$$MPTjsCS_{Cen1} := \frac{MASjsCS_{Cen1}}{TPOtCS_{Cen1}}$$

$$MPTbeCS_{Cen1} := NUDeCS_{Coz1} \cdot \frac{(MASbeCS_{Cen1})}{86400sec}$$

$$MPTrsCS_{Cen1} := \frac{MASrsCS_{Cen1}}{TPOtCS_{Cen1}}$$

$$MPTmsCS_{Cen1} := \frac{MASmsCS_{Cen1}}{TPOtCS_{Cen1}}$$

$$MPTveCS_{Cen1} := MPTrsCS_{Cen1} + MPTmsCS_{Cen1} + MPTjsCS_{Cen1} - MPTbeCS_{Cen1}$$

Balçoço energo-exergético

Entrada

Descarga.

Coefficiente Estequiométrico.

- Água na Descarga. $nnbeCS_{Cen1} := na2E(MPTbeCS_{Cen1}, CONbeCS_{Cen1})$
- Sacarose. $nkbeCS_{Cen1} := ns2E(MPTbeCS_{Cen1}, CONbeCS_{Cen1})$
- Total. $kbeCS_{Cen1} := nnbeCS_{Cen1} + nkbeCS_{Cen1}$

Entalpia.

- Água na Descarga. $HneCS_{Cen1} := Ha1E(nnbeCS_{Cen1}, CAEaeEV, TEMbeCS_{Cen1}, To)$
- Sacarose.
 $HkeCS_{Cen1} := Hs2E(nkbeCS_{Cen1}, CAEkeEV, TEMbeCS_{Cen1}, To, CONbeCS_{Cen1}, PCSkeEV, MPTbeCS_{Cen1})$
- Total. $HbeCS_{Cen1} := HneCS_{Cen1} + HkeCS_{Cen1}$

Entropia.

- Água na Descarga. $S_{neCS_{Cen1}} := S_{nE}(CAE_{aeEV}, TEM_{beCS_{Cen1}}, To, R, nn_{beCS_{Cen1}}, k_{beCS_{Cen1}})$
- Sacarose. $S_{keCS_{Cen1}} := S_{nE}(CAE_{keEV}, TEM_{beCS_{Cen1}}, To, R, nk_{beCS_{Cen1}}, k_{beCS_{Cen1}})$
- Total. $S_{beCS_{Cen1}} := S_{neCS_{Cen1}} + S_{keCS_{Cen1}}$

Saída.

Mel Rico.

Coeficiente Estequiométrico.

- Água no Mel $nn_{rsCS_{Cen1}} := na2E(MPT_{rsCS_{Cen1}}, CON_{rsCS_{Cen1}})$
- Sacarose. $nk_{rsCS_{Cen1}} := ns2E(MPT_{rsCS_{Cen1}}, CON_{rsCS_{Cen1}})$
- Total. $k_{rsCS_{Cen1}} := nn_{rsCS_{Cen1}} + nk_{rsCS_{Cen1}}$

Entalpia.

- Água no Mel. $H_{nrsCS_{Cen1}} := Ha1E(nn_{rsCS_{Cen1}}, CAE_{aeEV}, TEM_{rsCS_{Cen1}}, To)$
- Sacarose.
 $H_{krsCS_{Cen1}} := Hs2E(nk_{rsCS_{Cen1}}, CAE_{keEV}, TEM_{rsCS_{Cen1}}, To, CON_{rsCS_{Cen1}}, PCS_{keEV}, MPT_{rsCS_{Cen1}})$
- Total. $H_{rsCS_{Cen1}} := H_{nrsCS_{Cen1}} + H_{krsCS_{Cen1}}$

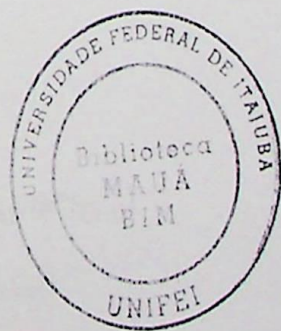
Entropia.

- Água no Mel. $S_{nrsCS_{Cen1}} := S_{nE}(CAE_{aeEV}, TEM_{rsCS_{Cen1}}, To, R, nn_{rsCS_{Cen1}}, k_{rsCS_{Cen1}})$
- Sacarose. $S_{krsCS_{Cen1}} := S_{nE}(CAE_{keEV}, TEM_{rsCS_{Cen1}}, To, R, nk_{rsCS_{Cen1}}, k_{rsCS_{Cen1}})$
- Total. $S_{rsCS_{Cen1}} := S_{nrsCS_{Cen1}} + S_{krsCS_{Cen1}}$

Mel Pobre.

Coeficiente Estequiométrico.

- Água no Mel. $nn_{msCS_{Cen1}} := na2E(MPT_{msCS_{Cen1}}, CON_{msCS_{Cen1}})$
- Sacarose. $nk_{msCS_{Cen1}} := ns2E(MPT_{msCS_{Cen1}}, CON_{msCS_{Cen1}})$
- Total. $k_{msCS_{Cen1}} := nn_{msCS_{Cen1}} + nk_{msCS_{Cen1}}$



Entalpia.

- Água no Mel. $HnmsCS_{Cen1} := Ha1E(nnmsCS_{Cen1}, CAEaeEV, TEMmsCS_{Cen1}, To)$
- Sacarose. $HkmsCS_{Cen1} := Hs2E(nkmsCS_{Cen1}, CAEkeEV, TEMmsCS_{Cen1}, To, CONmsCS_{Cen1}, PCSkeEV, MPTmsCS_{Cen1})$
- Total. $HmsCS_{Cen1} := HnmsCS_{Cen1} + HkmsCS_{Cen1}$

Entropia.

- Água no Mel. $SnmsCS_{Cen1} := SnE(CAEaeEV, TEMmsCS_{Cen1}, To, R, nnmsCS_{Cen1}, kmsCS_{Cen1})$
- Sacarose. $SkmsCS_{Cen1} := SnE(CAEkeEV, TEMmsCS_{Cen1}, To, R, nkmsCS_{Cen1}, kmsCS_{Cen1})$
- Total. $SmsCS_{Cen1} := SnmsCS_{Cen1} + SkmsCS_{Cen1}$

*Açúcar de 1º.**Coeficiente Estequiométrico.*

- Água no Açúcar. $nnjsCS_{Cen1} := na2E(MPTjsCS_{Cen1}, CONjsCS_{Cen1})$
- Sacarose. $nkjsCS_{Cen1} := ns2E(MPTjsCS_{Cen1}, CONjsCS_{Cen1})$
- Total. $kjsCS_{Cen1} := nnjsCS_{Cen1} + nkjsCS_{Cen1}$

Entalpia.

- Água no Açúcar $HnjsCS_{Cen1} := Ha1E(nnjsCS_{Cen1}, CAEaeEV, TEMjsCS_{Cen1}, To)$
- Sacarose. $HkjsCS_{Cen1} := Hs2E(nkjsCS_{Cen1}, CAEkeEV, TEMjsCS_{Cen1}, To, CONjsCS_{Cen1}, PCSkeEV, MPTjsCS_{Cen1})$
- Total. $HjsCS_{Cen1} := HnjsCS_{Cen1} + HkjsCS_{Cen1}$

Entropia.

- Água no Açúcar $SnjsCS_{Cen1} := SnE(CAEaeEV, TEMjsCS_{Cen1}, To, R, nnjsCS_{Cen1}, kjsCS_{Cen1})$
- Sacarose. $SkjsCS_{Cen1} := SnE(CAEkeEV, TEMjsCS_{Cen1}, To, R, nkjsCS_{Cen1}, kjsCS_{Cen1})$
- Total. $SjsCS_{Cen1} := SnjsCS_{Cen1} + SkjsCS_{Cen1}$

Disponibilidade energética de entrada.

- Descarga. $AbeCS_{CenI} := HbeCS_{CenI} - SbeCS_{CenI}$
- Vapor de Escape. $AveCS_{CenI} := MPTveCS_{CenI} (HveCS_{CenI} - SveCS_{CenI} \cdot To)$
- Total. $AeCS_{CenI} := AbeCS_{CenI} + AveCS_{CenI}$

Disponibilidade energética de saída.

- Mel Pobre. $AmsCS_{CenI} := HmsCS_{CenI} - SmsCS_{CenI}$
- Mel Rico $ArsCS_{CenI} := HrsCS_{CenI} - SrsCS_{CenI}$
- Açúcar de 1º $AjsCS_{CenI} := HjsCS_{CenI} - SjsCS_{CenI}$
- Total $AsCS_{CenI} := AmsCS_{CenI} + ArsCS_{CenI} + AjsCS_{CenI}$

Eficiência. $EfIsCS_{CenI} := \frac{AsCS_{CenI}}{AeCS_{CenI}}$

Irreversibilidade. $IRRsCS_{CenI} := AeCS_{CenI} - AsCS_{CenI}$

A formulação proposta é análoga à proposta para a centrífuga 2º, não sendo necessário sua explicitação.

2.3 - Aquecedor e Secador

Entalpias.

$$\begin{aligned}
 HkeCS_{AS} &= CAEkCS(TEMkeCS_{AS} - To) + \\
 &+ CONkeCS_{AS} \left[CAEnCS(TEMneCS_{AS} - To) + CALneCS_{AS} + \right. \\
 &\quad \left. + CAEvCS(TEMkeCS_{AS} + TEMneCS_{AS}) \right]
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{ksCS_{AS}} &= CAE_{ksCS}(TEM_{ksCS_{AS}} - T_o) + \\
 \bullet \quad &+ CON_{keCS_{AS}} \left[CAE_{nsCS}(TEM_{nsCS_{AS}} - T_o) + CAL_{nsCS_{AS}} + \right. \\
 &\quad \left. + CAE_{vsCS}(TEM_{ksCS_{AS}} + TEM_{nsCS_{AS}}) \right]
 \end{aligned}$$

Vazão Mássica.

$$\begin{aligned}
 \bullet \quad MPT_{osCS_{AS}} &:= MPT_{jeCS_{AS}} - MPT_{jsCS_{AS}} \\
 \bullet \quad MPT_{kCS_{AS}} &:= \frac{[MPT_{jeCS_{AS}}(CON_{jeCS_{AS}} - CON_{jsCS_{AS}})]}{CON_{ksCS_{AS}} - CON_{keCS_{AS}}} \\
 \bullet \quad MPT_{veCS_{AS}} &:= \frac{[MPT_{kCS_{AS}}(H_{ksCS_{AS}} - H_{keCS_{AS}})]}{H_{veCS_{AS}} - H_{csCS_{AS}}}
 \end{aligned}$$

Balanco Energo-Exergético

Entrada.

Ar de Secagem.

Coefficiente Estequiométrico.

$$\begin{aligned}
 \bullet \quad \text{Água no Ar} \quad nn_{keCS_{AS}} &:= na2E(MPT_{kCS_{AS}}, CON_{keCS_{AS}}) \\
 \bullet \quad \text{Ar seco} \quad nk_{keCS_{AS}} &:= nsE(MPT_{kCS_{AS}}, CON_{keCS_{AS}}) \\
 \bullet \quad \text{Total} \quad k_{keCS_{AS}} &:= nn_{keCS_{AS}} + nk_{keCS_{AS}}
 \end{aligned}$$

Entalpia.

$$\begin{aligned}
 \bullet \quad \text{Água no Ar} \quad H_{nkeCS_{AS}} &:= Ha1E(nn_{keCS_{AS}}, CAE_{aeEV}, TEM_{neCS_{AS}}, T_o) \\
 \bullet \quad \text{Ar seco} \quad H_{kkeCS_{AS}} &:= HaCS(CAE_{ksCS}, TEM_{keCS_{AS}}, T_o) \cdot MPT_{kCS_{AS}} \\
 \bullet \quad \text{Total} \quad H_{keCS_{AS}} &:= H_{nkeCS_{AS}} + H_{kkeCS_{AS}}
 \end{aligned}$$

Entropia.

- Água no Ar $SnkeCS_{AS} := SnE(CAEaeEV, TEMneCS_{AS}, To, R, nnkeCS_{AS}, kkeCS_{AS})$
- Ar seco $SkkeCS_{AS} := SnE(CAEksCS, TEMkeCS_{AS}, To, R, nkkeCS_{AS}, kkeCS_{AS})$
- Total $SkeCS_{AS} := SnkeCS_{AS} + SkkeCS_{AS}$

Açúcar de 1º.

Coeficiente Estequiométrico.

- Água no Açúcar $nnjeCS_{AS} := na2E(MPTjsCS_{Cen1}, CONjeCS_{AS})$
- Sacarose. $nkjeCS_{AS} := ns2E(MPTjsCS_{Cen1}, CONjeCS_{AS})$
- Total. $kjeCS_{AS} := nnjeCS_{AS} + nkjeCS_{AS}$

Entalpia.

- Água no Açúcar $HnjeCS_{AS} := Ha1E(nnjeCS_{AS}, CAEaeEV, TEMjeCS_{AS}, To)$
- Sacarose.
 $HkjeCS_{AS} := Hs2E(nkjeCS_{AS}, CAEkeEV, TEMjeCS_{AS}, To, CONjeCS_{AS}, PCSkeEV, MPTjsCS_{Cen1})$
- Total. $HjeCS_{AS} := HnjeCS_{AS} + HkjeCS_{AS}$

Entropia.

- Água no Açúcar $SnjeCS_{AS} := SnE(CAEaeEV, TEMjeCS_{AS}, To, R, nnjeCS_{AS}, kjeCS_{AS})$
- Sacarose. $SkjeCS_{AS} := SnE(CAEkeEV, TEMjeCS_{AS}, To, R, nkjeCS_{AS}, kjeCS_{AS})$
- Total. $SjeCS_{AS} := SnjeCS_{AS} + SkjeCS_{AS}$

Saída.

Açúcar Seco.

Coeficiente Estequiométrico.

- Água no Açúcar $nnjsCS_{AS} := na2E(MPTjsCS_{AS}, CONjsCS_{AS})$
- Sacarose $nkjsCS_{AS} := ns2E(MPTjsCS_{AS}, CONjsCS_{AS})$

- Total $kjsCS_{AS} := nnjsCS_{AS} + nkjsCS_{AS}$

Entalpia.

- Água no Açúcar $HnjsCS_{AS} := Ha1E(nnjsCS_{AS}, CAEaeEV, TEMjsCS_{AS}, To)$
- Sacarose
 $HkjsCS_{AS} := Hs2E(nkjsCS_{AS}, CAEkeEV, TEMjsCS_{AS}, To, CONjsCS_{AS}, PCSkeEV, MPTjsCS_{AS})$
- Total. $HjsCS_{AS} := HnjsCS_{AS} + HkjsCS_{AS}$

Entropia.

- Água no Açúcar $SnjsCS_{AS} := SnE(CAEaeEV, TEMjsCS_{AS}, To, R, nnjsCS_{AS}, kjsCS_{AS})$
- Sacarose. $SkjsCS_{AS} := SnE(CAEkeEV, TEMjsCS_{AS}, To, R, nkjsCS_{AS}, kjsCS_{AS})$
- Total. $SjsCS_{AS} := SnjsCS_{AS} + SkjsCS_{AS}$

Ar de Secagem.

Coeficiente Estequiométrico.

- Água no Ar $nnksCS_{AS} := na2E(MPTkCS_{AS}, CONksCS_{AS})$
- Ar seco $nkksCS_{AS} := nsE(MPTkCS_{AS}, CONksCS_{AS})$
- Total. $kksCS_{AS} := nnksCS_{AS} + nkksCS_{AS}$

Entropia.

- Água no Ar $SnksCS_{AS} := SnE(CAEaeEV, TEMnsCS_{AS}, To, R, nnksCS_{AS}, kksCS_{AS})$
- Ar seco $SkksCS_{AS} := SnE(CAEksCS, TEMksCS_{AS}, To, R, nkksCS_{AS}, kksCS_{AS})$
- Total $SksCS_{AS} := SnksCS_{AS} + SkksCS_{AS}$

Entalpia.

- Água no Ar $HnksCS_{AS} := Ha1E(nnksCS_{AS}, CAEaeEV, TEMnsCS_{AS}, To)$
- Ar seco $HkksCS_{AS} := HaCS(CAEksCS, TEMksCS_{AS}, To) \cdot MPTkCS_{AS}$

- Total $H_{ksCS_{AS}} := H_{nksCS_{AS}} + H_{kksCS_{AS}}$

Disponibilidade energética de entrada.

- Ar de Secagem $A_{keCS_{AS}} := H_{keCS_{AS}} - S_{keCS_{AS}}$
- Vapor para Secagem $A_{veCS_{AS}} := MPT_{veCS_{AS}} \cdot (H_{veCS_{AS}} - S_{veCS_{AS}} \cdot T_o)$
- Açúcar de 1º $A_{jeCS_{AS}} := H_{jeCS_{AS}} - S_{jeCS_{AS}}$
- Total $A_{eCS_{AS}} := A_{keCS_{AS}} + A_{veCS_{AS}} + A_{jeCS_{AS}}$

Disponibilidade energética de saída.

- Ar de Secagem $A_{ksCS_{AS}} := H_{ksCS_{AS}} - S_{ksCS_{AS}}$
- Condensado $A_{csCS_{AS}} := MPT_{veCS_{AS}} \cdot (H_{csCS_{AS}} - S_{csCS_{AS}} \cdot T_o)$
- Açúcar Seco $A_{jsCS_{AS}} := H_{jsCS_{AS}} - S_{jsCS_{AS}}$
- Total $A_{sCS_{AS}} := A_{ksCS_{AS}} + A_{csCS_{AS}} + A_{jsCS_{AS}}$

Eficiência. $EF_{IsCS_{AS}} := \frac{A_{sCS_{AS}}}{A_{eCS_{AS}}}$

Irreversibilidade. $IRR_{sCS_{AS}} := A_{eCS_{AS}} - A_{sCS_{AS}}$

3 - Análises Finais

- Consumo específico do cozimento em vapor "vegetal".

$$COE_{gsCS_{Coz}} := \frac{MPT_{geCS_{Coz}}}{MPT_{jsCS_{AS}}}$$

- Consumo específico do cozimento em vapor de escape.

$$COE_{vsCS_{Coz}} := \frac{MPT_{vtCS}}{MPT_{jsCS_{AS}}}$$

- Rendimento do cozimento em açúcar.

$$REN_{jsCS_{Coz}} := \frac{(MAS_{jeCS_{AS}} \cdot PUR_{jeCS_{AS}})}{MAS_{xeCS_{CozI}} \cdot PUR_{xeCS_{CozI}} \cdot CON_{xeCS_{CozI}} + MAS_{xheCS_{CozI}} \cdot PUR_{xheCS_{CozI}} \cdot CON_{xheCS_{CozI}}}$$

- Produção específica do cozimento em açúcar.

$$PES_{jsCS_{Coz}} := \frac{MPT_{jsCS_{AS}}}{MPT_{xeCS_{Coz1}}}$$

- Produção específica do cozimento em mel pobre.

$$PES_{msCS_{Coz}} := \frac{MPT_{msCS_{Cen2}}}{MPT_{xeCS_{Coz1}}}$$



Referências Bibliográficas

- [01] Camargo, C. A. de et. Al. “Manual de Recomendações – Conservação de Energia na Indústria do Açúcar e do Álcool”, editora do Instituto de Pesquisas Tecnológicas, São Paulo, 1990;
- [02] Filho, Waldir Dias, “Análise Energética do Sistema de Produção de Álcool Carburante”, Dissertação defendida na Universidade Federal de Minas Gerais - FEM, orientador Prof. Carlos W. Urban, 1994
- [03] Gonzalez, Júlio Américo, “Qualidade do açúcar”, jornal da cana, set/2001.
- [04] Hugot, E – “Manual da Engenharia Açucareira”, editora Mestre Jou, reedição traduzida, São Paulo, 1969.
- [05] Machado, Fulvio de Barros Pinheiro, “BRASIL, A DOCE TERRA”, Jornal da Cana, Ago/2001
- [06] Nogueira, L. A. H., “Análise da Utilização de Energia na Produção de Álcool de Cana-de-açúcar”, Tese defendida na Universidade Estadual de Campinas - FEM, orientador Prof. Isaias de Carvalho Macedo, 1987.

- [07] <http://www.bahia.ba.gov.br> : site da Secretaria de Agricultura, Irrigação e Reforma Agraria da Bahia (SEAGRI)
- [08] <http://www.mpn.com.br> : site da empresa Máquinas Piratini do Nordeste
- [09] <http://www.canaweb.com.br/>: site da revista Jornal da Cana