MANUAL DE CONSERVAÇÃO E REÚSO DE ÁGUA NA AGROINDÚSTRIA SUCROENERGÉTICA



FIESP

UNICA
UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR
ETANOL • AÇÚCAR • ENERGIA SÃO PAULO • BRASIL

CTC
Centro de Tecnologia Canavieira

ANA
AGÊNCIA NACIONAL DE ÁGUAS

MANUAL DE CONSERVAÇÃO E REÚSO DE ÁGUA NA AGROINDÚSTRIA SUCROENERGÉTICA

República Federativa do Brasil
Luiz Inácio Lula da Silva - *Presidente da República*

Ministério do Meio Ambiente
Carlos Minc - *Ministro do Meio Ambiente*

Agência Nacional de Águas
Diretoria Colegiada
José Machado – *Diretor-Presidente*
Benedito Braga
Bruno Pagnoccheschi (até maio de 2009)
Dalvino Troccoli Franca
Paulo Lopes Varella Neto
Coordenação de Articulação e Comunicação
Antônio Félix Domingues
Superintendência de Usos Múltiplos
Joaquim Guedes Correa Gondim Filho

Fiesp - Federação das Indústrias do Estado de São Paulo
Paulo Skaf - *Presidente*
João Guilherme Sabino Ometto - *Vice Presidente*
Nelson Pereira dos Reis - *Diretor Titular do Departamento de Meio Ambiente - DMA*
Benedito da Silva Ferreira - *Diretor Titular do Departamento do Agronegócio - DEAGRO*

Unica - União da Indústria da Cana-de-Açúcar
Marcos Sawaya Jank - *Presidente*
Antonio de Pádua Rodrigues - *Diretor Técnico*
Adhemar Altieri - *Diretor de Comunicação Corporativa*
Eduardo Leão de Souza - *Diretor Executivo*

CTC - Centro de Tecnologia Canavieira
Roberto Rezende Barbosa - *Presidente*
Vítor Wanderley Júnior - *Vice Presidente*
Nilson Zaramella Boeta - *Diretor Superintendente*
Osmar Figueiredo Filho - *Diretor*
Tadeu Luiz Colucci de Andrade - *Diretor*
Thomas Bernd Ritter - *Diretor*

ANA (Agência Nacional de Águas)
Setor Policial – Área 5, Quadra 3, Bloco L
CEP 70610-200 – Brasília-DF
PABX: (61) 2109-5400
Endereço eletrônico: http://www.ana.gov.br

Fiesp (Federação das Indústrias do Estado de São Paulo)
Avenida Paulista 1.313 – 5º andar
CEP 01311-923 – São Paulo – SP
PABX: (11) 3549-4499
Endereço eletrônico: http://www.fiesp.org.br

Unica (União da Indústria da Cana-de-Açúcar)
Avenida Brigadeiro Faria Lima, 2.179 – 9º andar
CEP 01452-000 - Jardim Paulista – SP
PABX: (11) 3093-4949
Endereço eletrônico: http://www.unica.com.br

CTC (Centro de Tecnologia Canavieira)
Fazenda Santo Antônio, sem nº - Bairro Santo Antônio
Caixa Postal 162 – CEP 13400-970 – Piracicaba – SP
PABX: (19) 3429-8199
Endereço eletrônico: http://www.ctcanavieira.com.br

AGÊNCIA NACIONAL DE ÁGUAS
MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE

MANUAL DE CONSERVAÇÃO E REÚSO DE ÁGUA NA AGROINDÚSTRIA SUCROENERGÉTICA

BRASÍLIA
2009

© Agência Nacional de Águas (ANA), 2009.
Setor Policial Sul, Área 5, Quadra 3, Blocos B, L, M e T.
CEP 70610-200, Brasília, DF
PABX: 61 2109 5400
www.ana.gov.br

Agência Nacional de Águas (ANA)
Coordenação de Articulação e Comunicação
Antônio Félix Domingues
Superintendência de Usos Múltiplos
Joaquim Guedes Corrêa Gondim Filho

Federação das Indústrias do Estado de São Paulo (Fiesp)
Anícia Aparecida Baptistello Pio

União da Indústria da Cana-de-Açúcar (UNICA)
Francesco Giannetti

Centro de Tecnologia Canavieira (CTC)
Coordenador: André Elia Neto
Autores:
André Elia Neto
Alberto Shintaku
Anícia Aparecida Baptistello Pio
Armene José Conde
Francesco Giannetti
Jorge Luis Donzelli

Revisão dos originais:
Claudio Ritti Itaborahy
Luis Augusto Preto
Cristianny Villela Teixeira Gisler
Produção
Projeto Gráfico/Diagramação:
Nexis Comunicação
Projeto Gráfico Capa:
Assessoria de Marketing e Eventos - Fiesp
Fotografias da Capa e Entradas de Capítulos:
Cortesia UNICA / Fotos: Tadeu Fessel.

Todos os direitos reservados.
É permitida a reprodução de dados e de informações contidos nesta publicação, desde que citada a fonte.

Catalogação na fonte: CEDOC / BIBLIOTECA

M266

Manual de conservação e reúso de água na agroindústria sucroenergética / Agência Nacional de Águas; Federação das Indústrias do Estado de São Paulo; União da Indústria da Cana-de-Açúcar; Centro de Tecnologia Canavieira. -- Brasília : ANA, 2009.

288 p. : Il.

ISBN 978-85-89629-61-4

1. Manual 2. reúso, água 3. agroindústria 4. sucroenergética

I. Agência Nacional de Águas (Brasil) II. Federação das Indústrias do Estado de São Paulo III. União da Indústria da Cana-de-Açúcar IV. Centro de Tecnologia Canavieira V. Título

CDU 628.1.034.3:633.61(035)

Energia para o século XXI

O Brasil conseguiu reunir, nesta primeira década do século XXI, condições inigualáveis para garantir e qualificar o seu desenvolvimento. Depois de duas décadas de estagnação, o país encontra seu caminho: retomamos o crescimento fazendo convergir três dimensões que antes andavam separadas: crescemos com democracia, com distribuição de renda e buscando incorporar a sustentabilidade ao novo ciclo de desenvolvimento. Tudo isto graças ao trabalho, ao talento e ao espírito empreendedor do nosso povo.

Essas três dimensões são inseparáveis para o desenvolvimento de um país moderno, no século XXI. O Brasil desenvolveu, como nenhum outro país do mundo, as tecnologias para a utilização das fontes renováveis de bioenergia, em escala capaz de atender a um mercado de massas. Deste modo, vivemos uma situação singular no mundo: o Brasil se tornou detentor de colossais jazidas de energia fóssil – com a descoberta de petróleo no pré-sal – recentemente reveladas ao mundo e, ao mesmo tempo, um competitivo produtor de energia renovável, por meio do cultivo da cana-de-açúcar com altos padrões de produtividade e das plantas industriais de processamento do etanol.

O setor sucroalcooleiro, como é do conhecimento de todos, é hidrointensivo. A utilização da **água** pelo setor, no estado de São Paulo, corresponde a 12% de todos os usos. Decorre daí uma enorme responsabilidade que deve ser assumida pelo setor, por intermédio da difusão de tecnologias modernas para equacionar produtivamente os desafios.

Este **MANUAL DE CONSERVAÇÃO E REÚSO DA ÁGUA PARA O SETOR INDUSTRIAL**, assinado pela Agência Nacional de Águas (ANA), Federação das Indústrias do Estado de São Paulo (Fiesp), a União da Indústria da Cana-de-Açúcar (Unica) e Centro de Tecnologia Canavieira (CTC), busca oferecer aos empreendedores um conjunto objetivo de informações sobre a utilização racional e produtiva dos recursos hídricos nos processos industriais de produção do setor. O objetivo desta publicação é contribuir para consolidar uma cultura de uso racional e reúso da **água**, um recurso finito, a cada dia mais escasso e, portanto, mais exigente para sua utilização por uma indústria moderna e sustentável.

Brasília, outubro de 2009

José Machado
Diretor-presidente da Agência Nacional de Águas

Prefácio

O Centro de Tecnologia Canavieira - CTC, instalado na cidade de Piracicaba, em São Paulo, é referência mundial em pesquisa e desenvolvimento tecnológicos voltados para a produção agrícola da cana-de-açúcar e sua transformação em produtos, entre os quais se destacam o etanol, o açúcar e a bioeletricidade. Na condução de seus trabalhos, o CTC é um dos responsáveis pela conciliação, nessas agroindústrias, da produção com a proteção ao meio ambiente.

O trabalho do CTC converge plenamente com os objetivos da União da Indústria de Cana-de-Açúcar (UNICA), que atua na divulgação das externalidades positivas do setor sucroenergético. Destacam-se os ganhos decorrentes da produção e uso de energias limpas, como o etanol da cana e a energia elétrica gerada a partir de biomassa, além da estruturação de políticas ambientais que induzam a constantes melhorias. Em relação ao uso e conservação da água, o Protocolo Agroambiental do setor sucroenergético paulista, assinado em 2007, prevê a adoção de programa de controle da qualidade da água e reuso da água utilizada no processo industrial.

Nessa linha, é extremamente oportuno o Termo de Cooperação Técnica assinado entre a Agência Nacional de Águas (ANA), a Federação das Indústrias do Estado de São Paulo (FIESP), a UNICA e o CTC, para unir esforços pelo desenvolvimento de ações de gestão de uso, controle, racionalização, conservação e proteção dos recursos hídricos no âmbito da cadeia produtiva paulista do açúcar e etanol. Dessa cooperação foi concebido o presente manual, que será sem dúvida um dos mais relevantes instrumentos para a capacitação de recursos humanos na gestão de recursos hídricos do setor sucroenergético.

Ao CTC coube a organização e a execução do presente manual aproveitando o acúmulo de conhecimento da matéria, uma vez que seus técnicos trabalham na área há mais de 25 anos. Criou-se assim uma rara oportunidade de se externalizar os conhecimentos acumulados na instituição.

Marcos Sawaya Jank
Presidente da UNICA

Roberto de Rezende Barbosa
Presidente do CTC

Colaboração:

ANA - Agência Nacional de Águas
Claudio Ritti Itaborahy
Cristianny Villela Teixeira Gisler
Luis Augusto Preto

Fiesp - Federação das Indústrias do Estado de São Paulo

Departamento de Meio Ambiente
Nilton Fornasari Filho - Gerente
Daniela Agostinho
Natalia Landiose
Bruna Oliveira

Departamento do Agronegócio
Antonio Carlos Prado Batista Costa - Gerente
Fernando Macedo
Gregory Honcazar
João Campagna

Conselho Superior de Meio Ambiente
Laura Tetti

CTC - Centro de Tecnologia Canavieira
Aldo Calligaris Neto
Carlos Eduardo Faroni
Edison Pelissoli
Hélcio Martins Lamônica
José Roberto Nicoletti
Luciana do Carmo Zotelli
Manuel Horta Nunes
Vicente Paulo Almeida

Sumário

1. Introdução 23
2. Panorama do uso da água 27
2.1. No Mundo 27
2.2. No Brasil 33
3. Perfil do setor sucroenergético 37
3.1. Histórico 37
3.2. Caracterização do setor 39
3.2.1. Cana-de-açúcar 39
3.2.2. Açúcar 40
3.2.3. Etanol 41
3.2.4. Cogeração de energia elétrica 43
3.2.5. Tendências do mercado 46
3.2.6. Distribuição geográfica do setor 47
4. Processo agroindustrial 55
4.1. Produção da cana-de-açúcar 55
4.1.1. Planejamento, preparo do solo e adubação 55
4.1.2. Plantio, defensivos, fertirrigação, tratos culturais e rotação de cultura 57
4.1.3. Colheita da cana 60
4.2. Industrialização da cana-de-açúcar 61
4.2.1. Recepção e preparo da cana e extração do caldo 61
4.2.2. Tratamento e concentração do caldo 62
4.2.3. Fabricação de açúcar cristal 63
4.2.4. Fabricação do etanol 63
4.2.5. Geração de energia 64
4.2.6. Fabricação de levedura seca 65
5. Usos e reúsos de água e geração de efluentes 69
5.1. Balanço material de água (Balanço hídrico industrial) 73
5.1.1. Água na recepção e preparo da cana e extração do caldo 74
5.1.1.1. Lavagem da cana 75
5.1.1.2. Embebição das moendas 80
5.1.1.3. Resfriamento de mancais da moenda 83
5.1.1.4. Resfriamento do óleo dos equipamentos do preparo e extração 85
5.1.2. Água no setor de tratamento do caldo 86
5.1.2.1. Resfriamento da sulfitação do caldo 89
5.1.2.2. Preparo do leite de cal 90
5.1.2.3. Água para preparo de polímero 93
5.1.2.4. Aquecimento do caldo 93
5.1.2.5. Lavagem da torta 94
5.1.2.6. Água para condensador barométrico do filtro rotativo 96

5.1.3. Água no setor de fabricação de açúcar 98
5.1.3.1. Evaporação do caldo 98
5.1.3.2. Água para condensador barométrico da evaporação do caldo 104
5.1.3.3. Cozimento do açúcar 107
5.1.3.4. Água para condensador barométrico do cozimento 109
5.1.3.5. Água para retardamento do cozimento 110
5.1.3.6. Água para diluição de méis e magmas 111
5.1.3.7. Água e vapor para lavagem do açúcar 111
5.1.3.8. Água para retentor de pó açúcar 112
5.1.4. Água na fermentação 113
5.1.4.1. Água para o preparo do mosto 113
5.1.4.2. Água para resfriamento do caldo para fermentação 114
5.1.4.3. Água de diluição do fermento (ou de preparo do pé-de-cuba) 116
5.1.4.4. Água para resfriamento de dornas de fermentação 117
5.1.4.5. Água para lavagem dos gases da fermentação 120
5.1.5. Água na destilação 121
5.1.5.1. Vapor para a destilação 123
5.1.5.2. Água para resfriamento dos condensadores de etanol 123
5.1.6. Água na área de energia 126
5.1.6.1. Produção e uso do vapor direto 127
5.1.6.2. Água para dessuperaquecimento do vapor de escape 128
5.1.6.3. Água para lavagem dos gases de combustão das caldeiras 130
5.1.6.4. Água de limpeza dos cinzeiros 133
5.1.6.5. Resfriamento do ar e óleo dos turbogeradores 134
5.1.6.6. Água para torres de condensação 136
5.1.7. Água para outros usos 137
5.1.7.1. Água para limpeza de pisos e equipamentos 137
5.1.7.2. Água para uso doméstico 137
5.2. Tratamento de água industrial 137
5.2.1. Sedimentação e filtragem 143
5.2.2. Clarificação (ETA) 145
5.2.3. Abrandamento de água 147
5.2.4. Desmineralização de águas 148
5.2.5. Osmose reversa 149
5.2.6. Desaeração térmica 149
5.2.7. Tratamento interno de águas de caldeiras 150
5.3. Efluentes líquidos 160
5.3.1. Quantificação e qualificação dos efluentes 160
5.3.2. Produção de vinhaça e flegmaça 164
5.3.3. Caracterização dos efluentes 170
5.3.3.1. Caracterização das águas residuárias 171
5.3.3.2. Caracterização dos condensados da fabricação 174

5.3.3.3. Caracterização da flegmaça 176
5.3.3.4. Caracterização da vinhaça 176
6. As boas práticas industriais 183
6.1. Estratégia para o setor 183
6.2. Evolução do consumo de água 184
6.3. Tratamento e reúso dos efluentes 187
6.3.1. Tratamento de água de lavagem de cana 187
6.3.2. Resfriamento dos efluentes da fábrica 197
6.3.3. Resfriamento dos efluentes da destilaria 201
6.3.4. Tratamento dos despejos da lavagem de chaminé 202
6.3.5. Tratamento e reúso dos efluentes mornos de resfriamento de equipamentos 205
6.3.6. Tratamento e reúso dos condensados 206
6.3.7. Caixa de separação de óleo 211
6.3.8. Tratamento dos esgotos domésticos 213
6.3.9. Fertirrigação dos canaviais com vinhaça 214
6.3.10. Águas residuárias para irrigação dos canaviais 234
6.3.11. Concentração de vinhaça 235
6.3.12. Biodigestão de vinhaça 236
6.4. Produção mais limpa (P+L) 240
6.4.1. Limpeza de cana a seco 241
6.4.2. Blindagem mancais das moendas 242
6.4.3. Separadores de arraste de açúcar 243
6.4.4. Condensador de alta eficiência (CAE) 244
6.4.5. Condensador evaporativo (CEV) 247
6.4.6. Cozimento contínuo 248
6.4.7. Evaporação com sangria nos demais efeitos 248
6.4.8. Procedimento operacional padronizado (POP) 251
6.4.9. Água gelada para a fermentação 254
6.4.10. Fermentação com alto teor alcoólico 255
6.4.11. Aquecedores indiretos na destilaria ("reboiler") 256
7. Preservação de solos agrícolas e controle da erosão 259
7.1. Erosão hídrica do solo 259
7.2. Conservação do solo e da água 260
7.3. Planejamento da base física para colheita mecânica de cana sem queima 264
8. Legislação e normas aplicáveis 269
8.1. A base legal no âmbito federal 269
8.2. Aspectos ambientais do uso dos recursos hídricos 271
8.3. Legislações paulistas que afetam mais diretamente o setor 273
8.3.1. Protocolo agroambiental do setor sucroalcooleiro 273
8.3.2. Zoneamento agroambiental do setor sucroalcooleiro e licenciamento ambiental 273
8.3.3. Aplicação da vinhaça em solo agrícola - fertirrigação 276
9. Referências bibliográficas 281

Lista de Figuras

Figura 1 - Distribuição dos recursos hídricos renováveis no mundo. 28
Figura 2 - Distribuição relativa dos recursos hídricos renováveis no planeta. 28
Figura 3 - Distribuição da população no planeta. 29
Figura 4 - Distribuição do consumo de água no mundo no ano 2000. 30
Figura 5 - Distribuição geográfica relativa do uso de água doce no Mundo. 31
Figura 6 - Distribuição geográfica da disponibilidade e consumo per capita da água doce no Mundo. 32
Figura 7 - Distribuição do uso de água no mundo por atividade (WRI, 2005/FAO 2003). 32
Figura 8 - Distribuição relativa dos recursos hídricos, da população e do território brasileiro (adaptado de dados do DNAEE, 1992 citado por UNIAGUA, 2007). 34
Figura 9 - Evolução da produção de cana, açúcar e etanol no Brasil de 1971 a 2007. 39
Figura 10 - Evolução da exportação de açúcar no Brasil a partir de 1996 (UNICA, 2009). 41
Figura 11 - Evolução anual da produção de veículo "flexfuel+etanol" de veículos leves a gasolina (UNICA, 2009). 42
Figura 12 - Evolução da exportação de etanol no Brasil (UNICA, 2009). 43
Figura 13 - Energia contida no etanol por unidade de energia fóssil consumida conforme a cadeia produtiva (UNICA, 2008). 45
Figura 14 - Evolução da colheita da cana e participação relativa das regiões canavieiras Norte-Nordeste e Centro-Sul (UNICA, 2009). 47
Figura 15 - Distribuição geográfica das usinas e destilarias conforme as bacias hidrográficas da federação (Fonte CTC). 49
Figura 16 - Distribuição geográfica das usinas e destilarias conforme as UGRHIs do Estado de São Paulo (elaborado pelo CTC em 2009). 50
Figura 17 - Distribuição média dos usos setoriais de água na indústria sucroenergética. 71
Figura 18 - Distribuição média dos usos pontuais de água na indústria sucroenergética, situação atual. 72
Figura 19 - Distribuição média dos usos pontuais de água na indústria canavieira, situação passada (ELIA NETO, 1996). 73
Figura 20 - Fluxograma do processamento industrial da fabricação de açúcar e etanol. 74
Figura 21 - Fluxograma dos setores de recepção, preparo da cana e extração do caldo. 75
Figura 22 - Variação da média anual da impureza mineral na cana, em % peso de cana, nas usinas da Região Canavieira do Centro-Sul (CTC, 2009). 76
Figura 23 - Variações das médias mensais das impurezas vegetais e das minerais na cana entregue na usina, em % peso de cana (ELIA NETO et al., 2008). 77
Figura 24 - Variações das médias mensais da taxa de água (m3/t.cana) e da concentração de açúcar (ppm) na água de lavagem da cana (ELIA NETO et al., 2008). 78
Figura 25 - Variação da média anual da taxa de lavagem de cana, em m3/t.cana moída, nas usinas da Região Canavieira do Centro-Sul (CTC, 2009). 79
Figura 26 - Variação da média anual da taxa de embebição (%) nas usinas da Região Canavieira do Centro-Sul (CTC, 2009). 80

Figura 27 - Variações das médias mensais da taxa de embebição de moendas. (ELIA NETO et al., 2008). 81
Figura 28 - Ilustração esquemática de um mancal superior de um terno de moenda. 83
Figura 29 - Fluxograma do tratamento de caldo, etapas: pré-aquecimento, sulfitação e caleação. 87
Figura 30 - Fluxograma do tratamento de caldo, etapas: aquecimento e decantação. 88
Figura 31 - Fluxograma dos setores de tratamento de caldo (lavagem da torta). 88
Figura 32 - Variação da média anual da taxa de produção de torta de filtro (kg/t.cana) nas usinas da Região Canavieira do Centro-Sul (CTC, 2009). 95
Figura 33 - Esquema do sistema de produção de vácuo e condensação dos vapores da lavagem da torta em filtros rotativos. 96
Figura 34 - Fluxograma do setor de evaporação do caldo da fábrica de açúcar. 99
Figura 35 - Arranjos dos sistemas de evaporação de múltiplo efeito (fonte: CTC/COPERSUCAR). 100
Figura 36 - Esquemas de condensadores barométricos utilizados no na evaporação e no cozimento (COPERSUCAR, 1983). 105
Figura 37 - Fluxograma dos setores de cozimento, cristalização e centrifugação da fábrica de açúcar. 107
Figura 38 - Fluxograma do setor de secagem e ensaque do açúcar. 112
Figura 39 - Fluxograma das operações de preparo do mosto e tratamento do mosto para a fermentação. 113
Figura 40 - Fluxograma das operações da fermentação do mosto. 118
Figura 41 - Esquema da coluna com recheio de lavagem de gás CO2 da fermentação (COPERSUCAR, 1983). 120
Figura 42 - Fluxograma das operações da destilação do etanol. 122
Figura 43 - Fluxograma das operações da área de produção de energia. 126
Figura 44 - Variação da média anual da produção específica de vapor (kg/t.cana) nas usinas da Região Canavieira do Centro-Sul (CTC, 2009). 127
Figura 45 - Esquema do dessuperaquecimento do vapor de escape. 128
Figura 46 - Esquema de um lavador de gases das caldeiras modelo CTC. 133
Figura 47 - Variação da média anual da geração específica de energia elétrica (kWh/t.cana) nas usinas da Região Canavieira do Centro-Sul (CTC, 2009). 135
Figura 48 - Esquema de um filtro rápido por gravidade, precedido de aeração (adaptado de COPERSUCAR, 1985). 143
Figura 49 - Filtro rápido vertical de pressão. 144
Figura 50 - Filtro rápido horizontal de pressão. 145
Figura 51 - Esquema de uma ETA convencional (COPERSUCAR, 1985). 145
Figura 52 - Esquema do desaerador tipo horizontal utilizado no setor sucroenergético. 149
Figura 53 - Tubo de superaquecedor de uma usina de açúcar seriamente incrustado (ELIA NETO & LEITE, 1997). 151
Figura 54 - Corrosão localizada ("pitting") em tubo de uma caldeira de usina (ELIA NETO & LEITE, 1997). 153
Figura 55 - Tubo de superaquecedor de uma usina de açúcar seriamente incrustado (ELIA NETO & LEITE, 1997). 154
Figura 56 - Método do fosfato coordenado (SANTOS FILHO, 1976). 158
Figura 57 - Método de tratamento congruente (SANTOS FILHO, 1976). 159

Figura 58 - Variações das médias, máximas e mínimas anuais do grau alcoólico do vinho (ºGL) nas usinas da Região Canavieira do Centro-Sul (CTC, 2009). 165
Figura 59 - Variações da média, máxima e mínima anuais da taxa de produção de vinhaça (L/L.etanol) nas usinas da Região Canavieira do Centro-Sul (CTC, 2009). 167
Figura 60 - Variações das médias, máximas e mínimas anuais da taxa de produção de flegmaça (L/L.etanol), nos últimos 3 anos, nas usinas da Região Canavieira do Centro-Sul (CTC, 2009). 169
Figura 61 - Variação da qualidade dos condensados do setor de evaporação (HOMEM et al., 2000). 175
Figura 62 - Balanço médio global de água nas usinas sucroenergéticas. 184
Figura 63 - Curva da tendência de decréscimo da captação de água a indústria canavieira. 185
Figura 64 - Cush-cush para peneiramento do despejo da lavagem de cana. 188
Figura 65 - Antigas lagoas de estabilização da água de lavagem de cana (COPERSUCAR, 1980). 190
Figura 66 - Entrada do despejo da lavagem de cana nas caixas de decantação de areia (circuito fechado). 191
Figura 67 - Caixa de areia das águas de lavagem de cana em operação de limpeza. 191
Figura 68 - Esquema de um sistema completo de tratamento de efluente de lavagem de cana por decantador circular (COPERSUCAR, 1983). 194
Figura 69 - Decantador circular de água de lavagem de cana modelo CTC em funcionamento em uma usina. 195
Figura 70 - Croqui do decantador circular de água de lavagem de cana modelo CTC (COPERSUCAR, 1983). 196
Figura 71 - Esquema de um predecantador efluente de lavagem de cana modelo CTC (COPERSUCAR, 1983). 197
Figura 72 - Detalhe dos aspersores em tanques de resfriamento de efluentes para a fábrica de açúcar. 198
Figura 73 - Torres de arrefecimento (ou resfriamento) para o circuito de reúso da fábrica de açúcar. 199
Figura 74 - Decantadores/Flotadores (DFF) modelo CTC instalado em uma usina. 203
Figura 75 - Decantador de fuligem circular com fundo cônico em funcionamento em uma usina. 204
Figura 76 - Esquema de um sistema de recuperação de condensados da fábrica (Fonte: CTC). 209
Figura 77 - Caixas separadoras de óleo (e areia) para tratamento do efluente da lavagem de veículos em uma usina. 212
Figura 78 - Balanço teórico de K2O e potencial de área fertirrigada com vinhaça. 218
Figura 79 - Tanque em concreto para o recebimento e distribuição da vinhaça da destilaria equipado com duas torres de resfriamento de vinhaça, em uma usina. 219
Figura 80 - Caminhão tipo rodotrem para o transporte da vinhaça ao campo. 220
Figura 81 - Variação do custo da fertirrigação com vinhaça natural com a distância média da aplicação e distância econômica em relação à adubação mineral (adaptado de ELIA NETO et al., 2008). 221
Figura 82 - Bicarga descarregando vinhaça em tanque pulmão na lavoura (COPERSUCAR, 1998). 224
Figura 83 - Esquema de adutora de recalque, destacando-se a altura manométrica total (COPERSUCAR, 1988). 225
Figura 84 - Seção trapezoidal típica de canais de condução de vinhaça. 226

Figura 85 - Tanque de armazenamento de vinhaça impermeabilizado com geomembranas e protegido com cerca para evitar acesso de pessoas e animais. 228
Figura 86 - Aspersor tipo montagem direta succionando de canal. 230
Figura 87 - Carretel enrolador succionando do canal. 231
Figura 88 - Aspersão com carretel enrolador acoplado diretamente no caminhão. 231
Figura 89 - Uso das águas residuárias na irrigação ou fertirrigação dos canaviais. 235
Figura 90 - Esquema da produção e energia elétrica do biogás da vinhaça (adaptado de LAMÔNICA, 2006a). 240
Figura 91 - Esquema (corte) de uma mesa de alimentação com o sistema de limpeza de cana a seco. 241
Figura 92 - Vedação (blindagem) do mancal de moenda (COPERSUCAR, 1983). 242
Figura 93 - Esquema de um separador de arraste tipo centrífugo. 243
Figura 94 - Esquema de um condensador barométrico de alta eficiência (CAE). 246
Figura 95 - Esquema de um condensador Evaporativo (CEV). 247
Figura 96 - Diagrama de evaporação de 5° efeito com sangria de vapor vegetal no 1° efeito para cozimento e aquecimento do caldo da fábrica. 249
Figura 97 - Diagrama da sangria de vv2 para cozimento e vv3, vv2 e vv1 para aquecimento escalonado do caldo da fábrica. 249
Figura 98 - Diagrama de sangria de vv2 para cozimento e de vv4, vv3, vv2 e vv1 para aquecimento escalonado do caldo. 250
Figura 99 - Esquema da sangria de vv1 na destilaria para produção de etanol hidratado, sangria de vv2 para o cozimento e para o aquecimento do caldo da fábrica as sangrias escalonadas dos três primeiros efeitos da evaporação. 250
Figura 100 - Esquema da sangria de vv1 na destilaria para produção de etanol anidro, sangria de vv2 para cozimento, e para o aquecimento as sangrias escalonadas dos três primeiros efeitos da evaporação. 251
Figura 101 - Limpeza da área de secagem e ensaque utilizando lavadora automática de pisos. 252
Figura 102 - Aspiração de sujidades do piso da área de enclausuramento (ensaque). 253
Figura 103 - Limpeza de equipamentos e piso com uso de produtos sanitizantes aprovados pelo Ministério da Saúde. 253
Figura 104 - Limpeza do piso da área de ensaque. 254
Figura 105 - Sequência mostrando o impacto da gota de chuva em solo úmido e descoberto (Fonte: Naval Research Laboratory/USDA – Soil Conservation Service). 259
Figura 106 - Plantio direto da cana na entrelinha da soqueira erradicada com herbicida, em área com planejamento de sulcação para colheita mecânica. 261
Figura 107 - MEIOSI com cultivo intercalar de soja com colheita mecânica. 262
Figura 108 - MEIOSI com utilização de Crotalaria spectabilis. 262
Figura 109 - Sulcação simultânea ao tombamento da Crotalaria juncea, com utilização do implemento tombador frontal. 263
Figura 110 - Sentido da sulcação a partir de terraceamento causando "sulcos mortos" dentro do talhão. 264
Figura 111 - Área anual de renovação à taxa de 15% e ano de término do processo. 265
Figura 112 - Mapa do Zoneamento Agroambiental (ZAA) do estado de São Paulo, e localização das usinas e destilarias do estado (composto pelo CTC). 275

Lista de Tabelas

Tabela 1 -	Consumo de água doce por continentes (adaptado da fonte: www.worldwater.org citado em ANA, 2008).	29
Tabela 2 -	Energia nas partes da cana (adaptado de LAMÔNICA, 2006).	44
Tabela 3 -	Autoconsumo de energia no processamento industrial da cana.	45
Tabela 4 -	Demanda da produção do setor sucroenergético (RODRIGES, 2006).	46
Tabela 5 -	Distribuição percentual da produção de cana nas regiões brasileiras (Fonte: UNICA, 2008a).	48
Tabela 6 -	Áreas de canas e unidades industriais sucroenergéticas do Estado de São Paulo na safra 2008/2009 e suas influências territoriais nas UGHRIs.	51
Tabela 7 -	Fórmulas NPK para os ciclos de cana planta e cana soca.	57
Tabela 8 -	Controle de pragas na cana-de-açúcar (resumido de ALMEIDA et al., 2005).	59
Tabela 9 -	Usos médios da água em unidades produtoras de açúcar e etanol.	69
Tabela 10 -	Quantidade de água de resfriamento dos mancais de moendas.	84
Tabela 11 -	Quantidade de água de resfriamento dos trocadores de calor do óleo das turbinas e equipamentos da área de extração e moagem.	86
Tabela 12 -	Características do leite de cal conforme o grau Beaumé (ºBé).	92
Tabela 13 -	Parâmetros de operação em evaporador de 5º efeito com sangrias no 1º efeito (pré-evaporador).	104
Tabela 14 -	Perdas percentuais de etanol por evaporação em dornas abertas em função da temperatura e da graduação alcoólica final do vinho (FORMAGGIO & FINGUERUT, 1990).	121
Tabela 15 -	Estimativa da quantidade de vapor necessário para o processo considerando um "mix" de 50 % de produção entre etanol e açúcar.	128
Tabela 16 -	Padrões legais de emissão de poluentes atmosféricos para caldeira a bagaço (existentes e novas) e padrões de qualidade do ar das legislações federal e do estado de São Paulo.	131
Tabela 17 -	Características dos retentores de fuligem via úmida modelos CTC.	132
Tabela 18 -	Quantidade de água de resfriamento dos trocadores de calor do óleo de resfriamento de turbogeradores e turbinas de acionamento de bombas e exaustores da área de energia.	134
Tabela 19 -	Padrão microbiológico de potabilidade da água para consumo humano (Artigo 11 da portaria MS nº 518).	138
Tabela 20 -	Padrão de turbidez para água pós-filtrada ou pré-desinfetada (Artigo 12 da portaria MS nº 518).	138
Tabela 21 -	Padrão de potabilidade para substâncias químicas que representam risco à saúde (Artigo 14 da portaria MS nº 518).	139
Tabela 22 -	Padrão de radioatividade para água potável (Artigo 15, Portaria MS nº 518).	141
Tabela 23 -	Padrão de aceitação para consumo humano (Artigo 16, Portaria MS nº 518).	141
Tabela 24 -	Parâmetros limites da qualidade do tratamento de águas de caldeiras aquatubulares adotado pela ASME, 1994.	142
Tabela 25 -	Classificação de caldeiras de acordo com as pressões.	150

Tabela 26 -	Consequências das impurezas da água de caldeiras.	151
Tabela 27 -	Tipos de programas de tratamento interno de águas de caldeiras.	155
Tabela 28 -	Valores máximos permissíveis na água interna das caldeiras nos tratamentos convencional, complexiométrico, disperso-solubilizante e conjugado.	157
Tabela 29 -	Valores máximos permissíveis na água interna das caldeiras com tratamento de precisão.	157
Tabela 30 -	Carga orgânica potencial e remanescente e o equivalente populacional dos despejos da indústria sucroalcooleira (base 1997).	160
Tabela 31 -	Resumo das características dos despejos de usinas e destilarias em geral.	161
Tabela 32 -	Evolução da característica físico-química média das águas residuárias industriais enviadas para a lavoura de cana (ELIA NETO e ZOTELLI, 2008).	171
Tabela 33 -	Caracterização de águas residuárias de algumas seções das usinas (ELIA NETO e ZOTELLI, 2008).	172
Tabela 34 -	Resultados físico-químicos de 28 amostras de águas residuárias de usinas sem refinaria anexa, associadas ao CTC (ELIA NETO e ZOTELLI, 2008).	173
Tabela 35 -	Qualidade dos condensados da evaporação de múltiplo efeito em levantamento do CTC (HOMEM et al., 2000).	175
Tabela 36 -	Resultados físico-químicos da flegmaça obtidos de levantamento do CTC (CRISTOFOLETTI et al., 1998).	176
Tabela 37 -	Caracterização físico-química da vinhaça obtida de levantamentos realizados no CTC.	177
Tabela 38 -	Características qualiquantitativas de vinhaça procedentes de mostos de melaço, caldo e misto (Fonte: "Utilização de Restilo como Fertilizante em Solos Cultiváveis com Cana-de-açúcar - Relatório Final", CETESB,1982).	178
Tabela 39 -	Comparação dos resultados obtidos com os preconizados na literatura.	179
Tabela 40 -	Evolução das taxas de captação, consumo e lançamento de água na indústria canavieira (ELIA NETO, 2008).	185
Tabela 41 -	Disponibilidade e demanda de captação de água superficial no Estado de São Paulo.	186
Tabela 42 -	Características da caixa de decantação de areia das águas da lavagem de cana.	192
Tabela 43 -	Características dos decantadores circular modelo CTC para os efluentes da lavagem de cana.	195
Tabela 44 -	Características do predecantador modelo CTC para os efluentes da lavagem de cana com excesso de areia.	197
Tabela 45 -	Parâmetros médios utilizados para os efluentes quentes da fábrica de açúcar conforme os equipamentos da fábrica.	199
Tabela 46 -	Parâmetros do sistema de resfriamento com torres dos efluentes quentes da destilaria.	202
Tabela 47 -	Parâmetros característicos dos decantadores/flotadores de fuligem modelos CTC (COPERSUCAR, 1983).	203
Tabela 48 -	Composição média da fuligem (COPERSUCAR, 1983).	205
Tabela 49 -	Vazões dos efluentes mornos de resfriamento de equipamentos.	205
Tabela 50 -	Produção e uso dos condensados da fábrica de açúcar.	206
Tabela 51 -	Comparação da qualidade dos condensados com os valores máximos permissíveis na água interna das caldeiras nos tratamentos convencional, complexiométrico, disperso-solubilizante e conjugado.	207
Tabela 52 -	Reúsos dos condensados da fábrica de açúcar no processo.	208

Tabela 53 - Balanço das perdas de água nos circuitos fechados de tratamento devido a purgas, evaporação e perdas devido a incorporações de água nos produtos e resíduos. 210
Tabela 54 - Balanço final de reúso dos condensados para o "mix" de produção de 50%. 211
Tabela 55 - Parâmetros para o dimensionamento do tratamento de esgoto doméstico. 214
Tabela 56 - Comparação dos resultados físico-químicos da vinhaça com os do guia para interpretação da qualidade de água para irrigação. Fonte: BRASON, 1980, citado por PENATTI & DONZELLI (2000). 216
Tabela 57 - Parâmetros médios considerados no transporte do rodotrem. 222
Tabela 58 - Parâmetros médios do transporte rodoviário de vinhaça por rodotrem (60 m^3) bate e volta. 224
Tabela 59 - Tipos de sistema de aplicação de vinhaça nas lavouras de cana-de-açúcar do Estado de São Paulo (SOUZA, 2005). 229
Tabela 60 - Parâmetros envolvidos no dimensionamento do sistema de aspersão com carretel enrolador na fertirrigação. 232
Tabela 61 - Parâmetros convencionais de projeto e operação de biodigestores UASB (ELIA NETO et al., 1988). 238
Tabela 62 - Efeito de alguns compostos na biodigestão anaeróbia. 239
Tabela 63 - Economia de vapor e água devido às sangrias de diversos efeitos. 251
Tabela 64 - Principal legislação no âmbito federal 272

1. Introdução

André Elia Neto

O setor sucroenergético apresenta uma cadeia produtiva em que várias de suas etapas, se não gerenciadas adequadamente, podem provocar impactos ambientais indesejados, principalmente associados ao solo e à água. Em bacias hidrográficas com menor disponibilidade de água, pode ser também um competidor expressivo pelos recursos hídricos, com destaque nas regiões em que a cana-de-açúcar necessite de irrigação plena.

Historicamente, foi formada uma idéia entre as entidades ligadas ao meio ambiente e aos recursos hídricos de que a agroindústria sucroalcooleira é uma grande consumidora de água, o que realmente era procedente, em face dos valores de captação de água que o setor realizava no processo industrial. De maneira geral, isto não se aplica à produção de cana, visto que, diferentemente da maioria dos países produtores, o Brasil e principalmente a região canavieira Centro-Sul, não utiliza água para a irrigação plena dos canaviais. O uso desse recurso ocorre somente em certas regiões, onde se tem a irrigação de salvamento ou suplementar com lâminas de água pequenas e normalmente utilizando águas residuárias do processo industrial.

Mais recentemente, o setor sucroenergético adotou uma postura mais moderna, com grande preocupação quanto à conservação e ao uso racional da água, estabelecendo programas rigorosos de gestão ambiental e de recursos hídricos. Essa preocupação pode ser verificada desde a etapa de produção da cana até a de armazenamento do álcool produzido, passando por uma grande modernização dos processos na indústria, em que o reúso de água é realizado cada vez mais intensamente.

O processo de tomada de decisão para uma gestão ambiental eficaz da água não representa tão somente a necessidade de conformidade legal da atividade industrial, mas também a demonstração de responsabilidade social do setor produtivo. Além disso, o setor sucroenergético tem importante atuação no mercado internacional e um número crescente de países vem exigindo certificação ambiental de produtos, processos de produção e serviços. Como se vê, a competitividade comercial exigirá, de forma cada vez mais presente, a reavaliação dos processos produtivos e a adoção de práticas de produção mais limpas, que otimizem os usos dos recursos naturais, dentre estes a água, um bem essencial à vida.

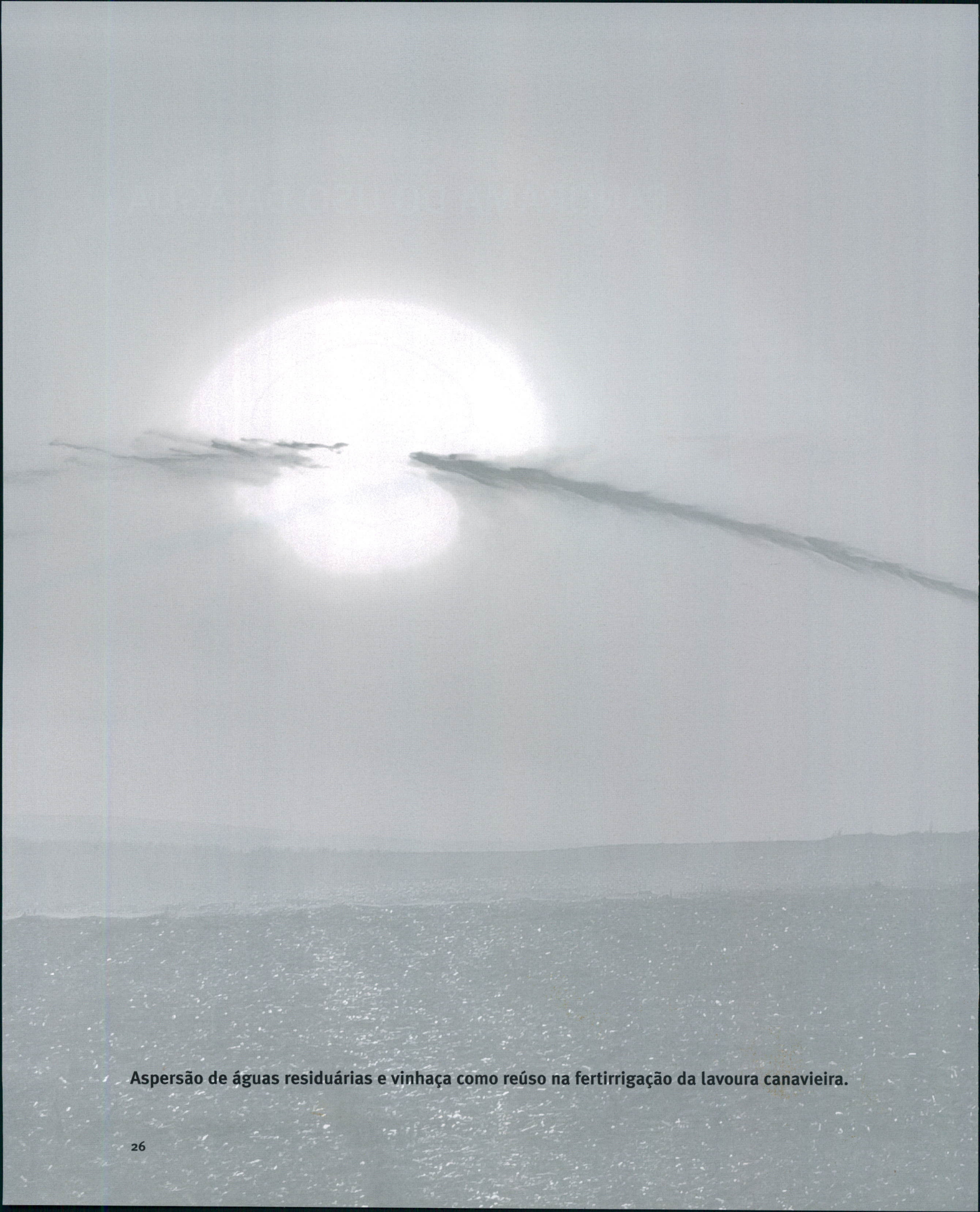
Este manual é destinado a disponibilizar informações ambientais, especialmente as mais relacionadas com o gerenciamento de recursos hídricos, para todos os interessados na adoção e utilização de processos industriais afinados com os conceitos do desenvolvimento sustentável e voltados à melhoria da qualidade ambiental em relação à utilização dos recursos hídricos.

Apresenta de forma resumida o perfil do setor sucroenergético, a descrição genérica das principais etapas da atividade industrial associadas à produção de cana, açúcar e de etanol e os aspectos de uso e reúso de água relacionados com cada uma das etapas do processo industrial, destacando-se os avanços já alcançados em termos de economia de água.

É resultado de um esforço conjunto realizado pelas entidades patrocinadoras, por um lado a ANA, que busca ser reconhecida pela sociedade como a referência na gestão e regulação dos recursos hídricos e na promoção do uso sustentável da água e por outro lado, as entidades representantes da indústria paulista e do setor sucroenergético. Congrega utilizadores da água para a produção e transformação de bens industriais para o desenvolvimento da sociedade, neste caso a UNICA, a FIESP e o CTC.



PANORAMA DO USO DA ÁGUA



Aspersão de águas residuárias e vinhaça como reúso na fertirrigação da lavoura canavieira.

2. Panorama do uso da água

André Elia Neto

A água é fundamental para a vida, sendo parte constituinte de todos os seres vivos de nosso planeta .

Conforme BRANCO (1993), há duas teorias do surgimento de água no planeta. Aprisionamento das águas congeladas dos cometas e, a mais aceita, formação conjunta com o planeta, com a liberação de moléculas de H_2O na forma de vapor no processo de formação dos minerais, principalmente silicatos. Felizmente, a água se mantém grande parte no estado líquido, pela feliz coincidência da distância da Terra em relação ao Sol.

A importância da água não pode ser vista apenas sob o ponto de vista biológico, mas também com relação às atividades produtivas, devendo o pleno acesso e o uso múltiplo das águas serem assegurados pela gestão eficaz dos recursos hídricos. Estes múltiplos usos podem ser agrupados como consuntivo (quando a água utilizada não retorna imediatamente aos recursos hídricos locais, como abastecimento urbano, irrigação e abastecimento industrial), e não consuntivo, quando não existe consumo de água na atividade, como produção de energia elétrica, lazer, piscicultura, navegação e usos ecológicos.

2.1. No Mundo

Conforme é estimado pela ONU, 1,8 bilhão de pessoas deverão conviver com absoluta escassez de água no planeta na proximidade do ano 2025, apesar de cerca de 70% da superfície da Terra ser coberta por água.

Estima-se que, do volume total de água do planeta, mais de 97% sejam constituídos de água salgada e uma parte ínfima se encontra em forma de vapor, sendo a parte restante a denominada "água doce". O problema é que maior parte da água doce está indisponível, armazenada nas geleiras e em partes mais profundas do solo, restando relativamente muito pouco de água doce para ser facilmente utilizada. Para complicar, as atividades humanas têm causado séria degradação dos recursos hídricos existentes, diminuindo gradativamente sua disponibilidade para usos mais exigentes em termos de qualidade.

Neste sentido é necessário que se desenvolvam técnicas e pesquisas que adiem, minimizem ou mesmo evitem o "estresse" hídrico no mundo. Podem-se delinear algumas alternativas neste sentido, que certamente implicam em tomadas de decisão e investimentos:

- Redução do desperdício de água;
- Pesquisa e Desenvolvimento que minimize o consumo e evite o desperdício de água;
- Tratamento e reúso da água;
- Preservação de mananciais e gestão de recursos hídricos.

Pelo fato de a água potável ser um recurso finito e com reservas limitadas, se repartindo desigualmente pela superfície terrestre, os especialistas têm alertado que, se o consumo continuar crescendo como nas últimas décadas, todas as águas superficiais do planeta estarão comprometidas por volta do ano 2100, caracterizando uma situação de estresse hídrico.

O "estresse hídrico" é definido como o limite em que a disponibilidade hídrica encontra-se perigosamente próxima a valores baixos de demanda: segundo a ONU, quando inferior a 1.000 m^3 anuais por habitante, ou segundo o Banco Mundial, quando a disponibilidade for inferior a 2.000 m^3 anuais por habitante.

O estresse hídrico ou carência de água está, portanto, associado a uma combinação de efeitos naturais, demográficos, sócio-econômicos e até culturais, ou seja: chuvas escassas ou mal distribuídas, alto crescimento demográfico, desperdício no uso da água e poluição de mananciais. O mais sério é que o agente renovador e distribuidor de água doce da natureza, o ciclo hidrológico, pode vir a ser afetado pelas mudanças climáticas globais, contribuindo para agravar as expectativas.

A Figura 1 apresenta a distribuição dos recursos hídricos no mundo, que totalizam 55.273 km^3/ano, evidenciando os blocos dos países desenvolvidos e em desenvolvimento.

A distribuição relativa dos recursos hídricos no planeta é mostrada na Figura 2. Já a Figura 3 apresenta a distribuição geográfica populacional no mundo.

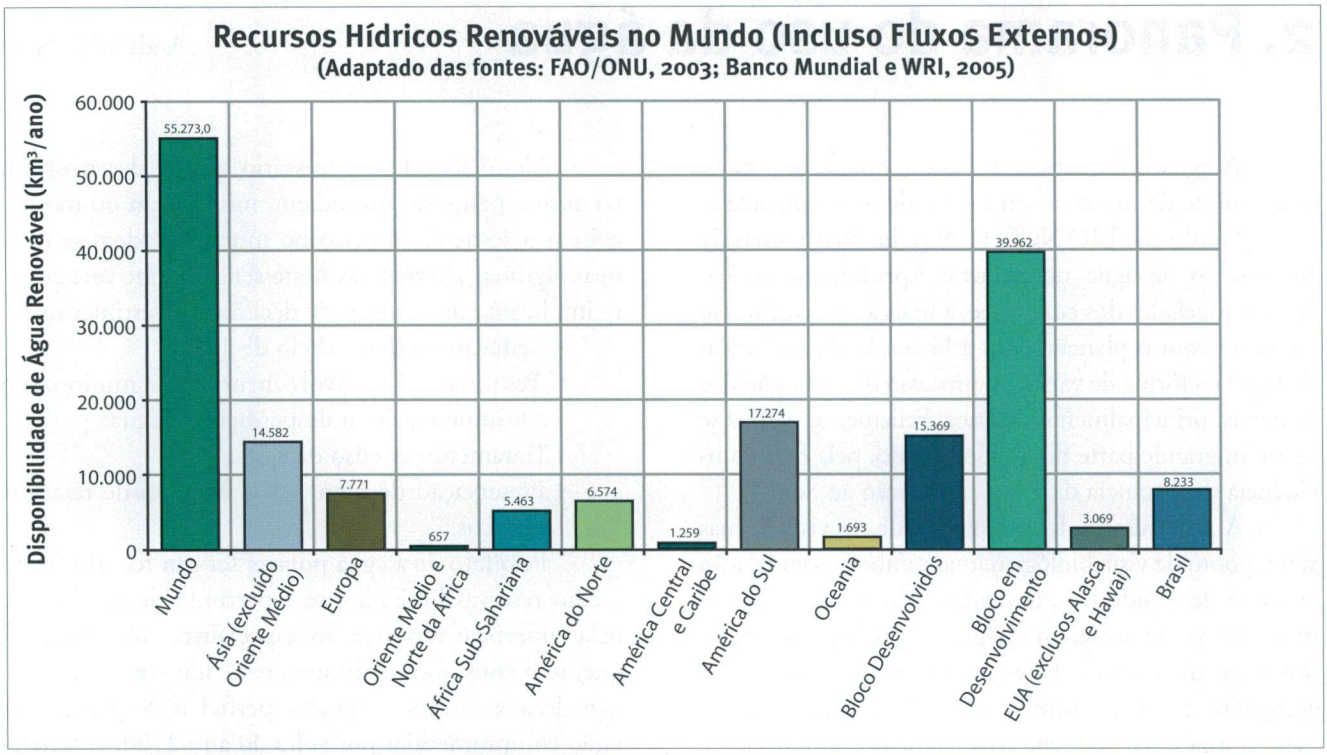


Figura 1 - Distribuição dos recursos hídricos renováveis no mundo.

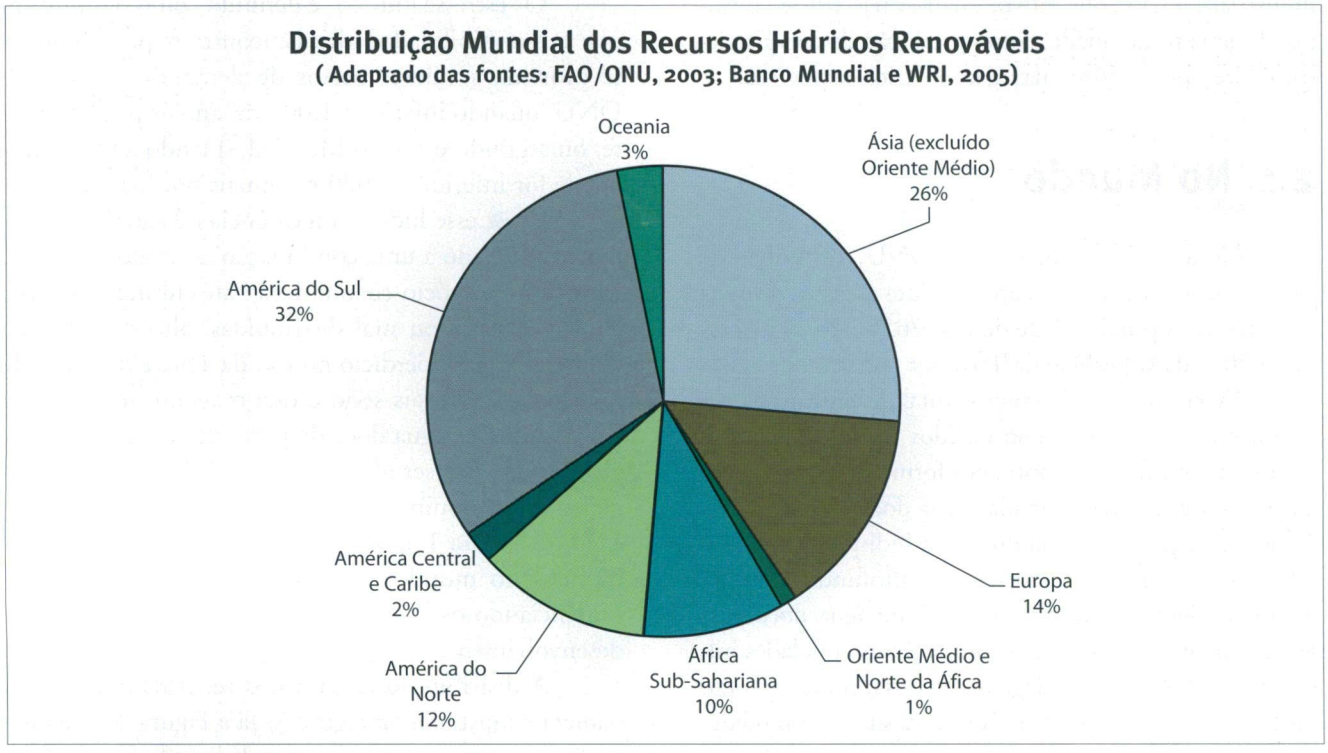


Figura 2 - Distribuição relativa dos recursos hídricos renováveis no planeta.

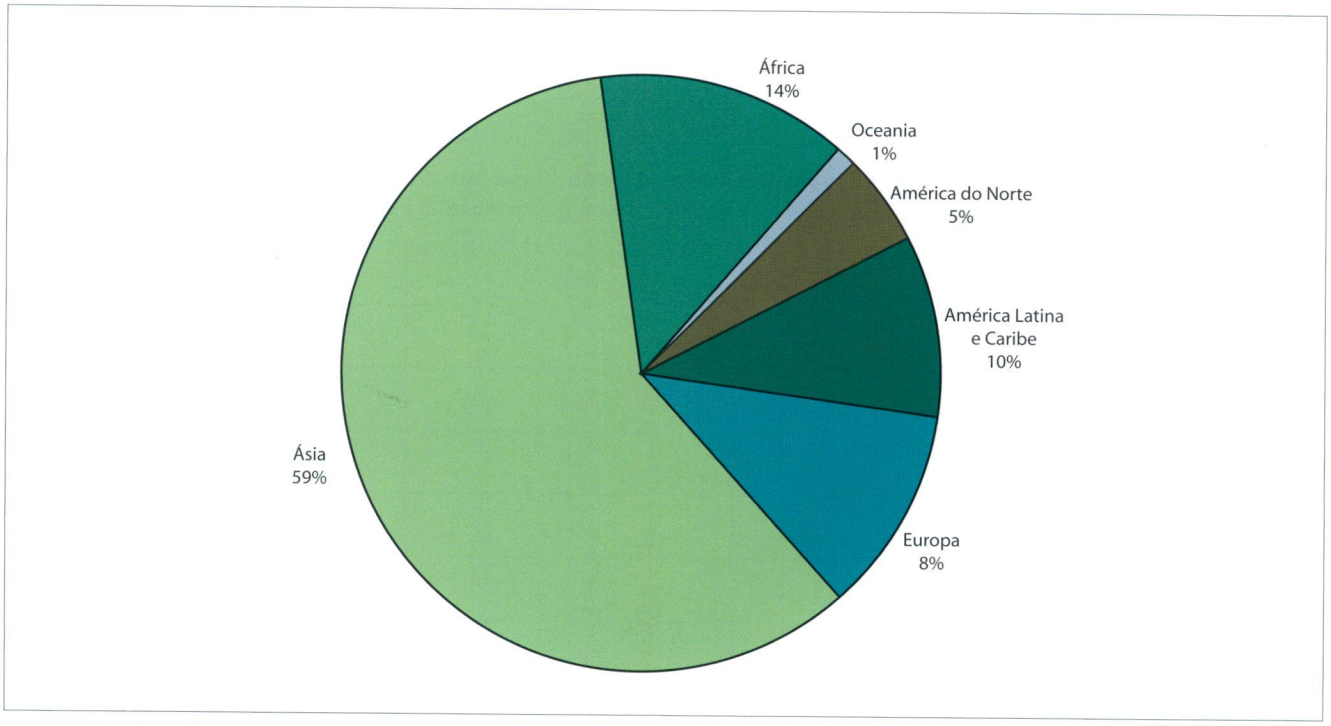


Figura 3 - Distribuição percentual da população no planeta.

Basicamente, destas duas informações, disponibilidade de água e população, pode-se constatar onde existe escassez de água, ou seja, as menores relações "água disponível por habitante".

A população da Terra em 2005 foi estimada em 6,5 bilhões de habitantes, cuja metade aproximadamente está concentrada em apenas cinco países: China, Índia, EUA, Indonésia e Brasil. A ONU sinaliza para uma população entre 9 e 10 bilhões em 2050. A Tabela 1 resume a demanda de água nos continentes, mostrando também que o maior consumo se dá na agricultura, portanto um uso consuntivo que influencia mais diretamente o conflito da água em termos de quantidade.

Tabela 1 - Consumo de água doce por continentes (adaptado da fonte: The World's Water (www.worldwater.org), citado em ANA (2008))

Continentes	Demanda (2000)		Consumo [%]		
	[km³/ano]	[m³/hab.ano]	Doméstico	Industrial	Agrícola
África	151,99	7.738	10	4	86
América do Norte e Central	608,93	6.868	11	33	56
América do Sul	106,21	6.164	9	6	85
Ásia	1.495,65	16.252	11	7	82
Europa	311,87	13.757	15	52	33
Antiga União Soviética	269,87	19.515	7	13	80
Oceania	16,93	1.374	56	6	38
Total	**2.961,45**				

Alguns autores estabelecem que o consumo anual no mundo seja um pouco maior que o apresentado na Tabela 1, da ordem de 3.802 km³/ano, dependendo da metodologia, neste caso, sendo considerados os fluxos externos de contribuição de água nos países e continentes. Esta distribuição é apresentada graficamente na Figura 4.

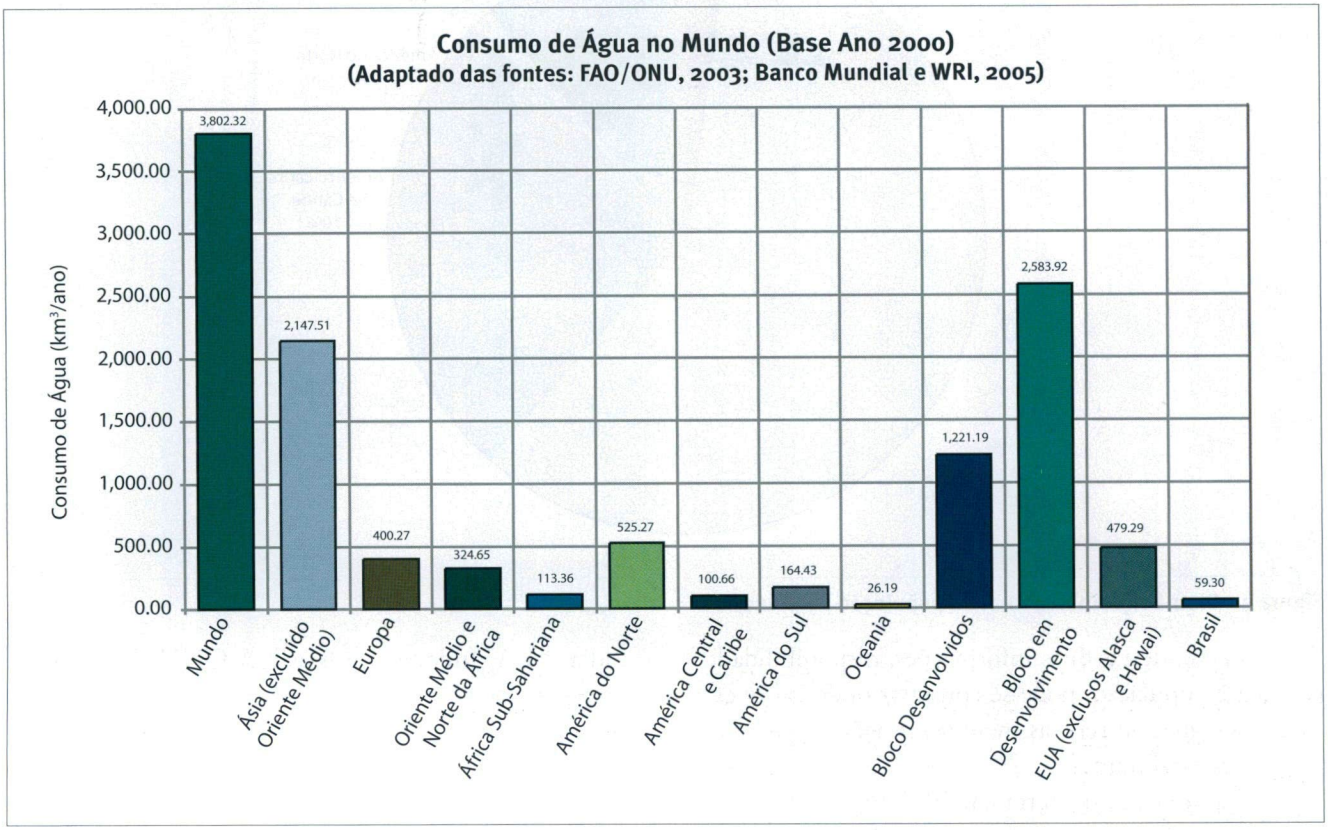


Figura 4 - Distribuição do consumo de água no mundo no ano 2000.

Na Figura 5, por sua vez, é apresentada a distribuição geográfica do consumo relativo de água no mundo, notando-se um equilíbrio em relação aos blocos continentais considerados, com exceção da América do Norte e Europa que relativamente têm menor consumo de água.

Verificam-se também na Figura 5 que, globalmente, o Oriente Médio e Norte da África, são as regiões com menores disponibilidades de recursos hídricos *per capita*, estimado em 1.505 m³/habitante.ano. Este valor indica uma região com estresse hídrico quando se considera o limite adotado pelo Banco Mundial (1.500 m³/habitante.ano), estando perigosamente próximo do valor considerado pela ONU como crítico, 1.000 m³/habitante.ano.

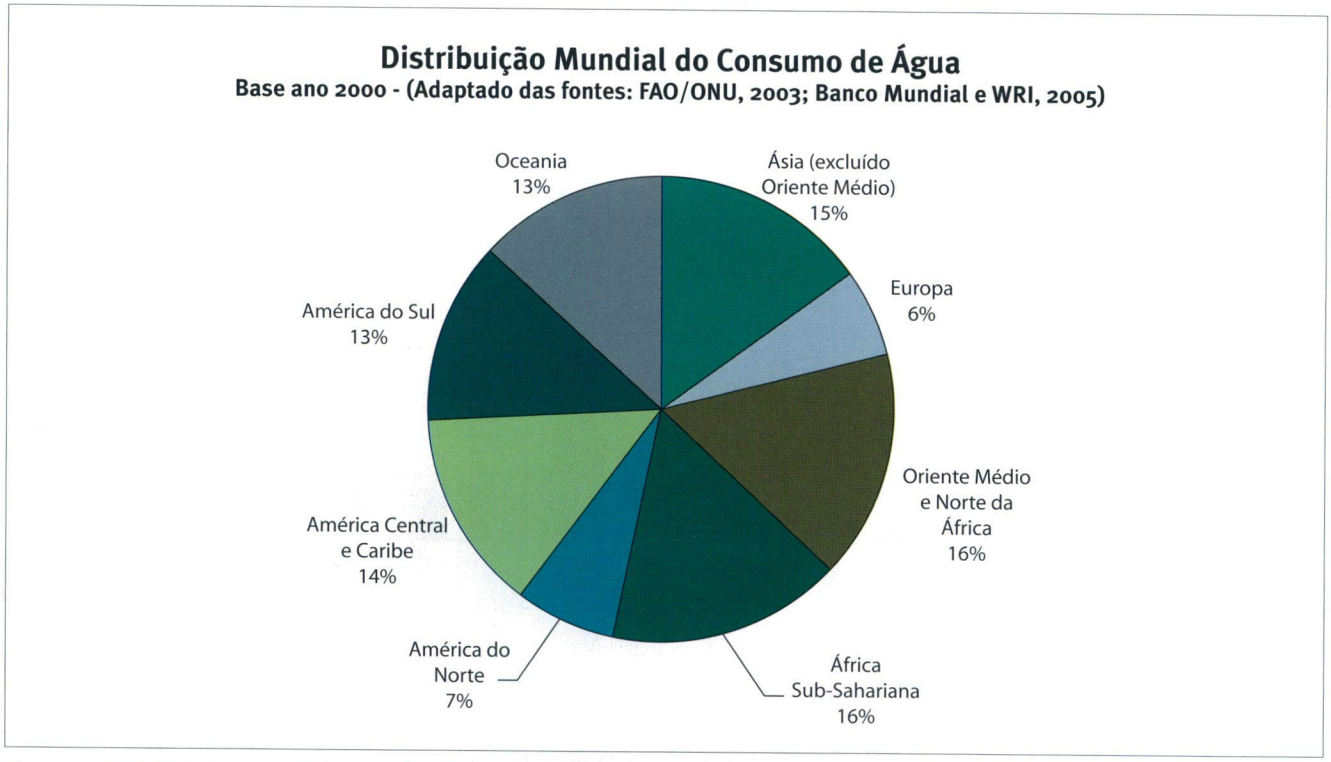


Figura 5 - Distribuição geográfica relativa do uso de água doce no Mundo.

Quando se divide o consumo pela população, a América do Norte, mais especificamente os EUA, passa a ser o bloco que mais consome água per capita no mundo, 1.663 m^3/habitante.ano contra uma média mundial de 623 m^3/habitante.ano, conforme é mostrado na Figura 6.

Os EUA têm consumo per capita de aproximadamente 2,7 vezes a média mundial. Se o mundo usasse água igual aos EUA, em 2050 o consumo seria 5,2 vezes maior que hoje, sem dúvida uma situação insustentável que exauriria este vital recurso natural.

Considerando as atividades humanas, a distribuição relativa dos usos se dá em sua maior parte na agricultura (70%), em seguida na indústria (20%) e o restante doméstico (10%), conforme ilustrado na Figura 7. O uso mais intensivo de água na agricultura se dá principalmente nos países do terceiro mundo, enquanto que na Europa e América do Norte, – em suma, nos países desenvolvidos –, o maior consumo se dá na indústria.

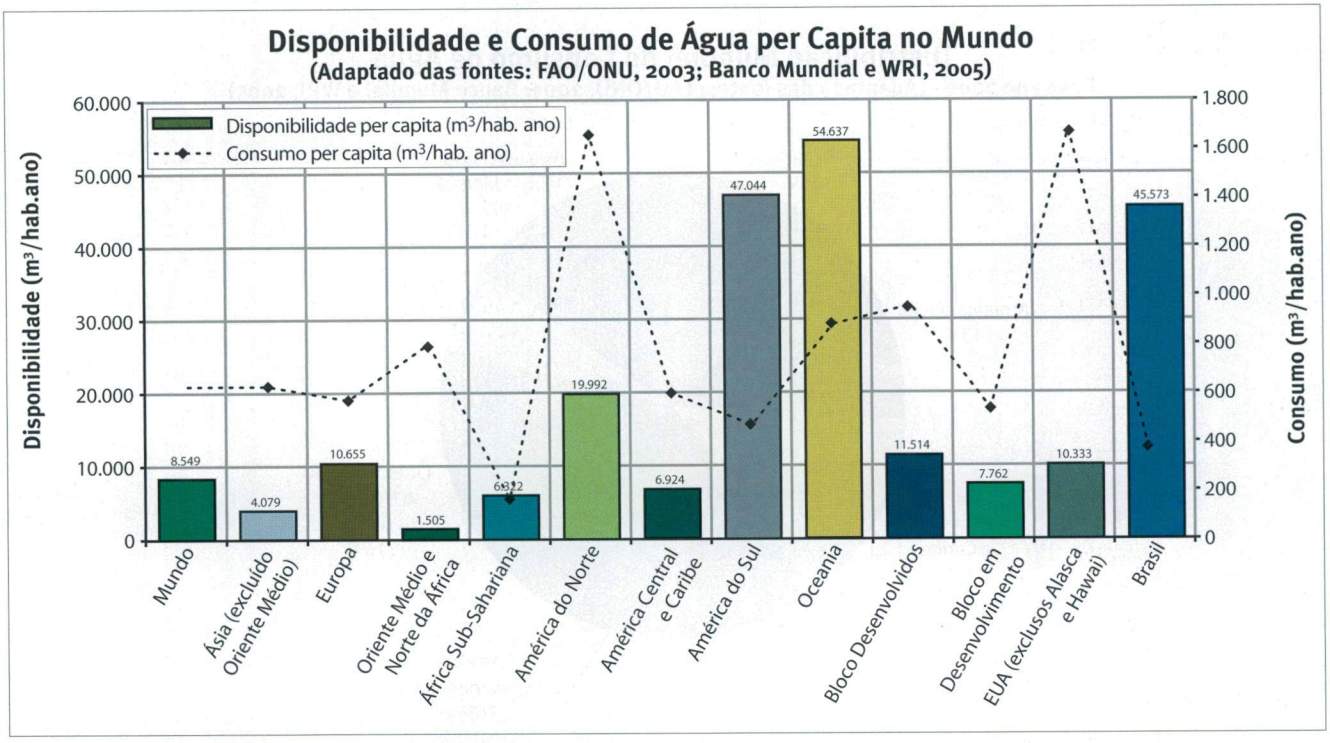


Figura 6 - Distribuição geográfica da disponibilidade e consumo per capita da água doce no Mundo.

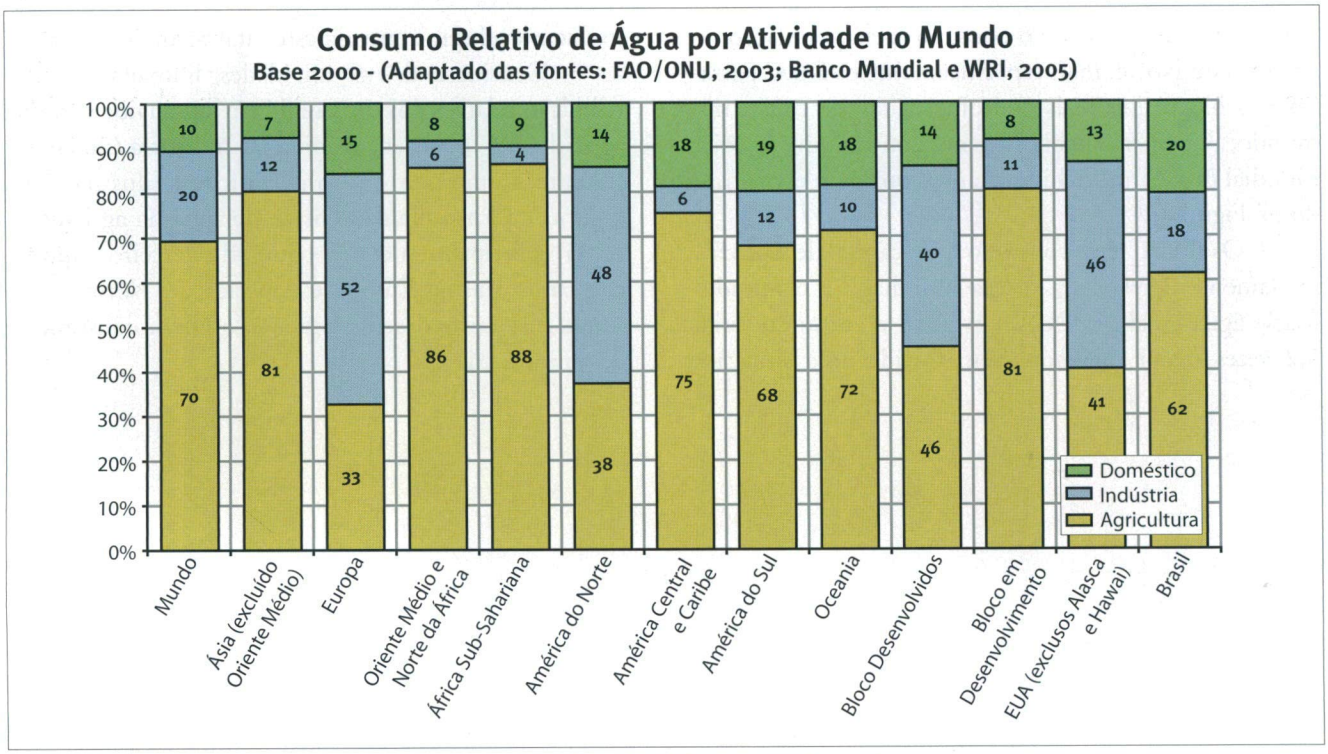


Figura 7 - Distribuição do uso de água no mundo por atividade (WRI, 2005/FAO 2003).

2.2. No Brasil

O Brasil, localizado em sua maior parte na Zona Intertropical, com domínio de climas quentes e úmidos, recebe chuva em cerca de 90% do seu território, normalmente variando de 1.000 a 3.000 milímetros anuais. A única grande área que foge a este padrão é o Sertão Nordestino, região que ocupa cerca de 10% do território nacional.

Devido a estas características climáticas e às condições geomorfológicas dominantes, o Brasil possui importantes excedentes hídricos cujo resultado é a existência de uma das mais vastas e densas redes de drenagem fluvial do mundo. Como conseqüência, nossa produção hídrica equivale a pouco mais que metade do total da América do Sul. Embora não haja um consenso sobre o assunto, estima-se que nosso país detenha algo entre 12% e 15% dos recursos hídricos totais do mundo (OLIC, 2003).

Segundo dados da WRI (2005) apresentados anteriormente na Figura 1, a disponibilidade no Brasil é de 8.233 km^3/ano, que comparada com a disponibilidade hídrica renovável mundial de 55.237 km^3/ano, resulta em uma disponibilidade relativa de aproximadamente 15% destes recursos no mundo.

Como visto, o Brasil possui abundância de águas superficiais, porém esses recursos hídricos não estão distribuídos eqüitativamente pelo território. Quatro grandes bacias hidrográficas são responsáveis por 85% de nossa produção hídrica: Amazônica; Tocantins-Araguaia; São Francisco; e Paraná. A Figura 8 apresenta esquematicamente as quantidades relativas de disponibilidade de água no Brasil, bem como a distribuição relativa populacional e territorial.

Nas regiões hidrográficas Amazônica e Tocantins-Araguaia, a produção hídrica corresponde a 73% do total do país. Nessas áreas, de forma geral, as densidades demográficas são muito baixas, variando de 2 a 5 hab./km^2. No outro extremo, na região hidrográfica Paraná, com apenas 6,5% da produção hídrica, as densidades demográficas dominantes estão entre 25 e 100 hab./km^2, cerca de 20 vezes mais que a região Norte. A bacia do Paraná conta com as maiores metrópoles do país, com as áreas mais dinâmicas da economia brasileira, sendo os mananciais mais exigidos e poluídos do país.

A disponibilidade per capita no Brasil é estimada em 45.573 m^3/habitante.ano (WRI, 2005), como visto anteriormente na Figura 6, muito embora também não haja consenso sobre o número exato. De qualquer forma, considerando a demanda pelo uso da água no Brasil em 345 m^3/habitante.ano, a situação brasileira é bastante privilegiada, com menos que 1% em relação a sua disponibilidade.

Nenhuma unidade federativa do Brasil apresenta disponibilidade de água *per capita* inferior a 1.000 m^3 anuais por habitante, porém os estados do Rio Grande do Norte, Paraíba, Pernambuco, Alagoas, Sergipe e o Distrito Federal, apresentam índices menores que 2.000 m^3 anuais por habitantes, abaixo, portanto, do patamar de estresse hídrico defendido pelo Banco Mundial.

A aparente abundância de água no Brasil tem sustentado uma cultura de desperdícios. Os problemas de abastecimento na atualidade ainda estão restritos a poucas áreas e decorrem da combinação de vários fatores, entre eles: da irregularidade das condições climáticas (Sertão do Nordeste); do crescimento exagerado do consumo; e da degradação ambiental.



Figura 8 - Distribuição relativa dos recursos hídricos, da população e do território brasileiro (adaptado de dados do DNAEE, 1992 citado por UNIAGUA, 2007).



PERFIL DO SETOR SUCROENERGÉTICO

Detalhe de canteiros com espécies experimentais de cana em desenvolvimento no CTC.

3. Perfil do setor sucroenergético

André Elia Neto

3.1. Histórico

Na Antiguidade, o açúcar era uma especiaria exótica, sendo utilizada apenas como tempero ou remédio. A origem provável da cana-de-açúcar data de 6 mil anos a.C. em regiões próximas à Índia. O termo sânscrito "sarkara" deu origem a todas as versões da palavra açúcar nas línguas indo-européias: "sukkar" em árabe, "saccharum" em latim, "zucchero" em italiano, "seker" em turco, "zucker" em alemão, "sugar" em inglês (COPERSUCAR, 2006).

A cana foi introduzida na China por volta de 800 a.C. e o açúcar já era produzido em 400 a.C., porém só a partir de 700 d.C. começou a ser comercializado. No século 12, o açúcar chegou à Europa, havendo um grande interesse devido às novas bebidas, como o café, o chá e o chocolate serem adoçados com açúcar. Em 1493, Cristóvão Colombo iniciou o cultivo da cana-de-açúcar nas Antilhas e a partir daí, a história do açúcar no mundo ganhou novas dimensões.

As primeiras mudas chegaram ao Brasil em 1532, na expedição de Martim Afonso de Souza. No início da colonização brasileira, a cana-de-açúcar se espalhou, principalmente pelo Nordeste, por causa das condições climáticas propícias, da mão-de-obra africana e devido à maior proximidade com a Europa. A planta se espalhou devido ao solo fértil e clima tropical quente e úmido e com a utilização da mão-de-obra escrava vinda da África, a colônia brasileira enriqueceu Portugal com as atividades dos engenhos brasileiros ocorrendo o mesmo com o açúcar produzido na América Central, na colonização de franceses, espanhóis e ingleses, espalhando o açúcar por toda a Europa.

Para que a cultura prosperasse, foi necessária a criação de engenhos: as "fábricas" onde a cana virava açúcar. Essas instalações sustentaram a economia açucareira brasileira até o desenvolvimento de novas técnicas em colônias de países concorrentes. Com o surgimento do açúcar de beterraba na Europa, iniciou-se o fim do "ciclo do açúcar" no Brasil, que conheceu uma fase de decadência iniciada no século XVIII até o final do século XIX.

Mesmo assim, a cana-de-açúcar continuou a ser cultivada em São Paulo por engenhocas de pinga e de rapadura e a fazer parte das tradicionais lavouras da capitania bandeirante. Foi com a vinda do Morgado de Matheus, 1765, que de novo a cultura da cana-de-açúcar foi incentivada no Estado de São Paulo, na região conhecida por quadrilátero do açúcar: Campinas, Itu, Capivari e Piracicaba.

Em plena revolução industrial, o uso do motor a vapor acionando as moendas construídas em aço, a evaporação múltiplo efeito, o cozedor ao vácuo e as centrífugas para separação do açúcar dão um enorme impulso a modernização da produção de açúcar. Estes equipamentos 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 (JUNQUEIRA, 2006).

Enquanto as modernas fábricas se multiplicavam e novas regiões produtoras surgiam no mundo no Brasil os engenhos tradicionais ainda persistiam. O imperador do Brasil, D. Pedro II, um entusiasta das novas tecnologias, em 1857 elaborou um programa de modernização da produção de açúcar baseado em um novo conceito produtivo – 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 (JUNQUEIRA, 2006).

- Cana de ano e meio: plantada entre fevereiro e maio, tem boa produtividade, com tempo de crescimento de 15 a 18 meses e variedades precoces, médias e tardias.
- Cana de inverno: plantada entre o final de maio a agosto/setembro, desenvolve-se no período de temperaturas mais baixas, podendo ser adotada quando há opção de irrigação. Seu período de ocupação da terra oscila, em média, de 12 a 14 meses.
- Cana de ano: plantada de setembro a novembro, no início das precipitações de primavera e exige solos mais férteis. As variedades precisam ficar prontas para a colheita do meio para o fim da safra. São necessários tratos culturais específicos na fase de desenvolvimento da planta, incluindo controle de pragas e de ervas daninhas.

No plantio, deve haver planejamento visando à colheita e ao processamento em todo o período da safra, de tal forma que se tenha o maior teor de sacarose da variedade plantada no momento da colheita, havendo também três agrupamentos de variedades com características diferentes de tempo de colheita. São plantadas em proporções adequadas (período de maturação ou período em que se perde menos sacarose), ou seja, cana precoce, cana média e cana tardia. Pode-se inclusive lançar mão de maturadores para que se colha a cana com o maior teor de sacarose possível fora do ciclo normal da variedade, normalmente antecipando em 45 dias a maturação da cana, para possibilitar a colheita com alto rendimento no início de safra, ou ainda retardando a maturação quando conveniente para o fim de safra. Sob o aspecto de maturação tem-se:

- Cana precoce: Grupo de variedade de cana em que se colhe no início da safra, pois há um razoável teor de sacarose nos primeiros meses de safra (maio e junho) não muito distante do ponto máximo de maturação que normalmente é em setembro.
- Cana média: Grupo de variedade de cana-de-açúcar em que se colhe no meio da safra, pois o ponto de maturação se dá de julho a setembro.
- Cana tardia: Grupo de variedade de cana para ser colhida no final da safra, pois amadurece tardiamente e mantém um bom teor de sacarose após o mês de setembro, sendo indicada para ser colhida em outubro e novembro.

Existem três programas de melhoramento genético de cana-de-açúcar no Brasil, o do Instituto Agronômico de Campinas (IAC), com as variedades tipo IAC; o da Ridesa - Rede Interuniversitária do Desenvolvimento Sucroenergético, com a UFSCar como o maior promotor do desenvolvimento no Centro-Sul, programa herdado do antigo Planalsucar com as variedades RB (Republica do Brasil); e o do CTC, antigo Centro de Tecnologia Copersucar com as variedades SP (São Paulo) e atualmente, Centro de Tecnologia Canavieira com a continuação do programa passando as novas variedades a denominar-se CTC. Há também outro programa sendo iniciado pela empresa Canavialis/ Monsanto, ainda sem lançamento de mercado e, outro programa na Usina da Barra com a variedade PO (Pedro Ometto), com menor expressão, atualmente paralisado.

3.2.2. Açúcar

O consumo anual per capita de açúcar dos brasileiros é de 52 kg, valor relativamente alto comparado à média mundial de 22 kg por habitante/ano. O produto é importante e eficaz complemento energético da alimentação sendo usado amplamente para consumo doméstico e na indústria alimentícia brasileira. No caso do consumo doméstico, o açúcar é um produto de demanda inelástica, ou seja, seu incremento se dará em função do crescimento vegetativo, da ordem de 1,1% ao ano. Já para o açúcar utilizado pelas indústrias, espera-se um incremento no consumo, sobretudo nas de refrigerantes, de chocolates, de alimentos e de sorvetes.

Das 30,8 milhões de toneladas de açúcar produzida no Brasil em 2008, pouco menos de 1/3 foi destinada ao mercado interno, exportando-se cerca de 2/3 da produção.

No mercado externo, mesmo com as barreiras protecionistas, a participação do Brasil no mercado livre de açúcar tem aumentado na última década. As perspectivas no médio prazo indicam que as exportações de

açúcar devem sofrer um acréscimo nos próximos anos, em face ao otimismo no setor pela queda de barreira na parcela do açúcar subsidiado da Europa que é voltada à exportação.

Em 2008 o mundo produziu 165 milhões de tonelada de açúcar (JORNAL DA CANA, 2008), distribuídas em 120 países, a maior parte a partir de cana-de-açúcar, aproximadamente 75%, enquanto 25% a partir da beterraba. O Brasil participa com a maior parte da produção mundial, aproximadamente 18,5%. A Figura 10 apresenta a evolução da exportação de açúcar no Brasil desde 1997, verificando-se uma queda de crescimento em 2000, porém retomando a tendência de crescimento, chegando próximo a 20 milhões de toneladas por ano em 2008.

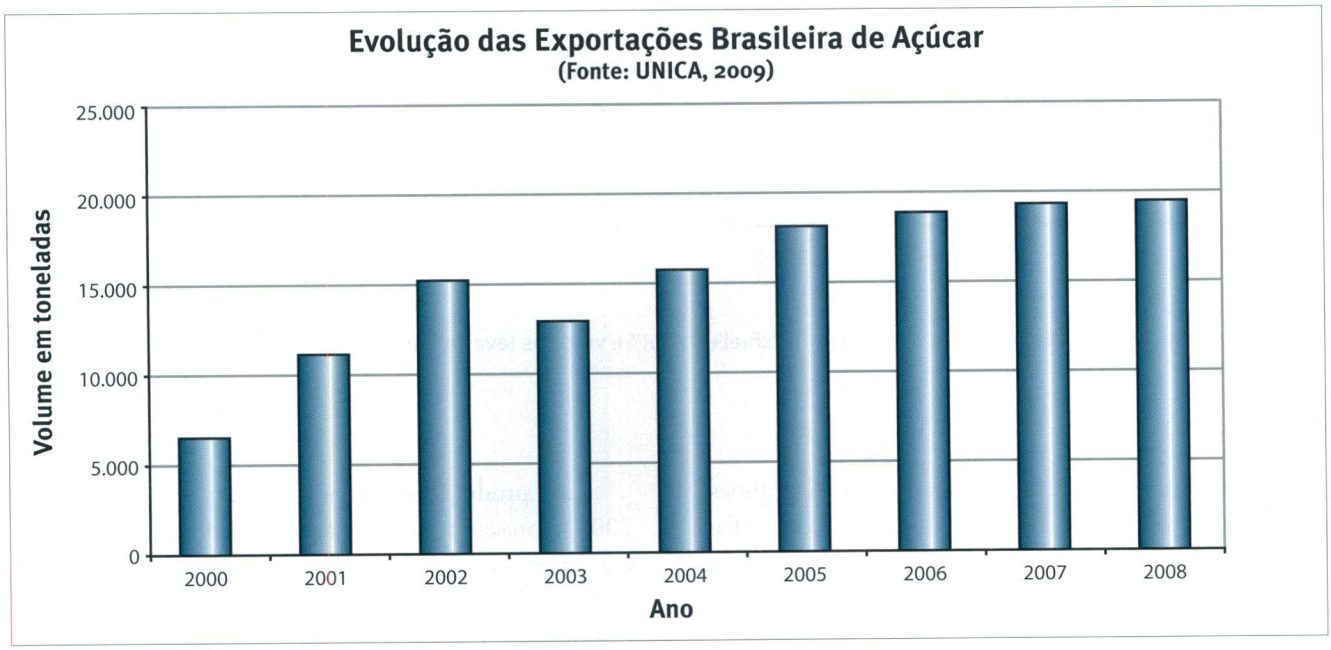


Figura 10 - Evolução da exportação de açúcar no Brasil a partir de 1996 (UNICA, 2009).

3.2.3. Etanol

A maior parte do etanol produzido no Brasil é de uso carburante automotivo, embora também o etanol seja utilizado nos setores industriais de bebida, químico, farmacêutico e de limpeza. Atualmente o combustível de cerca de 10 milhões de veículos que rodam no Brasil é o etanol hidratado, ou seja, cerca de um terço da frota nacional; o anidro é misturado na proporção de 25% em toda a frota brasileira, de 29 milhões de veículos (UNICA, 2009), acumulada desde 1957 (somente veículos leves do ciclo Otto). O gráfico apresentado na Figura 11 mostra a evolução da fabricação de veículo "flexfuel", chegando a 2 milhões de veículos no ano de 2007 e a queda da fabricação dos veículos leves à gasolina, com apenas cerca de 200 mil unidades por ano.

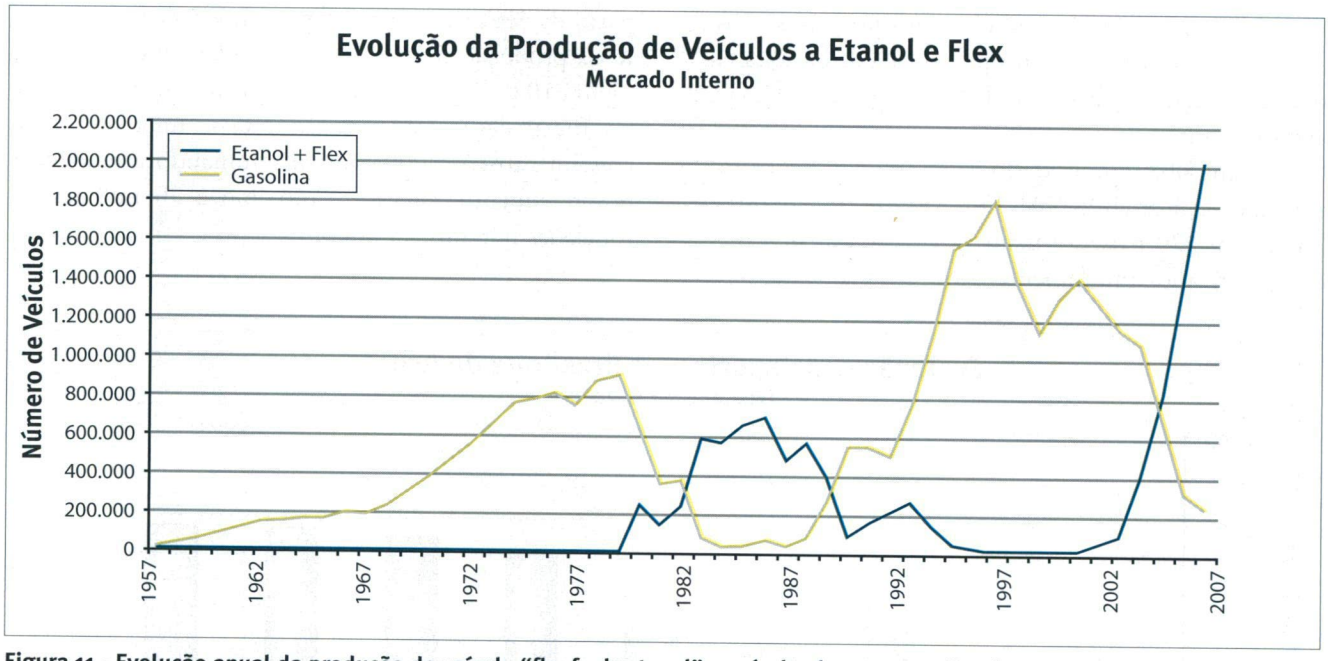


Figura 11 - Evolução anual da produção de veículo "flexfuel+etanol" e veículos leves a gasolina (UNICA, 2009).

O Brasil alcançou a produção de 22,5 milhões de metros cúbicos de etanol ao final da safra 2008/2009, sendo responsável por aproximadamente 28% da produção mundial, estimada em cerca de 79 milhões de metros cúbicos no ano de 2008 (LICHT, 2009), com cerca de 30 países produtores. Praticamente a metade da produção de etanol é originada do processamento da cana-de-açúcar e a outra parte de outras matérias primas, principalmente o milho.

A produção de etanol para exportação, que em 2008 representou 23% da produção no país, deverá crescer em ritmo acelerado à medida que outros países se dispuserem a aumentar a concentração de etanol na gasolina. A Figura 12 apresenta a evolução da exportação de etanol no Brasil.

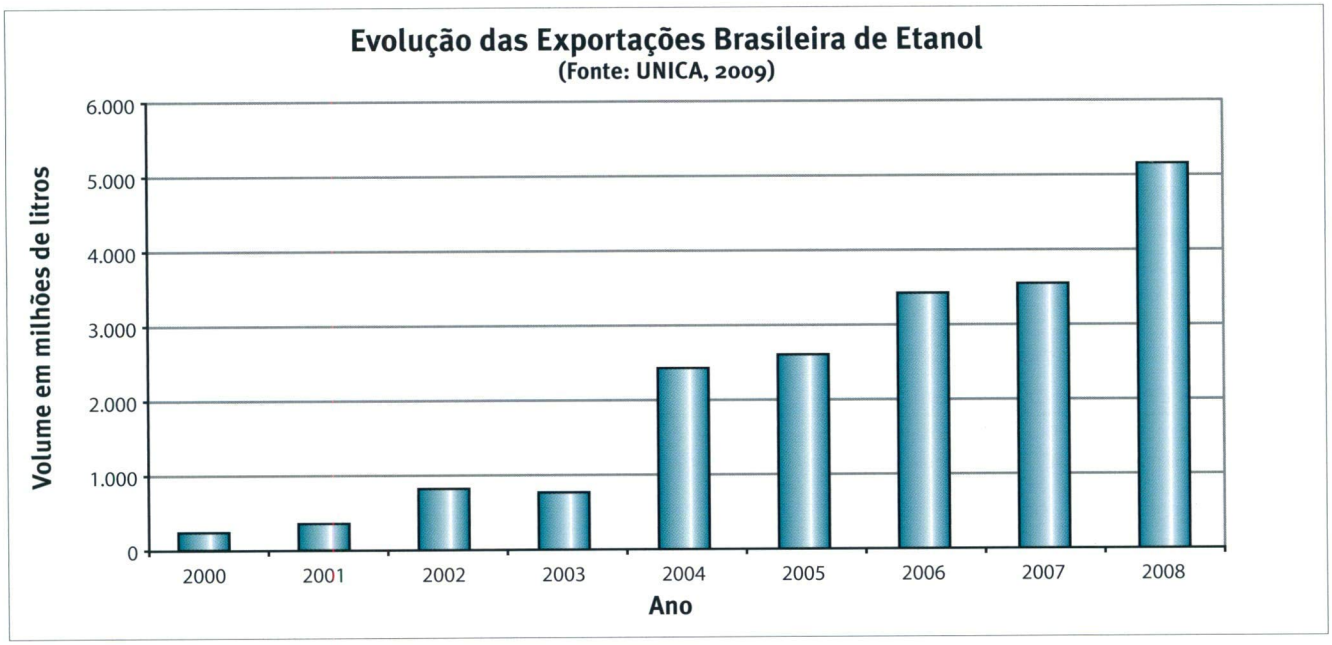


Figura 12 - Evolução da exportação de etanol no Brasil (UNICA, 2009).

Tudo indica que, a médio e longo prazo, o Brasil passe a ser o maior exportador mundial de etanol, tanto de anidro, com maior valor agregado, quanto hidratado, comprado para transformar-se em anidro no exterior. A expectativa do setor, calcada na crescente demanda mundial de etanol devido as suas qualidades ambientais, bem como por ser produzido a partir de matéria-prima renovável, é de que o consumo chegará a 116 bilhões de litros em todo o mundo, com base na mistura de 10% de etanol na gasolina (RODRIGUES, 2006).

3.2.4. Cogeração de energia elétrica

A cana-de-açúcar é composta de 1/3 de caldo e 2/3 de biomassa formada por palha, ponteiro e bagaço. Do caldo já se fabrica o açúcar e o etanol. O restante representa um potencial de matéria-prima que começa a ser explorado, muito embora a maior parte do bagaço já seja utilizada como insumo energético para a indústria sucroenergética.

Na safra 2008/2009, o Brasil moeu 493 milhões de toneladas de cana-de-açúcar correspondentes a 86 milhões tep (tonelada equivalente de petróleo), conforme se resume na Tabela 2. Caso o aproveitamento da cana fosse total, o sistema de produção canavieiro teria um potencial de energia equivalente a 95% da energia atualmente ofertada pelo petróleo, ou seja, 90,125 milhões de tep, conforme apresentado no BEN-2007 (MME, 2009).

Tabela 2 - Energia nas partes da cana (adaptado de LAMÔNICA, 2006)

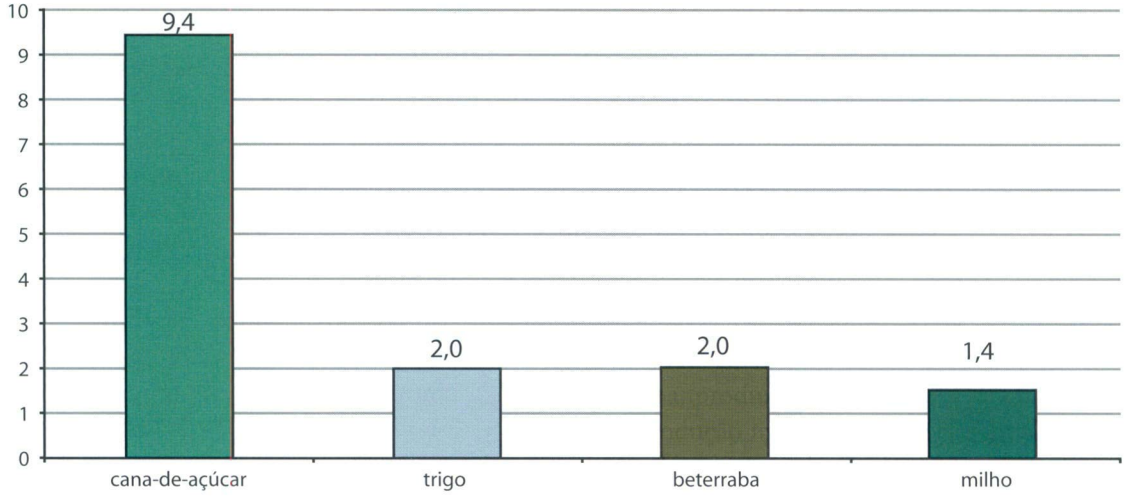
Cana-de-Açúcar	Energia [MJ]	Equiv. Petróleo
1 tonelada de cana (colmos)		
140 kg de sacarose	2.300	0.174 tep
280 kg de bagaço a 50 % de umidade (~140 kg MS)	2.500	
280 kg de palha a 50 % de umidade (~140 kg MS)	2.500	
Total	7.300	
Safra 08/09		
493 milhões de toneladas de cana ou	7.300 MJ/t cana	85,8 milhões tep, ou
6,75 milhões de hectares de cana plantada		617,3 milhões bep

tep: tonelada equivalente de petróleo, unidade de medida de energia equivalente, por convenção = 10.000 Mcal, ou 41.868 MJ (1cal = 4,1868 Joule).
bep: barril equivalente de petróleo, unidade de medida de energia equivalente, por convenção = 1.390 Mcal, ou 5.819,7 MJ, ou 0,139 tep.
MJ: matéria seca.

Toda a energia necessária na fabricação de açúcar e etanol é proveniente da queima do bagaço em fornalhas que aquecem caldeiras, que geram vapor. Este fornece energia térmica (calor) ao processo e energia mecânica para a movimentação dos equipamentos[4] e geradores de eletricidade, para consumo próprio e venda. A utilização do bagaço, considerado como aproveitamento de um resíduo, traz um importante diferencial na produção de etanol a partir da cana-de-açúcar, pois a dependência de energia fóssil é mínima, mais voltada às operações agrícolas com o uso do diesel e, participações do petróleo na cadeia produtiva de insumos, materiais e equipamentos.

Em um balanço global realizado por MACEDO (2005) e atualizado posteriormente conforme citado em publicação da UNICA (2008), a produção de etanol gera 9,3 mais energia do que a consumida (energia fóssil). Este significativo ganho energético é explicado pelo fato de se utilizar o bagaço para a produção da energia térmica e eletromecânica necessária, além de se ter uma sobra de bagaço para produção de energia elétrica em cogeração disponibilizada na rede. Para efeito de comparação o etanol produzido de trigo, beterraba e milho têm relações bem menores, respectivamente 2,2 e 1,4, conforme se visualiza na Figura 13, mostrando o pequeno ganho energético e a forte dependência destas cadeias de produções de etanol com a energia fóssil.

[4] *Turbinas e turbobombas.*



Nota: estimativa | **Fonte:** World Watch Institute e MACEDO et al (2008) | **Elaboração:** Icone e UNICA.

Figura 13 - Energia contida no etanol por unidade de energia fóssil consumida conforme a cadeia produtiva (UNICA, 2008).

As necessidades de energia nos níveis atuais de tecnologia são da ordem de 360 kWh/t cana, como é demonstrado na Tabela 3.

Tabela 3 - Autoconsumo de energia no processamento industrial da cana

Uso da Energia	Taxa de Utilização por Tonelada de Cana
Energia elétrica	12 kWh/t cana
Energia mecânica para acionamentos	16 kWh/t cana
Energia térmica	330 kWh/t cana

Fonte: MACEDO, 2005

A cogeração de energia elétrica já pode ser considerada como o terceiro produto canavieiro e incrementa mais a produtividade do setor na direção do aproveitamento integral da cana-de-açúcar.

Conforme a UNICA (2008), no início de 2008, as usinas de açúcar e etanol brasileiras apresentavam um potencial médio de geração de excedentes de energia equivalente a 1.800 Megawatts Médios (MWm), o que corresponde a apenas 3% das necessidades do Brasil. Com o aumento da utilização de biomassa da cana-de-açúcar e a implementação de caldeiras de alta eficiência, estimativas sugerem que até 2015 essa geração poderia aumentar para até 11.500 MW médios, ou 15% da demanda de energia elétrica do País.

3.2.5. Tendências do mercado

A cana de açúcar está iniciando um novo ciclo de negócios, o 3° grande salto, segundo RODRIGUES (2006). O setor sucroenergético está em fase de grande expansão devido a três fatores de natureza diferentes, que ocorrem simultaneamente:

1. Atendimento ao mercado interno do etanol: crescente demanda de etanol, como sucesso comercial dos veículos "flexfuel";
2. Atendimento ao mercado externo do etanol: crescente demanda de etanol devido às questões ambientais globais, ajudado pelas constantes crises de preço de petróleo e a necessidade de obtenção de segurança energética dos países; e
3. Atendimento a demanda externa de açúcar: devido à competitividade brasileira e à redução do subsídio à exportação de açúcar na União Européia.

A Tabela 4 resume as demandas projetadas para 2013 para o setor sucroenergético, levando a uma necessidade de matéria prima (cana-de-açúcar) para atendê-la, segundo RODRIGUES (2006), de 673 milhões de toneladas de cana, estimativas bem próximas aos 493 milhões de toneladas colhidas em 2008 no Brasil (UNICA, 2009a).

Tabela 4 - Demanda da produção do setor sucroenergético (RODRIGUES, 2006)

Produto	Projeção 2013
Açúcar	
Mercado interno	12,82 bilhões de toneladas
Mercado externo	27,00 bilhões de toneladas
Total	39,82 bilhões de toneladas
Etanol	
Mercado interno	24,95 bilhões de litros
Mercado externo	5,90 bilhões de litros
Total	30,95 bilhões de litros
Cana-de-açúcar (c/ 143,4 kg de ATR/t cana)	673 milhões de toneladas

3.2.6. Distribuição geográfica do setor

No Brasil, distinguem-se duas regiões canavieiras: a Norte-Nordeste, com aproximadamente 12% da produção nacional, e a Centro-Sul, com os restantes 88%, na safra de 2007/2008, cabendo a observação de que a região canavieira Norte-Nordeste, há cerca de duas décadas passadas, participava com aproximadamente 25% da produção brasileira de cana.

A maior peculiaridade entre as duas regiões canavieiras é a safra em período distinto devido à diferente condição climática. Enquanto na região canavieira Centro-Sul, a safra ocorre de abril a dezembro, na região Norte-Nordeste a safra começa em setembro do mesmo ano finalizando em março do ano seguinte. Em ambos os períodos ocorre a seca necessária para a maturação da cana e para criação de condições favoráveis para a colheita.

Na Figura 14, a partir de dados da UNICA (2009) apresentam-se as evoluções das colheitas de cana em ambas as regiões canavieiras, percebendo-se a participação relativa entre elas na produção brasileira.

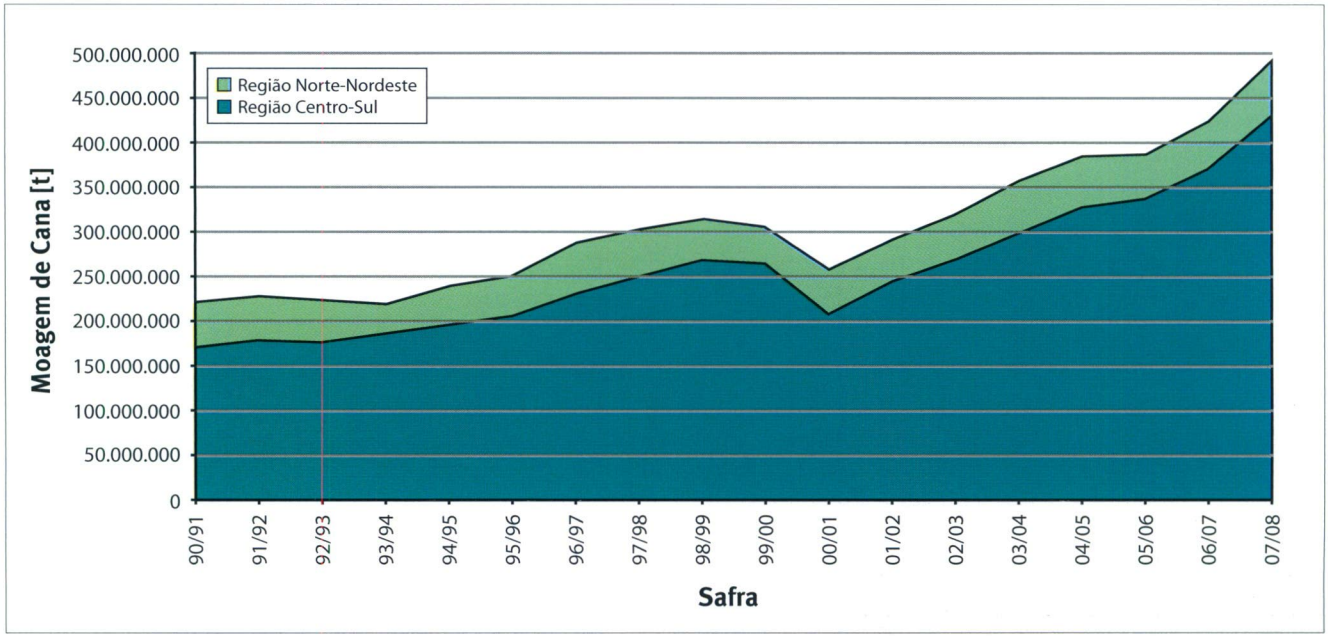


Figura 14 - Evolução da colheita da cana e participação relativa das regiões canavieiras Norte-Nordeste e Centro-Sul (UNICA, 2009).

Já a distribuição da produção nacional da cana de acordo com as Regiões administrativas brasileiras é apresentada na Tabela 5, de acordo com dados da UNICA (2008a), mostrando a grande concentração da produção no Sudeste, com 68,9% da produção nacional de cana.

Tabela 5 - Distribuição percentual da produção de cana nas regiões brasileiras

Regiões Brasileiras	% da Produção
Norte	0,2
Sul	8,2
Centro-Oeste	10,3
Nordeste	12,4
Sudeste	68,9

(Fonte: UNICA, 2008a)

Enquanto na região canavieira Centro-Sul há 281 unidades (UNICA, 2009), na Norte-Nordeste contam-se 75 unidades. Considerando-se a produção de cana regionalizada da safra 2007/2008, a capacidade média de produção das unidades do Norte-Nordeste é de aproximadamente 815 mil toneladas por ano, enquanto no Centro-Sul esta capacidade é quase o dobro, aproximadamente 1.540 mil toneladas por ano.

No mapa das bacias hidrográficas brasileiras, apresentado na Figura 15, elaborado pelo CTC especialmente para este manual, pode-se visualizar a distribuição geográfica das aproximadamente 356 unidades produtoras sucroenergéticas do país. A maioria destas unidades se concentra na bacia hidrográfica do Rio Paraná, mostrando que nesta bacia há grande uso de água pelo setor sucroalcooleiro, dentro das demandas totais do setor industrial, por se tratar da região com maior desenvolvimento econômico do país.

Outro mapa interessante elaborado pelo CTC especialmente para este manual é o apresentado na Figura 16, podendo-se visualizar a distribuição geográfica das 196 unidades produtoras sucroenergéticas paulistas em funcionamento por Unidade de Gerenciamento de Recursos Hídricos (UGRH).

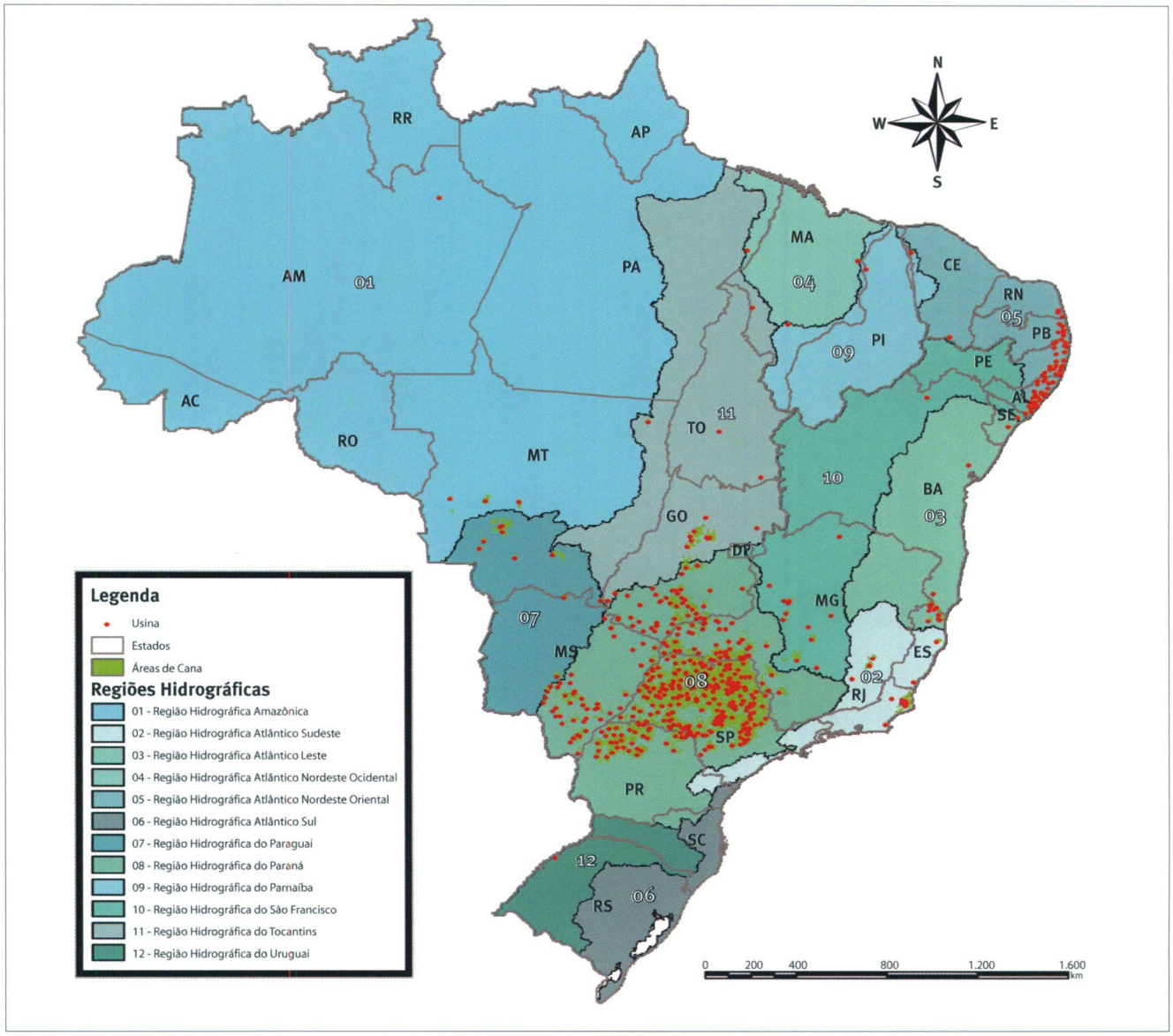


Figura 15 - Distribuição geográfica das usinas e destilarias conforme as bacias hidrográficas da federação (Fonte CTC).

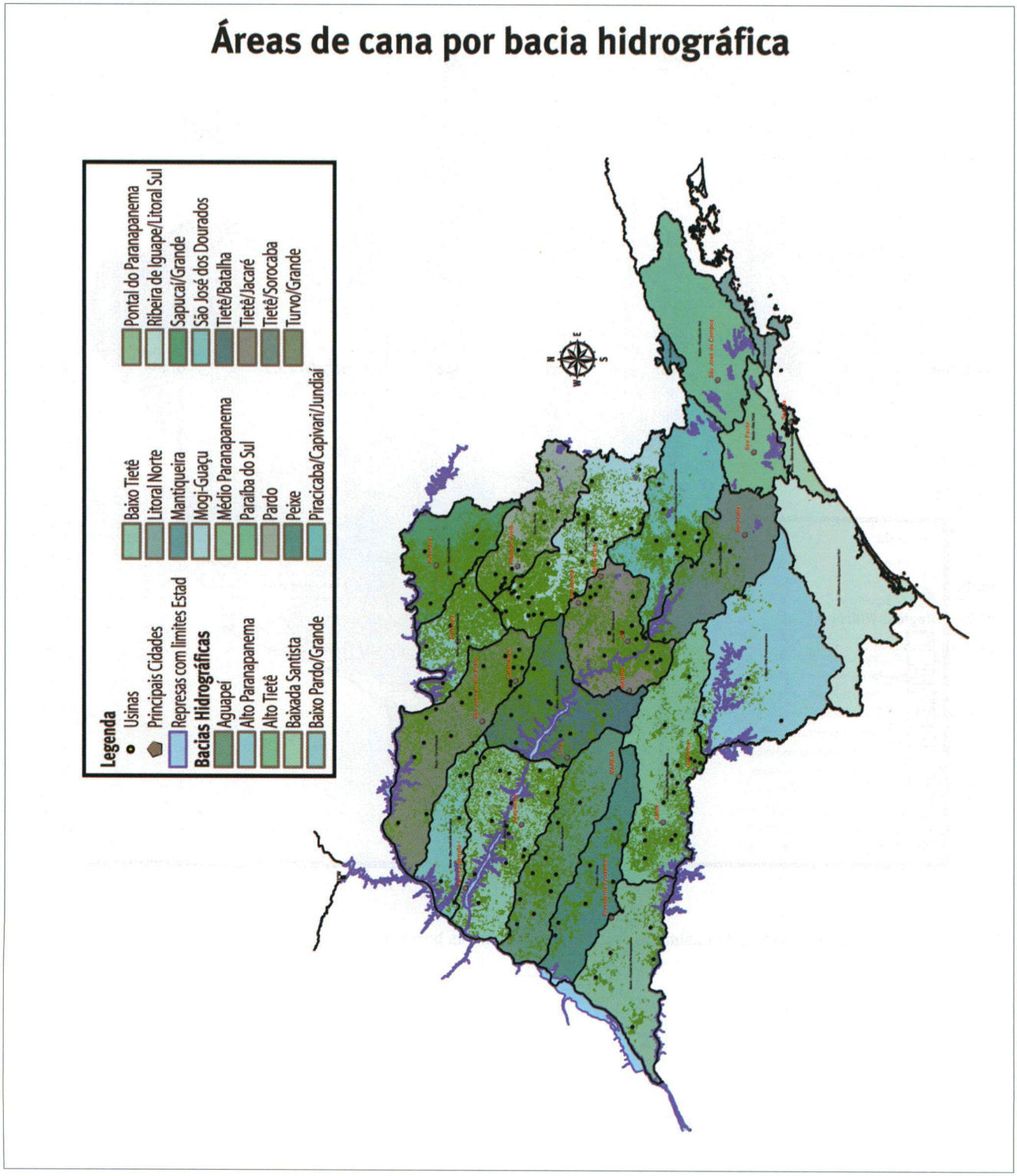


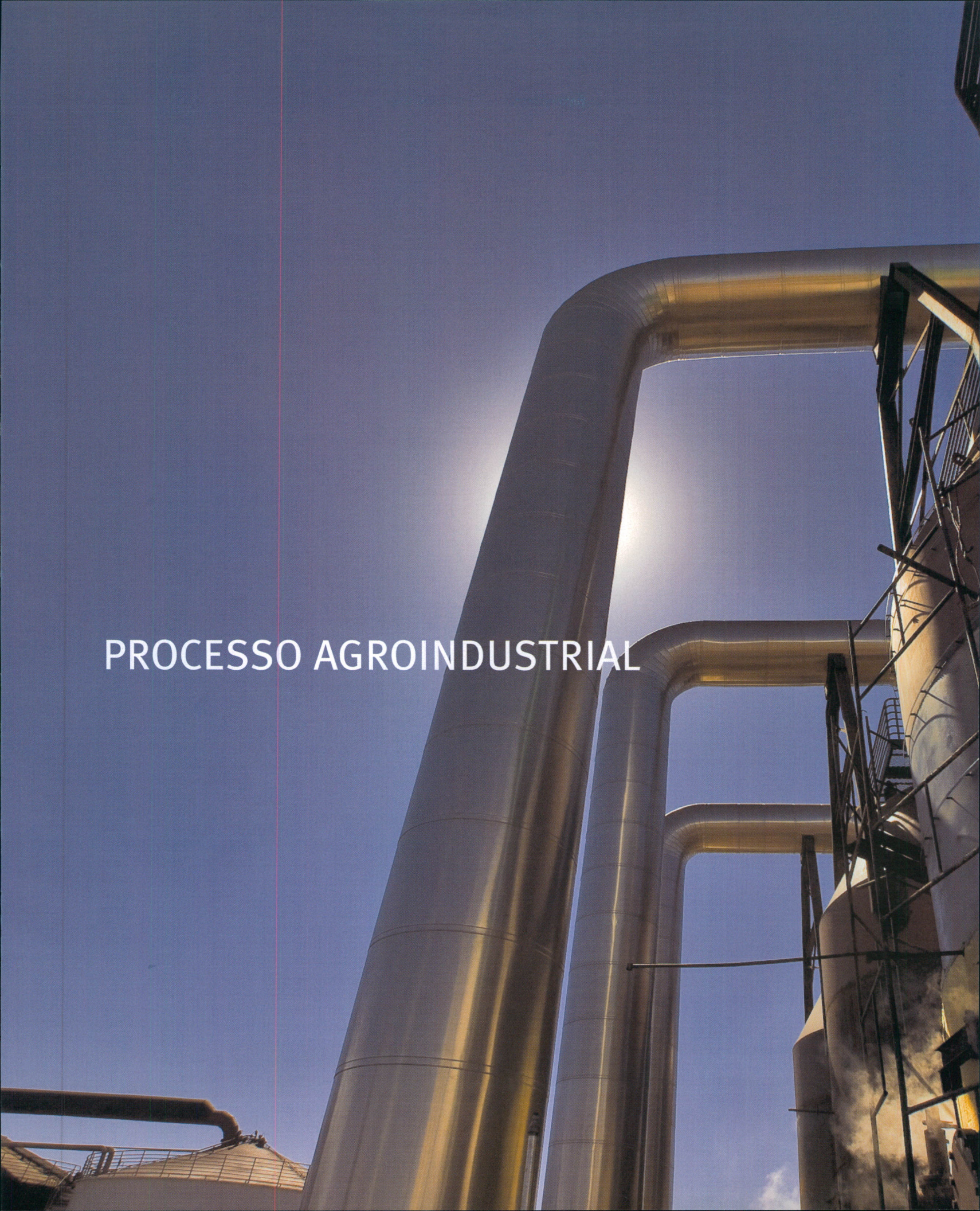
Figura 16 - Distribuição geográfica das usinas e destilarias conforme as UGRHIs do Estado de São Paulo (elaborado pelo CTC em 2009).

Na Tabela 6 relacionam-se as áreas de cana e unidades industriais instaladas e funcionando nas UGRH's, comparando-se a ocupação territorial da cana plantada que em média foi de 22,1%. Observa-se que relativamente a UGRH do Baixo Pardo Grande é a mais densamente cultivada com cana, com 55,1% do seu território, e que a maior concentração de usinas é na UGRH do Rio Mogi Guaçu, com 30 usinas (15% das unidades do estado).

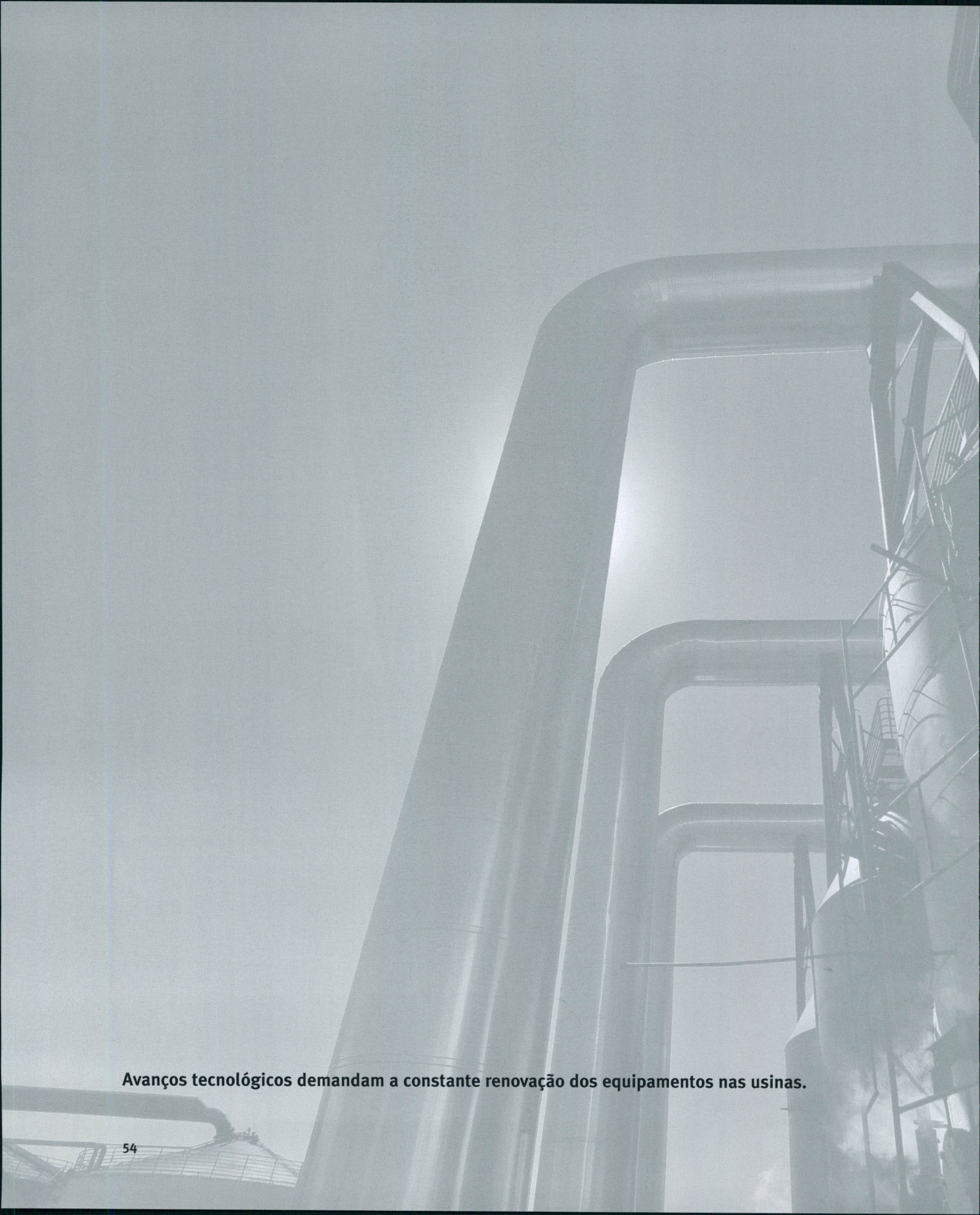
Este mapeamento de usinas, por UGRH's no Estado de São Paulo e por bacias hidrográficas federais, permitirá detalhar futuros estudos de demanda e oferta e a influência do setor na questão dos usos dos recursos hídricos.

Tabela 6 - Áreas de canas e unidades industriais sucroenergéticas em funcionamento no Estado de São Paulo na safra 2008/2009 e suas influências territoriais nas UGHR's.

UGRH		Nº de Usinas		Área de Cana		Ocupação
Nome	**Área [ha]**	**Unid.**	**[%]**	**[ha]**	**[%]**	**[%]**
Aguapeí	2.559.700	11	5,6	305.677,42	6,3	11,9
Alto Paranapanema	2.273.000	7	3,6	66.042,06	1,4	2,9
Baixo Pardo/Grande	703.000	8	4,1	387.174,76	8,0	55,1
Baixo Tietê	1.534.700	18	9,2	423.525,78	8,7	27,6
Mogi Guaçu	1.465.300	30	15,3	577.510,56	11,9	39,4
Médio Paranapanema	1.676.300	17	8,7	382.360,80	7,9	22,8
Pardo	881.800	14	7,1	29.7672,29	6,1	33,8
Peixe	1.239.300	7	3,6	136.992,69	2,8	11,1
Piracicaba/Capivari/Jundiaí	1.520.500	10	5,1	265.808,87	5,5	17,5
Pontal do Paranapanema	1.183.800	6	3,1	129.802,23	2,7	11,0
Sapucaí/Grande	907.700	7	3,6	348.270,40	7,2	38,4
São José dos Dourados	682.500	6	3,1	103.796,51	2,1	15,2
Tietê/Batalha	1.339.400	12	6,1	389.174,62	8,0	29,1
Tietê/Jacaré	1.153.700	20	10,2	477.009,54	9,8	41,3
Tietê/Sorocaba	1.209.900	6	3,1	144.436,35	3,0	11,9
Turvo/Grande	1.597.500	17	8,7	414.789,03	8,6	26,0
Total	**21.928.100**	**196**	**100**	**4.850.043,92**	**100,0**	**22,1**



PROCESSO AGROINDUSTRIAL



Avanços tecnológicos demandam a constante renovação dos equipamentos nas usinas.

4. Processo agroindustrial

André Elia Neto
Alberto Shintaku
Jorge Luis Donzelli

Neste capítulo se abordará de forma sucinta as etapas do processamento agroindustrial desde a produção de cana até a fabricação dos produtos principais, açúcar e etanol, passando pelos processos de alguns co-produtos como levedura seca e a produção de energia elétrica a partir da combustão do bagaço de cana.

4.1. Produção da cana-de-açúcar

4.1.1. Planejamento, preparo do solo e adubação

O planejamento do plantio deve ser realizado pelo menos um ano antes do início da moagem, devendo contemplar a escolha dos componentes da produção, como variedades adequadas ao ambiente de produção, adubos, defensivos, máquinas, e serviços; o custo de sua implantação e a adoção de um cronograma físico-financeiro.

Primeiramente, tem-se o preparo o solo, considerando as eventuais limitações, como compactação, falta de nutrientes, pragas e ervas daninhas perenes, que precisam ser eliminadas. Quando houver condições adequadas, pode-se adotar o plantio direto, que reduz o risco de erosão. Hoje o manejo da palha da cana sobre o solo é uma necessidade, por prevenir o início da erosão e contribuir para o processo de conservação do solo.

O plantio da cana dependerá das condições de solo, clima e variedades para que se obtenha a maior produtividade possível. Na época do plantio a cana depende da umidade do solo, resultado das chuvas ou da irrigação; e da temperatura média da terra, que não deve ser inferior a 20ºC, o que poderia prejudicar a germinação.

- Preparo do solo

Nessa fase, são aplicados corretivos de fertilidade, como calcário, gesso e fosfato, seguindo-se da aração no caso da opção pelo plantio convencional e das medidas necessárias para evitar a erosão do solo.

- Gradagem do solo:

Objetiva erradicar as soqueiras da cana ou pastagens, eliminar a compactação superficial do solo, melhorar a aeração e infiltração de água, sendo esta operação realizada com uma grade aradora com 16 a 20 discos de 30" ou 32". Como opção a esta operação, pode-se utilizar o destruidor mecânico de soqueiras ou realizar o preparo de solo reduzido, com aplicação de herbicida para a eliminação das soqueiras.

- Terraceamento:

Nesta operação é realizada a manutenção dos terraços existentes ou a construção de novos, quando necessário. Há dois tipos principais: "base larga" ou "embutido", funcionando como uma barreira para o livre fluxo superficial da água e combatendo a erosão. São demarcados em nível, usando-se vários equipamentos como terraceador e tratores de esteira com lâmina dianteira.

- Correção do solo:

A aplicação de calcário como corretivo do solo presta-se à adequação do pH do solo, com a vantagem de funcionar como fonte de cálcio e magnésio para a cana. Sua distribuição é feita superficialmente, com aplicadores espalhadores apropriados, sendo posteriormente incorporado mecanicamente ao solo. Pode-se acrescentar o uso do gesso como fonte de cálcio e enxofre.

- Aração ou subsolagem:

A descompactação total do solo se faz através do uso de subsoladores equipados com hastes que atingem uma profundidade de até 50 cm ou com arado de "aiveca", quando a subsolagem

não permite uma boa descompactação do solo devido a sua alta umidade. Com esta operação, elimina-se qualquer compactação do solo, melhorando a capacidade de infiltração e retenção de água e criando um ambiente propício ao desenvolvimento e formação das raízes das plantas.

- Gradagem de nivelamento:

Objetiva nivelar o terreno e eliminar os torrões do solo, decorrente da subsolagem ou da aração. A gradagem de nivelamento é realizada com uma grade de 20 discos de 26", finalizando o preparo do solo para o plantio de cana ou da cultura em rotação. Recomenda-se a utilização criteriosa desta operação, pois pode-se compactar novamente o solo após a subsolagem.

- Adubação

Visa à recomposição da fertilidade do solo, necessária para o bom desenvolvimento da cana planta e da cana-soca. Na adubação da cana-de-açúcar são aplicados macro e micronutrientes, além dos fertilizantes orgânicos oriundos do processo industrial, como a vinhaça, a torta e a fuligem, que os contém em sua composição.

- Adubação nos sulcos para o plantio de cana:

Nesta operação são abertos sulcos em torno de 30 cm de profundidade onde é aplicado o fertilizante recomendado com base no resultado da análise química do solo. O implemento utilizado é o sulcador-adubador com bico tipo "beija-flor".

- Aplicação da torta de filtro:

A torta de filtro, misturada ou não com fuligem, compostada ou não, é transportada para as áreas de reforma do canavial e aplicada nos sulcos de plantio. Normalmente é também utilizada na cana soca após o terceiro corte, com o objetivo de melhorar a fertilidade do solo. Tratores com carretas realizam a aplicação diretamente no sulco de plantio, sendo a dosagem utilizada de até 15 toneladas de composto, em peso seco, por hectare.

- Aplicação de fertilizantes minerais:

A recomendação da adubação mineral para a cultura da cana-de-açúcar também é feita com base nas análises químicas do solo. As matérias-primas (adubos simples) mais utilizadas nas formulações são:

a) Fertilizantes Nitrogenados:

Uréia:

É o produto com maior concentração nitrogenada disponível (45 a 46% de N). O nitrogênio da uréia está todo na forma orgânica e quando é aplicada ao solo, no fundo do sulco de plantio, o nitrogênio passa rapidamente para a forma amoniacal, não havendo, portanto, perdas por lixiviação do íon positivo NH_4^+ uma vez que ocorre a sua retenção pelas partículas da argila. O nitrogênio da forma amoniacal é nitrificado (NO_3^-), sendo também nesta forma absorvido pela planta.

Nitrato de amônio:

Também é bastante utilizado nas formulações devido o seu alto teor de nitrogênio (31 a 34% de N). O nitrato de amônio é um fertilizante totalmente solúvel em água, contendo nitrogênio em iguais proporções nas formas nítrica e amoniacal, sendo prontamente assimilável pela plantas.

b) Fertilizantes Fosfatados:

Fosfato de amônio:

O monoamônio fosfato (MAP) e o diamônio fosfato (DAP) são os mais populares fertilizantes fosfatados para cana-de-açúcar, devido aos seus altos conteúdos em nutrientes. O MAP tem 11% de N e 50% de P_2O_5 e o DAP tem 18% de N e 46% de P_2O_5.

Superfosfatos:

O superfosfato simples é obtido pela reação de fosfato natural moído com ácido sulfúrico e contém 18% de P_2O_5, além de cálcio (18 a 20% Ca) e enxofre (10 a 12% de S). O superfosfato triplo, que é produzido com o uso de ácido fosfórico em vez de ácido sulfúrico, possui uma concentração mínima de 41% de P_2O_5, contendo também 12 a 14% de cálcio.

c) Fertilizantes Potássicos

Cloreto de potássio:

O cloreto de potássio é a maior fonte de potássio para a formulação de fertilizantes. A ocorrência em diversas reservas, a facilidade de seu processamento e seu elevado teor de potássio, permitem sua distribuição econômica na maior parte do mundo. Apresenta concentração de 58 a 60% de K_2O.

- Formulações NPK:

A Tabela 7 apresenta as fórmulas NPK mais utilizadas para os ciclos de cana planta e cana soca.

Tabela 7 - Fórmulas NPK para os ciclos de cana planta e cana soca

Estágio da Cana	Recomendação CTC* (kg/ha)			Fórmula N - P2O5 - K2O***			Relação N - P2O5 - K2O		
	N	P2O5	K2O						
Planta	30 a 60	60 a 120	0 a 140	10	20	20	1	2	2
Soca em vinhaça**	0 a 100	0	0	32	00	03	10	-	1
Soca	100 a 120	0 a 30	0 a 130	20	05	20	4	1	4
Planta em vinhaça**	0	60 a 120	0 a 140	00	18	00	-	1	-

* Recomendação de adubação do CTC para cana-de-açúcar em função dos teores de nutrientes do solo. Fonte: FARONI et al., 2008.

** Valores dependentes da dose de vinhaça aplicada e dos teores de nutrientes nela contidos.

*** Exemplos de fórmulas comerciais.

4.1.2. Plantio, uso de defensivos, fertirrigação, tratos culturais e rotação de cultura

No plantio é escolhida a variedade de cana a ser plantada no local conforme o planejamento por ambiente de produção. O plantio pode ser manual envolvendo uma grande quantidade de mão de obra ou mecanizado com máquinas especiais que vêm sendo desenvolvidas.

- Viveiro de muda de cana-de-açúcar

  Os viveiros de cana utilizados para muda são plantados no ano anterior à sua utilização, de acordo com planejamento prévio da época de plantio, da variedade de cana a ser plantada e do tipo de solo, entre outros fatores. Prioriza-se a utilização de cana-planta com idade entre 7 e 11 meses, livre de doenças e pragas e com gemas sadias para o sucesso da germinação.

  Os cuidados fitossanitários no campo iniciam-se a partir de 4 a 6 meses após o plantio dos viveiros, realizando-se visitas com o intuito de inspecionar e verificar a presença de doenças e eventuais misturas varietais. As principais doenças monitoradas e controladas são: carvão, mosaico, escaldadura e ferrugem. Em caso positivo, retira-se a cana dos viveiros e havendo índice de infestação considerado alto, não se faz a multiplicação. Os viveiros normalmente são utilizados para um plantio, tornando-se após esse período área comercial, ou seja, a cana ali produzida é destinada para a indústria. Por se tratar muitas vezes de material ainda em expansão, os viveiros são utilizados até dois plantios (soqueira de muda).

- Plantio manual

  As mudas oriundas do corte manual são transportadas por caminhões, com capacidade de 12 toneladas, até o local de plantio, onde há descarregamento manual e distribuição no sulco de plantio. Na distribuição das mudas, o caminhão

entra no talhão de cana em local previamente demarcado, chamado de banqueta. Nesse espaço não é feita a sulcação inicial para facilitar a locomoção do veículo no talhão. A distribuição, colocação da muda no sulco de plantio e picação da muda são feitas por uma equipe composta por cerca de 20 pessoas.

Após a passagem do caminhão na banqueta, sulca-se a área para que receba a muda previamente depositada na entrelinha ao lado. Cada membro de uma equipe tem sua função (distribuição no caminhão, colocação de muda no sulco de plantio e picação da muda com facão). Após a distribuição da muda é realizado o fechamento do sulco de plantio com colocação de terra sobre a muda, operação feita mecanicamente com um trator de pequeno porte e implemento denominado cobridor. Dependendo da variedade e da época do ano, devem ser plantadas de 12 a 16 gemas por metro, para evitar falhas no canavial.

- Plantio mecanizado

  É utilizada uma máquina especialmente desenvolvida, que recebe as mudas de cana do viveiro colhidas mecanicamente por estrutura de colheita adaptada com kit de emborrachamento para não danificar as gemas. A plantadora abre o sulco, dosa o adubo, distribui os toletes com 3 gemas (de 20 a 25 gemas por metro linear), aplica o defensivo agrícola (fungicida) e finaliza com o cobrimento das mudas. Para correção de falhas, pode-se utilizar o recobrimento manual com enxada.

- Fertirrigação

  A fertirrigação é realizada nas áreas mais próximas da usina, que são sistematizadas para receber a vinhaça e as águas residuárias. É realizada em áreas de cana planta ou soqueiras de cana através da aspersão dos resíduos e efluentes industriais com o objetivo de fornecer a quantidade adequada de potássio, em média 185 kg/ha de K_2O, ou mesmo aumentar a concentração do potássio no solo em até 5% da CTC (Capacidade de Troca Catiônica), conforme é preconizado pela Norma CETESB P4.231.

- Defensivos agrícolas e controle biológico

  Visando ao controle de pragas e ervas invasoras da lavoura da cana, utilizam-se agroquímicos, em algumas situações, e controle biológico, em outras.

  - Controle de plantas invasoras:

  Para controlar as plantas invasoras são utilizados herbicidas aplicados através de pulverizadores acoplados a tratores. Esta operação é acompanhada por técnico responsável e por tratoristas devidamente treinados, sendo seguidas normas de segurança, tais como: utilização de EPI e verificação de condições climáticas ideais para aplicação do produto.

  A recomendação do herbicida é feita através de uma analise técnica, na qual se estabelece a necessidade de cada produto, de acordo com o índice de infestação da erva daninha de cada área. Normalmente, são utilizados herbicidas da classe toxicológica III e IV, com uma grande gama de princípios ativos como: ametrina, clomazone, diuron, glifosato, hexazinona, isoxaflutole, metribuzin, tebuthiuron e sulfentrazone, selecionados de acordo com o tipo de planta (folhas largas ou folhas estreitas), ou do tipo de situação (pré ou pós emergente), tanto em cana soca como em cana planta.

  - Controle de pragas da cana de açúcar:

  As pragas que ocorrem nas lavouras canavieiras apresentam importância em função dos danos que causam aos colmos, perfilhos, folhas, sistema radicular e base de colmos, desde a implantação até a reforma, ocorrendo, em geral, maior infestação nos canaviais com maior número de cortes (ALMEIDA et al., 2005). A Tabela 8 resume os tipos de praga e controle.

Tabela 8 - Controle de pragas na cana-de-açúcar (resumido de ALMEIDA et al., 2005)

Praga	Tipo de controle	Procedimento
Broca da cana-de-açúcar *(Diatraea saccharalis)*	Controle biológico	Liberação de vespas de *Cotésia flavipes* (2 adultos para cada broca apta encontrada no campo)
Lagartas desfolhadoras	Sem controle	Normalmente, não é recomendado o controle (o dano já foi causado e as perdas são insignificantes)
Cigarrinha das raízes [1] *(Mahanarva fimbriolata)*	Controle biológico	*Fungo Metarhizium* anisopliae na dose de 1 kg de composto (fungo+arroz) por hectare
Cigarrinha das folhas [2] *(Mahanarva posticata)*		
Formigas cortadeiras	Inseticidas	Iscas tóxicas com baixas concentrações em substâncias atrativas (bagaço, óleo de soja e casca de amendoim) ou por termonebulização
Besouro migdolus *(Migdolus fryanus)*	Inseticidas	Aplicação em áreas infestadas no sulco de plantio sobre a muda de cana já distribuída.
Sphenophorus ou besouro bicudo da cana-de-açúcar *(Sphenophorus levis)*	Mecânico	Destruição antecipada das soqueiras nas áreas infestadas, destinadas à reforma.
Cupins e outras pragas de solo	Inseticidas	Aplicado em áreas infestadas no plantio, conforme avaliação prévia
Broca gigante ou catnia [3] *(Castnia licus)*	Mecânico	Retirada dos rizomas infestados e catação das larvas

(1) Praga de importância em São Paulo e regiões limítrofes

(2) Praga de importância no Nordeste

(3) Praga de importância no Nordeste, porém com ocorrência detectada em São Paulo

- Tratos culturais das soqueiras de cana-de-açúcar
  Esta operação consiste na realização simultânea da escarificação e aplicação e incorporação do adubo na entrelinha da cana-de-açúcar. Para aplicação de herbicida nas soqueiras de cana-de-açúcar são utilizados tratores com pulverizadores acoplados. Esta operação é realizada de 10 a 30 dias após o corte da cana, seguindo os mesmos critérios técnicos de segurança e de acompanhamento descritos na aplicação de herbicida da cana planta.
- Rotação de cultura e adubação verde
  Na reforma do canavial, que ocorre em média a cada 4 anos, pratica-se a rotação de cultura ou a adubação verde. O objetivo é alternar o ciclo da cana com outras culturas, normalmente com leguminosas, como amendoim e soja, ou com a adubação verde, com crotalária juncea ou mucuna preta, visando-se à melhoria das características físicas e biológicas do solo. A rotação de cultura quebra o ciclo de algumas pragas e doenças, fixa nitrogênio no solo e incorpora matéria orgânica ao mesmo. Com esta prática, além dos benefícios agronômicos, têm-se benefícios ambientais, com a conservação do solo propiciada pela manutenção da cobertura no solo em tempo de chuva, e benefícios econômicos, com a receita decorrente da produção de grãos.

4.1.3. Colheita da cana

Etapa que envolve a colheita, carregamento e transporte da cana para a indústria. A colheita da cana-de-açúcar pode ser manual ou mecânica, de acordo com a topografia da plantação e dos recursos disponíveis para se investir no maquinário, e em atendimento à legislação através do PEQ (Programa de Eliminação da Queimada da Cana).

- Controle de maturação

  A maturação da cana é um processo fisiológico, dependente de vários fatores, como o estresse hídrico ou de temperatura, que necessita de controle adequado para proporcionar a obtenção do teor máximo potencial de sacarose, das diversas variedades de cana cultivadas.

  A liberação do talhão de cana para a colheita é realizada mediante amostragens de cana coletadas no campo, que são encaminhadas para o laboratório, onde são submetidas a uma análise tecnológica (teor de sacarose). Quando se quer adiantar ou retardar o processo natural de maturação da cana, lança-se mão do artifício de pulverização do canavial com maturadores químicos.

- Queimada da cana

  A operação de despalha de cana a fogo tem por objetivo facilitar o corte, de maneira a aumentar a produtividade do trabalhador, diminuir os riscos de acidentes e otimizar o transporte. A queimada da palha é regularizada de acordo com cada unidade e sua localização, sendo prática em processo gradativo de eliminação na lavoura canavieira.

- Colheita Mecanizada

  A colheita mecanizada deve ser realizada em terrenos com menos de 12% de declive, com colhedeiras dotadas de dois extratores de palha. A regulagem ou desligamento de um dos extratores determina a quantidade de palha que ficará no campo e a que será transportada para a indústria, cujo aproveitamento energético já é uma realidade em algumas usinas. Os maiores atrativos deste novo sistema de colheita são os benefícios ambientais, como: a cobertura do solo com a palha, aumentando a sua proteção contra os agentes erosivos; a própria eliminação da queimada, com os efeitos positivos na qualidade do ar; e, a produção de energia extra a partir da biomassa, mitigando o efeito estufa.

- Corte e carregamento

  O carregamento mecânico da cana colhida manualmente é realizado com carregadoras convencionais tipo garra, acopladas em tratores. Após a queimada, cortam-se eitos de 5 linhas (5 "ruas"), com auxílio do facão ("podão"), colocando as canas inteiras despontadas dispostas em montes, formando um alto "colchão" de cana. Isso tem como objetivo diminuir as impurezas da carga (palha, pedra e principalmente terra), pois quando as canas são elevadas, as carregadeiras podem fincar as garras no chão, levando terra junto com a cana.

  No caso da colheita mecanizada, o carregamento é realizado concomitantemente com o corte pelas colheitadeiras mecânicas, que descarregam a cana picada diretamente nos caminhões para transporte ou em unidades de transbordo. Assim, não há contato da cana com a superfície do solo, como na colheita manual. O controle de perdas deve ser realizado conjuntamente com o desenrolar da colheita e as ações corretivas devem ser adotadas caso as perdas sejam excessivas.

- Transporte de cana.

  O transporte da cana é realizado por unidades transportadoras, compostas de um cavalo mecânico e carretas, denominados romeu-e-julieta, rodotrem e treminhão. No caso de cana picada, utilizam-se carrocerias fechadas do tipo gaiola.

4.2. Industrialização da cana-de-açúcar

4.2.1. Recepção e preparo da cana e extração do caldo

- Balança e laboratório de análise do teor de sacarose

  Os caminhões que transportam a cana até a usina são pesados antes e após o descarregamento em balanças eletrônicas, obtendo-se assim o peso real da cana pela diferença entre as duas medidas. Algumas cargas são aleatoriamente selecionadas e amostradas por sonda extratora. O material coletado é homogeneizado, triturado e analisado em laboratório para determinação do teor de sacarose na matéria-prima. Este controle no laboratório de pagamento de cana pelo teor de sacarose (PCTS) além de determinar a qualidade da matéria-prima recebida para pagamento dos fornecedores de cana pela ATR (açúcar total recuperável), proporciona ainda dados para o controle agrícola, o controle de moagem e para o cálculo do rendimento industrial.
- Descarregamento da cana

  Normalmente o descarregamento da cana é direto, ou seja, é feito com o uso de guindastes tipo "Hillo" nas mesas alimentadoras e, no caso de cana picada, através de um tombador hidráulico para basculamento dos caminhões. O descarregamento no pátio de cana atualmente é pouco utilizado.
- Alimentação e preparo da cana

  A cana é descarregada na mesa alimentadora ou diretamente nas esteiras quando for picada. A cana inteira pode ser lavada com água, já a cana picada não é lavada, podendo ser limpa com sopragem de ar (limpeza a seco) para a retirada das impurezas vegetais. As mesas de recebimento de cana com limpeza a seco possuem peneiras e fundo falso para facilitar a remoção das impurezas minerais.

  A cana limpa é conduzida pela esteira metálica para ser preparada, primeiramente no picador com jogo de facas oscilantes para picar a cana em pedaços menores. Trata-se de um equipamento rotativo, que gira no mesmo sentido do movimento da cana na esteira. Em seguida, a cana picada é desfibrada em um equipamento que utiliza martelos oscilantes, aumentando a densidade da massa e formando um material mais homogêneo e com fibras longas, rompendo as células para facilitar a etapa seguinte de extração do caldo. Antes de seguir para a extração a massa de cana passa por um eletroímã visando à retirada de materiais ferrosos que possam estar acidentalmente presentes na cana.
- Extração de caldo

  Após preparada, a cana é encaminhada para a extração do caldo em moendas ou, alternativamente, em difusores.

  Na moagem, a cana passa por um conjunto de 3 rolos de esmagamento denominados ternos. Normalmente, as moendas são constituídas de 4 a 6 ternos. Inicialmente, a cana entra num duto para aumentar a densidade da massa (Chute Donnelly), depois é esmagada no primeiro terno, obtendo-se o caldo primário, seguindo a massa para o segundo até passar no último terno, de onde o bagaço final segue para as caldeiras. Neste processo ocorre a embebição da massa em cada terno de moenda em contracorrente com a direção da moagem, favorecendo a lixiviação da sacarose contida na massa, obtendo-se a partir do segundo terno, o caldo misto.

  Na difusão, diferentemente da moenda, não ocorre esmagamento, propiciando-se a extração de caldo da cana por lixiviação em contracorrente da camada de cana desfibrada, como na moenda, porém com cerca de 13 recirculações de caldo ao invés de 3 a 5 como na moagem. A cana desfibrada alimenta um transportador de cana com fundo perfurado para permitir a passagem do caldo extraído. A camada de cana preparada

dentro do difusor é de aproximadamente um metro e a água de embebição é aplicada no final do difusor na temperatura de 90°C. No final do difusor, a massa passa por um conjunto de moenda com a função de retirar o caldo residual do bagaço.

4.2.2. Tratamento e concentração do caldo

- Tratamento de caldo

  O caldo de cana obtido no processo de extração apresenta impurezas solúveis ou insolúveis, que são eliminadas no tratamento de caldo por processo físico-químico. O tratamento químico consiste na coagulação, floculação e precipitação destas impurezas, que são eliminadas por sedimentação.

  - Sulfitação

  Somente na fabricação de açúcar branco há a etapa da sulfitação, que consiste na absorção do SO_2 (anidrido sulfuroso) pelo caldo, em contracorrente com o SO_2 gasoso proveniente da queima do enxofre em fornos.

  - Caleação

  A caleação é o processo de adição do leite de cal ($Ca(OH)_2$) ao caldo, elevando o seu pH a valores da ordem de 6,8 a 7,2. O leite de cal é produzido na usina através da "queima" da cal virgem (CaO) em tanques apropriados (hidratadores). Esta neutralização tem por objetivo a eliminação de corantes do caldo, a neutralização de ácidos orgânicos e a formação de sulfito e fosfato de cálcio, produtos estes que, ao sedimentarem, arrastam impurezas presentes no líquido.

  - Aquecimento

  O aquecimento do caldo, após a calagem, é realizado em equipamento tipo casco-tubo, que é aquecido com vapor saturado (de escape ou vegetal). O caldo é aquecido a aproximadamente 105°C, com a finalidade de acelerar e facilitar a coagulação e floculação de colóides e não-açúcares protéicos; emulsificar graxas e ceras, acelerando o processo químico e aumentando a eficiência da decantação; além de possibilitar a degasagem do caldo.

  - Clarificação do caldo

  Nesta etapa, utiliza-se um decantador ou clarificador contínuo, seguindo o caldo clarificado para as outras etapas do processo, fabricação de açúcar ou destilação do etanol. O lodo do fundo do decantador é enviado para a filtração.

  - Filtração

  As impurezas sedimentadas na etapa anterior se constituem no lodo, que é enviado para o setor de filtração com o objetivo de recuperar açúcar. A filtração é realizada com o auxílio de equipamentos rotativos a vácuo para a extração do caldo e tem como resíduo uma torta, que é enviada à lavoura para ser utilizada como fertilizante de solo.

- Concentração do caldo

  O caldo clarificado é evaporado em evaporadores de múltiplo efeito, visando ao aumento da sua concentração inicial, em torno de 15°Brix, para a faixa de 60 a 65°Brix, quando recebe o nome de xarope.

  O evaporador de múltiplo efeito é formado por caixas, ligadas em série, de maneira que o caldo sofre uma concentração progressiva da primeira à última. São vários os arranjos deste equipamento sendo o mais utilizado o de 5 efeitos. No primeiro efeito (ou pré-evaporador) é injetado vapor de escape, formando vapor vegetal que é utilizado no segundo efeito e assim, sucessivamente, até o último efeito, onde o vapor final é condensado em um condensador barométrico sob vácuo.

4.2.3. Fabricação de açúcar cristal

- Cozimento
  O xarope é conduzido à seção de cozimento, onde continua sua concentração para a formação dos cristais de açúcar. São utilizados equipamentos denominados cozedores (ou vácuos), semelhantes às caixas dos evaporadores, que trabalham individualmente sob vácuo por bateladas.
  A evaporação da água dá origem a uma mistura de 45% de cristais envolvidos em mel (solução açucarada), que recebe o nome de massa "A" e tem concentração de 90 a 92°Brix.
- Cristalização
  A massa cozida é descarregada nos cristalizadores, tanques horizontais dotados de mexedores, onde irá ocorrer o seu resfriamento lento. Esta operação visa recuperar parte da sacarose que ainda se achava dissolvida no mel, pois pelo resfriamento haverá deposição da sacarose nos cristais existentes, aumentando inclusive o tamanho dos mesmos.
- Centrifugação
  A massa resfriada segue para centrifugas constituídas por um cesto perfurado, fixado a um eixo vertical e acionado por um motor que o gira a alta velocidade. A ação da força centrífuga faz com que o mel atravesse as perfurações da tela do cesto, ficando retidos, em seu interior, somente os cristais de sacarose. O processo é otimizado pela lavagem do açúcar com água quente para diminuir a viscosidade do mel.
  O mel removido é coletado em um tanque e retorna aos cozedores para recuperação do açúcar ainda presente, em um processo de cozimento chamado de massa "B". O mel final deste segundo cozimento (ou até de um terceiro, massa "C", com produção de melaço) é enviado para a fabricação de etanol. O açúcar descarregado das centrífugas apresenta alto teor de umidade (0,5 a 2%), bem como temperatura elevada (65 a 85°C), devido à sua lavagem com vapor.
- Secagem e acondicionamento do açúcar
  O resfriamento e a secagem do açúcar são realizados em secador rotativo, constituído por um tambor metálico através do qual passa, em contracorrente com o açúcar, um fluxo de ar succionado por um exaustor. Ao deixar o secador, com uma temperatura entre 35 e 40°C e umidade na faixa de 0,03 a 0,07%, o açúcar está pronto para ser enviado ao ensaque.
- Acondicionamento do açúcar
  Do secador, o açúcar é recolhido a uma moega com fundo afunilado, que o despeja de forma descontínua, diretamente na embalagem localizada em cima de uma balança, realizando, portanto, a operação de ensaque e pesagem. No caso de açúcar a granel, o mesmo segue do secador, através de esteiras, para um silo armazenador com balança de pesagem em linha.

4.2.4. Fabricação do etanol

- Preparo do Mosto
  O mosto é uma solução açucarada utilizada na fermentação alcoólica. Quando se tem a destilaria de álcool anexa ao processo de fabricação de açúcar, as diferentes proporções de caldo misto, caldo primário, mel, melaço e água que comporão o mosto, dependerão do resultado do processo de fabricação de açúcar.
  Após o preparo do mosto, que consiste basicamente no acerto do brix (quantidade de ATR) para se obter o teor alcoólico desejado na fermentação, o mosto é resfriado a 35°C, aproximadamente.
- Fermentação
  A fermentação pode ser feita por batelada ou de forma contínua, ou ainda pela associação das duas tecnologias. O processo de fermentação utilizado nas destilarias do Brasil é o Melle-Boinot, cuja característica principal é a recuperação de leveduras através da centrifugação do vinho. Esta levedura recuperada, antes de retornar ao processo fermentativo, recebe um tratamento, que consiste em diluição com água e adição

de ácido sulfúrico até o pH de 2,5, eliminando-se bactérias indesejáveis e formando o assim chamado pé-de-cuba, que é retornado à dorna de fermentação.

O processo de transformação dos açúcares em etanol ocorre em tanques, denominados dornas de fermentação, onde há a mistura do mosto e do pé-de-cuba. O tempo de fermentação varia de 6 a 8 horas. Ao final deste período praticamente todo o açúcar é consumido. Ao terminar a fermentação, o teor médio de etanol nestas dornas é de 7 a 11°GL, recebendo a mistura o nome de vinho fermentado.

Por ser a fermentação uma reação bioquímica exotérmica, há grande desprendimento de calor do processo e, devido à necessidade da temperatura ser mantida baixa (abaixo de 34°C), é preciso realizar o resfriamento das dornas com água, com o auxílio de serpentinas ou trocadores de calor a placas.

O gás CO_2 proveniente das dornas é canalizado e lavado em torres de absorção visando à recuperação do etanol arrastado, que retorna ao processo.

- Destilação

A destilação consiste na separação das substâncias componentes do vinho, basicamente água, etanol, etanóis superiores, ácido acético e aldeídos, por meio dos seus diferentes pontos de ebulição. Primeiramente, o vinho é conduzido para a destilação na coluna "A", onde é injetado vapor (de borbotagem ou indireto) tendo-se 3 saídas: a vinhaça, que é o resíduo da destilaria; o etanol de cabeça ou de segunda, uma mistura hidroalcoólica com teor de 92° a 94°GL; e, o flegma, uma mistura de vapores hidroalcoólicos de 45° a 50°GL.

O flegma, produto principal desta fase, é submetido a um segundo processo, o de retificação (coluna "B"), no qual se eleva o grau alcoólico e se elimina parte das impurezas ainda existentes. Nesta fase, tem-se a produção de etanol hidratado (92,6°INPM), flegmaça (resíduo de retificação do flegma), o óleo fúsel (uma mistura concentrada das impurezas do flegma) e etanol de segunda. Os dois últimos são subprodutos comercializáveis, e a flegmaça é um efluente incorporado à vinhaça ou às águas residuárias. O processo pode prosseguir visando à produção do etanol anidro (99,3°INPM), através da sua desidratação na coluna "C", utilizando-se ciclohexano para formação da mistura ternária que resulta na retirada da água do álcool hidratado.

O etanol (hidratado ou anidro) produzido é resfriado, medido e armazenado em tanques cilíndricos verticais próximos da destilaria, ou seja, no parque de tanques de etanol, donde será expedido para comercialização.

4.2.5. Geração de energia

Nesta etapa do processo é gerada energia mecânica, térmica e elétrica para utilização no processo de fabricação de açúcar e álcool e, se houver eletricidade excedente, para ser destinada à venda. Esta geração de calor e potência se dá num processo de cogeração, utilizando-se o bagaço da cana-de-açúcar como combustível, baseado no processo termodinâmico conhecido como ciclo a vapor de Rankine, que é amplamente utilizado para geração de energia mecânica e elétrica em larga escala, a partir da queima de combustível.

O bagaço é queimado em uma caldeira que gera vapor, que é expandido em uma turbina a vapor, que transforma parte da energia contida no vapor em energia mecânica e esta é convertida em elétrica no gerador acoplado à turbina a vapor. O vapor que deixa o escape da turbina é utilizado como energia térmica para o processo, que após o seu uso é condensado e retorna para a caldeira.

- Caldeiras:

A maioria das usinas gera vapor na pressão de 22 bar, a uma temperatura de 300°C. Esta condição de vapor leva a usina à auto-suficiência energética e possibilita a geração de um pequeno excedente de bagaço e energia elétrica. A grande demanda por excedentes de energia elétrica tem levado as usinas a optarem pela geração de vapor

em alta pressão (em torno de 65 bar) e temperatura (entre 480 e 515°C), havendo estudos para se implantar caldeiras com pressão superior (até 90 a 105 bar).

As caldeiras são aquatubulares, com queima em suspensão, e suas fornalhas possuem na parte inferior um sistema de grelhas onde ocorre a queima da parcela de combustível que não queimou em suspensão. As grelhas podem ser do tipo rotativa, onde a retirada de cinzas é constante, do tipo "pin hole", em que a retirada das cinzas é feita pela injeção de vapor, ou do tipo basculante, onde o acionamento do sistema hidráulico é feito manualmente.

Os gases de combustão das caldeiras a bagaço são caracterizados basicamente por dois poluentes: o NOx e o material particulado (MP). A emissão de NOx se situa dentro dos valores estabelecidos em lei (até 350 mg/Nm^3), porém a concentração de MPs é bem alta, em torno de 7.000 mg/Nm^3. Como o limite de emissão fixado na resolução CONAMA n° 382/2006 para capacidades de geração maiores que 75 MW é 200 mg/Nm^3, para atendimento à legislação é necessária a instalação de lavador de gases via úmida.

- Turbogerador:

Turbogerador é um gerador de energia elétrica acionado por uma turbina. A turbina a vapor é uma máquina térmica que converte a energia contida no vapor em energia mecânica, enquanto o gerador converte a energia mecânica em energia elétrica. A parcela da energia do vapor não convertida em energia mecânica deixa a turbina na forma de energia térmica no vapor de escape, que é utilizado no processo de fabricação onde fontes de calor são necessárias.

As turbinas podem ser de extração ou de contrapressão. Denomina-se turbina de contrapressão quando a pressão de vapor de escape da turbina é superior à pressão atmosférica, e isto só se justifica quando se deseja utilizar este vapor como fonte de calor. Quando se deseja produzir apenas energia elétrica, o vapor de escape é condensado e retorna para a caldeira e, neste caso, a pressão de escape é inferior à pressão atmosférica (entre 0,06 e 0,15 bar), sendo a turbina denominada de condensação.

Algumas usinas vêm investindo na geração de energia excedente para comercialização através da instalação de turbinas de extração e condensação. A extração na pressão de 2,5 bar fornece vapor para o processo, sendo o restante do vapor condensado para gerar apenas energia elétrica, necessitando-se de uma torre de resfriamento com grande uso de água para a condensação do vapor.

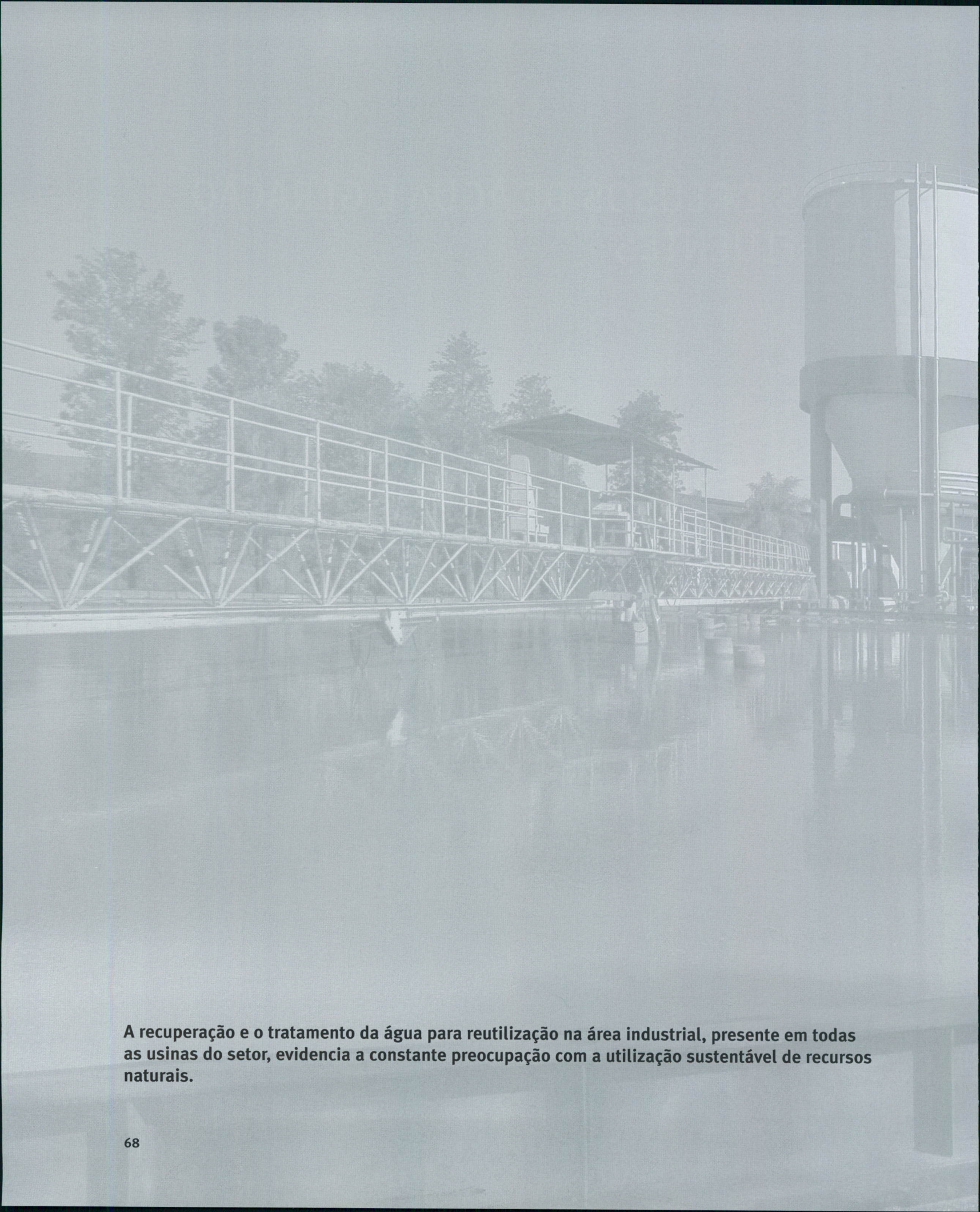
4.2.6. Fabricação de levedura seca

Além dos produtos tradicionais, muitas usinas possuem instalações para produção de levedura seca, matéria prima para a produção de ração animal. A levedura retirada do processo de fabricação do etanol, com concentração de 60%, é diluída a 20% e deixada em repouso por 4 horas, fazendo com que ocorra o consumo da energia armazenada e se tenha o máximo do aproveitamento de etanol.

A levedura diluída é enviada a uma coluna de destilação própria que opera a uma temperatura aproximada de 75°C. Nesta operação se recupera o etanol residual contido no leite de levedura, que após a condensação é enviado junto com o vinho para a destilação. A retirada de fundo da coluna é enviada a um equipamento de secagem do tipo "spray-dryer", também conhecido como secador pulverizador, que consiste numa câmara cilíndrica vertical em que o material a ser seco é pulverizado na forma de pequenas gotículas e entra em contato com o gás quente, que fornece o calor necessário para completar a evaporação do líquido. Depois de completada a secagem, o gás é resfriado e os sólidos são separados, ficando as partículas mais grosseiras no fundo da câmara e as partículas finas que são arrastadas pelo gás separadas nos ciclones e adicionadas com as partículas de fundo. A levedura seca inativa é embalada em sacos de 25 kg e armazenada em local coberto.

USOS E REÚSOS DE ÁGUA E GERAÇÃO DE EFLUENTES





A recuperação e o tratamento da água para reutilização na área industrial, presente em todas as usinas do setor, evidencia a constante preocupação com a utilização sustentável de recursos naturais.

5. Usos e reúsos de água e geração de efluentes

André Elia Neto
Alberto Shintaku

Na Tabela 9 se encontra um resumo dos usos específicos médios de água na indústria sucroalcooleira, bem como a distribuição percentual destes usos nas diversas etapas e setores da produção. Trata-se de uma adaptação e atualização de valores históricos e consagrados, obtidos do acúmulo de conhecimento do CTC, desde a década de 1970 quando ainda integrado a Copersucar, com a publicação "Combate à Poluição: Avaliação do Programa Copersucar" (COPERSUCAR, 1980).

O uso médio de uma usina com destilaria anexa com um "mix" de produção de 50% de cana para açúcar e 50% para a produção do etanol, é de 22 m^3/t cana, valor pouco diferente de estimativas anteriores (21 m^3/t cana). Observa-se que os usos não são estáticos ao longo do tempo, como pode ser observado em relação à lavagem de cana, que vem diminuindo significativamente com tendência a zerar devido à tecnologia de produção mais limpa de limpeza de cana a seco. Outro ponto que se ressalta é que presentemente está se somando o uso do vapor nas etapas de produção de energia como uso de água, o que antes era apenas considerado na produção do vapor na caldeira e não em seus usos intermediários e finais.

Tabela 9 - Usos médios da água em unidades produtoras de açúcar e etanol

Setor	Finalidade		Uso Específico	Uso médio	
				[m^3/t cana]	[%]
Alimentação, preparo e extração (moendas e difusores)	Lavagem de cana		2,200 m^3/t cana total	2,200	9,9
	Embebição		0,250 m^3/t cana total	0,250	1,1
	Resfriamento de mancais		0,035 m^3/t cana total	0,035	0,2
	Resfriamento óleo		0,130 m^3/t cana total	0,130	0,6
Subtotal				**2,615**	**11,8**
Tratamento de caldo	Resfriamento coluna sulfitação (*1)		0,100 m^3/t cana açúcar	0,050	0,2
	Preparo de leite de cal		0,030 m^3/t cana total	0,030	0,1
	Preparo de polímero (*1)		0,015 m^3/t cana açúcar	0,008	0,0
	Aquecimento do caldo	p/açúcar (*1)	160 $kg._{vapor}$/t cana açúcar	0,080	0,4
		p/etanol (*2) e (*4)	50 $kg._{vapor}$/t cana etanol	0,025	0,1
	Lavagem da torta		0,030 m^3/ t cana total	0,030	0,1
	Condensadores dos filtros		0,300 a 0,350 m^3/t cana total	0,350	1,6
Subtotal				**0,573**	**2,6**

continua

Tabela 9 - Usos médios da água em unidades produtoras de açúcar e etanol (continuação)

Setor	Finalidade	Uso Específico	Uso médio	
			[m³/t cana]	[%]
Fábrica de açúcar (*1)	Vapor para evaporação	0,414 t/t cana açúcar	0,207	0,9
	Condensadores/multijatos evaporação	4 a 5 m³/t cana açúcar	2,250	10,2
	Vapor para cozimento	0,170 t/t cana açúcar	0,085	0,4
	Condensadores/multijatos cozedores	8 a 15 m³/t cana açúcar	5,750	26,0
	Diluição de méis e magas	0,050 m³/t cana açúcar	0,030	0,1
	Retardamento do cozimento	0,020 m³/t cana açúcar	0,010	0,0
	Lavagem de açúcar (1/3 água e 2/3 vapor)	0,030 m³/t cana açúcar	0,015	0,1
	Retentor de pó de açúcar	0,040 m³/t cana açúcar	0,020	0,1
Subtotal			**8,367**	**37,8**
Fermentação (*2)	Preparo do mosto	0 a 10 $m^3/m^3_{etanol\ residual}$	0,100	0,5
	Resfriamento do Caldo	30 m^3/m^3_{etanol}	1,250	5,6
	Preparo do pé-de-cuba	0,010 m^3/m^3_{etanol}	0,001	0,0
	Lavagem gases CO2 fermentação	1,5 a 3,6 m^3/m^3_{etanol}	0,015	0,1
	Resfriamento de dornas	60 a 80 m^3/m^3_{etanol}	3,000	13,6
Subtotal			**4,366**	**19,7**
Destilaria (*2)	Aquecimento (vapor)	3,5 a 5 kg/m^3_{etanol}	0,360	1,6
	Resfriamento dos condensadores	80 a 120 m^3/m^3_{etanol}	3,500	15,8
Subtotal			**3,860**	**17,4**
Geração de Energia	Produção de vapor direto	400 a 600 kg/t cana total	0,500	2,3
	Dessuperaquecimento	0,030 L/kg vapor	0,015	0,1
	Lavagem de gases da caldeira	2,0 m³/t vapor	1,000	4,5
	Limpeza dos cinzeiros	0,500 m³/t vapor	0,250	1,1
	Resfriamento óleo e ar dos turbogeradores	15 L/kW	0,500	2,3
	Água torres de condensação (*3)	38 m³/t vapor	6,0 (*3)	27,1
Subtotal			**2,265**	**10,2**
Outros	Limpeza pisos e equipamentos	0,050 m³/t cana total	0,050	0,2
	Uso potável	70 L/funcionário.dia	0,030	0,1
Subtotal			**0,080**	**0,4**
Total			**22,126**	**100**

Obs. (*1) itens que não participam do processo do etanol;

(*2) os que não participam do processo de açúcar;

(*3) os que participam apenas no caso de produção de energia excedente não sendo computado nas somas;

(*4) recuperando-se o calor do caldo para mosto.

Este uso médio varia pouco em função do tipo de usina – se destilaria anexa ou autônoma ou somente usina de açúcar –, ou mesmo em função do "mix" de produção, pois os usos não comuns na produção de açúcar e etanol se compensam em termos de volumes, como pode ser observado no gráfico da Figura 17. Nesta figura, verifica-se que a fábrica de açúcar usa em média 38% da água e a fermentação e destilação utilizam, juntas, cerca de 37% desse recurso. Os demais usos se repartem em 12% para a seção de alimentação, notadamente ainda refletindo o uso para a lavagem de cana e para a geração de energia própria para a usina (10%).

Ainda na Tabela 9, chama-se a atenção ao novo uso de água na produção de energia elétrica excedente (6 m^3/t cana) que não está contabilizado na média da produção de açúcar e álcool que, no entanto, é um valor significativo (27,3%) para o caso de grande produção de excedente energético.

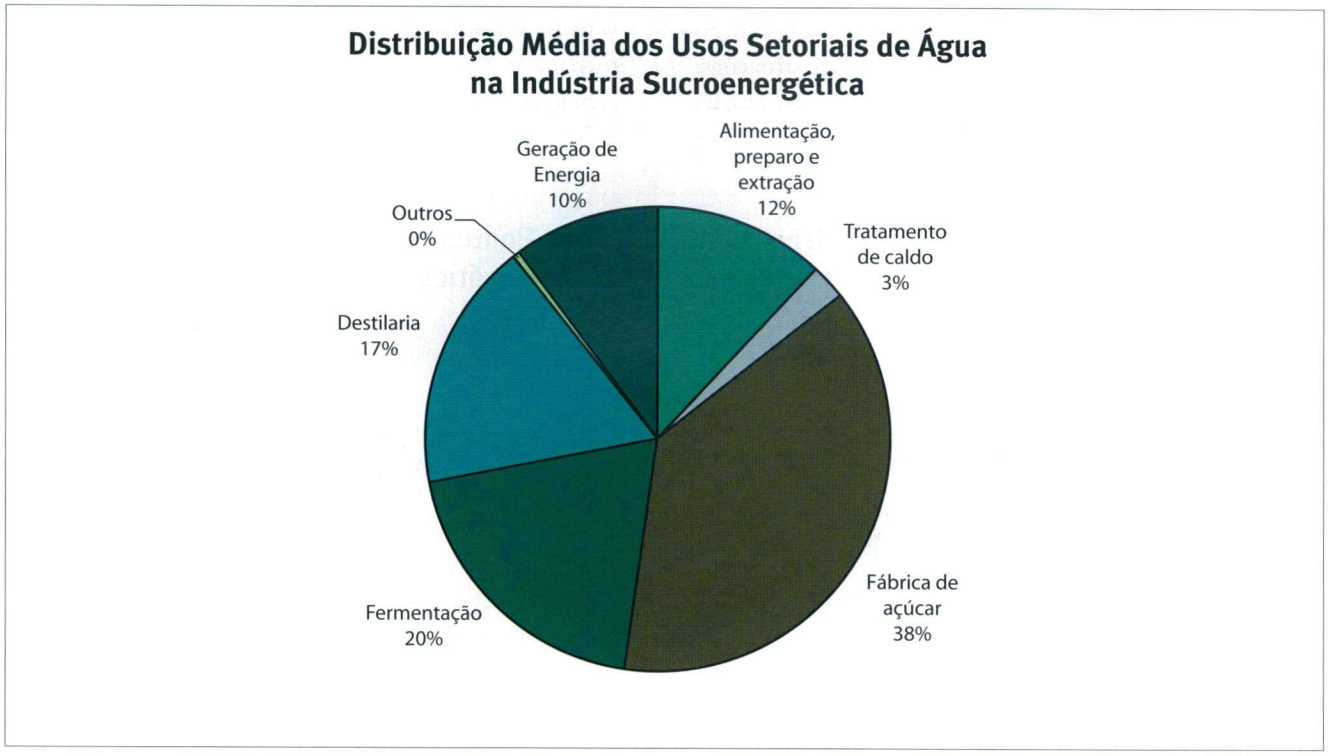


Figura 17 - Distribuição média dos usos setoriais de água na indústria sucroenergética

A estimativa de uso médio em aproximadamente 22 m^3/t cana não reflete necessariamente a captação e nem o consumo de água, este definido como a água que não retornou ao corpo receptor. Devem ser consideradas as reutilizações da água nos vários circuitos, com ou sem tratamento, e mesmo aspectos de racionalização dos usos da água, chegando-se a uma captação bem menor, como se verá adiante, conforme o estágio de reutilização que a unidade industrial se encontre.

Nas Figuras 18 e 19, observa-se a distribuição média das necessidades de usos de água para a condição média da indústria sucroenergética em duas situações: a atual e a de pouco mais de 10 anos atrás (ELIA NETO, 1996). Verifica-se que quatro grandes circuitos agregam quase que 90% da necessidade de água industrial, ressaltando-se o fato de que o peso da lavagem de cana vem diminuindo (de 25% para 10%) e que as águas para lavagem de gases hoje representam 5% do uso. As maiores porcentagens de uso de água ainda se dão na necessidade de resfriamento de água da fábrica (evaporador e cozedor), aumentando a sua importância relativa de 29% para 36%, e no resfriamento da destilaria (dornas, caldo e condensadores), cujo peso relativo se manteve na faixa de 33% a 35%. Com isto, antevêm-se os pontos em que se pode agir mais prontamente para se ter resultados significativos de redução de captação e consumo de água em um programa de racionalização e conservação da água.

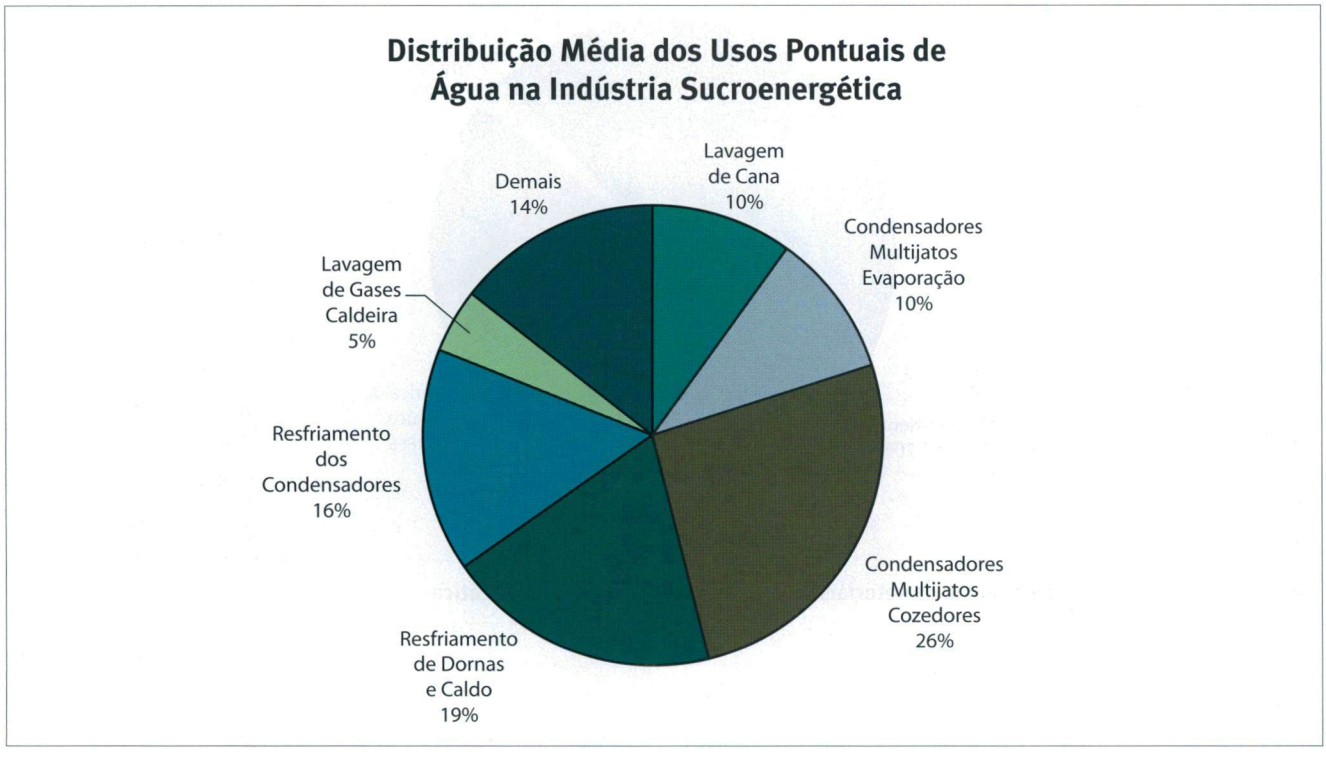


Figura 18 - Distribuição média dos usos pontuais de água na indústria sucroenergética, situação atual.

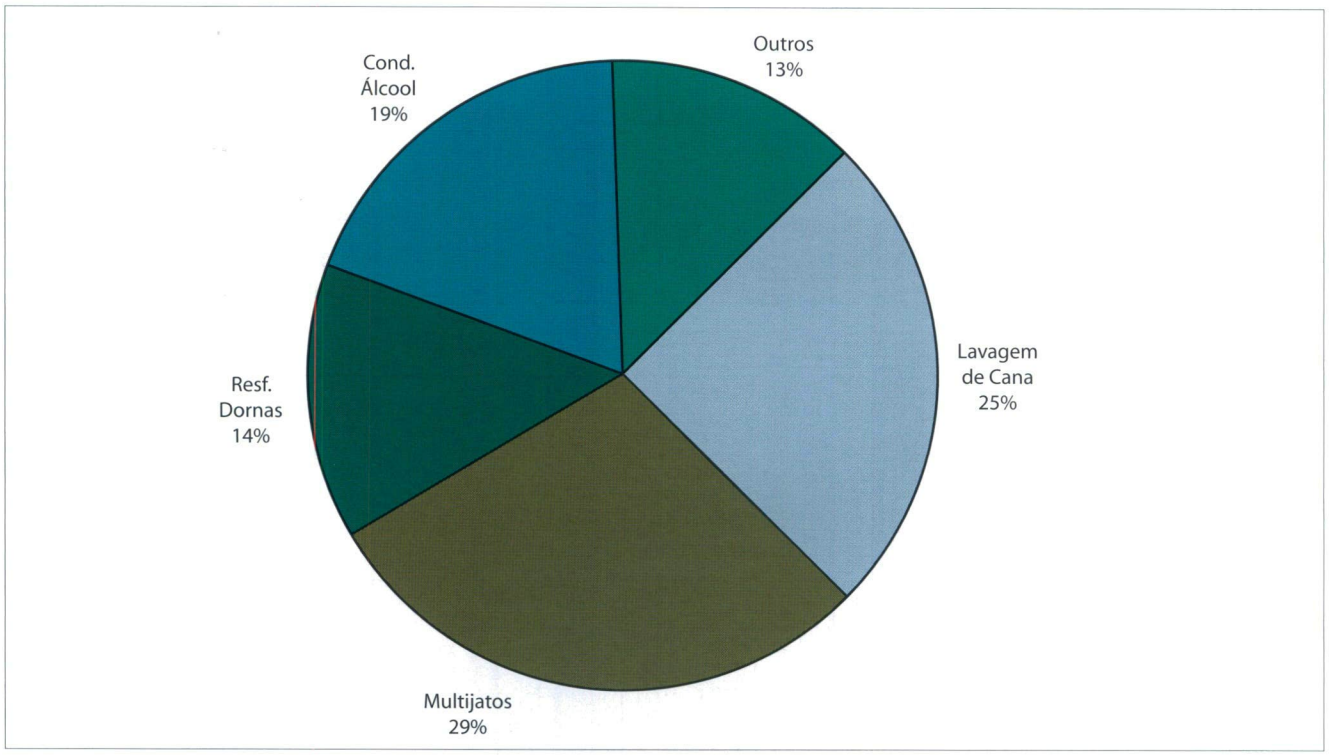


Figura 19 - Distribuição média dos usos pontuais de água na indústria canavieira, situação passada (ELIA NETO, 1996).

5.1. Balanço material de água (Balanço hídrico industrial)

O balanço material de água de uma atividade industrial, ou mais comumente conhecido como balanço hídrico industrial, é uma excelente ferramenta para iniciar o processo para maximizar o uso e reúso de água, pois permite diagnosticar visualmente a situação atual da indústria e os pontos aonde se possa intervir prontamente para se obter a pretendida redução da captação. Pode-se agir no tipo de equipamento, no processo ou ainda simplesmente na cultura da empresa e de seus funcionários, sendo este conjunto de procedimentos atualmente denominado "Produção mais Limpa (P+L)".

O primeiro passo é a necessidade de conhecimento do processo (balanço de massa e de vapor no caso da indústria canavieira), com os levantamentos dos circuitos de água e efluentes, permitindo-se o planejamento do uso dos recursos hídricos e alterações necessárias. Normalmente, os resultados são apresentados em forma de diagrama de bloco ou, como se apresentará neste manual, em forma de fluxograma para que tenha caráter mais didático. Assim, é abordado todo o processo industrial e suas combinações na produção sucroenergética, visando a identificar, quantificar e qualificar o uso e reúso da água e as correntes de efluentes.

No fluxograma da Figura 20 são apresentados os grandes setores de uma usina de açúcar com destilaria de etanol anexa. Com base nestas subdivisões, têm-se: Recepção e Preparo da Cana e Extração do Caldo; Tratamento do Caldo; Fábrica de Açúcar; Fermentação; Destilação do Etanol; e, Produção de Energia.

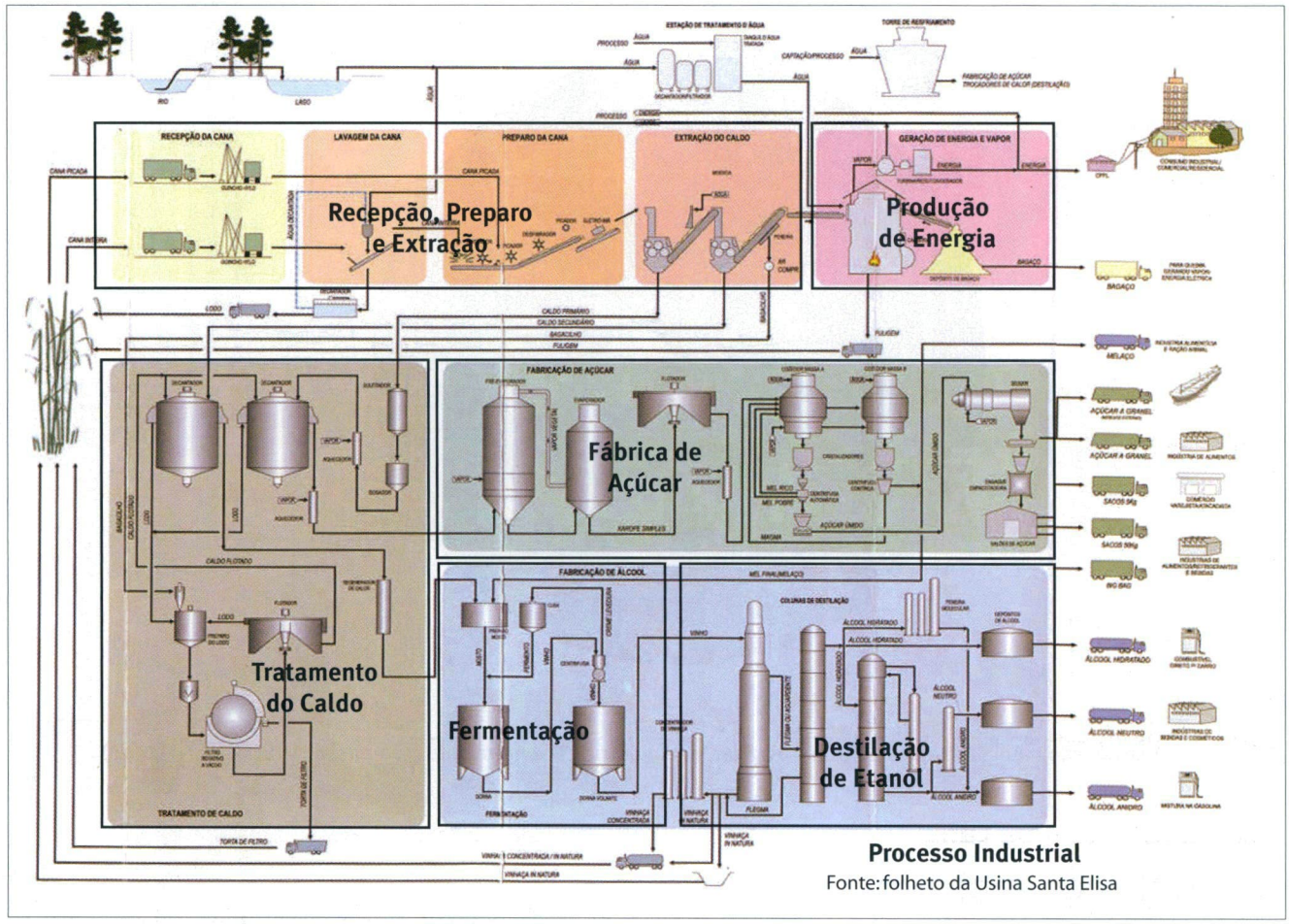


Figura 20 - Fluxograma do processamento industrial da fabricação de açúcar e etanol.

5.1.1. Água na recepção e preparo da cana e extração do caldo

Na Figura 21 é apresentado o fluxograma dos setores de Recepção e Preparo (da cana) e de Extração (do caldo). São as etapas iniciais do processamento industrial, onde a matéria-prima cana-de-açúcar entra inteira ou picada, sendo então lavada, (se inteira) picada, desfibrada e moída, extraindo-se normalmente dois tipos de caldo: o caldo primário para açúcar, que recebe o ácido fosfórico para auxiliar a decantação mais adiante, e o caldo misto, para o etanol. Produz também o bagaço que é encaminhado para produção de energia nas caldeiras.

Basicamente, existem três usos de água nesta seção: a água para a lavagem da cana, a água de embebição e a água de resfriamento de equipamentos (mancais das moendas e resfriamento do óleo das turbinas e equipamentos). As águas de limpeza de piso e equipamentos serão tratadas em item que aborda os efluentes.

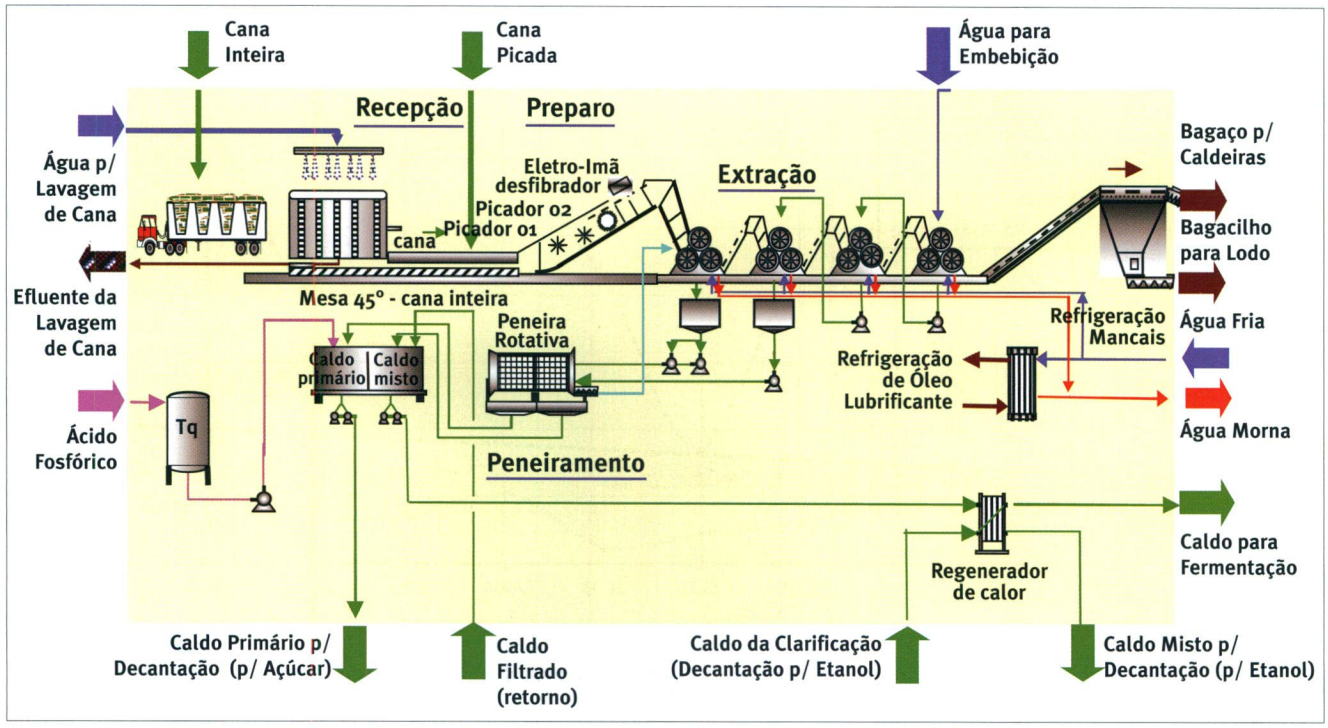


Figura 21 - Fluxograma dos setores de recepção, preparo da cana e extração do caldo.

5.1.1.1. Lavagem da cana

A lavagem da cana objetiva a retirada da terra incorporada na colheita. A cana inteira colhida manualmente após a queima da palha, é amontoada em "ruas", normalmente disposta em 5 a 7 linhas, sendo daí carregada com máquinas, ocasião em que terra é trazida junto neste processo mecânico de carregamento.

Quando a colheita é mecanizada, no corte da base da cana há eventualmente o arranquio de raízes que trazem terra agregada, sendo parte soprada pela colheitadeira para o terreno e parte carregada junto com a cana. Assim, a cana inteira, colhida manualmente, e a cana picada, colhida com máquinas, vêm acompanhadas de terra. Essa impureza mineral deve ser retirada, na usina, na mesa de recepção, para evitar a abrasão em equipamentos (tanques, aquecedores, bombas, tubulações e acessórios) e diminuir a terra no caldo que prejudica ou sobrecarrega a decantação do caldo e a filtração do lodo, o que pode influir na qualidade do açúcar.

No gráfico da Figura 22 verifica-se a variação média anual das impurezas minerais em porcentagem de peso de cana, cujo valor médio situa-se em torno de 1% e a faixa varia de 0,14 a 3,21%, dependendo da época da colheita (com chuvas, a impureza mineral é maior), do tipo de solo (se argiloso ou arenoso) e tipo de procedimentos utilizados na colheita (programas de colheita limpa que visam à diminuição das impurezas minerais e vegetais).

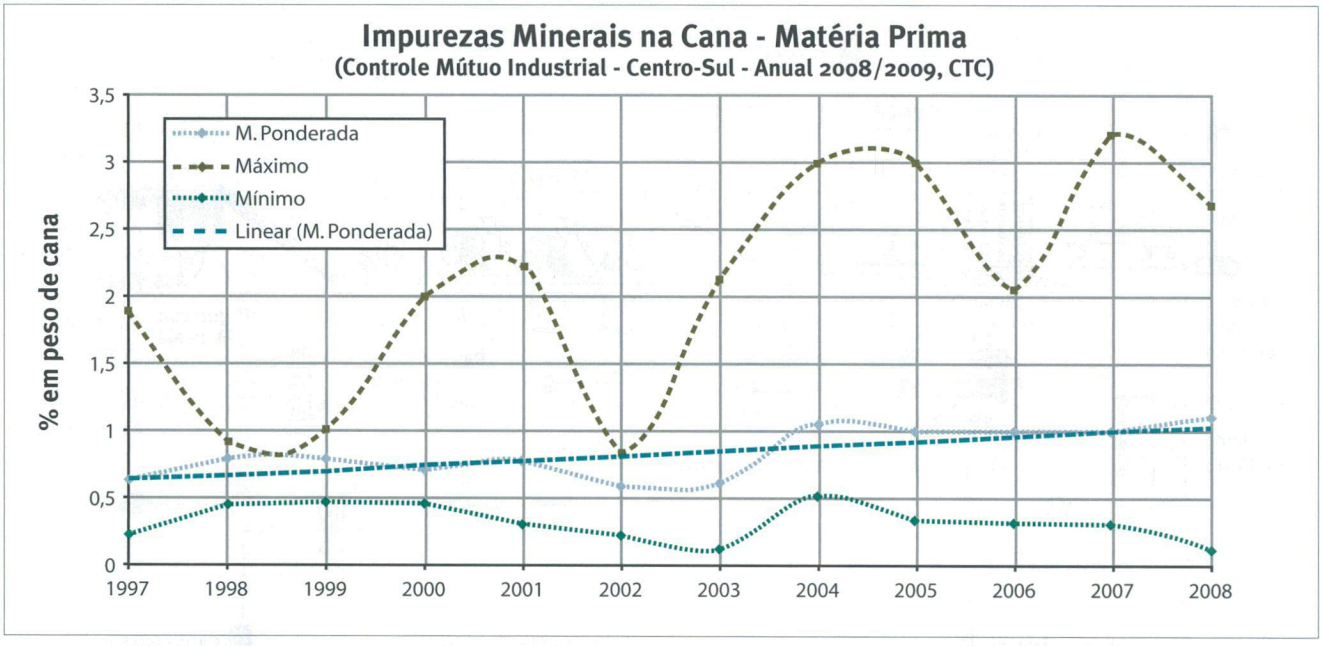


Figura 22 - Variação da média anual da impureza mineral na cana, em % peso de cana, nas usinas da Região Canavieira do Centro-Sul (CTC, 2009).

O gráfico da Figura 23 apresenta, a título de exemplo, a variação média da impureza mineral verificada nas usinas do Centro-Sul participantes do programa Controle Mútuo Agroindustrial (CMAI) do CTC, no ano de 2007 (ELIA NETO et al., 2008), mostrando um aumento significativo das impurezas minerais nos meses chuvosos de novembro e dezembro, observando-se que as impurezas vegetais são compostas por palha e pontas e não são removidas na lavagem de cana.

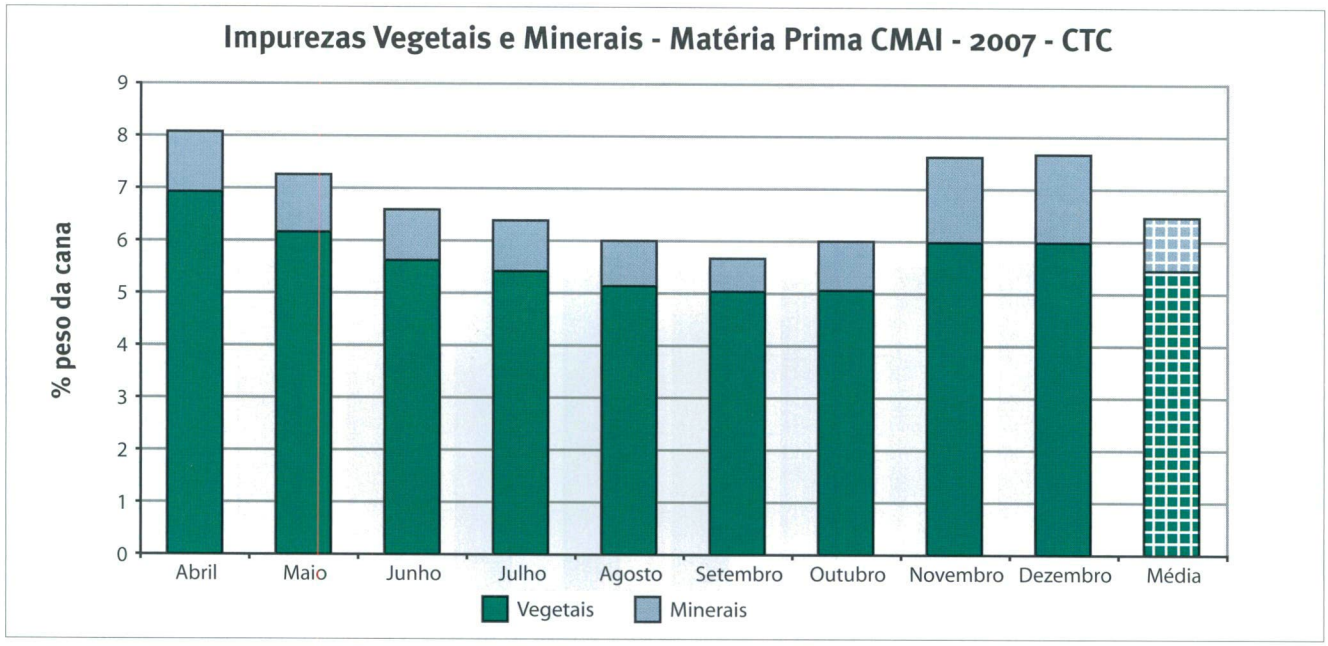


Figura 23 - Variações das médias mensais das impurezas vegetais e das minerais na cana entregue na usina, em % peso de cana (ELIA NETO et al., 2008).

A lavagem da cana implica em perdas de açúcares que são dissolvidos pela água no momento de lavagem na mesa. Na Figura 24, verifica-se a perda de açúcar na água de lavagem de cana no ano de 2007, cuja média situou-se em 444 ppm enquanto que a taxa de água para lavagem foi, em média, 2,2 m^3/por tonelada de cana (considerando toda a cana, lavada e não lavada). Isso implica em perdas de açúcar da ordem de 0,1% de peso da cana, ou cerca de 0,6% da sacarose da cana, valor aparentemente baixo, porém significativo, em termos de poluição ambiental.

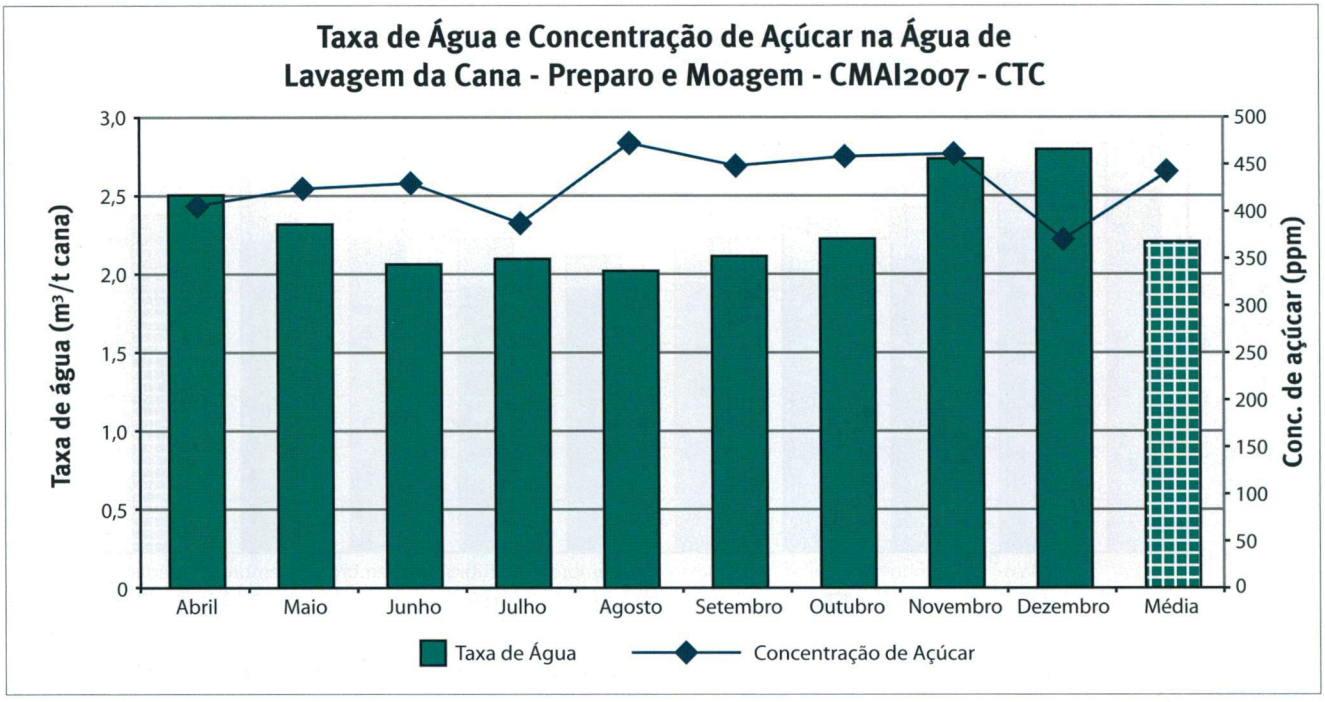


Figura 24 - Variações das médias mensais da taxa de água (m³/t cana) e da concentração de açúcar (ppm) na água de lavagem da cana (ELIA NETO et al., 2008).

A quantidade de água utilizada na lavagem de cana depende basicamente da inclinação da mesa de recepção de cana. No passado, as mesas eram planas ou com inclinações baixas (de 12º a 18º), o que exigia uma maior quantidade de água para cada tonelada de cana lavada, ao redor de 10 m³/t cana total. Com as mesas atuais com inclinação de 45º, a cana recebe a água distribuída no topo da mesa, que cai em contracorrente com a cana, na medida em que esta vem subindo a rampa através de sistema de correntes. Desta forma, há um maior tempo de contato entre água e cana, aumentando-se assim a eficiência da lavagem com taxas de uso de água menores, em torno de 5 m³/t cana total. Devem ser considerados, também, outros fatores para uma boa operação de lavagem, como a adequação da espessura do feixe de cana e das velocidades das esteiras de cana.

Com a não lavagem da cana-picada devido à perda muito alta de açúcar, e sabendo que uma usina pode receber os dois tipos de cana (inteira e picada), pode-se ter taxas brutas de uso de água de lavagem de cana como informadas: 2,2 m³/t cana total. Tem-se observado uma queda sensível deste uso de água com o tempo, devido ao avanço da colheita mecanizada de cana-picada na região canavieira Centro-Sul, como mostrado no gráfico da Figura 25.

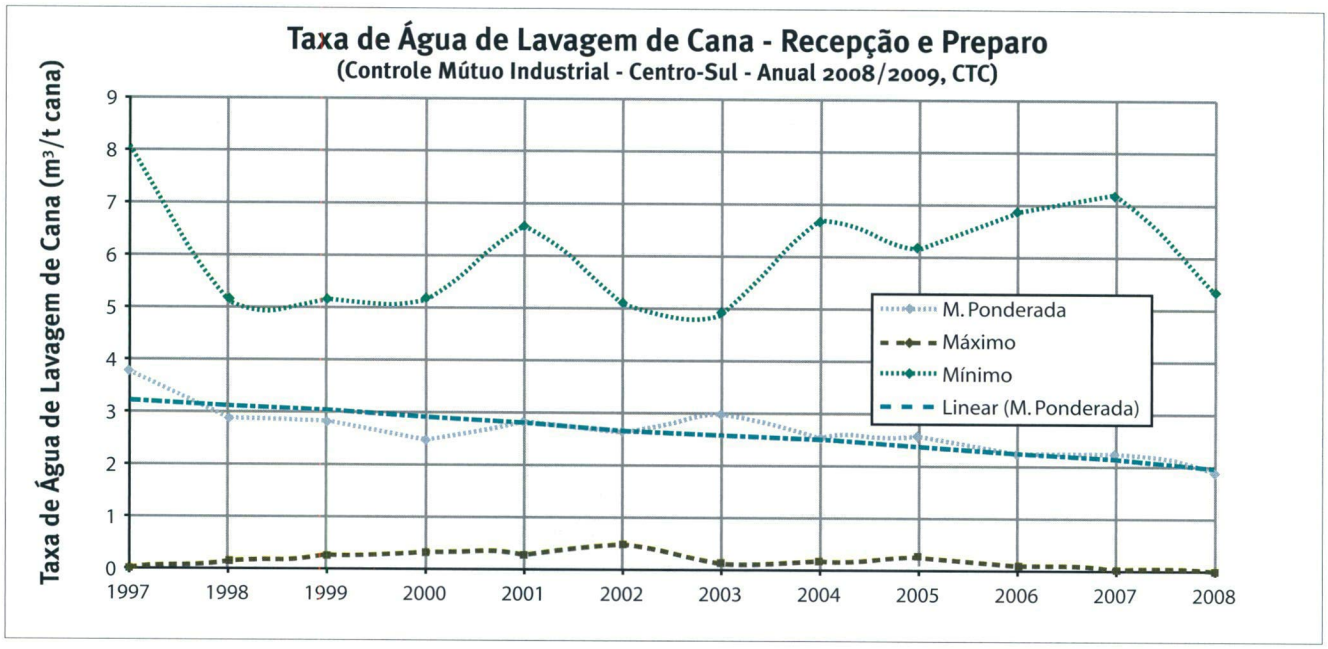


Figura 25 - Variação da média anual da taxa de lavagem de cana, em m³/t cana moída, nas usinas da Região Canavieira do Centro-Sul (CTC, 2009).

Na mesa de recepção e de lavagem de cana, a água é distribuída no seu topo, passa pela cana, arrastando a terra, passa pelo fundo perfurado da mesa e é encaminhada para o sistema de tratamento deste efluente para reúso. Não há grande exigência de qualidade da água para esta operação de limpeza, preocupando-se mais com os aspectos de corrosão (com a correção do pH), abrasão (com a retirada de sólidos) e contaminação. O efluente gerado possui matéria orgânica expressa por DBO_5 de 180 a 500 mg/L, e alta concentração de sólidos.

Com a redução gradativa da queimada na colheita da cana, prevista na legislação e em acordos voluntários, como o Protocolo Agroambiental no Estado de São Paulo (eliminação da queimada em 2014 e 2021 no estado de São Paulo, respectivamente em áreas mecanizáveis e não mecanizáveis), os canaviais serão colhidos com máquinas e a cana será picada, o que torna a limpeza com água inviável devido às perdas consideráveis de açúcar.

A alternativa tecnológica para esta etapa do processo é a eliminação do uso de água, utilizando-se o processo de limpeza de cana a seco, como se verá no item referente à Produção mais Limpa (P+L). Mesmo adotando este sistema, necessita-se de uma pequena parcela de água para limpeza das correntes, esteiras e arraste da terra que se acumula sob a mesa, com exigência de adaptações das mesas e de recolhimento mecânico das impurezas minerais.

5.1.1.2. Embebição das moendas

O objetivo da embebição das moendas é embeber o bagaço com água para dissolver a sacarose ainda contida, aumentando o poder de extração. A água é adicionada no bagaço que alimenta o último terno, sendo o caldo diluído obtido após o esmagamento circulado em contra corrente ao fluxo do bagaço para embeber o terno anterior, assim sucessivamente até ser recolhido no segundo terno. Formando o caldo dito "misto", que é normalmente encaminhado para a produção de etanol, podendo ou não receber parte do caldo primário. O caldo primário obtido no primeiro terno normalmente é enviado para a produção de açúcar. A mistura completa de ambos os caldos também é denominada de caldo misto sendo utilizada em destilarias autônomas ou fábricas de açúcar.

Na Figura 26 é apresentada a variação da embebição nos últimos 10 anos com base nos dados do Mútuo - Industrial (CTC, 2009); por sua vez, na Figura 27 é apresentada a variação mensal da embebição no ano de 2007.

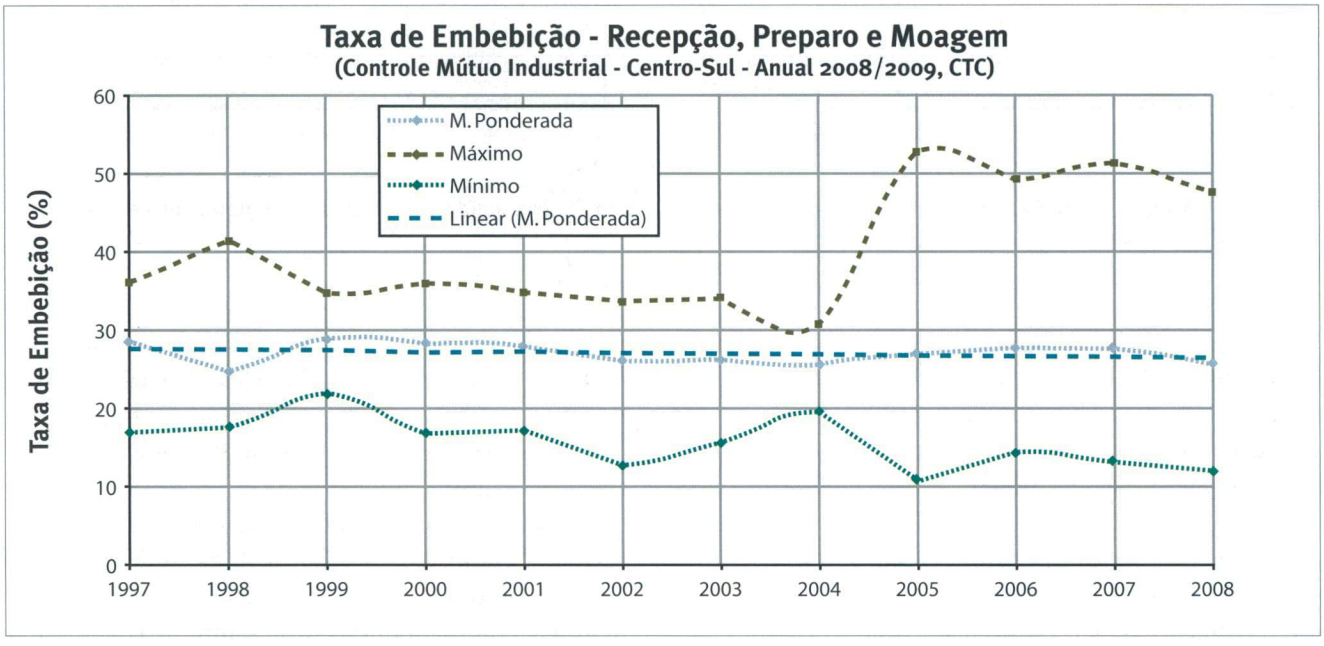


Figura 26 - Variação da média anual da taxa de embebição (%) nas usinas da Região Canavieira do Centro-Sul (CTC, 2009).

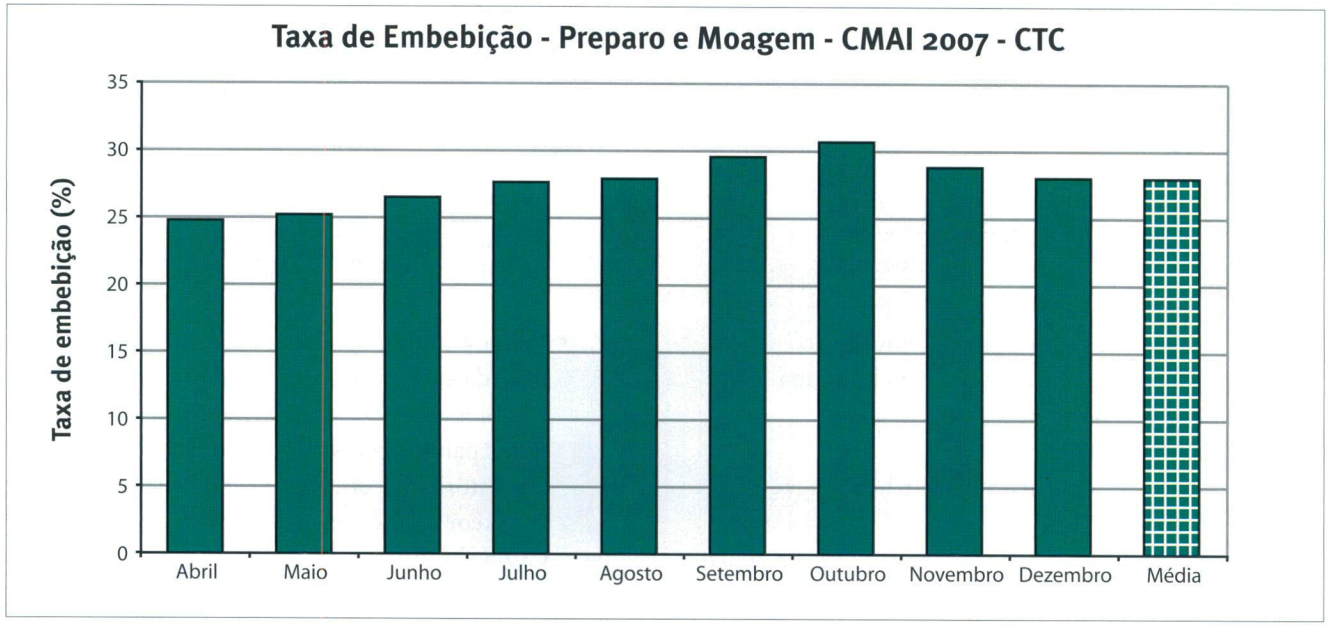


Figura 27 - Variações das médias mensais da taxa de embebição de moendas. (ELIA NETO et al., 2008).

Observa-se que a taxa de embebição média situa-se na faixa de 25 a 30% em peso de cana, ou seja de 25 a 30 m^3 de água por tonelada de cana moída. A grande variação da taxa de embebição para mais e para menos, notadamente na faixa de 20 a 40%, refere-se às condições que a usina suporta maior ou menor quantidade de água adicionada ao caldo, uma vez que esta água deverá ser evaporada posteriormente na fábrica. Vale, portanto, a capacidade de evaporação e do balanço térmico (vapor disponível) para equilibrar a água adicionada na embebição. Também deve ser considerado que a extração da sacarose pode ser feita não com moendas, mas com difusores, que requerem maiores taxas de embebição, havendo um significativo número de usinas com este tipo de equipamento. Desta forma, pode-se resumir que quanto maior a taxa de embebição maior será a extração, porém dependerá de: capacidade de evaporação da fábrica de açúcar (evaporadores múltiplos efeitos), disponibilidade de vapor de escape, tipo de equipamento de extração (moendas ou difusores), quantidade de ternos no caso de moendas e aspectos tecnológicos da cana, como pureza e teor de fibra, devendo-se levar em conta em última análise o custo-benefício da maior extração da sacarose residual no bagaço.

Outro aspecto importante para a embebição é a qualidade da água utilizada, que deve possuir uma boa capacidade de dissolução da sacarose, ou seja, água com baixa quantidade de sólidos dissolvidos e temperatura alta. No caso de moendas, a temperatura final da água de embebição não deve ultrapassar o limite de 60°C, pois poderá provocar:

a) o amolecimento das fibras, que dificulta a moagem;

b) a formação de neblinas e calor excessivo, o que impossibilita a soldagem manual dos solos de moendas.

Para manter a temperatura numa faixa adequada, normalmente utiliza-se uma mistura de água condensada (mais quente) com água fria. No caso de difusor, não existem estes tipos de problemas e pode-se reutilizar apenas água condensada na embebição.

Preferencialmente, o controle da água de embebição deve ser feito com medidores de vazão, ou seja, o processo direto de determinação da taxa de embebição. Poucas usinas têm este tipo de controle de adição de água, utilizando-se de algumas metodologias para estimar a água adicionada, entre as quais:

- Processo direto: medindo a vazão de água de embebição, calcula-se a taxa de embebição em relação à moagem da cana com o auxílio da Equação 1:

Eq.1:

$$Tx_{embebição} = \frac{Q_{embebição} * 100}{M_{cana}}$$

Em que:
$Tx_{embebição}$ = taxa de água de embebição das moendas em peso percentual de cana [%];
$Q_{embebição}$ = vazão de água para embebição [m^3/h];
M_{cana} = peso de cana moída [t/h]

- Processo indireto: a taxa de embebição é calculada a partir do conhecimento do Brix do caldo primário da cana (caldo de primeira prensagem - 1º terno) e do Brix do caldo misto final, assumindo a saída de uma única corrente de caldo na extração, através de um balanço de massa, ou seja, o quanto a solução inicial de açúcar esta sendo diluída pela embebição (Equação 2):

Eq. 2:

$$Tx_{embebição} = \frac{(Brix_{primário} - Brix_{misto}) * 100}{Brix_{primário}}$$

Em que:
$Brix_{primário}$ = teor de sólido dissolvido no caldo primário [%];
$Brix_{misto}$ = teor de sólido dissolvido no caldo misto [%]

- Método inferencial: a taxa de embebição é determinada a partir do conhecimento de parâmetros tecnológicos da cana, do bagaço e do caldo. Esses parâmetros são normalmente obtidos no laboratório do sistema de pagamento de cana pelo teor de sacarose - PCTS, normalizado pelo CONSECANA (2003), através de um balanço de massa na moenda, ou seja, entra cana mais água de embebição e sai caldo misto mais bagaço. No caso de não haver divisão de caldo na saída, isto é, uma mistura de caldo primário com misto, formando o caldo misto final, o cálculo da embebição é realizado com o auxílio da Equação 3:

Eq. 3:

$$Tx_{embebição} = \frac{100 * Brix_{cana} - \frac{Fibra_{cana}}{Fibra_{bagaço}} * Brix_{bagaço}}{Brix_{misto}} + \frac{Fibra_{cana}}{Fibra_{bagaço}} * 100 - 100$$

Em que:
$Brix_{cana}$ = teor de sólido dissolvido na cana em relação ao peso da cana [%];
$Brix_{bagaço}$ = teor de sólido dissolvido no bagaço relação ao peso do bagaço [%];
$Brix_{misto}$ = teor de sólido dissolvido no caldo misto em relação ao peso do caldo misto [%];
$Fibra_{cana}$ = teor de fibra na cana [%];
$Fibra_{bagaço}$ = teor de fibra no bagaço [%];

Observações:

a) Pode-se estimar a taxa de embebição em função da Pol (polarização, medida do teor de sacarose) ou da ART (Açúcares Recuperáveis Totais), substituindo o Brix nas equações por cada uma dessas variáveis.

b) No caso de divisão de caldo na extração, em primário (para açúcar) e misto (para etanol), a Equação 3 é ligeiramente diferente, sendo necessária a obtenção de parâmetros também do caldo primário e da fibra primária para se efetuar o balanço.

c) Uma metodologia específica para procedimentos e determinação dos parâmetros tecnológicos do processo industrial é apresentada no Capítulo 6 do Manual de Controle Químico da Fabricação de Açúcar (CTC, 2005).

5.1.1.3. Resfriamento de mancais da moenda

Os mancais são conjuntos destinados a suportar as solicitações de peso e rotação de eixos. Nas moendas são utilizados mancais do tipo deslizante, com casquilhos construídos em bronze, para apoiar as duas extremidades dos eixos dos rolos das moendas. Entre o eixo e o mancal é injetado óleo lubrificante sob pressão. É formando um filme entre as partes móveis, sendo este óleo, em sistema de perda total, recolhido em canaletas e enviado para empresa recuperadora, juntamente com o óleo lubrificante usado nos mancais de engrenagens abertas (volandeiras e intermediárias), que não são resfriados com água. Na parte interna dos casquilhos existem veios ou serpentinas de refrigeração por onde circula água para dissipação do calor gerado pelo deslizamento entre as peças. O óleo lubrificante e a água de resfriamento não têm contato no mancal e, portanto, não se misturam, salvo quando há problemas de vazamento pela ruptura da serpentina ou trinca nos veios.

A água utilizada para resfriar os casquilhos dos mancais deve ser limpa e fria, pois o excesso de calor poderia provocar uma perda de qualidade do óleo lubrificante e desgaste e avaria no mancal.

Na Figura 28 é apresentada uma ilustração esquemática de um mancal de apoio de eixo da moenda.

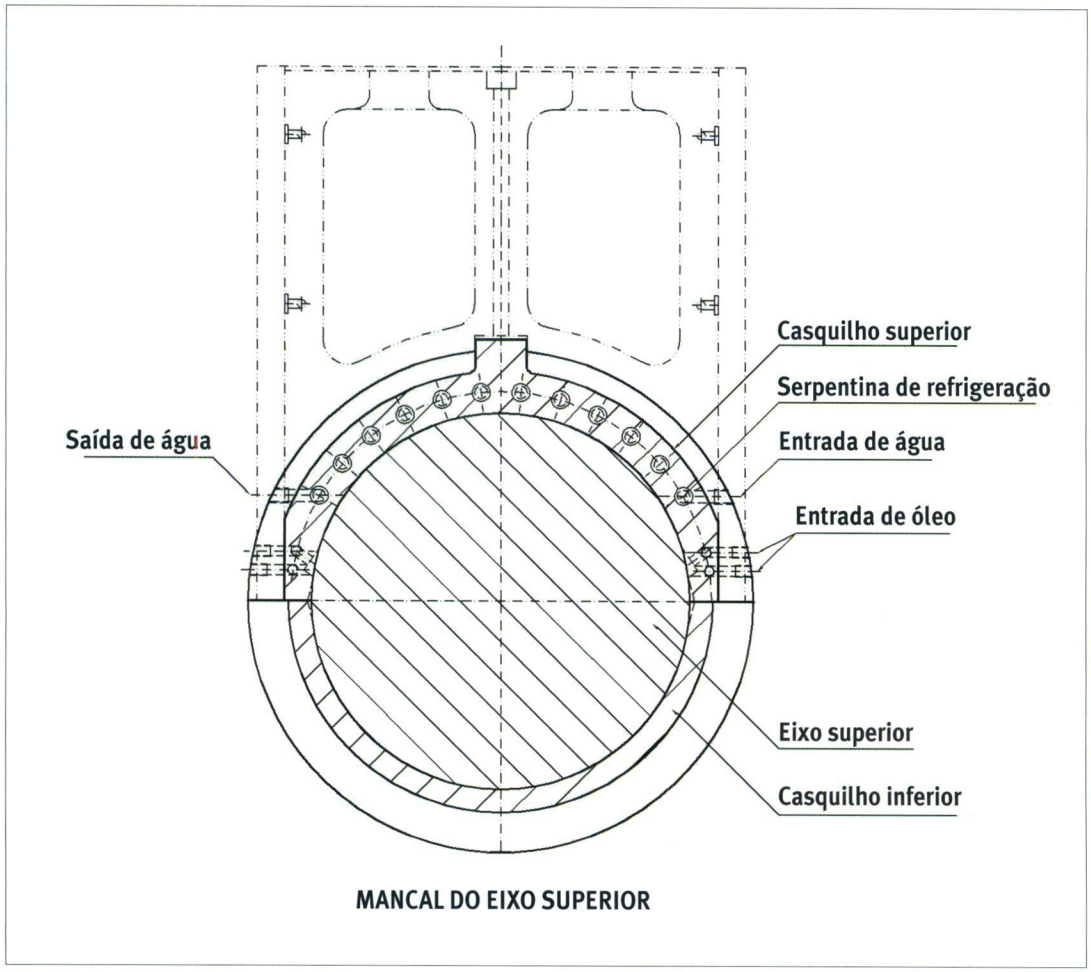


Figura 28 - Ilustração esquemática de um mancal superior de um terno de moenda.

A vazão de água de resfriamento depende do tamanho e do número de ternos da moenda e é normalmente especificada pelo fabricante da moenda. O cálculo da quantidade de água necessária está ligado à quantidade de calor a se dissipar e, em última análise, a carga hidráulica total no terno da moenda, sua rotação e as características do mancal. Na falta de informação do fabricante, a Equação 4 pode ser utilizada para estimar a quantidade de água de resfriamento necessária para os mancais de moendas, que possuem 6 mancais para cada terno.

Eq. 4:

$$Qresf_{mancais} = \frac{fs * 0{,}0523 * F * D * n}{3 * N_{mancal} * \Delta T_{água}} = \frac{0{,}1046 * F * D * n}{N_{mancal} * \Delta T_{água}}$$

Em que:

$Qresf_{mancais}$ = vazão de água de resfriamento em cada mancal [L/min.];

fs = fator de segurança de suprimento de água [fs =(vazão real)/(vazão teórica) = 6];

F = carga hidráulica total aplicada no terno da moenda [t];

D = diâmetro do rolo da moenda [m];

n = rotação da moenda, próximo a 7 rpm;

N_{mancal} = quantidade de mancal/terno (6 mancais);

$\Delta T_{água}$ = diferencial de temperatura da água de resfriamento, (Tquente - Tfria), normalmente 6°C

Na Tabela 10 são relacionadas as vazões de água de resfriamento dos mancais de acordo com o tamanho da moenda, servindo de base para estimar a quantidade de total de água utilizada nesta operação, conforme a quantidade de moendas e número de ternos de cada moenda.

Tabela 10 - Quantidade de água de resfriamento dos mancais de moendas.

Ternos de Moendas				$Qresf_{mancal}$ (*2) [litro/min/terno]
Tamanho (D"xL")	F (*1) [t/terno]	Potência [cv/terno]	Capacidade [t cana/h]	
46" x 90"	588	1.917	892	84
42" x 84"	501	1.492	694	65
42" x 78"	465	1.385	644	61
37" x 78"	410	1.075	500	47
37" x 66"	347	939	437	40
36" x 72"	368	910	423	41
34" x 66"	319	768	357	34
34" x 54"	261	629	292	27
30" x 60"	255	544	253	24
30" x 54"	230	489	228	21
26" x 48"	177	327	152	14
20" x 36"	102	145	67	6

(*1) F, carga hidráulica total aplicada no terno da moenda = PHE*0,1*L*D (HUGOT, 1977), tendo-se assumido PHE, densidade de carga = 22 t/dm²; L, comprimento do rolo em dm, e D em dm.

(*2) Para o cálculo da vazão de água de resfriamento do terno (6*$Qresf_{mancal}$) adotou-se o diferencial de temperatura da água de 6°C e a rotação da moenda (n) de 7 rpm.

Considerando uma situação normal no setor com moendas de 6 ternos, chega-se a uma potência específica para as moendas de aproximadamente 13 cv/t cana, resultando num uso de água para resfriar os mancais de 0,035 m^3/t cana.

A água deve ser limpa, preferencialmente potável e com temperatura ambiente, para evitar entupimento e corrosão, sendo produzido um efluente também límpido e morno com cerca de 6°C acima da temperatura de entrada. Esse efluente pode ser reaproveitado em vários outros usos, tomando-se os devidos cuidados quando ocorrer contaminação acidental com vazamento de óleo. A reciclagem da água com o resfriamento por torres também é uma opção, existindo o perigo de contaminação da água do circuito pelo ar, dando-se assim preferência pelo reúso deste efluente em outras fases do processo industrial.

5.1.1.4. Resfriamento do óleo dos equipamentos do preparo e extração

Os mancais das turbinas de acionamento dos equipamentos e os mancais dos equipamentos da área de preparo e extração, ou seja, dos picadores, desfibradores e redutores, são do tipo rolamento, e são lubrificados e refrigerados com óleo, em sistema de recirculação, juntamente com o óleo lubrificante dos redutores. Após o uso, o óleo atinge temperaturas relativamente altas, na faixa de 60°C, sendo resfriado com água em trocadores de calor tipo casco-tubo, visando abaixar sua temperatura para cerca de 45°C. Neste trocador é utilizada água limpa fria, normalmente potável, que sai a uma temperatura cerca de 3°C maior mas continua limpa, pois não há contato óleo-água no trocador de calor, a não ser em caso de vazamento.

A vazão de uso de água situa-se normalmente na faixa de duas vezes a vazão de óleo lubrificante em circulação, quantidade que é indicada pelo fabricante do equipamento e se relaciona à potência do equipamento. Na falta de dados do fabricante, a vazão de óleo do redutor pode ser estimado pela Equação 5:

Eq. 5:

$$Qóleo_{redutor} = \sqrt{\left(\frac{Pot}{18}\right)^2 + 200}$$

Em que:
$Qóleo_{redutor}$ = vazão de óleo lubrificante no redutor [L/min];
Pot = potência do equipamento [kW]

Relacionando os equipamentos e conhecendo a quantidade de óleo lubrificante em circulação e suas características, pode-se estimar a quantidade de água de resfriamento necessária a partir de um balanço térmico, obtendo-se taxa de uso de água ($Tx_{água}$) igual a 2,07 litros de água por litro de óleo, conforme demonstração e dados adotados na Equação 6.

Eq. 6:

$$Ccalor_{óleo} = Ccalor_{água} \Leftrightarrow Qóleo * D_{óleo} * cesp_{óleo} * \Delta T_{óleo} = Qresf_{água} * D_{água} * cesp_{água} * \Delta T_{água} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow \frac{Qresf_{água}}{Qóleo} = \frac{D_{óleo} * cesp_{óleo} * \Delta T_{óleo}}{D_{água} * cesp_{água} * \Delta T_{água}} = \frac{900 * 0{,}46 * 15}{1000 * 1 * 3} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow Tx_{água} = 2{,}07.[L/L\ óleo]$$

Em que:
$Tx_{água}$ = taxa de uso de água de resfriamento em relação ao óleo recirculado [L/L];
$Ccalor_{óleos}$ = quantidade de calor no óleo após uso [kcal];
$Ccalor_{água}$ = quantidade de calor na água após troca [kcal];
$Qóleo$ = vazão de óleo lubrificante em recirculação [L/min];
$Qresf_{água}$ = vazão de água de resfriamento [L/min];
$D_{óleo}$ = densidade do óleo, adotada = 900 kg/m^3;

$D_{água}$ = densidade da água de resfriamento = 1000 kg/m³;
$cesp_{óleo}$ = calor específico do óleo = 0,46 kcal/kg.°C;
$cesp_{água}$ = calor específico da água de resfriamento = 1 kcal/kg.°C;
$\Delta T_{óleo}$ = diferencial de temperatura no óleo, aproximadamente 15 °C;
$\Delta T_{água}$ = diferencial de temperatura na água, aproximadamente 3 °C

Pode-se utilizar uma maior ou menor quantidade de água, conforme a temperatura da água disponível. Na Tabela 11 são relacionadas estimativas das vazões necessárias de águas de resfriamento nos trocadores de calor do óleo de acordo com a potência dos equipamentos e dados de troca térmica adotados. Esses dados servem para estimar a quantidade total de água a ser utilizada, na falta de dados do fabricante.

Tabela 11 - Quantidade de água de resfriamento dos trocadores de calor do óleo das turbinas e equipamentos da área de extração e moagem

Equipamentos: Turbinas, Picadores e Desfibradores			
Potência		Vazão de Óleo do Redutor	Vazão de Água de Resfriamento [L/min]
[cv]	[kW]	[L/min]	
500	373	25	51
750	560	34	70
1.000	746	43	89
1.200	895	51	106
1.500	1.119	63	130
2.000	1.491	83	172
3.000	2.237	123	255

(*) No caso de picador (facas) e desfibrador, considerar mais 15% para resfriamento dos óleos de cada mancal de rolamento, ou seja, 30% a mais por equipamento. No caso de volandeiras o óleo (ou graxa) não é recuperado.

Considerando uma situação normal no setor de preparo com 2 picadores e 1 desfibrador, a potência especifica situa-se em 10 cv/t cana. Na extração com os acionamentos das moendas com 6 ternos tem-se uma potência específica instalada de aproximadamente 23 cv/t cana. Em ambos setores com o nível de potência instalado de 33 cv/t cana resulta num uso de água para resfriamento do óleo em 0,130 m³/t cana.

O reúso é similar aos das águas de resfriamento de mancais, ou em circuito fechado com resfriamento em torres, ou preferencialmente em outras fases do processo, dispensando torres e tratamentos.

5.1.2. Água no setor de tratamento do caldo

Nas Figuras 29 a 31 são apresentadas, em fluxogramas, as etapas do processo de tratamento do caldo de cana, onde o caldo é preaquecido, passando por sulfitação (quando da produção de açúcar branco), recebe o leite de cal e, em seguida, é decantado, obtendo-se o caldo clarificado tanto para o setor de açúcar como para o setor de etanol. Também se tem o lodo retirado do fundo do decantador, que é enviado para lavagem e filtra-

gem a vácuo, visando recuperar o açúcar residual neste lodo, produzindo o caldo filtrado que retorna ao processo e a torta de filtro que é utilizada como adubo na lavoura. Basicamente, têm-se cinco usos diretos de água nestas etapas: a água de resfriamento da enxofreira, a água para formar o leite de cal, a água para preparo de polímero, água de lavagem de torta e água dos condensadores barométricos dos filtros rotativos com vácuo. O vapor utilizado para o preaquecimento e aquecimento do caldo também será tratado neste manual como um uso de água. Aspectos das águas de limpeza de piso e equipamentos serão abordados no item sobre efluentes.

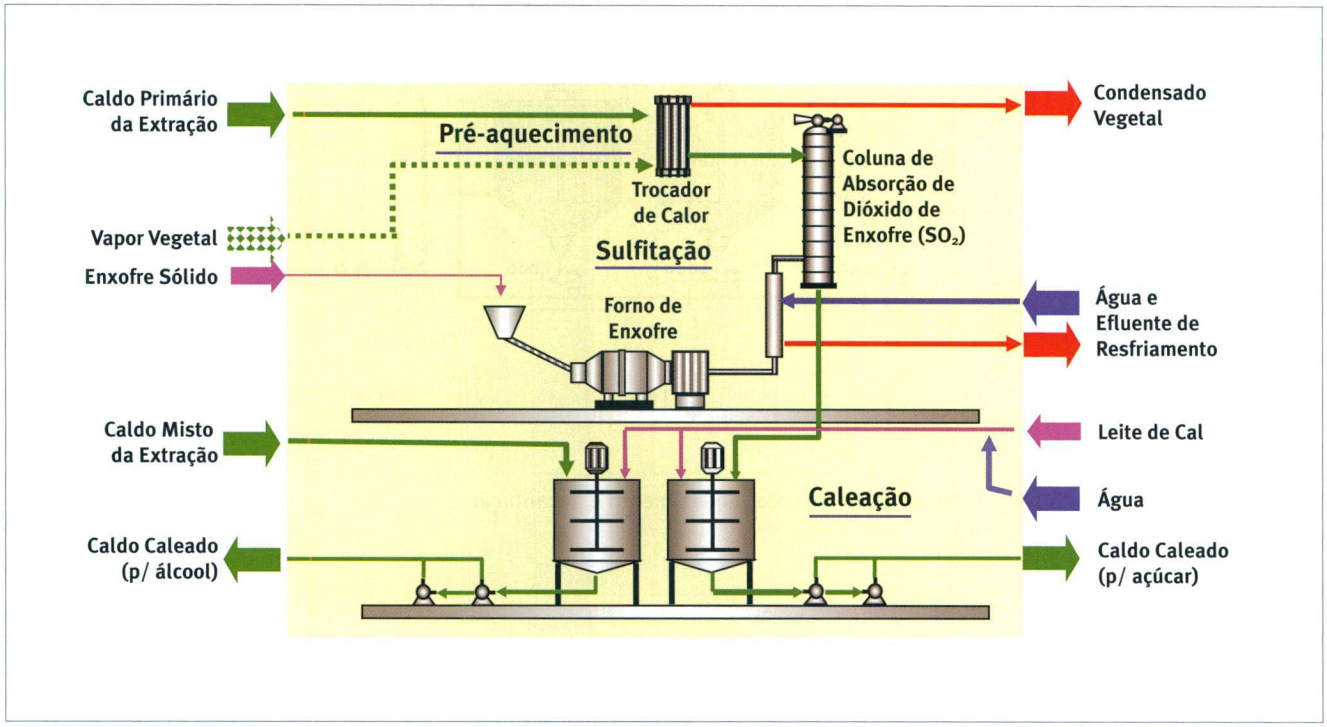


Figura 29 - Fluxograma do tratamento de caldo, etapas: pré-aquecimento, sulfitação e caleação.

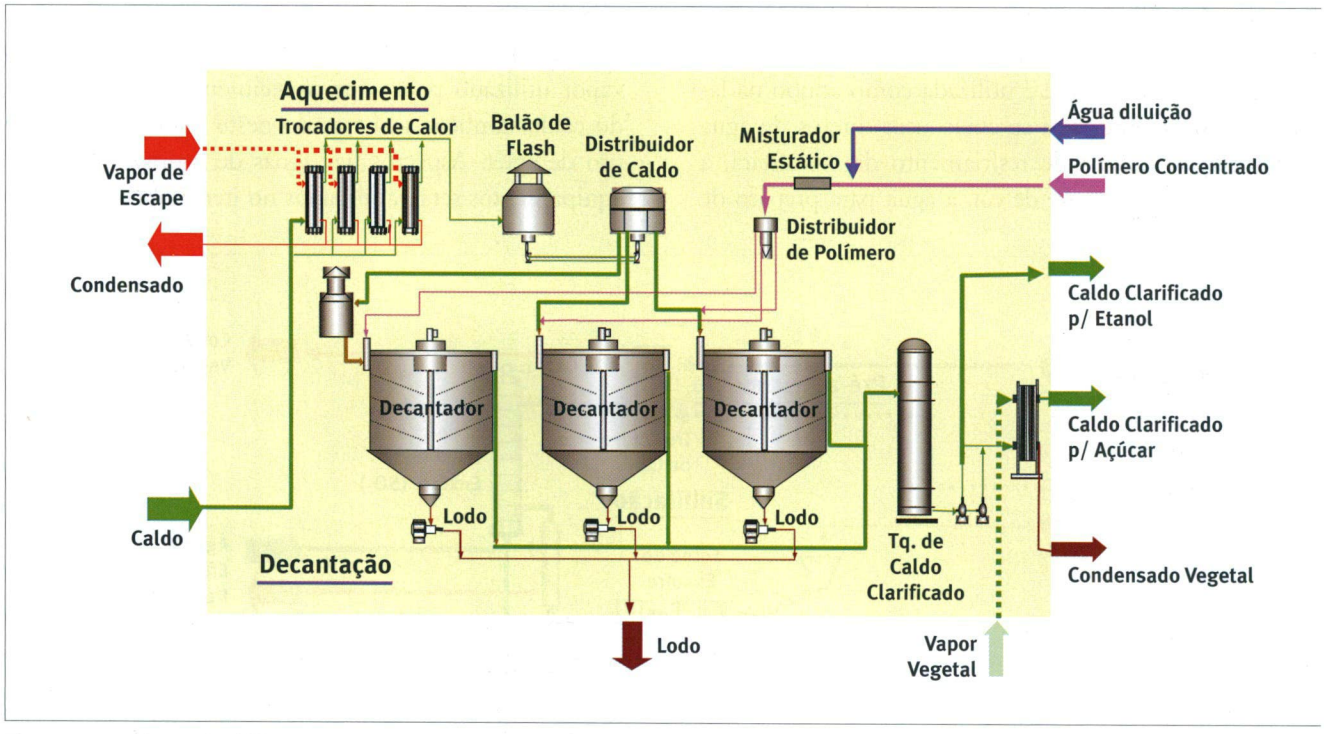


Figura 30 - Fluxograma do tratamento de caldo, etapas: aquecimento e decantação.

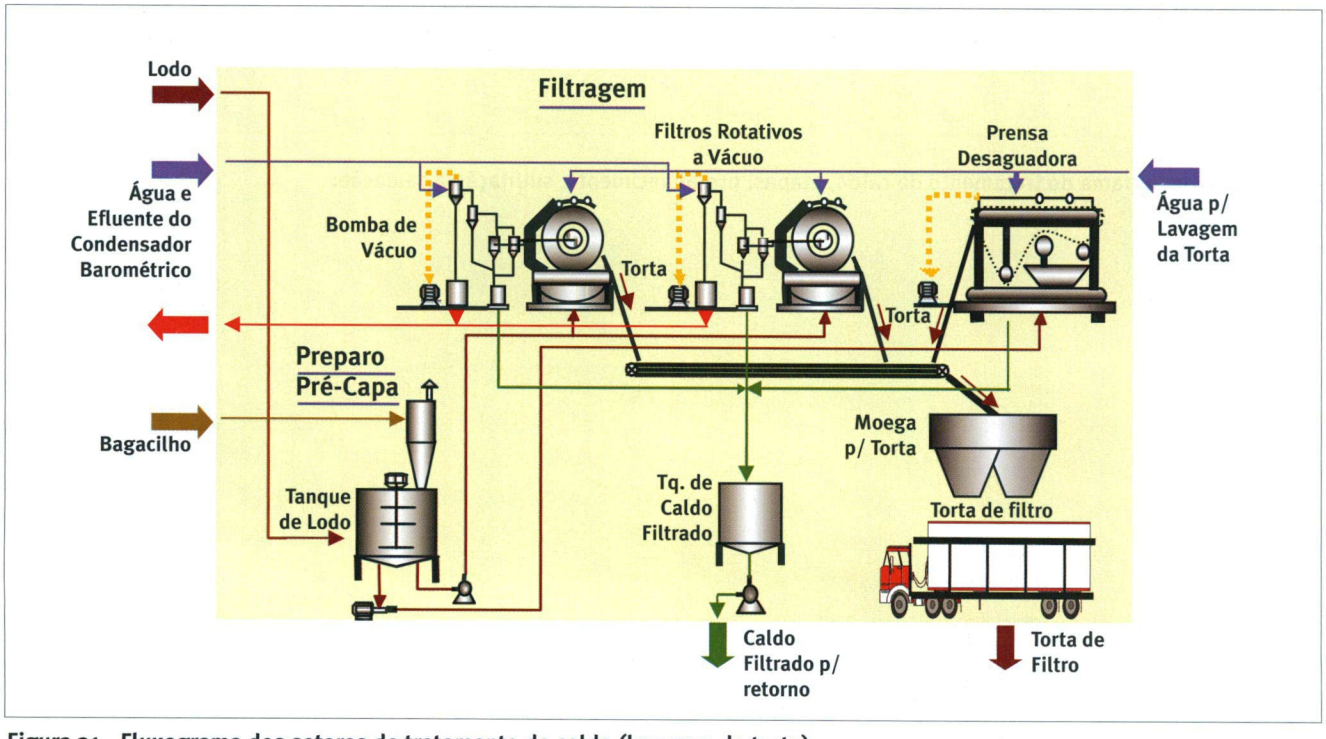


Figura 31 - Fluxograma dos setores de tratamento de caldo (lavagem da torta).

5.1.2.1. Resfriamento da sulfitação do caldo

A sulfitação é uma etapa do processo de branqueamento do açúcar, sendo realizada com o gás dióxido de enxofre (SO_2) formado na queima de enxofre elementar em forno. O gás é absorvido pelo caldo reagindo com as impurezas, formando sólidos suspensos que são retirados posteriormente na decantação do caldo para fabricação de açúcar branco. Há necessidade de se manter a temperatura do gás abaixo de 200°C, pois a queima do enxofre na presença do ar é uma reação de oxidação com desprendimento de energia, conforme a reação química:

$$S + O_2 \longrightarrow SO_2 + 70\ kcal$$
$$32g \quad 32g \longrightarrow 64g$$

Com a elevação descontrolada da temperatura haverá liberação do anidrido sulfúrico (SO_3) pela reação do anidrido sulfuroso (SO_2) com o ar, ($2SO_2 + 2O \longrightarrow 2SO_3 + 23$ kcal), formando sais insolúveis no caldo. Pode ainda ser formado ácido sulfúrico com a reação do SO_3, uma vez que circula umidade do ar no forno e esse ácido pode vir a promover corrosões.

O resfriamento dos gases é feito em uma camisa, antes da torre de absorção. utilizando-se água bruta e produzindo um efluente morno sem contato com o produto, se não ocorrer contaminação no ambiente pelo enxofre elementar (canaletas abertas no piso).

A quantidade de água de resfriamento dos gases da enxofreira pode ser calculada por balanço térmico (gás - água) na camisa de resfriamento, considerando a reação química envolvida e os parâmetros operacionais e consumo médio de enxofre, em torno de 150 g por saco de açúcar branco produzido (cerca de 300 $g/t_{cana\ para\ açúcar}$). Assim:

- Características do processo:

Temperatura inicial dos gases:	400°C
Temperatura final dos gases:	200°C
Velocidade dos gases:	2,0 a 2,5 m/s
Teor de SO_2 nos gases:	6%
Volume específico dos gases:	1,17 m^3/kg
Calor específico dos gases:	0,276 kcal/kg.°C
Composição dos gases:	6% SO_2, 15% O_2 e 78% N_2
Peso molecular médio dos gases:	30,8
Diferencial de temperatura na água após resfriamento	3°C

- Produção de SO_2 por tonelada de cana:

Enxofre (S)	SO_2
32 g de S	64 g de SO_2
0,300 kg S/t cana	0,600 kg $_{SO_2}$/t cana

- Produção de gases a serem resfriados por tonelada de cana, conforme Equação 6 e seu desenvolvimento na Equação 7:

Eq. 6:

$$Q_{gases} = m_{gases} * Vesp_{gases} = (NMol_{gases} * Pmol_{gases}) * Vesp_{gases} =$$

$$Q_{gases} = \left(100 * \frac{NMol_{SO2}}{Tx_{SO2}} * Pmol_{gases}\right) * Vesp_{gases} = \left(100 * \frac{\left(m_{SO2} / Pmol_{SO2}\right)}{Tx_{SO2}} * Pmol_{gases}\right) * Vesp_{gases}$$

$$Q_{gases} = \frac{100 * 0{,}600 * 30{,}8 * 1{,}17}{64 * 6} = 5{,}63 . \left[m^3/h\right]$$

Em que:

Q_{gases} = vazão dos gases a resfriar por tonelada de cana, com resultado 5,63 m^3/h;
m_{gases} = massa dos gases a resfriar [kg];
$Vesp_{gases}$ = volume específico dos gases a resfriar = 1,17 m^3/kg;
$NMol_{gases}$ = quantidade de moles nos gases a resfriar, adimensional;
$PMol_{gases}$ = peso molecular médio dos gases a resfriar = 30,8 g;
$NMol_{SO2}$ = quantidade de moles no gás SO_2, adimensional; e
Tx_{SO2} = teor de SO_2 nos gases a resfriar = 6%.

• Balanço térmico gases da enxofreira x água de resfriamento (Equacionamento 7):

Eq. 7:

$$Ccalor_{gases} = Ccalor_{água} \Leftrightarrow \frac{Q_{gases}}{Vesp_{gases}} * Cp_{gases} * \Delta T_{gases} = Qresf_{enxof} * D_{água} * Cp_{água} * \Delta T_{água} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow Qresf_{enxof} = \frac{\frac{Q_{gases}}{Vesp_{gases}} * Cp_{gases} * \Delta T_{gases}}{D_{água} * Cp_{água} * \Delta T_{água}} = \frac{\frac{Q_{gases}}{Vesp_{gases}} * Cp_{gases} * \Delta T_{gases}}{\Delta T_{água}} =$$

$$Qresf_{enxof} = \frac{5{,}63 * 0{,}276 * (400 - 200)}{1000 * 1{,}17 * (33 - 30)} = 0{,}0885 . \left[m^3/h \right] \Rightarrow ou \cong 0{,}100 . \left[m^3/t\ cana \right]$$

Em que:

$Qresf_{enxof}$ = vazão de água de resfriamento dos gases da enxofreira = 0,0885 m³/h;
$Ccalor_{gases}$ = quantidade de calor nos gases [kcal];
$Ccalor_{água}$ = quantidade de calor na água após troca [kcal];
Q_{gases} = vazão dos gases da enxofreira = 5,63 m³/h;
$Vesp_{gases}$ = volume específico dos gases = 1,17 m³/kg;
$D_{água}$ = densidade da água de resfriamento = 1000 kg/m³;
Cp_{gases} = calor específico dos gases = 0,276 kcal/kg.°C;
$Cp_{água}$ = calor específico da água de resfriamento = 1 kcal/kg.°C;
ΔT_{gases} = diferencial de temperatura no óleo = 400 - 200 = 200°C;
$\Delta T_{água}$ = diferencial de temperatura na água, aproximadamente 3°C.

Outra maneira simplificada é considerar a remoção da metade da caloria da reação exotérmica do enxofre (70 kcal/64g_{SO2}). Neste caso, para as 600 g/t cana é necessária a remoção de metade de 656,25 kcal/t cana, que serão absorvidas pela água de resfriamento (com calor específico de 1 kcal/kg.°C), em um diferencial de temperatura de 3°C, estimando a vazão de água de resfriamento em (656,25/2/3 = 109 kg/t cana), ou seja, aproximadamente 0,1 m³/t cana para açúcar.

Observa-se que na produção de açúcar VHP ("very hight polarization") ou VVHP ("very very hight polarization"), tipos de açúcares brutos para a exportação que não são branqueados, não há a etapa de sulfitação no seu processamento.

5.1.2.2. Preparo do leite de cal

Na etapa de caleação é adicionado o leite de cal no caldo, para aumentar o seu pH até um valor aproximado de 7,0 a 7,2, visando a sua neutralização e otimização da decantação. O óxido de cálcio, CaO, também conhecido como cal virgem, é ainda hoje o mais utilizado agente purificador do caldo de cana, pelo custo moderado e também pela fácil obtenção.

A cal é obtida da decomposição térmica do carbonato de cálcio (CaO_3) em fornos especiais e temperaturas adequadas, pela seguinte reação química: $CaCO_3$ + 42,5 kcal ➤ CaO + CO_2. A cal utilizada para a clarificação deve ser nova, com alto grau de pureza e livre de areia ou pedras, com teor de CaO útil de 85 a 90%. As impurezas presentes na cal são oriundas da rocha que lhe deu origem e não são determinadas rotineiramente na usina de açúcar.

O leite de cal é obtido pela hidratação ou "queima" da cal virgem. A temperatura e o tempo de repouso após a hidratação são importantes para a qualidade do leite de cal obtido. Normalmente, as usinas operam com a cal de duas maneiras. Quando a cal é recebida a granel, ela é levada a piscinas de cal, onde é queimada,

e posteriormente enviada a tanques de diluição. No caso em que a cal é recebida em "big-bag", na forma de pó, ela é enviada ao tanque de hidratação e posteriormente ao tanque de diluição.

As usinas vêm substituindo o cal calcítico, que tem alto teor de CaO, por cal dolomítico, que tem maior concentração de MgO, por entenderem que a incrustação provocada pelo magnésio é mais branda. Consideram que, dessa forma, é facilitada a remoção das incrustações nos equipamentos (aquecedores, evaporadores, tubulações, etc.), embora não se tenha ainda uma comprovação da efetividade dessa substituição.

O consumo médio de cal, incluindo a parte que é utilizada no tratamento da água de lavagem de cana, é 1.000 g/t cana. No manuseio da cal, primeiramente é preparada uma pasta com densidade 15°Bé, na piscina de cal. Em seqüência, esta pasta é diluída nos tanques de diluição formando o leite de cal, situação em que são recomendadas baixas concentrações, da ordem de 5 a 6°Bé, o que favorece o controle automático de pH. O uso de água para preparar a pasta e o leite de cal para uma tonelada de cana por hora é estimado conforme as Equações 8 e 9 e os dados a seguir:

- Reação da queima da cal
  $CaO + 2HO_2 \rightarrow Ca(OH)_2 + 15{,}2$ kcal

- Preparo da pasta:
  Consumo médio de cal por tonelada de cana:
  1.000 g CaO
  Concentração da pasta: 15°Bé

- Diluição do leite de cal
  Concentração do leite de cal 5°Bé

Eq. 8:

$$Qágua_{pasta} = \left(\frac{Cons_{CaO}}{Conc_{CaCO}} * Dens_{pasta} - \frac{Cons_{CaO}}{1.000} \right) * Dens_{água} = \left(\frac{1000}{148} * 1{,}116 - 1 \right) * 1 = 6{,}54.[litros]$$

Em que:
$Qágua_{pasta}$ = vazão de água para preparo da pasta = 6,54 L/t cana;
$Cons_{CaO}$ = quantidade média de CaO consumida = 1.000 gCaO/t cana;
$Conc_{CaO}$ = concentração de CaO na pasta = 148 g CaO/L;
$Dens_{pasta}$ = densidade da pasta = 1,116 g/cm³ = 1,116 kg/L; e
$Dens_{água}$ = densidade da água = 1 g/cm³ ou 1 kg/L.

Eq. 9:

$$Qágua_{diluição} = \left(\frac{Cons_{CaO}}{Conc_{diluição}} * Dens_{diluição} - \frac{Cons_{CaO}}{Conc_{pasta}} * Dens_{pasta} \right) * Dens_{água} =$$

$$Qágua_{diluição} = \left(\frac{1000}{46} * 1{,}037 - \frac{1000}{148} * 1{,}116 \right) * 1 = 15{,}0.[litros]$$

Em que:
$Qágua_{diluição}$ = vazão de água para preparo da diluição = 15 L/t cana;
$Conc_{diluiçãoa}$ = concentração de CaO na diluição = 46 g CaO/L; e
$Dens_{diluição}$ = densidade da pasta = 1,037 g/cm³ ou 1,037 kg/L.

- Total de água utilizada por tonelada de cana:
  Água para a pasta: 6,54
  Água para diluição: 15
  Total de água de preparo do leite de cal: ≈ 22

Adota-se, em média, uma taxa de uso de 0,03 m^3/t cana, que cobre variações de concentrações, uso de cal e perdas. Na Tabela 12 são apresentadas as densidades, concentrações e teores de CaO do leite de cal conforme o grau Beaumé.

Para o preparo de cal deve-se utilizar água bruta límpida, pois esta irá compor o caldo, e pode-se também utilizar condensados vegetais. Quando se utiliza o sacarato de cálcio, não há uso de água, pois a cal reage com o próprio caldo.

Tabela 12 - Características do leite de cal conforme o grau Beaumé (°Bé).

°Bé	Densidade [kg/L]	Concentração [g/L de CaO]	Teor de CaO [%]
1	1,007	7,5	0,75
2	1,014	16,5	1,64
3	1,022	26,0	2,54
4	1,029	36,0	3,50
5	1,037	46,0	4,43
6	1,045	56,0	5,36
7	1,052	65,0	6,18
8	1,060	75,0	7,08
9	1,067	84,0	7,87
10	1,075	94,0	8,74
11	1,083	104,0	9,60
12	1,091	115,0	10,54
13	1,100	126,0	11,45
14	1,108	137,0	12,35
15	1,116	148,0	13,26

5.1.2.3. Água para preparo de polímero

No tratamento do caldo, é adicionado polímero como auxiliar da decantação, que promove o aumento da densidade das partículas através da formação de flocos mais densos. A água utilizada no preparo e dosagem do polímero deve ser de boa qualidade, isenta de dureza, uma vez que o polímero usualmente é aniônico e, desta forma, poderia ocorrer reação com os íons Ca^{++} ou Mg^{++}, inutilizando o polímero para a finalidade de decantação. Recomenda-se que a temperatura desta água não ultrapasse 50°C, sendo possível utilizar uma mistura de água fria com condensado.

Ao caldo é adicionado de 1 a 3 ppm de polímero, no máximo, sendo este preparado em um tanque com 0,1% de concentração. A solução concentrada e a água de diluição são misturadas em linha e dosadas na entrada do decantador de caldo. As respectivas quantidades necessárias de água são obtidas pelas equações 10 e 11:

- Preparo do polímero no tanque (0,1%)

Eq. 10:

$$Qágua_{preparo} = \frac{Cons_{Polimero}}{Conc_{preparo}} = \frac{3}{1} = 3{,}0.[litros]$$

Em que:
$Qágua_{preparo}$ = vazão de água para preparo do polímero = 3 L/t_{cana}
$Cons_{polímero}$ = consumo de polímero, adotado = 3 ppm = 3 mg/L_{caldo} = 3 g/t_{cana}; e
$Conc_{preparo}$ = concentração de preparo = 0,1% = 0,001 kg/L = 1 g/L.

- Água de diluição adicionada juntamente com o polímero preparado:

Eq. 11:

$$Qágua_{preparo} = \frac{Cons_{Polimero}}{Conc_{preparo}} = \frac{3}{1} = 3{,}0.[litros]$$

Em que:
$Qágua_{preparo}$ = vazão de água para preparo do polímero = 3 L/t cana;
$Cons_{polímero}$ = consumo de polímero, adotado 3 ppm = 3 mg/L_{caldo} = 3 g/t cana; e
$Conc_{preparo}$ = concentração de preparo = 0,2 g/L.

5.1.2.4. Aquecimento do caldo

Trata-se do aquecimento do caldo utilizando a água em forma de vapor, na realidade um reúso do vapor vegetal ou de escape. O caldo é aquecido de 30 para 105°C para auxiliar o processo de clarificação (melhoria nas condições de decantação através da diminuição da viscosidade), tendo também um efeito de descontaminação. A quantidade de vapor utilizada é obtida por balanço térmico, considerando 20% de caldo filtrado recirculado e perdas de calor em torno de 5%, conforme a Equação 12:

Eq. 12:

$$Qvapor = \left(\frac{m_{caldo} * Cp_{caldo} * \Delta T_{caldo}}{CL_{vapor}}\right) * R * P = \left(\frac{1000 * 0{,}9 * (105 - 30)}{540}\right) * 1{,}2 * 1{,}05 = 157{,}5 \approx 160.[kg]$$

Em que:
$Qvapor$ = quantidade de vapor, resultando 160 kg/t cana;
m_{caldo} = massa de caldo a resfria, adotado = 1000 kg/t cana;
Cp_{caldo} = calor específico do caldo a cerca de 15°Bé = 0,9 cal/g.°C;
CL_{caldo} = calor latente no vapor = 540 cal/g;
ΔT_{caldo} = diferencial de temperatura no caldo = 105°C - 30°C = 75°C;
R = Razão de recirculação de caldo de 20% = 1,2; e
P = Coeficiente de perda de calor, adotado 5% = 1,05

O aquecimento é feito em trocadores de calor tipo casco-tubo, com o caldo sendo aquecido com vapor vegetal (vv) da evaporação ou vapor de escape (ve), ou ainda, suplementarmente, em trocador regenerativo do caldo clarificado para etanol, que deve ser resfriado para o processo de fermentação. São utilizados alguns arranjos de aquecimento, podendo ser em estágio único, duplo ou triplo, ou ainda sistema utilizando o trocador de calor regenerativo como mencionado, conforme produção de caldo para açúcar e caldo para o etanol.

- Aquecimento de caldo para açúcar:

Necessidade de vapor:	160 kg/t cana
Única fase:	de 30 a 105°C, com vapor escape (ve)
Única fase:	de 30 a 105°C, com vapor vegetal do pré (vv1)
Em 2 fases:	de 30 a 80°C, com vv-2, e 80 a 105°C, com vv1
Em 3 fases:	30 a 60°C, com vv-3, 60 a 80°C, com vv-2, e 80 a 105°C, com vv1

- Aquecimento do caldo para etanol:

Necessidade de vapor:	160 kg/t cana
Única fase:	de 30 a 105°C com vapor escape (ve)
Única fase:	de 30 a 105°C com vapor vegetal do pré (vv1)

- Aquecimento do caldo para etanol com trocador regenerativo de calor:

Necessidade de vapor:	50 kg/t cana
Aquecimento do caldo misto para etanol:	de 30 a 75°C
Resfriamento do caldo clarificado para etanol:	de 95 a 55°C
Aquecimento final do caldo misto:	de 75 a 105°C com vv1 ou ve

Nestas operações de aquecimento de caldo são produzidos como efluentes os condensados do vapor de escape e vegetal que, dependendo da qualidade, podem ser reutilizados em outras etapas do processo, como mostrado mais adiante, num volume total de 210 L/t cana ou cerca de 0,105 m^3/t cana total para o "mix" de referência.

5.1.2.5. Lavagem da torta

Com a lavagem da torta, objetiva-se dissolver e recuperar a sacarose que ainda está contida no lodo do decantador, através da filtração rotativa com vácuo. No lodo é adicionado bagacilho para formar a pré-capa no tambor do filtro e, às vezes, leite de cal e polímero como auxiliares filtrantes, sendo esta mistura enviada à bacia do filtro. Em seguida, o lodo é submetido a uma sucção na superfície do filtro, que está sob baixo vácuo (7 a 10"Hg), e a parte líquida passa pelos furos da tela, sendo conduzido ao tanque selado de baixo vácuo. A parte sólida, a torta, fica aderida à superfície do filtro e avança no sentido da rotação do filtro até a seção de alto vácuo, onde simultaneamente são feitas a lavagem com água e a sucção da superfície em um vácuo maior (18 a 23"Hg), sendo a torta raspada, recolhida e enviada à lavoura. O caldo obtido pela lavagem da torta é conduzido até o balão selado de alto vácuo. Ambos os caldos passam por processo de "flash" (quebra do vácuo) e após são misturados, sendo então retornados como caldo filtrado com cerca de 9°Be para a etapa inicial do processo de tratamento de caldo.

Tradicionalmente, a taxa média de torta produzida é de 40 kg por tonelada de cana, porém há uma grande variação na produção deste resíduo, como resultado do teor de impurezas da cana e da qualidade do tratamento do caldo. Observa-se uma variação na faixa de 10 a 60 kg/t cana, com tendência de redução da média do setor para 30 kg/t cana, conforme dados do Controle Mútuo Agroindustrial (CTC, 2009), apresentados na Figura 32.

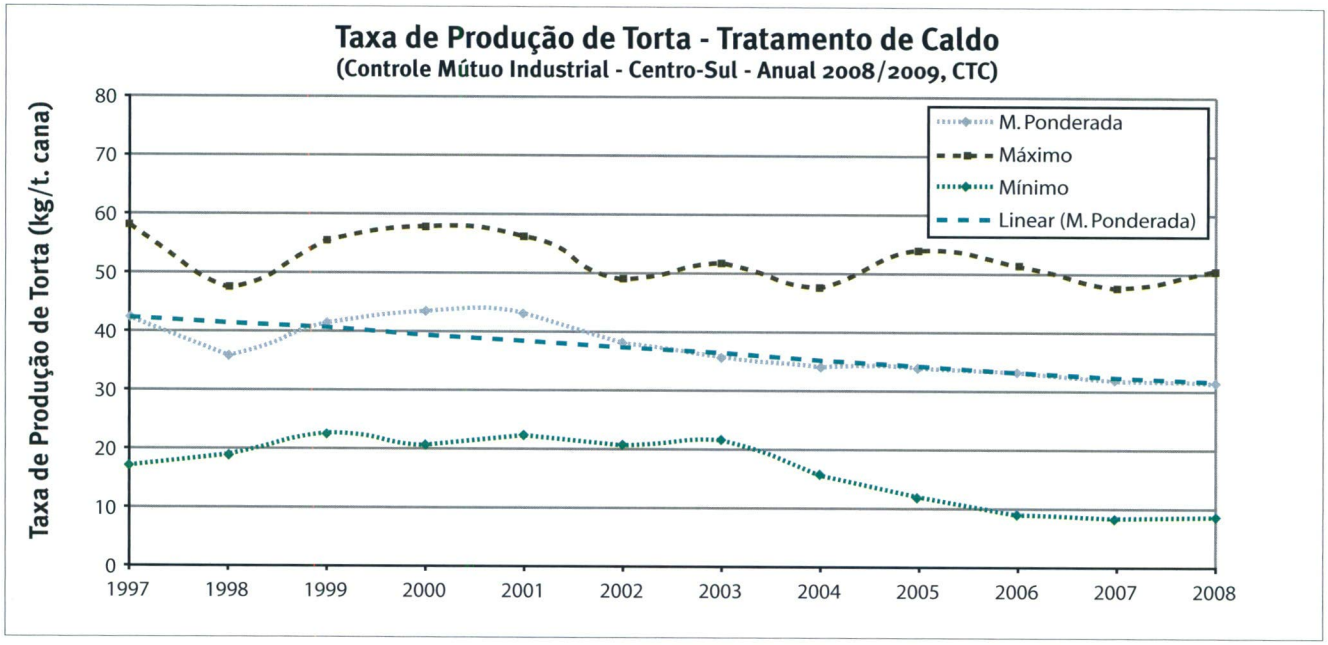


Figura 32 - Variação da média anual da taxa de produção de torta de filtro (kg/t cana) nas usinas da Região Canavieira do Centro-Sul (CTC, 2009).

A quantidade de água requerida para a lavagem em equipamentos convencionais (filtro rotativo com vácuo) é equivalente à massa de torta, resultando no final em 20% de caldo filtrado em relação ao caldo clarificado. Ou seja, num balanço simplificado, lodo + água = caldo filtrado + torta, fica como na Equação 13:

Eq. 13:

$$Qlav_{torta} = P_{torta} = 30.\left[L/_{t\ cana}\right]$$

Onde:

$Qlav_{torta}$ = quantidade de água de diluição e lavagem da torta, resultando na média em 30 kg/t cana = 30 L/t cana

P_{torta} = taxa de torta produzida, em média 30 kg/t cana;

Além da água de embebição, há ainda necessidade de água para lavagem periódica da tela do filtro, para sua desobstrução. É utilizada nesta operação de lavagem uma quantidade variável de água, que é normalmente enviada para compor a embebição nas moendas ou para diluir a própria torta.

Pode ser utilizado outro tipo de equipamento na seção de filtragem da torta, a prensa desaguadora, operando na mesma condição do filtro rotativo, porém com uma maior necessidade de água para a diluição do lodo de alimentação, além da adição de leite de cal, para garantir um pH de 8,0 a 8,5, e da adição de polímero na faixa de 8 a 15 ppm. Nesta nova condição, o caldo filtrado, normalmente com 200 kg/t cana, passa a ser bem mais diluído, chegando a 550 kg/t cana, com a incorporação de água, que deverá ser evaporada mais adiante com maior dispêndio de energia. Há também uma freqüente necessidade de desobstrução da tela com grande quantidade de água – aproximadamente 0,1 m^3/t cana.

A água para lavagem da torta deverá ter boa qualidade, pois comporá o caldo, e com temperatura de 75 a 80°C, para melhorar a extração e manter quente a cera contida na torta evitando impermeabilizar o sistema, o que dificultaria a lavagem. Pode-se também utilizar água condensada.

Há recomendações, inclusive, de se manter a torta em 60°C para não haver excesso de cera arrastada para o caldo.

5.1.2.6. Água para condensador barométrico do filtro rotativo

Utiliza-se água, nesta seção, para a condensação dos vapores do filtro rotativo com vácuo e na coluna barométrica do condensador, selando o sistema de vácuo. Tanto o balão de baixo vácuo, quanto o balão de alto vácuo, sofrem uma depressão, "flasheando" parcialmente o caldo filtrado, desprendendo vapores que serão condensados em contato com água fria no condensador barométrico.

Como ilustrado na Figura 33, o sistema opera normalmente com um condensador barométrico para condensação do vapor e uma bomba de vácuo para remoção do ar ou, alternativamente, um multijato, com a dupla função de condensação dos vapores e arraste do ar, neste caso requerendo cerca de 20 a 25% a mais de água.

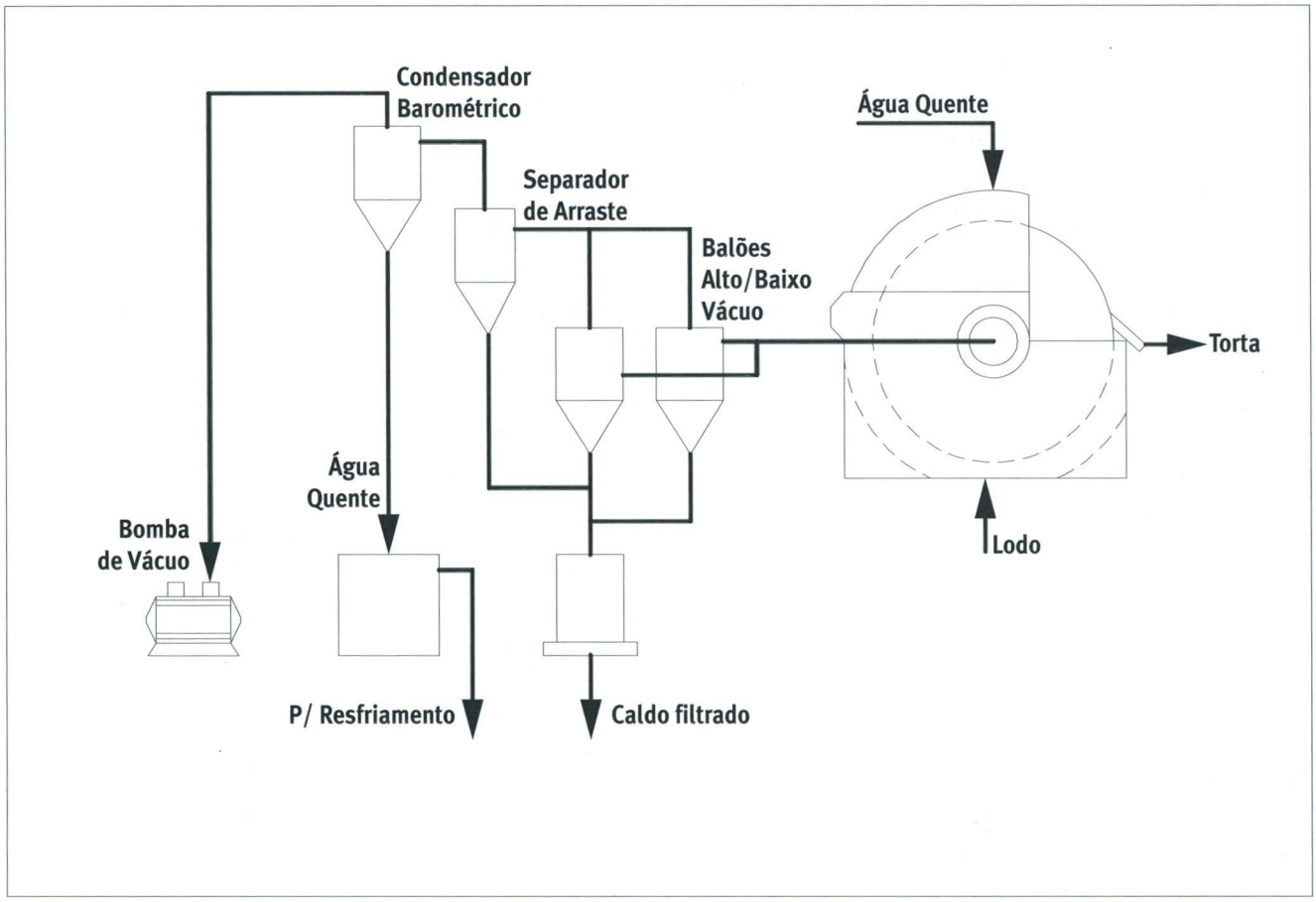


Figura 33 - Esquema do sistema de produção de vácuo e condensação dos vapores da lavagem da torta em filtros rotativos.

A necessidade de água é obtida através de balanço de massa e de energia nos balões de alto e baixo vácuo, estando relacionada com a quantidade de vapor "flasheado" do caldo a ser condensado. Quando se consideram as condições normais de funcionamento, com temperatura do caldo em 90°C e vácuo alto de 23"Hg, a taxa de evaporação é calculada com o auxílio da Equação 14 e seu desenvolvimento:

Eq. 14:

$$Ccaldo_{entra} = Cevap + Ccaldo_{sai}$$

$$mc_{entra} * Cp_{caldo-e} * T_{entra} = m_{evap} * Hv + mc_{sai} * Cp_{caldo-s} * T_{sai} =$$

$$= m_{evap} * Hv + \left(mc_{entra} - m_{evap}\right) * Cp_{caldo-s} * Tc_{sai} \Rightarrow$$

$$m_{evap} = mc_{entra} * \left(\frac{Cp_{caldo-e} * T_{entra} - Cp_{caldo-s} * T_{sai}}{Hv - Cp_{cado-s} * T_{sai}} \right) = mc_{entra} * \left(\frac{Cp_{caldo} * \left(T_{entra} - T_{sai}\right)}{Hv - Cp_{caldo} * T_{sai}} \right) =$$

$$= 200 * \left(\frac{0{,}94 * \left(90 - 63\right)}{624{,}42 - 0{,}94 * 63} \right) = 9{,}0.[kg / t\ cana]$$

Em que:

m_{evap} = massa de vapor formada no "flasheamento", ou taxa de evaporação = 9,0 kg/t cana, no caso apresentado;

$Ccaldo_{entra}$ = calor do caldo de entrada no balão [kcal];

$Ccaldo_{sai}$ = calor do caldo de saída no balão [kcal]

$Cevap$ = calor do vapor "flasheado" [kcal]

mc_{entra} = massa de caldo filtrado que entra no balão = 200 kg/t cana;

mc_{sai} = massa de caldo filtrado que sai do balão [kg/t cana];

Cp_{caldo} = calor específico do caldo = 0,94 cal/g.°C;

$CP_{caldo\text{-}e}$ = calor específico do caldo na entrada do balão = 0,94 cal/g.°C;

$CP_{caldo\text{-}s}$ = calor específico do caldo na saída do balão = 0,94 cal/g.°C;

Hv = entalpia do vapor gerado pelo flash a temperatura 63°C) = 624,42 cal/g, segundo VUKALOVITCH (1967);

T_{entra} = temperatura de entrada do caldo no balão de flash 90°C; e

T_{sai} = temperaturas de saída do caldo e do vapor no vácuo de 23"Hg = 63°C.

Analogamente, com um balanço de massa e energia no condensador barométrico, obtém-se a quantidade de água necessária para a condensação do vapor, conhecendo as temperaturas da água de resfriamento utilizada e a temperatura de aproximação da condensação em relação a água quente, que é de 12°C para as condições normais de operação, obtendo-se com a Equação 15:

Eq. 15:

$$m_{águafria} = m_{evap} * \left(\frac{Hv - Cp_{água-s} * Ta_{sai}}{Cp_{aágua-s} * Ta_{sai} - Cp_{água-e} * Ta_{sentra}} \right) = m_{evap} * \left(\frac{Hv - Cp_{água} * Ta_{sai}}{Cp_{água} * \left(Ta_{sai} - Ta_{sentra}\right)} \right) =$$

$$= 9 * \left(\frac{624{,}42 - 1 * 51}{1 * \left(51 - 32\right)} \right) = 272.\left[{}^{kg}/_{t\ cana} \right] \approx 0{,}3.\left[{}^{m^3}/_{t\ cana} \right]$$

Em que:
$m_{águafria}$ = massa de água fria para a condensação = 272 kg/t cana = 0,3 m³/t cana;
$Cp_{água}$ = calor específico da água = 1 cal/g.°C;
$Cp_{água\text{-}e}$ = calor específico da água na entrada do condensador = 1 cal/g.°C;
$Cp_{água\text{-}s}$ = calor específico da água na saída do condensador = 1 cal/g.°C;
Hv = entalpia do vapor gerado pelo flash a temperatura de 63°C = 624,42 cal/g, segundo VUKALOVITCH (1967);
Ta_{entra} = temperatura de entrada de água = 32°C; e
Ta_{sai} = temperaturas de saída da água, $T_{vapor} - \Delta T_{aproximação}$ = 63°C -12°C = 51°C.

No caso de multijato é necessária a utilização de maior quantidade de água para arrastar o ar do condensador, e é estimado o uso de água em cerca de 0,35 m³/t cana como média do setor. A água para resfriamento deve ser fria, produzindo um efluente com impurezas orgânicas arrastadas do caldo (pH ácido e DBO) e com temperatura alta, em torno de 50°C. Esse efluente é reciclado em conjunto com o resfriamento de água geral da fábrica após passar por bacia de aspersão para baixar a temperatura.

5.1.3. Água no setor de fabricação de açúcar

Na fabricação de açúcar, inicialmente o caldo clarificado é evaporado, formando o xarope que é, em seguida, cozido, cristalizado, seguindo o produto final, o açúcar cristal, para secagem, ensacamento e armazenamento. Na fábrica também se obtêm mel e melaço, que são utilizados para a produção do etanol em destilaria anexa ou comercializados como subproduto.

Em relação à água, são cinco os seus usos na fábrica: água para o condensador barométrico da evaporação do caldo, água para o condensador barométrico dos cozedores, água de retardamento do cozimento, água para diluição de méis e magmas e água para a lavagem de açúcar nas centrífugas. Os vapores utilizados na evaporação de múltiplo efeito para produção do xarope e nos vácuos do setor de cozimento, também serão tratados como usos de água. As águas de limpeza de piso e equipamentos são abordadas neste manual no item sobre efluentes.

5.1.3.1. Evaporação do caldo

Na Figura 34 é apresentado o fluxograma do processamento industrial da etapa de evaporação do caldo clarificado para obtenção do xarope na faixa de 60 a 65°Brix em conjuntos de evaporação de múltiplo efeito (até 5 efeitos). Nesta etapa do processo é onde ocorre a maior demanda de vapor de processos. Dependendo da forma em que se faz a concentração, utilizando sangria ou não, há uma maior ou menor economia no vapor de processo.

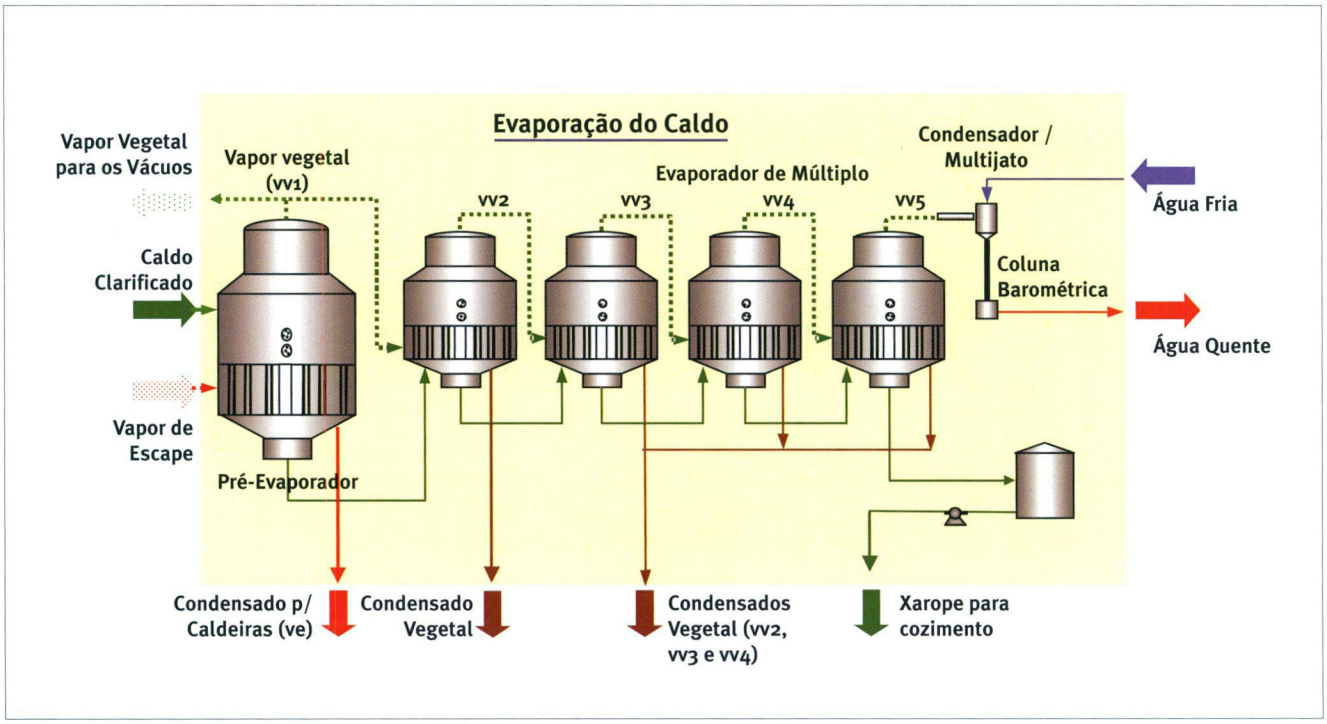


Figura 34 - Fluxograma do setor de evaporação do caldo da fábrica de açúcar.

Conforme o esquema, pode-se sangrar vapor das caixas para aquecimento de caldo e para o cozimento. Este sistema tem uma grande eficiência energética, pois o vapor produzido na primeira caixa é utilizado para evaporar o caldo da segunda, assim sucessivamente até o último efeito, onde o vapor é condensado nos multijatos ou condensadores barométricos. Nas caixas há produção de água condensada do vapor de escape (1° efeito ou pré) e de vapor vegetal nos demais corpos.

Existem vários esquemas de evaporação de múltiplo efeito com equipamentos de 3 a 5 efeitos, podendo-se sangrar vapores das caixas (primeira, segunda e terceira) para aquecimento do caldo e para os cozedores de açúcar.

Na Figura 35 são apresentados esquemas de evaporação de quádruplos e quíntuplos efeitos com diversas possibilidades de sangria de vapor vegetal para aquecimento e cozedores de açúcar. Destacam-se as respectivas taxas de vapor, taxas de evaporação e superfícies de aquecimento necessárias por tonelada de cana processada, preparado pelo CTC/Copersucar na década de 1980, considerando as condições médias de caldo (15°Brix), de xarope (65°Brix) e de vapor de escape.

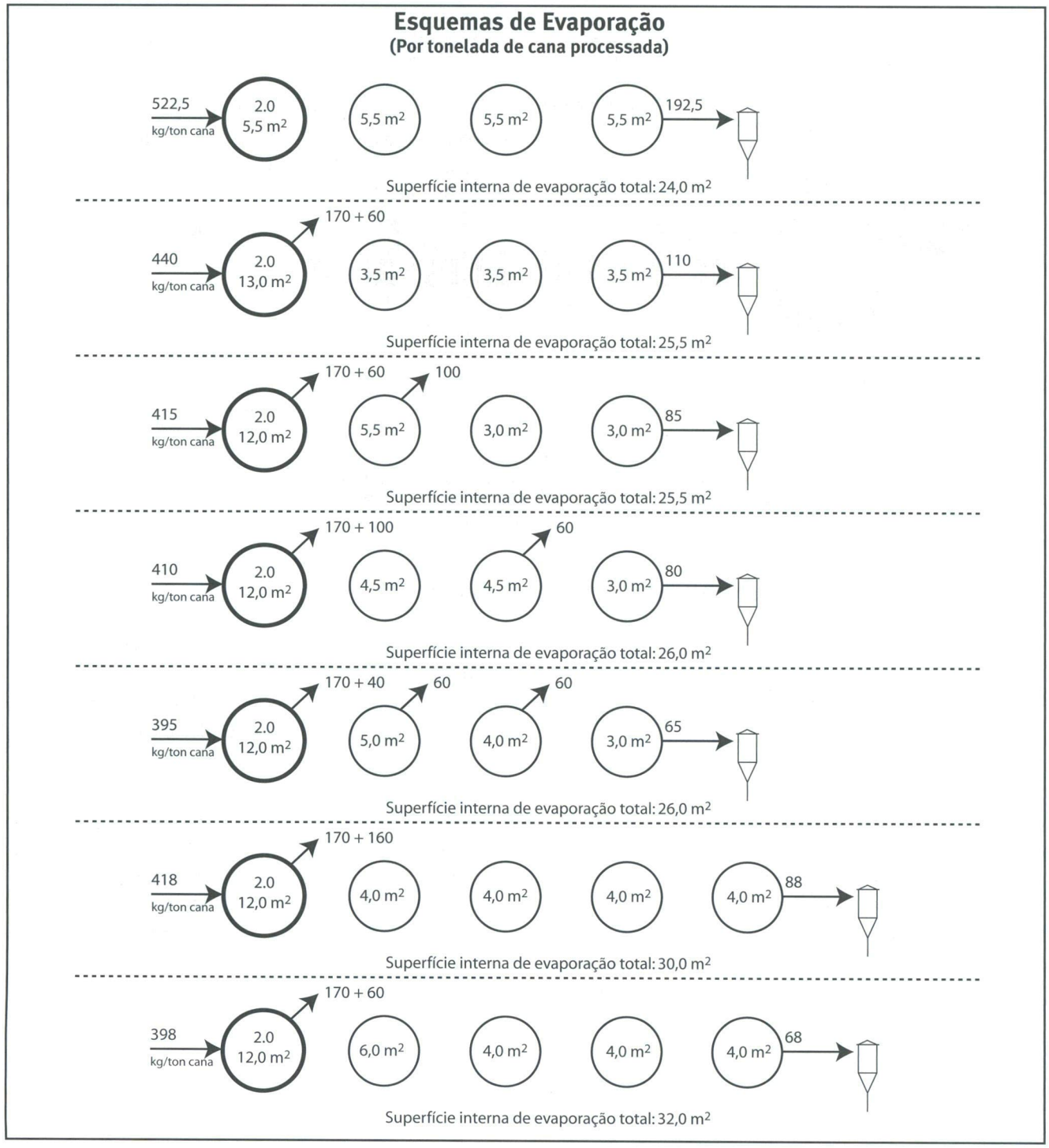


Figura 35 - Arranjos dos sistemas de evaporação de múltiplo efeito (fonte: CTC/COPERSUCAR).

O vapor utilizado na evaporação é o vapor de escape saturado (com temperatura de 124°C e pressão de 1,26 kg/cm² ou 18 psig), que é injetado na 1ª caixa do conjunto de evaporação (no pré-evaporador). A quantidade de vapor de escape é função da quantidade de água evaporada do caldo no primeiro efeito, ou seja, 1 kg de vapor para cada 1 kg de água evaporada no 1° efeito.

A quantidade de água evaporada é função da concentração inicial de açúcar no caldo clarificado e a concentração final de açúcar no xarope. Considerando-se as condições normais do caldo que entra na primeira caixa de evaporação com 15°B e do xarope na última caixa com 60°B (média do CMAI - CTC, 2009), obtém-se com um balanço de massa da quantidade de açúcar (Equação 16 e seu desenvolvimento), a taxa de evaporação (Tx_{evap}).

Eq. 16:

$$m_{caldo} * B_{caldo} = m_{xarope} * B_{xarope} \Rightarrow \frac{m_{xarope}}{m_{caldo}} = \frac{B_{caldo}}{B_{xarope}} \Rightarrow e:$$

$$m_{caldo} = m_{xarope} + m_{evap} \Rightarrow m_{evap} = m_{caldo} - m_{xarope} \Rightarrow \frac{m_{evap}}{m_{caldo}} = 1 - \frac{B_{caldo}}{B_{xarope}} = Tx_{evap}$$

$$\therefore Tx_{evap} = 1 - \frac{15}{60} = 0{,}75. \left[kg_{evap} / kg_{caldo} \right] \approx 0{,}750. \left[m^3 / t\ cana \right]$$

Em que:

Tx_{evap} = taxa de evaporação do caldo, no caso = 0,75 kg/kg ou 0,75 m³/t cana;
m_{caldo} = massa de caldo a ser clarificado = 1.000 kg/t cana;
m_{xarope} = massa de xarope [kg];
m_{evap} = massa de água evaporada do caldo [kg];
B_{caldo} = teor de açúcar no caldo em grau Brix, em média 15°B; e
B_{xarope} = teor de açúcar no xarope em grau Brix, em média 60°B

Já a quantidade de vapor necessária varia conforme o esquema de evaporação de múltiplo efeito adotado, de forma que, quanto maior o número de efeitos, maior será o aproveitamento energético. A maioria das usinas utiliza cinco efeitos de evaporação.

Assim a quantidade de vapor de escape injetado será vapor vegetal produzido no primeiro efeito, igual ao que deve ser reutilizado nos demais efeitos e sangrias, ou seja, esse montante deverá atender as sangrias de vapor vegetal para o aquecimento e os cozedores de açúcar e o restante necessário para concentrar o caldo dividido pelo número de efeitos. O caso mais comum é quíntuplo efeito com sangrias no pré para aquecimento e para os cozedores de açúcar como exemplificado na Equação 17.

Eq. 17:

$$m_{evap} = N_{efeitos} * m_{caixa} + m_{aquec} + m_{coz} \Rightarrow \frac{m_{evap}}{m_{caldo}} = \frac{N_{efeitos} * m_{caixa}}{m_{caldo}} + \frac{m_{aquec}}{m_{caldo}} + \frac{m_{coz}}{m_{caldo}} \Leftrightarrow$$

$$\Leftrightarrow Tx_{evap} = N_{efeitos} * Tx_{caixa} + Tx_{aquec} + Tx_{coz} \Leftrightarrow Tx_{caixa} = \frac{Tx_{evap} - Tx_{aquec} - Tx_{coz}}{N_{efeitos}}$$

como,

$$Tx_{vap} = (Tx_{caixa}) + Tx_{aquec} + Tx_{coz} = Tx_{vap} = \left(\frac{Tx_{evap} - Tx_{aquec} - Tx_{coz}}{N_{efeitos}}\right) + Tx_{aquec} + Tx_{coz}$$

$$\therefore Tx_{vap} = \left(\frac{0{,}75 - 0{,}16 - 0{,}17}{5}\right) + 0{,}16 + 0{,}17 = 0{,}414.\left[kg\ evap/kg\ caldo\right] = 0{,}414.\left[t/t\ cana\right]$$

Em que:

Tx_{vap} = taxa de vapor injetado no pré-evaporador, no caso = 0,414 kg/kg = 0,414 t/t cana, no caso;
Tx_{aquec} = vapor sangrado para aquecimento do caldo da fábrica, como visto = 0,16 kg/kg = 0,16 t/t cana, no caso;
Tx_{coz} = vapor sangrado para cozimento do açúcar = 0,17 kg/kg = 0,17 t/t cana, no caso;
Tx_{caixa} = vapor necessário para cada efeito do conjunto [kg/kg]
m_{caixa} = massa de água evaporada de cada caixa [kg/kg];
m_{caldo} = massa de caldo clarificado (p/ açúcar) = 1.000 kg/t cana;
m_{evap} = massa total de água evaporada do caldo, como visto = 0,75 kg/kg = 0,75 t/t cana, no caso; e
$N_{efeitos}$ = número de efeitos do conjunto de evaporação, mais comumente igual a 5.

Esquematicamente a evaporação pode ser mensurada da seguinte forma:

- vapor escape na 1ª. caixa: $Tx_{caixa} + Tx_{aquec} + Tx_{coz}$= 0,084+0,16+0,17 = 0,414 t/t cana
- vapor vegetal na 2ª. caixa: Tx_{caixa} = 0,084 t/t cana
- vapor vegetal na 3ª. caixa: Tx_{caixa} = 0,084 t/t cana
- vapor vegetal na 4ª. caixa: Tx_{caixa} = 0,084 t/t cana
- vapor vegetal na 5ª. caixa: Tx_{caixa} = 0,084 t/t cana

- Total de água evaporada: $5*Tx_{caixa} + Tx_{aquec} + Tx_{coz}$ = 5*0,084+0,16+0,17= 0,750 t/t cana
- Total de vapor injetado: $Tx_{caixa} + Tx_{aquec} + Tx_{coz}$ = 0,084+0,16+0,17= 0,414 t/t cana

A superfície de evaporação necessária nos diversos efeitos é normalmente obtida utilizando a taxa de evaporação específica real, podendo ser estimada pela fórmula de Dessin, com modificação do fator de incrustação para 0,0007, que representa pior condição (Equação 18):

Eq. 18:

$$C = 0{,}0007 * (100 - B) * (T - 54)$$

Em que:
C = taxa de evaporação específica [kg/(h.m².°C)];
B = concentração média do caldo no evaporador [°B]; e
T = temperatura do vapor na calandra do evaporador, [°C].

O Brix médio (B) é a média aritmética do Brix de entrada e Brix de saída, sendo este calculado por balanço de massa a partir da água evaporada em cada efeito, resultando na Equação 19:

Eq. 19:

$$B_{sai} = \frac{m_{entra}}{(m_{entra} - m_{evap})} * B_{entra}$$

Em que:
B_{sai} = Brix de saída da respectiva caixa [°B]
B_{sai} = Brix de entrada da respectiva caixa [°B]
m_{entrao} = massa de caldo ou xarope que entra na caixa [kg/t cana];
m_{sai} = massa de xarope que sai na caixa [kg/t cana];
m_{evap} = massa de água evaporada na caixa [kg/t cana];

O cálculo da superfície de aquecimento de cada caixa ou cada efeito de evaporação é obtido pela divisão da água evaporada pela taxa específica de evaporação multiplicando-se pela queda útil da temperatura conforme a Equação 20:

Eq. 20:

$$Sx = \frac{m_{evap}}{C * \Delta T_{útil}}$$

Em que:
Sx = superfície de aquecimento do respectivo efeito x, [m²/t cana]; e
$\Delta T_{útil}$ = é a queda temperatura na caixa [°C].

A queda útil de temperatura nas caixas também é influenciada pelo aumento do Brix, que afeta a elevação do ponto de ebulição (EPE) e a diminuição da pressão hidrostática e temperatura, variando, conforme cada caixa, de acordo com a Equação 21:

Eq. 21:

$$\Delta T_{útil} = T_{entra} - T_{sai} - \Delta T_{brix} - \Delta T_{hidro}$$

Em que:
$\Delta T_{útil}$ = é a queda útil de temperatura na caixa [°C];
T_{entra} = temperatura do caldo ou xarope na entrada da caixa [°C];
T_{sai} = temperatura do caldo ou xarope na saída da caixa [°C];
ΔT_{brix} = queda de temperatura devido ao Brix (EPE) na caixa [°C];
ΔT_{hidro} = queda de temperatura devido à pressão hidrostática na caixa [°C].

No primeiro efeito deve também ser considerado que o caldo clarificado entra mais frio, necessitando de uma superfície adicional para elevar sua temperatura de entrada (95°C) até sua temperatura de ebulição (115°C). A fórmula de cálculo (Equação 22) é a proposta por HUGOT (1977):

Eq. 22:

$$S1_{adicional} = 0{,}1 * Q * (T_{vapor} - T_{caldo}) = 0{,}1 * 1 * (115 - 95) = 2{,}0 . \left[m^2 / t\ cana \right]$$

Em que:
$S1_{adicional}$ = superfície adicional de aquecimento do 1° efeito = 2,0 m²/t cana;
Q = peso de caldo clarificado a ser concentrado, em [t/h];
T_{vapor} = temperatura de ebulição do caldo no 1° efeito = 115°C;
T_{caldo} = temperatura do caldo clarificado para o 1° efeito = 95°C.

As quedas de temperatura de cada efeito podem ser determinadas em função das quedas de pressão, para cada caso particular (HUGOT, 1997). A queda de pressão do primeiro para o último efeito é função da pressão injetada de vapor de escape no pré (pressão de 18 psig ou 1,26 kg/cm² e temperatura de 124°C) e do vácuo formado no último efeito (-12,5 psig), ou seja, uma queda de pressão de 30,5 psig (2,14 kg/cm²). Desta forma, a queda total de temperatura é igual a 70°C (de 124°C para 54°C).

A Tabela 13 resume os parâmetros em cada efeito, considerando algumas pressões e temperatura desejáveis, como no caso do vv1 com 1,7 kg/cm² e temperatura de 115°C, na operação dos cozedores de açúcar.

Tabela 13 - Parâmetros de operação em evaporador de 5º efeito com sangrias no 1° efeito (pré-evaporador)

Parâmetros	Vapor Escape	1º efeito	2º efeito	3º efeito	4º efeito	5º efeito
Pressão absoluta [kgf/cm²]	2,29	1,70	1,33	0,93	0,55	0,153
Temperatura [°C]	124	115	107,5	97,5	83	54
ΔT_{brix}, queda devido ao Brix [°C]		0,3	0,6	0,9	1,5	2,8
ΔT_{hidro}, queda devido a pressão [°C]		0,6	0,8	1,1	1,8	4,8
$\Delta T_{útil}$, queda útil de temp. [°C]		8,1	6,1	8,0	11,2	31,9
Vapor [kg/t cana]	382	382	212	52	52	52
Brix de entrada (°B)	15	24,3	37,0	42,4	49,7	60
Brix médio nas caixas (°B)	-	19,64	30,65	39,71	46,07	54,87
C, taxa de evaporação específica [kg/(h.m².°C)]	-	3,938	2,961	2,258	1,642	0,916
Superfície de aquecimento [m²]	-	12,0+2,0	11,7	2,9	2,8	1,8
Superfície total [m²]		33,2				

Os efluentes gerados em cada uma das caixas são os condensados de vapor de escape (ve) e os de vapores vegetais das diversas caixas (vv1 a vv4), lembrando que o da última caixa, no caso o vv5, é condensado na coluna barométrica ou multijato e incorporado na água de resfriamento como se verá mais adiante. Os efluentes são límpidos e quentes, com temperaturas diminuindo do inicio ao fim (de 100°C para 60°C) e a concentração de matéria orgânica aumentando nos últimos efeitos devido ao arraste de açúcar. Normalmente, os condensados do pré-evaporador (do vapor de escape) são reutilizados em caldeiras e os demais, conforme o tipo de controle de contaminação, no processo industrial, como é apresentado mais adiante neste manual.

5.1.3.2. Água para condensador barométrico da evaporação do caldo

Nesta etapa do processo de fabricação de açúcar utiliza-se água para promover a condensação dos vapores do último efeito do conjunto de evaporação e a formação de vácuo no equipamento, com auxilio de bomba de ar quando se utilizam condensadores barométricos ou arraste do ar pela água quando se utiliza multijatos. Na Figura 36 apresentam-se os três esquemas de condensadores utilizados: condensadores barométricos de contracorrente (ar seco), condensadores barométricos de correntes paralelas (ar seco) e condensadores barométricos de correntes paralelas (ar úmido).

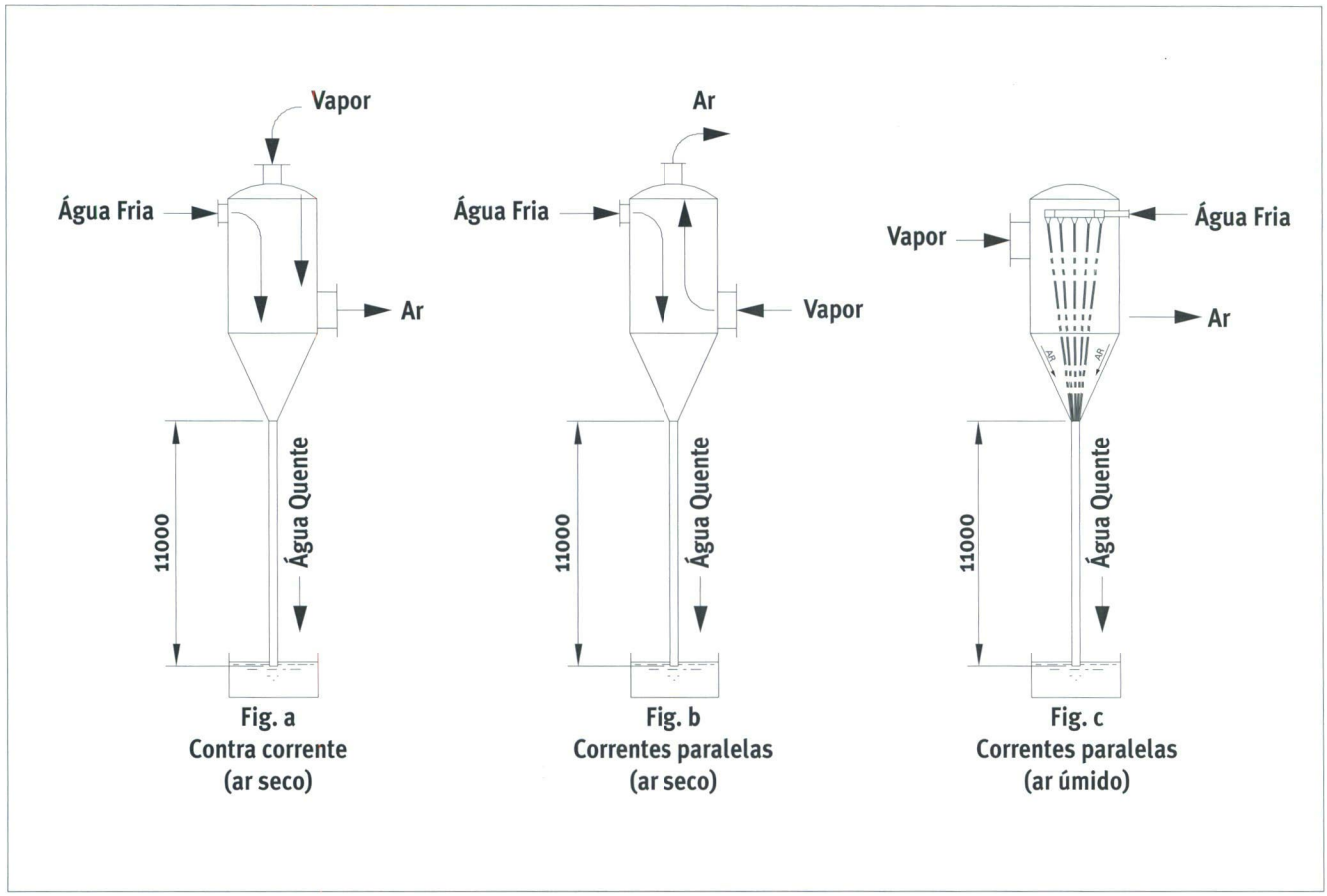


Figura 36 - Esquemas de condensadores barométricos utilizados na evaporação e no cozimento (COPERSUCAR, 1983).

Quando se considera o equipamento com 5 efeitos e sangrias, como apresentado anteriormente, e condições normais de funcionamento, com temperatura do vapor no último efeito de 54°C e vácuo absoluto de 2,2"Hg, a taxa de uso de água ($Tx_{água}$) é calculada analogamente ao das colunas dos filtros, através de um balanço de massa e energia no condensador barométrico. Utiliza-se a Equação 23 para calcular a água necessária para a condensação do vapor, com o conhecimento da temperatura da água de resfriamento utilizada e a temperatura de aproximação da condensação, que é de 10°C, para as condições normais de operação, obtendo-se:

Eq. 23:

$$m_{águafria} = m_{evap} * \left(\frac{Hv - Cp_{água-s} * Ta_{sai}}{Cp_{água-s} * Ta_{sai} - Cp_{água-e} * Ta_{entra}} \right) = m_{vap} * \left(\frac{Hv - Cp_{água-s} * Ta_{sai}}{Cp_{água} * (Ta_{sai} - Ta_{entra})} \right) \Rightarrow$$

$$\Rightarrow Tx_{água} = \frac{m_{águafria}}{m_{evap}} = \left(\frac{623,2 - 1 * 44}{1 * (44 - 30)} \right) = 41,4. \left[kg/t\,cana \right] \Rightarrow adotando\text{-}se: 45,0. \left[kg/t\,cana \right]$$

$$m_{águafria} = Tx_{água} * m_{evap} = 45 * 0,084 = 3,78. \left[m^3/t\,cana \right]$$

Neste caso:
$m_{águafria}$ = 3,78 t/t_{cana} (3,78 m^3/t cana);
m_{evap} = 84,0 kg/t_{cana}, = 0,084 t/t cana;
$Tx_{água}$ = 41,4 kg/kg, com adoção de 45 kg/kg;
Hv = entalpia do vapor à temperatura de 54°C (VUKALOVITCH, 1967), ou estimado pela fórmula:
Hv = 607 + 0,3*Tv = 607 + 0,3*54 = 623,2 cal/g;
Ta_{entra} = 30°C;
Ta_{sai} = T_{vapor} - $\Delta T_{aproximação}$ = 54°C -10°C = 44°C.

Deve-se ainda considerar o uso de água para formação do selo na bomba de ar do condensador barométrico, que é da ordem de 100 litros por cavalo vapor instalado, podendo ser estimado conforme a Equação 24:

Eq. 24:

$$Qb_{fria} = m_{vap} * D_{cv} * Tx_{água} = 0,084 * 6 * 0,100 = 0,050. \left[m^3/t\,cana \right]$$

Em que:
Qb_{fria}, vazão de água fria utilizada para o selo da bomba de ar, = 0,050 m^3/t cana, neste caso;
m_{evap}, massa evaporada no último efeito = 84,0 kg/t_{cana}, ou 0,084 t/t cana, no caso;
D_{cv}, densidade de potência das bombas de ar na evaporação = 6 cv/t vapor condensado;
$Tx_{água}$, taxa de água para os selos da bomba de ar = 100 L/cv = 0,100 m^3/cv.

Deste modo o condensador demanda um total de água de 3,83 m^3/t cana açúcar, tomando-se como referência o valor arredondado de 4 m^3/t cana açúcar.

No caso de multijato não há o uso de bombas de ar, porém há um aumento de água para arrastar o ar do condensador. Estima-se um aumento de 20 a 25% do consumo, ou seja, cerca de 4,7 m^3/t cana, tomando-se como referência o valor arredondado de 5,0 m^3/t cana açúcar para o presente caso. Ressalte-se que o uso de água está associado ao esquema de evaporação adotado, utilizando-se mais água quando se tem menos efeito e não se aproveitando o vapor vegetal para aquecedores e cozedores, podendo chegar a um uso de água até três vezes maior.

A água para condensação no evaporador de múltiplo efeito deve ser fria, produzindo um efluente com impurezas orgânicas arrastada do xarope, principalmente se houver problema com o separador de arraste. Normalmente a DBO_5 é baixa e a temperatura é alta, podendo chegar ao redor de 45°C, sendo estas águas normalmente recicladas após passar por bacia de aspersão ou torres de resfriamento para redução de tempera-

tura. As perdas de água no sistema de resfriamento evaporativo são parcialmente compensadas pelo vapor condensado no condensador do último efeito.

5.1.3.3. Cozimento do açúcar

Na Figura 37 é apresentado o fluxograma do processamento industrial da etapa de cozimento do xarope para a obtenção do açúcar cristal em cozedores (ou vácuos) de simples efeito. Trata-se de um processo por batelada onde o xarope ou massa é aquecido, perdendo água, cozinhando e cristalizando a sacarose, formando o açúcar cristal. O calor é proveniente da injeção de vapor na calandra, vapor este recuperado da evaporação (vapor vegetal). O vapor da massa cozida de xarope é condensado nos multijatos ou condensadores barométricos, como visto anteriormente. No cozedor há produção de água condensada do vapor vegetal.

Como visto na Tabela 13, o vapor à pressão de

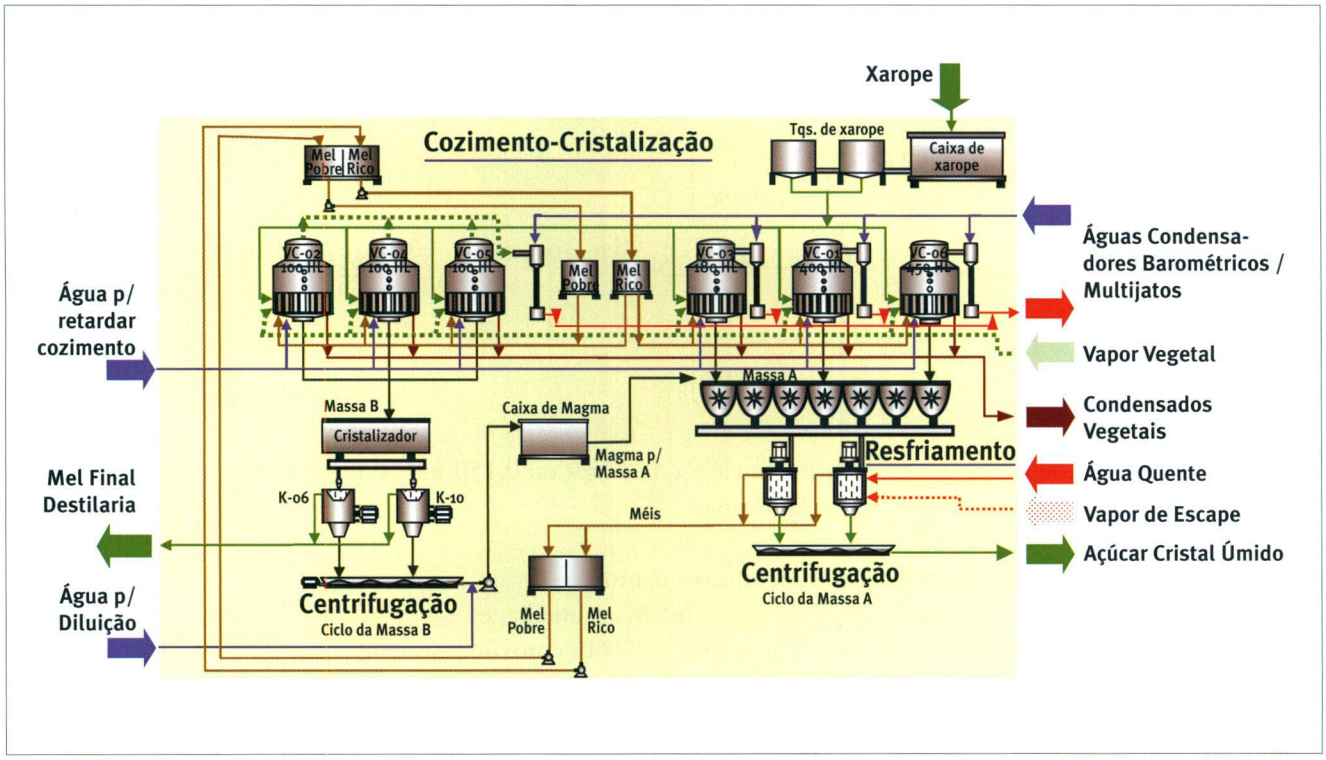


Figura 37 - Fluxograma dos setores de cozimento, cristalização e centrifugação da fábrica de açúcar.

1,7 kg/cm² e temperatura de 115°C, necessário para o cozimento vem do pré-evaporador, ou seja o vv1 (vapor vegetal do 1° efeito). A quantidade de vapor é função da quantidade de água evaporada do xarope bruto e da água de diluição utilizada para nos méis e magmas, que ao final serão cozidas nos vácuos.

O calculo da água evaporada é função da concentração inicial de açúcar no xarope e a concentração final de açúcar (~100%). Considerando as condições normais do xarope que entra no vácuo com 60°B (média do CMAI - CTC, 2009), mais a água que é adicionada no magma e méis (0,05 m³/t cana, como será visto mais adiante), que também será evaporada no cozimento, obtêm-se com um balanço de massa da quantidade de açúcar, a taxa de evaporação do cozimento (Tx_{coz}) com o auxílio da Equação 25 e de seu desenvolvimento:

Eq. 25:

$$m_{xarope} * B_{xarope} = m_{massa} * B_{açúcar} \Rightarrow \frac{m_{massa}}{m_{xarope}} = \frac{B_{xarope}}{B_{massa}} \Rightarrow e:$$

$$m_{xarope} = m_{massa} + m_{evap} \Rightarrow m_{evap} = m_{xarope} - m_{massa} \Rightarrow \frac{m_{evap}}{m_{xarope}} = 1 - \frac{B_{xarope}}{B_{massa}} = Tx_{coz}$$

$$\therefore Tx_{coz} = 1 - \frac{60}{100} = 0{,}400.\left[kg\ evap / kg\ xarope\right]$$

$$como: m_{xarope} = m_{caldo} - m_{evapor} = 1000 - 750 = 250.\left[kg\ xarope / t\ cana\right] = 0{,}250.\left[t\ xarope / t\ cana\right]$$

$$\therefore Tx_{coz} = 0{,}400 * 250 = 100.\left[kg\ xarope / t\ cana\right]$$

Em que:

Tx_{coz} = taxa de evaporação no cozimento, no caso = 150 kg/t ou 0,150 m³/t cana;
m_{xarope}, = massa de xarope bruto = 250 kg/t cana;
m_{massa} = massa de açúcar [kg];
m_{evap} = massa de água evaporada do xarope no cozimento [kg];
B_{xarope} = teor de açúcar do xarope em grau Brix = 60°B; em média; e
B_{massa} = teor de açúcar na massa final em grau Brix = 100°B, aproximadamente.

Além disso, deve-se considerar que a água de diluição de méis e magma também será evaporada, ficando então:

$$Tx_{coz} = 100 + 50 = 150.\left[kg\ água\ evaporada / t\ cana\right]$$

Na realidade, a taxa de evaporação no cozimento varia conforme o sistema de produção de açúcar na fábrica, com taxas menores em sistemas de duas massas (140 kg/t cana açúcar) que são a maioria dos casos, e taxas pouco maiores no sistema de três massas (150 kg/t cana açúcar), quando todo o mel se esgota e é formado o melaço.

Para o cozimento, é necessário vapor superior à água a evaporar em 20%, e então se adota 170 kg/t cana açúcar, valor este que cobre eventuais perdas térmicas e variações do Brix do xarope e da massa. Este vapor vegetal (vv1) é condensado, formando um efluente quente que normalmente é reaproveitado no processo, como embebição, diluição de méis, leite de cal, lavagem de torta e lavagem de açúcar.

5.1.3.4. Água para condensador barométrico do cozimento

O evaporado no cozedor ou vácuo é condensado com água fria nos condensadores barométricos ou multijatos, formando o vácuo necessário nos equipamentos, similarmente ao apresentado para o último efeito do evaporador de caldo.

Na condição normal de funcionamento, com temperatura do vapor no último efeito de 54°C e vácuo absoluto de 2,2"Hg, a taxa de uso de água ($Tx_{água}$) é calculada analogamente ao caso das colunas dos filtros e evaporadores, através de um balanço de massa e energia (Equação 26) no condensador barométrico. Obtém-se, desta forma, a quantidade de água necessária para a condensação do vapor, com o conhecimento da temperatura da água de resfriamento utilizada e a temperatura de aproximação da condensação, que é de 10°C para as condições normais de operação:

Eq. 26:

$$m_{águafria} = m_{vap} * \left(\frac{Hv - Cp_{água-s} * Ta_{sai}}{Cp_{aágua-s} * Ta_{sai} - Cp_{água-e} * Ta_{sentra}} \right) = m_{vap} * \left(\frac{Hv - Cp_{água} * Ta_{sai}}{Cp_{água} * (Ta_{sai} - Ta_{sentra})} \right) \Rightarrow$$

$$\Rightarrow Tx_{água} = \frac{m_{águafria}}{m_{vap}} = \left(\frac{623{,}2 - 1 * 44}{1 * (44 - 30)} \right) = 41{,}4. \left[kg/t\,cana \right] \Rightarrow adotando\text{-}se: 45{,}0. \left[kg/t\,cana \right]$$

$$\Rightarrow m_{águafria} = Tx_{água} * m_{vap} = 45{,}0 * 0{,}170 = 7{,}65. \left[m^3/t\,cana \right]$$

Em que:

$m_{águafria}$, massa de água fria utilizada para a condensação, resultando = 7,65 [t/t cana] ou [m³/t cana];
m_{evap}, massa evaporada no cozedor, resultando no caso = 170,0 [kg/t.cana], ou 0,084 [t/t cana];
$Tx_{água}$, taxa de água por vapor, resultando = 41,4 [kg/kg], adotando-se 45 [kg/kg];
$Cp_{água}$, $Cp_{água\text{-}s}$, calor específico da água = 1 [cal/g.°C];
Hv, entalpia do vapor a temperatura 54 °C (VUKALOVITCH, 1967),
ou estimado pela fórmula: Hv= 607 + 0,3*Tv = 607 + 0,3*54 = 623,2 [cal/g]
Ta_{entra}, temperaturas de entrada de água = 30 [°C];
Ta_{sai}, temperaturas de saída da água, Tvapor - ΔTaproximação = 54 -10= 44 [°C];

Deve-se ainda considerar o uso de água para formação do selo nas bombas de ar dos condensadores barométricos dos cozedores, que é da ordem de 100 litros por cavalo vapor instalado, podendo ser estimado com o auxílio da Equação 27:

Eq. 27:

$$Q_{bomba_ar} = S_{coz} * D_{cv} * V_{coz} * Tx_{água} = 0{,}170 * 0{,}07 * 10 * 0{,}100 = 0{,}012. \left[m^3/t\,cana \right]$$

Em que:

Q_{bomba_ar} = vazão de água fria utilizada para o selo da bomba de ar = 0,012 m³/t cana, neste caso;
m_{evap} = massa evaporada nos cozedores = 170,0 kg/t cana, = 0,170 m³/t cana, no caso;
D_{cv} = densidade de potência das bombas de ar por volume = 0,07 cv/hL de cozedor;
V_{coz} = volume de cozedores por tonelada de cana, variando de 6 a 12 hL de cozedor, sendo adotado o valor de 10 hL/t cana; e
$Tx_{água}$ = taxa de água para os selos da bomba de ar = 100 L/cv = 0,100 m³/cv.

O resultado é de 7,7 m^3/t cana, ou aproximadamente 8 m^3/t cana para os condensadores barométricos dos cozedores.

Como no caso de multijato há um aumento da necessidade de água para se arrastar o ar do condensador, pode-se estimar o consumo em mais 20 a 25%, ou seja, cerca de 9,5 m^3/t cana, para o presente caso.

No final o uso de água pode variar de 7,65 a 9,5 m^3/t cana, muito embora se adotem quantidades maiores, pois são operações por bateladas, em que, a taxa de evaporação varia com o tempo, sendo alta no início do cozimento e menor no final do cozimento, existindo uma série de equipamentos funcionando conjuntamente em estágios diversos. Para garantir a água necessária, adota-se um coeficiente de majoração de 50% de água no circuito e se trabalha com taxas de uso de água variando de 10 a 15 m^3/t cana.

A água para condensação no evaporador de múltiplo efeito deve ser fria, produzindo um efluente com impurezas orgânicas arrastada do xarope, principalmente se houver problema com o separador de arraste. Normalmente a DBO_5 é baixa e a temperatura é alta, podendo chegar ao redor de 45 °C, sendo esta água normalmente reciclada após passar por bacia de aspersão ou torres de resfriamento para baixar a sua temperatura. As perdas de água no sistema de resfriamento evaporativo são parcialmente compensadas pelo vapor condensado no condensador do vácuo.

5.1.3.5. Água para retardamento do cozimento

A água para retardamento do cozimento é necessária quando há falta de matéria açucarada durante o cozimento, ou seja, por falta de xarope, ou por falta de méis. Nestes momentos, o operador, para não interromper o andamento do processo, introduz a água quente (condensado), com o intuito de permanecer com o coeficiente de supersaturação da solução dentro do cozedor próximo de 1,15 na zona metaestável. Desta forma, a quantidade de água evaporada deve ser igual à quantidade de água adicionada.

Em cozedores por bateladas, existentes nas maiorias das usinas brasileiras, a capacidade destes equipamentos varia de 200 hectolitros a 850 hectolitros. A relação superfície de aquecimento/volume dos cozedores varia de 0,65 m^2/hL até 1,0 m^2/hL.

A taxa evaporativa média ao longo do cozimento é 35 kg/m^2.hL; desta forma é possível estimar a quantidade de vapor desprendido ao longo do cozimento e estimar a quantidade de água necessária para retardar o cozimento. A relação superfície/volume mais comum encontrada é de 0,7 m^2/hL, para uma capacidade próxima de cozedor de 10 hL/t cana.h. A quantidade de vapor desprendido e consequentemente a água necessária para o retardamento do cozimento, é obtida com a Equação 28:

Eq. 28:

$$Tx_{retardamento} = Tx_{vapor} = S_{cozimento} * C_{coz} * Tx_{evap}$$

$$Tx_{retardamento} = 0{,}70 * 10 * 35 = 245.\left[\frac{kg}{t\ cana\ açúcar}\right] \approx 0{,}250.\left[\frac{m^3}{t\ cana\ açúcar}\right]$$

Em que:

$Tx_{retardamento}$ = taxa de água utilizada para o retardamento do cozimento = 0,25 m^3/t cana açúcar, neste caso;
$S_{cozimento}$ = superfície de aquecimento por volume de cozedor = 0,7 m^2/hL;
C_{coz} = capacidade volumétrica de cozedores de 6 a 12 = 10 hL/t cana açúcar, adotado;
Tx_{evapor} = taxa evaporativa média no decorrer do cozimento = 35 kg/t cana açúcar;

O uso de água nesta etapa é esporádico, ocorrendo quando a fábrica pára por falta de matéria-prima ou por outras causas não programadas. Segundo levantamento do CTC (CMAI, 2008), estas paradas variaram, nos últimos 10 anos, de 4 a 12% do período de moagem e, por isso, adota-se neste manual 8% como um valor médio, para se calcular a quantidade de água para retardamento do cozimento, ou seja 0,02 m^3 por tonelada de cana para açúcar.

5.1.3.6. Água para diluição de méis e magmas

Nesta etapa do processo, o objetivo é dissolver os açúcares contidos nos méis rico e pobre e nos magmas, retornando a solução diluída para o cozimento, conforme o esquema de fabricação (2 ou 3 massas), para manter a qualidade dos cristais.

Normalmente, utiliza-se água quente acima de 80°C, reutilizando-se condensados, a uma taxa de 25 litros por saco de açúcar produzido, o que resulta em um uso específico de água de 0,05 m^3/t cana açúcar.

5.1.3.7. Água e vapor para lavagem do açúcar

A lavagem do açúcar é um processo para diminuir a viscosidade do mel, em sua separação dos cristais de açúcar, na qual utiliza-se a operação de centrifugação, com injeção de água quente e vapor.

A maioria das usinas utiliza o processo de centrífuga por batelada, sendo alternativa o processo de centrifugação contínuo.

Para uma centrífuga por batelada com capacidade de carregamento de 650 kg de massa por ciclo, utiliza-se no mínimo 1,0 litro de água por segundo em um ciclo de lavagem, por um tempo de 20 a 30 segundos.

A massa centrifugada contém aproximadamente 50% de cristais de açúcar; portanto, para a produção de 100 kg de açúcar (cerca de 1 tonelada de cana), tem-se com o auxílio da Equação 29, a taxa de uso de água para a lavagem (Tx açúcar).

Eq. 29:

$$Tx_{açúcar} = \frac{Q_{água} * T_{lavagem}}{325} = \frac{1*30}{325} = 0{,}092.\left[L/kg\ açúcar\right] \approx 0{,}01.\left[m^3/t\ cana\ açúcar\right]$$

Em que:

$Tx_{açúcar}$ = taxa de água utilizada para a lavagem do açúcar = 0,010 m^3/t cana açúcar, neste caso;

325 = quantidade média de açúcar produzido por ciclo [kg];

$Q_{água}$ = vazão de água injetada na centrífuga = 1 L/s;

$T_{lavagem}$ = tempo de lavagem = 20 a 30 segundos/batelada, adotado 30 s como valor de referência.

Nesta operação é utilizada água quente a 80°C, normalmente advinda da reutilização de condensados. O uso de água superaquecida a 110°C pode diminuir em cerca de 90% a necessidade de água para lavagem.

À lavagem com água normalmente associa-se uma lavagem com vapor. A lavagem com vapor é necessária para elevar a temperatura da massa contida no cesto, aumentando a fluidez do mel residual. Normalmente adota-se a quantidade de vapor em 0,020 m^2/t cana. Desta forma, o uso de água e vapor nesta operação de lavagem de açúcar situa-se em 0,030 m^3/t cana.

5.1.3.8. Água para retentor de pó açúcar

Na seção de ensaque de açúcar, o pó seco captado do secador de açúcar pelo sistema de controle de emissão atmosférica, multiciclones, filtros mangas e lavadores é imobilizado com água, formando uma calda que é retornada ao processo (Figura 38). A calda formada para a captação do pó de açúcar tem como referência uma circulação de 0,40 m^3/t cana. Quando se atinge um Brix determinado (na faixa de 10 a 14°B), ocorre uma sangria continua do sistema, estimada em 10% da calda em circulação, ou seja, necessita-se repor água no sistema na intensidade de 0,04 m^3/t cana açúcar.

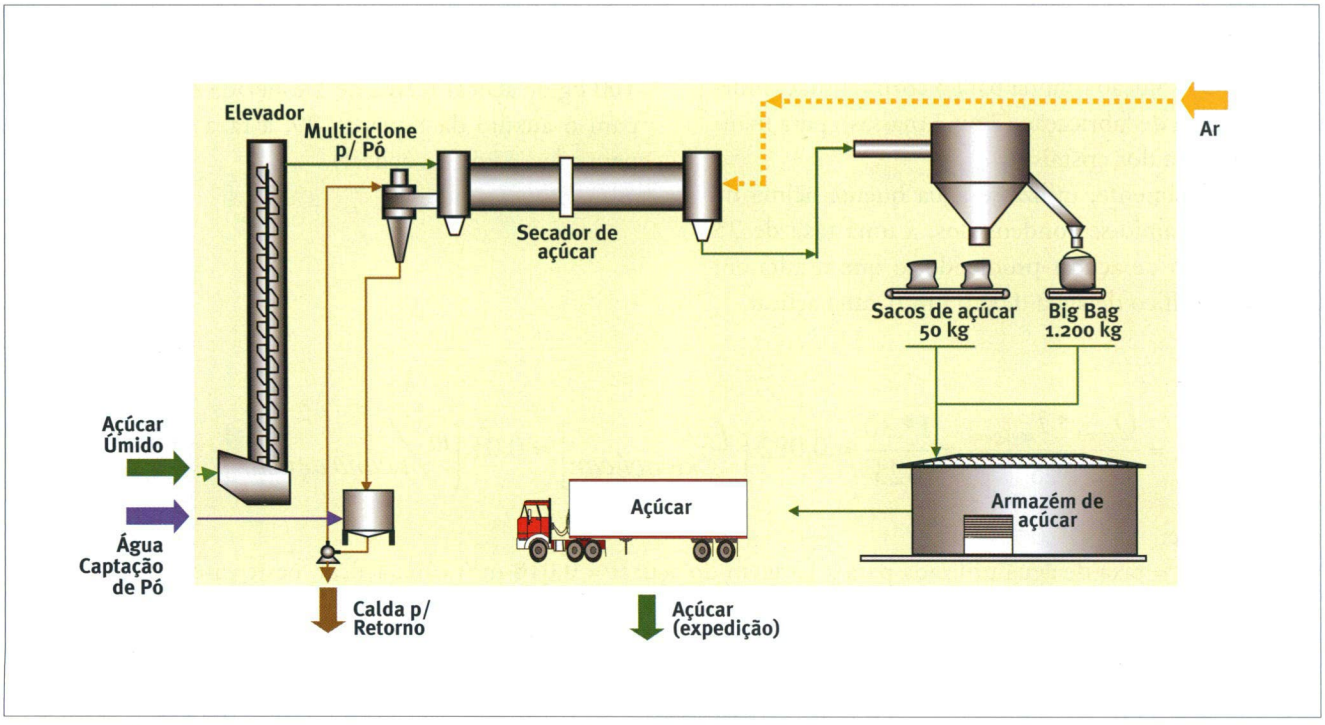


Figura 38 - Fluxograma do setor de secagem e ensaque do açúcar.

5.1.4. Água na fermentação

Na fermentação, inicialmente é preparado o mosto (uma mistura de água, caldo e méis), que é em seguida resfriado, recebendo o leite de levedura previamente tratado com ácido sulfúrico nas cubas. Em seguida, o mosto segue para a secção de fermentação nas dornas e é centrifugado para a separação do fermento, produzindo-se finalmente o vinho delevedurado para a destilação. Em relação à água, tem-se cinco usos na fermentação: água para o preparo do mosto, água para o resfriamento do mosto, água para diluição do fermento, água de lavagem de gases da fermentação e água para resfriamento das dornas de fermentação. As águas de limpeza de piso e equipamentos são abordadas no item sobre efluentes deste manual.

5.1.4.1. Água para o preparo do mosto

Na Figura 39, apresenta-se o fluxograma do processamento industrial da etapa de preparo do mosto para a fermentação. O mosto pode ser elaborado com caldo sem utilização de água e méis, como é o caso de destilarias autônomas. No entanto, no caso de fabricação de etanol em destilaria anexa, é preparado a partir de uma mistura de caldo misto, méis, xarope e água de diluição, visando à concentração de açúcar no mosto na faixa desejável de açúcar (variando de 14 a 24°B) e, por conseguinte, até atingir um teor alcoólico condizente com o processo.

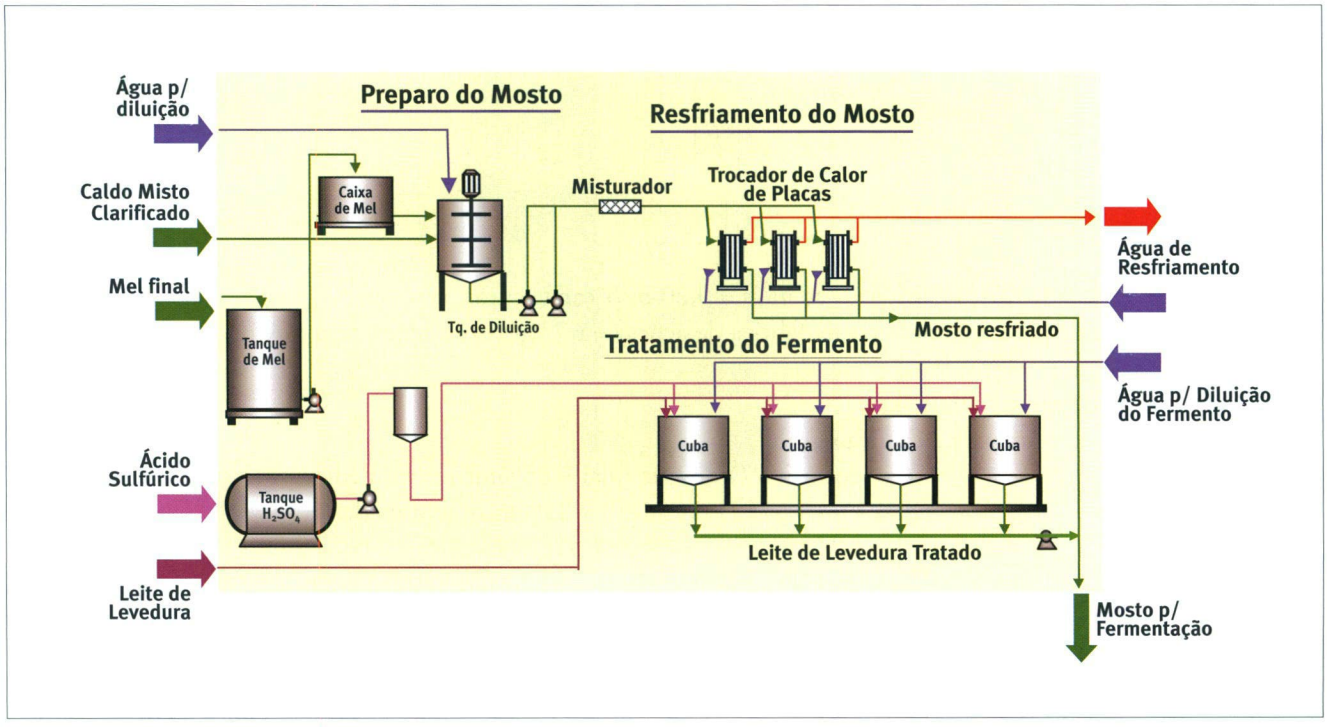


Figura 39 - Fluxograma das operações de preparo do mosto e tratamento do mosto para a fermentação.

Uma estimativa da quantidade de água utilizada nas destilarias anexas é obtida através de um balanço de massa (Equação 30 e seu desenvolvimento), levando-se em consideração os teores de açúcar das diversas massas que comporão o mosto. Considera-se normalmente apenas a diluição dos méis, pois o caldo misto já se encontra na condição de teor de açúcar adequado; ou seja, todo o mel produzido na fábrica será diluído para compor o mosto juntando-se ou não o caldo misto.

Eq. 30:

$$m_{mosto} * B_{mosto} = m_{méis} * B_{méis} \Rightarrow \frac{m_{mosto}}{m_{méis}} = \frac{B_{méis}}{B_{mosto}} \Rightarrow e:$$

$$m_{mosto} = m_{méis} + m_{água} \Rightarrow m_{água} = m_{mosto} - m_{méis} \Rightarrow \frac{m_{água}}{m_{méis}} = \frac{m_{mosto}}{m_{méis}} - \frac{m_{méis}}{m_{méis}} \Rightarrow$$

$$substituindo-se:$$

$$\frac{m_{água}}{m_{méis}} = \frac{m_{mosto}}{m_{méis}} - 1 = \frac{ART_{méis}}{ART_{mosto}} - 1 = Tx_{diluição}$$

$$\therefore Tx_{diluição} = \frac{85}{21} - 1 = 3{,}05.\left[kg\ água / kg\ méis\right]$$

$$como: Tx_{méis} = \frac{m_{méis}}{m_{cana}} = 67.\left[kg\ méis / t\ cana\right]$$

$$\therefore Tx_{diluição} = 3{,}25 * 67 \approx 0{,}20.\left[m^3 / t\ cana\right]$$

Em que:

$Tx_{diluição}$ = taxa de água de diluição de méis = 0,20 m³/t cana açúcar, no caso;
$Tx_{méis}$ = taxa de produção de méis na fábrica de açúcar = 67 kg/t cana açúcar, em média;
m_{mosto} = massa de mosto [kg];
$m_{méis}$ massa de méis a diluir [kg];
$m_{água}$ massa de água para a diluição [kg];
$ART_{méis}$ = teor de açúcar redutor total (*ART*) no mel final = 85%m/m, em média;
ART_{mosto} = teor de açúcar redutor total (*ART*) no mosto = 21%m/m, em média.

Esta taxa pode também ser expressa pela produção de etanol, observando que a tonelada de cana para produção de açúcar produzirá cerca de 18 litros de etanol (chamado etanol residual), ficando portanto a taxa de água de diluição, que só é usada no caso de destilaria anexa:

$$Tx_{diluição} = \frac{20}{18} \approx 10.\left[m^3 / m^3\ álcool_residual\right]$$

Assim a água de diluição pode variar de 0 a 10 m³/m³ etanol, conforme o "mix" de produção etanol-açúcar ou, em média, 0,10 m³/t cana total. Esta água deve ser limpa e preferencialmente fria para não sobrecarregar o sistema de resfriamento de mosto.

5.1.4.2. Água para resfriamento do caldo para fermentação

O mosto passa por trocador de calor de placas para abaixar a sua temperatura de 75 para 30°C, provocando a pasteurização da massa a ser enviada para fer-

mentação, eliminando microorganismos indesejáveis à fermentação e promovendo uma temperatura adequada para o desenvolvimento das leveduras.

A quantidade de água de resfriamento para os trocadores de calor é função das características do sistema de troca térmica, podendo ser estimada com base no calor a ser retirado do mosto, com o auxílio da Equação 31. Normalmente, utiliza-se circuito fechado de água, cujas temperaturas situam-se de 28°C, para a água fria, a cerca de 45°C, para a água quente produzida, ou seja, ocorre um diferencial de temperatura de 17°C.

Eq. 31:

$$C_{água} = C_{mosto} \Rightarrow m_{água} * Cp_{água} * \Delta T_{água} = m_{mosto} * Cp_{mosto} * \Delta T_{mosto} \Rightarrow$$

$$\frac{m_{água}}{m_{mosto}} = \frac{Cp_{mosto} * \Delta T_{mosto}}{Cp_{água} * \Delta T_{água}} = Tx_{resf} \Rightarrow$$

$$\therefore Tx_{resf} = \frac{0{,}88 * (75 - 30)}{1 * (45 - 28)} = 2{,}33. \left[kg\ água / kg\ mosto \right]$$

$$como: Tx_{mosto} = \frac{m_{mosto}}{m_{cana}} = 1000. \left[kg\ água / t\ cana \right]$$

$$\therefore Tx_{diluição} = 2{,}33 * 1 \approx 2{,}5. \left[m^3 / t\ cana \right]$$

Em que:
Tx_{resf} = taxa de água de resfriamento de mosto ~ 2,5 m³/t cana açúcar, neste caso;
Tx_{mosto} = taxa de produção de mosto = 1.000 kg/t cana açúcar;
m_{mosto} = massa de mosto [kg];
$m_{água}$ = massa de água para resfriamento [kg];
Cp_{mosto} = calor específico do mosto, estimado por: Cp = 1-0,006.B, que com 20°B, resulta em 1-0,006*20 = 0,88 cal/g °C;
$Cp_{água}$ = calor específico da água = 1,0 cal/g °C;
$\Delta T_{água}$ = diferencial de temperatura da água de resfriamento = 17°C;
ΔT_{mosto} = diferencial de temperatura do mosto = 45°C.

Assim, pode-se estimar grosseiramente um uso de água de duas a três vezes o volume de mosto a resfriar, em média 2,5 m³/t cana etanol, e assumindo uma produção média de 85 litros de etanol por tonelada de cana, obtém-se a taxa de água de resfriamento de mosto de 30 m³/m³ etanol.

Normalmente a água de resfriamento de mosto é mantida em circuito fechado com torres de resfriamento, juntamente com as águas da destilaria, devido à alta temperatura do efluente gerado, cerca de 45°C.

5.1.4.3. Água de diluição do fermento (ou de preparo do pé-de-cuba)

No preparo do pé-de-cuba, o leite de levedura que retorna do turbinamento do vinho é tratado com acido sulfúrico e antissépticos e diluído com água. Essa diluição é necessária para a recuperação da levedura. O volume de água necessário é função da quantidade de levedura turbinada, sendo comum a diluição desta em 2 vezes.

A relação de leite de levedura turbinada pode ser determinada através de balanço de massa na operação de turbinamento, ou seja, o vinho com um teor de fermento de 12,5% é dividido em duas correntes: o vinho turbinado, com teores de fermento residual em torno de 0,5%, e o leite de levedura concentrado, com teores de fermento em torno de 60%. Inicialmente, a quantidade de leite em relação ao vinho turbinado é obtida conforme Equação 32 e os cálculos que se seguem:

Eq. 32:

$$m_{vinho} * TL_{vinho} = m_{leite} * TL_{leite} + m_{vinho_turb} * TL_{vinho_turb} \Rightarrow$$

$$\frac{m_{leite}}{m_{vinho}} = \frac{TL_{vinho} - \frac{m_{vinho_turb}}{m_{vinho}} * TL_{vinho_turb}}{TL_{leite}} \Rightarrow e:$$

$$m_{vinho} = m_{leite} + m_{vinho_turb} \Rightarrow m_{leite} = m_{vinho} - m_{vinho_turb} \Rightarrow$$

$$\frac{m_{leite}}{m_{vinho}} = \frac{m_{vinho}}{m_{vinho}} - \frac{m_{vinho_turb}}{m_{vinho}} \Rightarrow igualando-se:$$

$$\frac{TL_{vinho} - \frac{m_{vinho_turb}}{m_{vinho}} * TL_{vinho_turb}}{TL_{leite}} = \frac{m_{vinho}}{m_{vinho}} - \frac{m_{vinho_turb}}{m_{vinho}} \Rightarrow$$

$$TL_{vinho} - \frac{m_{vinho_turb}}{m_{vinho}} * TL_{vinho_turb} = 1 * TL_{leite} - \frac{m_{vinho_turb}}{m_{vinho}} * TL_{leite} \Rightarrow \frac{m_{vinho_turb}}{m_{vinho}} = \frac{TL_{leite} - TL_{vinho}}{TL_{leite} - TL_{vinho_turb}}$$

$$\therefore \frac{m_{vinho_turb}}{m_{vinho}} = \frac{60 - 12{,}5}{60 - 0{,}5} Tx_{diluição} = \frac{47{,}5}{59{,}5} = 0{,}80. \left[kg\ vinho_turb \Big/ kg\ vinho \right] \approx 80.[\%]$$

$$\therefore \frac{m_{leite}}{m_{vinho}} \approx 20.[\%]$$

$$\therefore \frac{m_{leite}}{m_{vinho_turb}} \approx \frac{20}{80}. = 0{,}25, ou = 25.[\%]$$

Em que:
m_{vinho} = massa de vinho [kg], resultando em 100%;
$mleite$ = massa de leite de levedura [kg], resultando em 20%;
m_{vinho_turb} = massa de vinho turbinado [kg], resultando em 80%;
TL_{vinho} = teor inicial de fermento no vinho = 12,5%;
TL_{leite} = teor de fermento leite de levedura concentrado = 60%;
T_{vinho_turb} = teor final de fermento no vinho turbinado = 0,5%.

Em seguida, obtém-se a quantidade de vinho turbinado em função da produção de etanol e do teor alcoólico do vinho turbinado (em média com 8,5°GL, ou seja 100% do etanol foi gerado com os 8,5% de teor alcoólico). Portanto, a quantidade de vinho turbinado recomposta é 100/8,5 = 11,76 litros de vinho turbinado por litro de etanol produzido, estimando-se a quantidade de água de preparo do pé-de-cuba com o auxílio da Equação 33:

Eq. 33:

$$Tx_{água} = 2 * \frac{m_{leite}}{m_{vinho_turb}} * \frac{m_{vinho_turb}}{m_{etanol}} = 2 * 0{,}25 * 11{,}76 = 5{,}88. \left[{m^3 água} / {m^3 etanol} \right]$$

$$ou, como:$$

$$P_{etanol} = 85. \left[{L} / {t\ cana} \right]$$

$$\therefore Tx_{água} = 5{,}88 * 0{,}085 \approx 0{,}5. \left[{m^3} / {t\ cana\ etanol} \right]$$

Em que:
$Tx_{água}$, taxa de uso de água para diluição do fermento, resultando em 0,5 m^3/t cana etanol;
P_{etanol}, produtividade média do etanol, igual a 85 L/t cana etanol.

Para esta operação é necessária água tratada, podendo-se reutilizar os condensados, se resfriados.

5.1.4.4. Água para resfriamento de dornas de fermentação

Na Figura 40 apresenta-se o fluxograma do processamento industrial da etapa de fermentação do mosto, envolvendo os usos de águas para o resfriamento de dornas e a água de lavagem dos gases da fermentação (CO_2) com vistas à recuperação do etanol arrastado. A fermentação do mosto é realizada nas dornas, podendo ser conduzida por bateladas ou de forma contínua, ou numa combinação de ambas as formas. As dornas são equipadas internamente com serpentinas ou, externamente, com trocadores de calor de placas, para resfriamento com água fria no decorrer do processo fermentativo.

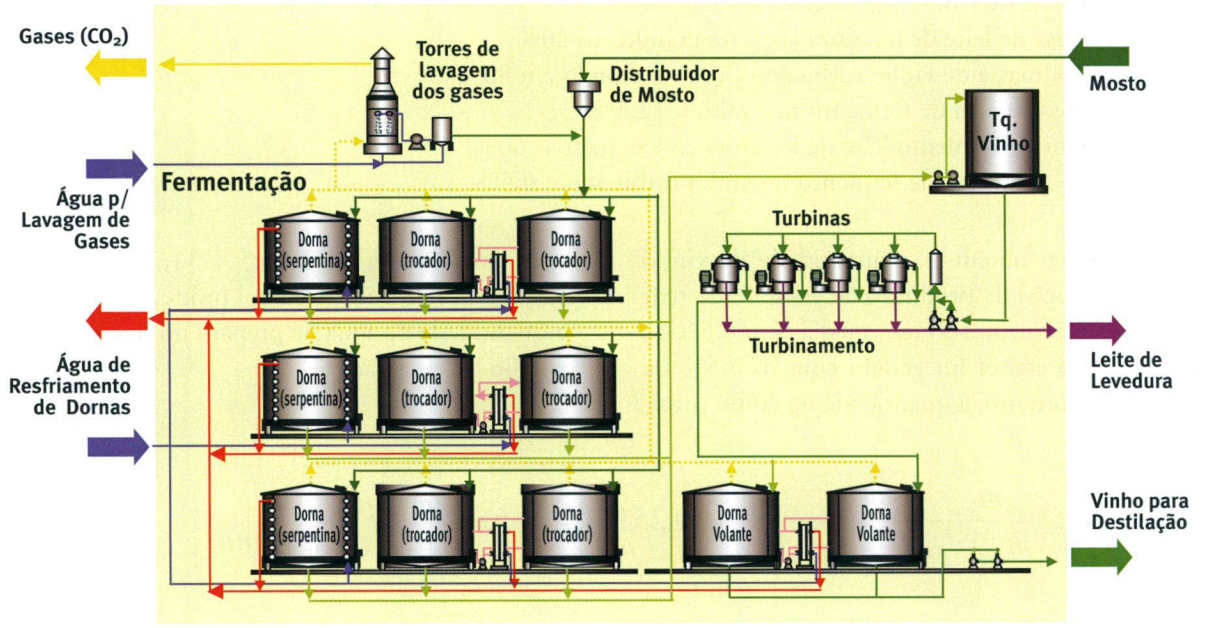


Figura 40 - Fluxograma das operações da fermentação do mosto.

As reações bioquímicas na fermentação alcoólica de transformação dos açúcares a etanol são exotérmicas, com grande desprendimento de calor, podendo o mosto em fermentação atingir temperaturas que inviabilizariam o processo. Por este motivo, o resfriamento das dornas se dá no decorrer do processo, controlando-se a temperatura nas dornas na faixa de 30 a 34°C.

Teoricamente, há um desprendimento de calor de 54 kcal/mol sacarose a ser removido pela água de resfriamento considerando as eficiências industriais de transformação da sacarose em etanol (estequiometricamente 1,85 kg sacarose/kg etanol, ou 1,467 kg sacarose/L etanol), conforme as equações de Gay-Lussac (Equação 34):

Eq. 34:

- Reação da hidrólise da sacarose em glicose e frutose

$C_{12}H_{22}O_{11}$	+	H_2O	$2C_6H_{12}O_6$	+	7 kcal
342g		18g	360g		

- Reação de fermentação dos ARTs (Açúcares Redutores Totais) glicose e frutose

$C_6H_{12}O_6$	$2C_2H_5OH$	+	$2CO_2$	+	23,5 kcal
180g	92g		88g		

- Reação de fermentação final a partir da sacarose

$C_{12}H_{22}O_{11}$	+	H_2O	$4C_2H_5OH$	+	$4CO_2$	+	54 kcal
342g		18g	184g		176g		

A quantidade de água de resfriamento necessária pode ser estimada conforme a Equação 35, considerando-se também a qualidade térmica da água a ser utilizada (água fria disponível):

Eq. 35:

$$C_{fermentação} * \frac{m_{sacarose}}{mol_{sacarose}} = m_{água} * Cp_{água} * \Delta T_{água} \Rightarrow$$

$$m_{água} = \frac{C_{fermentação} * m_{sacarose}}{Cp_{água} * \Delta T_{água} * mol_{sacarose}} \Rightarrow$$

$$Tx_{água} = \frac{m_{água}}{V_{etanol}} = \frac{C_{fermentação}}{Cp_{água} * \Delta T_{água} * mol_{sacarose}} * \left(\frac{m_{sacarose}}{Vol_{etanol}} \right) \Rightarrow$$

$$\therefore Tx_{água} = \frac{54 * 1{,}467}{1 * (32 - 28) * 0{,}342} = 57{,}9. \left[kg\ água / L\ etanol \right]$$

Como:

$$R_{fermentação} = 0{,}85$$

$$R_{destilação} = 0{,}95$$

$$GL_{etanol\ hidratado} = 0{,}96$$

$$Tx_{água} = \frac{57{,}9 * 0{,}96}{0{,}85 * 0{,}95}. = 68{,}8 \approx 70. \left[L\ água / L\ etanol \right]$$

Em que:

$Tx_{água}$ = é a taxa de água utilizada para resfriamento da dorna, resultando igual 70 L/L]
$1{,}467$ = é o fator de conversão estequiométrica [kg sacarose/L etanol]
$C_{fermentação}$ = quantidade de calor da reação de transformação da sacarose em etanol = 54 kcal/mol sacarose
$m_{sacarose}$ = massa de sacarose na fermentação [kg];
$m_{água}$ = massa de água de resfriamento [kg];
$mol_{sacarose}$ = mol da sacarose ($C_{12}H_{22}O_{11}$) = 342 g/mol ou 0,342 kg/mol;
Vol_{etanol} = volume de etanol [L];
$Cp_{água}$ = calor específico da água = 1 kcal/kg.°C;
$\Delta T_{água}$ = diferencial de temperatura da água de resfriamento, normalmente em circuito fechado, (32 - 28) = 4°C;
$R_{fermentação}$ = rendimento da fermentação, normalmente 85%;
$R_{destilação}$ = rendimento da destilação, normalmente 95%;
$GL_{etanol.hidratado}$ = teor alcoólico do etanol hidratado produzido em volume [°GL].

Portanto utiliza-se a taxa de água de resfriamento na faixa de 60 a 80 litros para cada litro de etanol produzido, ou cerca de 6 m^3/t cana etanol, normalmente em circuito fechado com torres de resfriamento, que necessitam de água fria e isenta de sólidos e produz um efluente morno na faixa de 35°C.

5.1.4.5. Água para lavagem dos gases da fermentação

Durante o processo de fermentação alcoólica do mosto, ocorre produção de gás carbônico (CO_2), com evaporação de vários componentes, dentre os quais o etanol. Com a canalização deste gás desprendido nas dornas para uma torre de lavagem com água, é possível recuperar o etanol evaporado (cerca de 1 a 1,5% da produção total de etanol). As torres de lavagem podem ser de dois tipos: com recheio (esquematizado na Figura 41) ou com pratos valvulados.

A solução hidroalcoólica pode ser enviada para o preparo do mosto ou para o preparo do fermento nas cubas, ou ainda encaminhada à dorna volante, dependendo do grau alcoólico dessa solução.

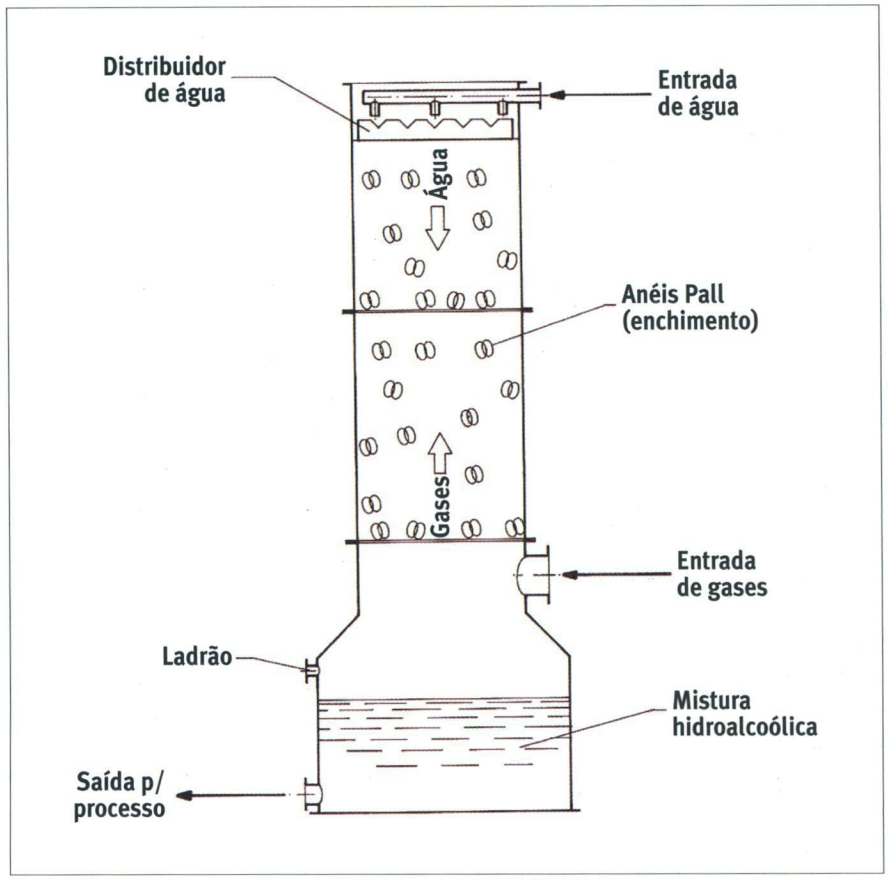


Figura 41 - Esquema da coluna com recheio de lavagem de gás CO2 da fermentação (COPERSUCAR, 1983).

Para que haja uma maior eficiência na recuperação do etanol, a água de lavagem dos gases deve ser limpa e fria, para que não ocorra a incrustação no interior da torre, no caso de torre com recheios.

A Tabela 14 apresenta as perdas percentuais de etanol por evaporação em dornas abertas em função da temperatura e da graduação alcoólica final do vinho.

A água resultante da torre de lavagem de CO_2 deve apresentar um teor alcoólico muito baixo, na ordem de 0,5°GL. A recirculação parcial da solução hidroalcoólica provoca uma redução na eficiência da torre de lavagem a níveis de 60 a 70% devido ao aumento da graduação alcoólica na água recirculada. O uso de torre com pratos valvulados permite operar com um teor maior na água de lavagem na ordem de 3 a 5°GL.

Tabela 14 - Perdas percentuais de etanol por evaporação em dornas abertas em função da temperatura e da graduação alcoólica final do vinho (FORMAGGIO & FINGUERUT, 1990)

T	[°GL]					
[°C]	6,0	7,0	8,0	9,0	10,0	11,0
30	0,80	0,91	1,01	1,11	1,16	1,21
31	0,85	0,96	1,07	1,17	1,24	1,31
32	0,90	1,01	1,13	1,24	1,32	1,41
33	0,96	1,06	1,19	1,30	1,39	1,49
34	1,01	1,11	1,25	1,37	1,47	1,58
35	1,06	1,16	1,29	1,43	1,55	1,68
36	1,12	1,24	1,37	1,52	1,65	1,79
37	1,18	1,31	1,44	1,61	1,75	1,90
38	1,24	1,39	1,52	1,69	1,84	2,00
39	1,30	1,41	1,59	1,78	1,94	2,11
40	1,36	1,54	1,67	1,87	2,04	2,22
41	1,44	1,63	1,77	1,98	2,15	2,33
42	1,51	1,71	1,87	2,08	2,26	2,46
43	1,59	1,80	1,96	2,19	2,36	2,55
44	1,66	1,88	2,06	2,29	2,47	2,67
45	1,74	1,97	2,16	2,40	2,58	2,77

A quantidade de água utilizada na torre de lavagem de gases é 3,6 m^3/m^3_{etanol}, e, no caso da torre com pratos valvulados, 1,5 m^3/m^3_{etanol}. Equivale a dizer que o consumo de água em uma torre de lavagem de gases liberados na fermentação é de 0,31 m^3/t cana etanol e, na torre de pratos valvulados, de 0,13 m^3/t cana etanol.

5.1.5. Água na destilação

Na destilação, o vinho entra na coluna "A" de destilação, sendo aquecido com vapor de escape e posteriormente retificado na coluna "B", produzindo o etanol hidratado e, conforme o caso, desidratado na coluna "C", para a produção etanol anidro. Nesta etapa há geração da vinhaça na coluna "A" e da flegmaça na coluna "B", sendo utilizada uma grande quantidade de água para a condensação do etanol que sai das colunas em forma de vapor.

Na Figura 42 são apresentados o fluxograma do processamento industrial de destilação do etanol, o uso de água de resfriamento e o uso de vapor para o aquecimento das colunas, que pode ser recuperado como condensado ou incorporado como resíduo na vinhaça e flegmaça conforme o tipo de aquecimento: vapor de borbotagem ou vapor indireto.

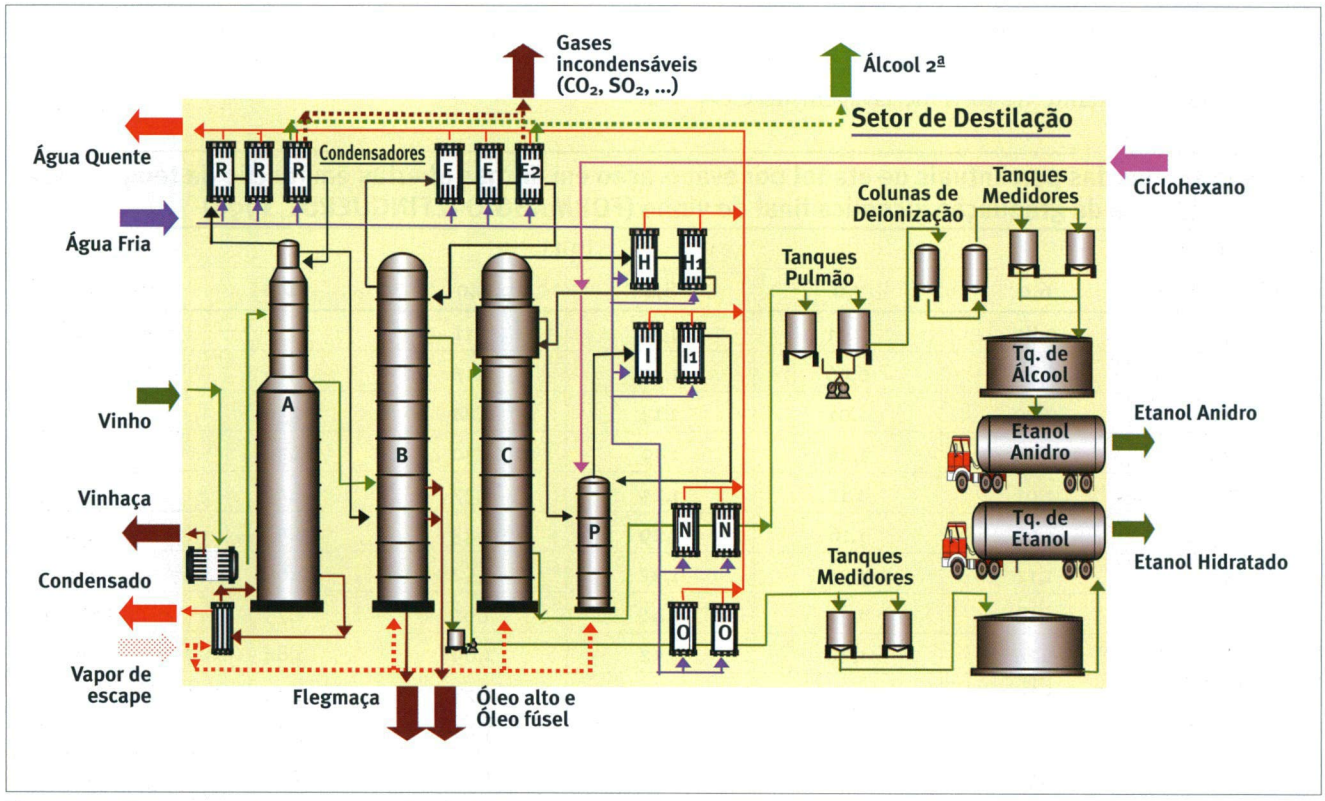


Figura 42 - Fluxograma das operações da destilação do etanol.

5.1.5.1. Vapor para a destilação

Na destilação do etanol, a fonte provedora de calor é o vapor de escape que é injetado nas colunas de destilação (A), retificação (B) e desidratação (C e P). De uma maneira simplificada, pode-se estimar a necessidade de vapor em função da massa de vinho a ser aquecida, do teor de etanol e das condições térmicas do vapor de escape saturado utilizado (normalmente com temperatura de 124ºC e 1,26 kg/cm^2 (ou 18 psig) de pressão), bem como do reaproveitamento energético das correntes de saída da destilaria, como a vinhaça e a flegmaça. As taxas médias de uso de vapor são:

- Taxa de vapor de escape utilizado na coluna "A":2 a 3,0 kg/L etanol
- Taxa de vapor de escape utilizado na coluna "B":1 a 1,5 kg/L etanol
- Taxa de vapor de escape utilizado na coluna "C" e "P":1 a 1,5 kg/L etanol

Assim, para a produção de etanol hidratado ou etanol anidro a taxa de vapor varia de 3,5 a 5 kg de vapor por litro de etanol produzido, ou seja, 0,3 a 0,45 t vapor/t cana para etanol.

5.1.5.2. Água para resfriamento dos condensadores de etanol

A água é utilizada para remoção do calor latente dos vapores alcoólicos das colunas de destilação, retificação e desidratação, e também para retirada de parte do calor sensível do etanol condensado produzido, visando resfriá-lo para posterior armazenamento. Estas operações de condensação e de resfriamento são realizadas em equipamentos do tipo casco e tubos, dispostos horizontal ou verticalmente, cuja necessidade de água varia conforme o tipo de etanol a ser produzido. As taxas de água de resfriamento utilizadas variam de 50 a 70 litros por litro de etanol, no caso de produção do etanol hidratado, e de 80 a 100 litros para o caso do etanol anidro.

Cabe destacar que a quantidade de água para resfriamento depende das condições térmicas em que ela se apresenta. Atualmente, como na usinas se utiliza circuito fechado e, até mesmo, água de reúso proveniente do resfriamento de dornas (sistema em cascata), tem-se uma água mais quente, demandando uma maior quantidade na operação de resfriamento.

O volume de água de resfriamento pode ser estimado simplificadamente através de balanço de massa e energia, considerando a remoção do calor latente do vapor utilizado na destilaria e as correntes quentes, como vinhaça e flegmaça, que não são plenamente reaproveitadas termicamente, tendo-se para a produção de etanol hidratado e anidro, as taxas de água para os condensadores (Tx_{cond}) conforme a Equação 36 e seu desenvolvimento.

Eq. 36:

$$Balanço_de_massa : entrada = saída$$

$$m_{vinho} + m_{vap} + m_{águaEntrada} = m_{flegmaça} + m_{etanol} + m_{vinhaça} + m_{águaSaida}$$

$$Balanço_entalpico :$$

$$m_{vinho}.Cp_{vinho}.T_{vinho} + m_{vap}.H_{vap} + m_{águaEntra}.Cp_{água}.T_{águaEntra} = m_{flegmaça}.Cp_{flegmaça}.T_{flegmaça} +$$
$$+ m_{etanol}.Cp_{etanol}.T_{etanol} + m_{vinhaça}.Cp_{vinhaça}.T_{vinhaça} + m_{águaSaida}.Cp_{água}.T_{águaSaida}$$

$$dividindo - se :$$

$$\frac{m_{vinho}}{V_{etanol}}.Cp_{vinho}.T_{vinho} + \frac{m_{vap}}{V_{etanol}}.H_{vap} + \frac{m_{águaEntra}}{V_{etanol}}.Cp_{água}.T_{águaEntra} = \frac{m_{flegmaça}}{V_{etanol}}.Cp_{flegmaça}.T_{flegmaça} +$$
$$+ \frac{m_{etanol}}{V_{etanol}}Cp_{etanol}.T_{etanol} + \frac{m_{vinhaça}}{V_{etanol}}.Cp_{vinhaça}.T_{vinhaça} + \frac{m_{águaSaida}}{V_{etanol}}.Cp_{água}.T_{águaSaida}$$

$$igualando - se : m_{águaEntra} = m_{águaSaida} = m_{água}$$

$$\left(\frac{m_{água}}{V_{etanol}}\right).Cp_{água}.\Delta T_{água} = \begin{pmatrix} H_{vap}.\left(\frac{m_{vap}}{V_{etanol}}\right) + Cp_{vinho}.T_{vinho}.\left(\frac{m_{vinho}}{V_{etanol}}\right) - \\ Cp_{flegmaça}.T_{flegmaça}.\left(\frac{m_{flegmaça}}{V_{etanol}}\right) - \\ Cp_{etanol}.T_{etanol}.\left(\frac{m_{etanol}}{V_{etanol}}\right) - Cp_{vinhaça}.T_{vinhaça}.\left(\frac{m_{vinhaça}}{V_{etanol}}\right) \end{pmatrix}$$

$$portanto,$$

$$Tx_{cond} = \left(\frac{m_{água}}{V_{etanol}}\right) = \frac{1}{Cp_{água}.\Delta T_{água}}.\begin{pmatrix} H_{vap}.Tx_{vap} + Cp_{vinho}.T_{vinho}.Tx_{vinho} - \\ Cp_{flegmaça}.T_{flegmaça}.Tx_{flegmaça} - \\ Cp_{etanol}.T_{etanol}.Tx_{etanol} - Cp_{vinhaça}.T_{vinhaça}.Tx_{vinhaça} \end{pmatrix}$$

$$Tx_{cond} = \frac{1}{1*(45-30)}*\begin{pmatrix} 647{,}8*3{,}5 + 0{,}960*35*\left(\frac{100*1}{8{,}5}\right) - 1*100*(2{,}5*1) - \\ 0{,}670*50*(1*0{,}8) - 1*100*12{,}2 \end{pmatrix} =$$

$$Tx_{cond} = 77{,}7\left[kg\ água / litro\ etanol\ hidratado\right]$$

Analogamente para o anidro:

$$Tx_{cond} = \frac{1}{1*(45-30)} * \left(\begin{array}{l} 647{,}8*4{,}5 + 0{,}960*35*\left(\frac{100*1}{8{,}5}\right) - 1*100*(2{,}5*1) - \\ 0{,}670*50*(1*0{,}8) - 1*100*12{,}2 \end{array} \right)$$

$$Tx_{cond} = 120{,}1 \left[kg\ água / litro\ etanol\ hidratado \right]$$

Em que:

Tx_{cond} = taxa de água para condensadores de etanol = 77,7 kg/L etanol hidratado e 120,1 kg/L etanol anidro;
V_{etanol} = volume de etanol produzido [L];
$m_{água}$ = massa de água para condensadores [kg];
m_{vinho} = massa de vinho [kg];
m_{vap} = massa de vapor na coluna destilaria [kg];
$m_{vinhaça}$ = massa de vinhaça [kg];
$m_{flegmaça}$ = massa de flegmaça [kg];
m_{etanol} = massa de etanol [kg];
d_{vinho} = densidade do vinho ~ 1,0 kg/L;
$d_{flegmaça}$ = densidade da flegmaça ~1,0 kg/L;
d_{etanol} = densidade do etanol ~ 0,8 kg/L;
Tx_{vap} = uso de vapor na destilaria = 3,5 kg/$L_{etanol\ hidratado}$ e 4,5 kg/L etanol anidro;
GL_{vinho} = teor de etanol no vinho (de 7 a 11 °GL) = 8,5°GL, adotado.
$Cp_{água}$ = calor específico da água = 1 kcal/kg.°C;
Cp_{vinho} = calor específico do vinho = 0,96 kcal/kg.°C;
Cp_{etanol} = calor específico do etanol = 0,670 kcal/kg.°C;
$Cp_{vinhaça}$ = calor específico da vinhaça = 1 kcal/kg.°C;
$Cp_{flegmaça}$ = calor específico da flegmaça = 1 kcal/kg.°C;
H_{vap} = entalpia do vapor saturado à temperatura de 124°C,
pela tabela termodinâmica de vapor (VUKALOVITCH, 1967) = 647,8 kcal/kg:
T_{etanol} = temperatura de saída do etanol = 50°C;
T_{vinho} = temperatura de entrada do vinho = 35°C;
$T_{vinhaça}$ = temperatura de saída da vinhaça = 100°C;
$T_{flegmaça}$ = temperatura de saída da flegmaça = 100°C;
$\Delta T_{água}$ = diferença temperatura da água utilizada = 15°C, adotada.

Portanto pode-se arredondar a taxa de uso de água para a condensação e resfriamento do etanol na destilaria em 80 a 120 litros por litro de etanol produzido, respectivamente para hidratado e anidro, ou seja, cerca de 7 a 10 m^3/t cana para etanol. O efluente final gerado se apresenta com temperatura alta na faixa de 45 a 50°C, sendo normalmente tratado em circuito fechado com torres de arrefecimento ou tanques aspersores de resfriamento.

5.1.6. Água na área de energia

Na Figura 43 é apresentado o fluxograma das operações de geração de energia, caldeiras e turbogeradores. Nestas operações, após o recebimento do bagaço e a sua combustão na fornalha, há o aquecimento das águas das caldeiras, formando vapores de média ou alta pressão (de 21 a 100 kg/cm^2), que gerarão força motriz seja para movimentar os equipamentos de grande potência (turbinas das moendas, picadores, desfibradores, turbobombas, turboventiladores), e para impulsionar turbogeradores cuja energia elétrica é destinada ao consumo próprio da usina e seus excedentes disponibilizados na rede elétrica das concessionárias de energia.

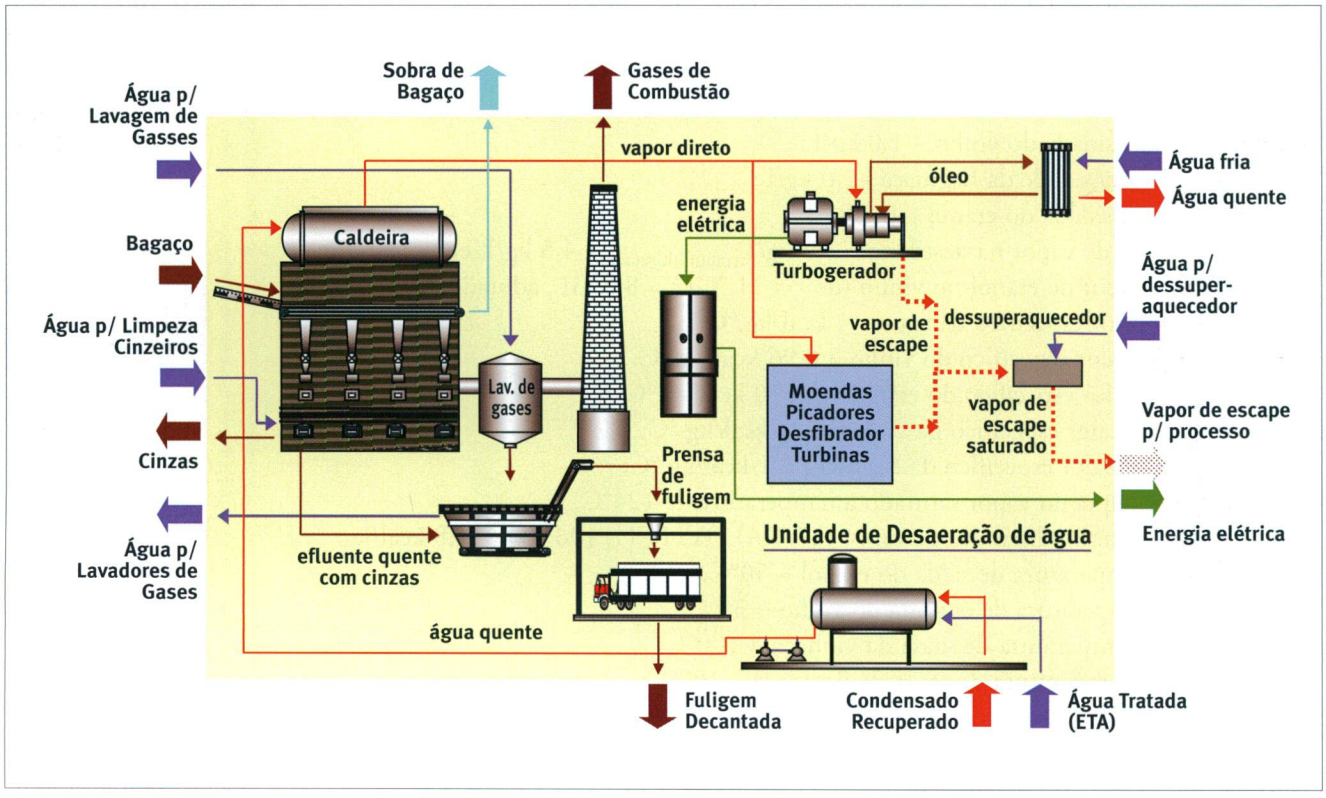


Figura 43 - Fluxograma das operações da área de produção de energia.

A água nestas áreas de geração de energia é utilizada em cinco etapas: água para geração do vapor direto (força motriz), água para o dessuperaquecedor, água para lavagem dos gases de combustão das caldeiras, águas de limpeza dos cinzeiros e água para resfriamento dos turbogeradores. Os usos dos vapores de baixa pressão como fonte de energia térmica para o processo são considerados nas respectivas seções, tratando-se sem dúvida de um reúso de água na forma de vapor que já foi utilizado nas máquinas, ou seja, o vapor de escape. As necessidades de águas de limpeza de piso e equipamentos da área de energia serão tratadas conjuntamente no item sobre efluentes.

5.1.6.1. Produção e uso do vapor direto

Como mencionado, o vapor direto primeiramente é utilizado para gerar a força motriz, devendo sobrar energia suficiente no vapor de escape para as necessidades térmicas do processo (aquecimento, concentração e destilação). Assim, é necessário um harmonioso balanço térmico dos usos de vapor para que não falte ou haja excesso de vapor dos dois tipos: de alta e de baixa pressão. Usinas que produzem mais vapor direto que o vapor de escape necessário devem contar com turbogeradores com torres de condensação, para que, além de se ter um salto térmico maior em relação à produção de energia elétrica, se tenha também uma recuperação do condensado.

O uso de água para a produção de vapor direto está, portanto, relacionado com as necessidades de energia térmica na usina, podendo variar conforme o "mix" de produção e quantidade de energia elétrica excedente, além naturalmente do nível tecnológico na produção e uso da energia. A quantidade média de produção de vapor situa-se em 500 kg/t cana porém, como pode ser observado no gráfico apresentado na Figura 44, no âmbito das usinas associadas ao CTC, a média anual da produção específica de vapor tem crescido, tendendo a 600 kg/t cana. Este fato deveu-se, nos últimos anos, aos aumentos de capacidades das caldeiras para uma maior venda de energia elétrica.

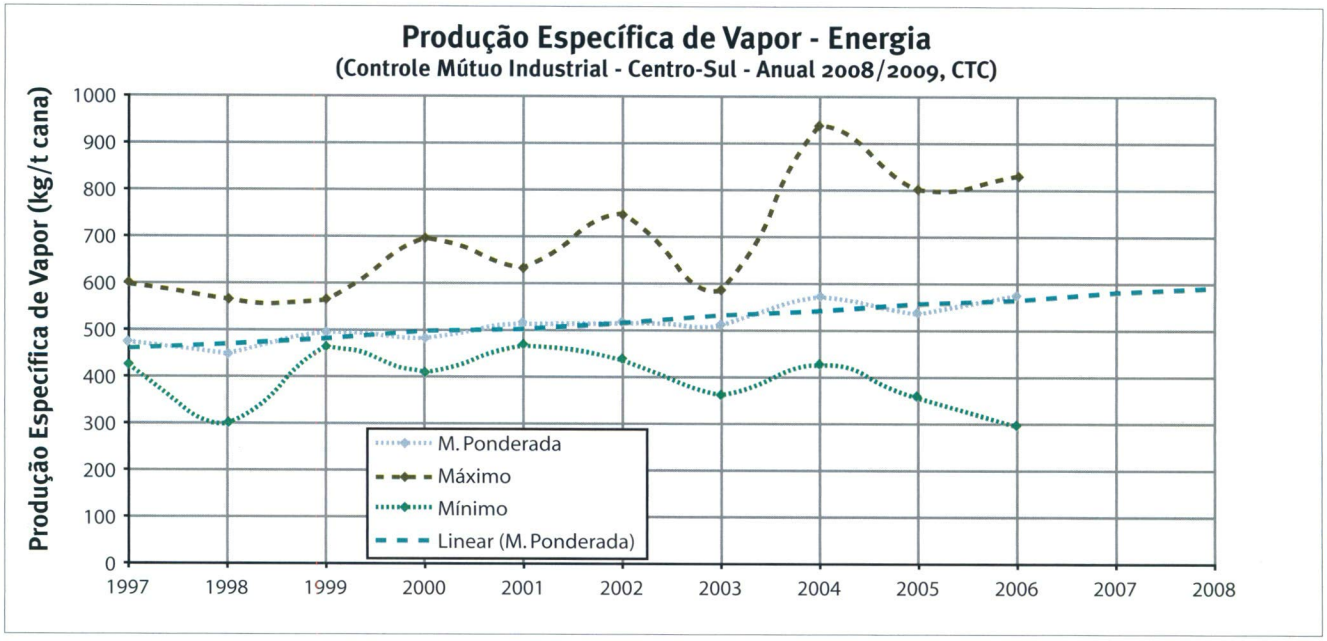


Figura 44 - Variação da média anual da produção específica de vapor (kg/t cana) nas usinas da Região Canavieira do Centro-Sul (CTC, 2009).

As necessidades médias de vapor de escape da usina são apresentadas na Tabela 15.

Tabela 15 - Estimativa da quantidade de vapor necessário para o processo considerando um "mix" de 50% de produção entre etanol e açúcar

Vapor de Escape (ve)	Quantidade de Vapor	
	por produto	t/t cana total
Taxa de vapor de escape para a evaporação e sangrias	41,4 kg/kg açúcar	0,207
Taxa de vapor de escape utilizada na lavagem do açúcar	0,1 kg/kg açúcar	0,005
Taxa de vapor de escape utilizado na coluna "A"	2,5 kg/L etanol	0,100
Taxa de vapor de escape utilizado na coluna "B"	1,0 kg/L etanol	0,040
Taxa de vapor de escape utilizado na coluna "C" e "P"	1,5 kg/L etanol	0,060
Perdas térmicas	~10%	0,041
Total		0,453

O vapor direto, após seu uso, transforma-se em vapor de escape que, por sua vez, após seu reúso, torna-se água condensada. Esta, juntamente com uma parte de água tratada de reposição ("make-up"), é desaerada e alimenta novamente as caldeiras.

5.1.6.2. Água para dessuperaquecimento do vapor de escape

Para melhorar a eficiência térmica na troca de calor, utiliza-se o vapor de escape saturado. O vapor de escape que sai superaquecido das máquinas tem sua temperatura rebaixada através da injeção de água, num processo chamado dessuperaquecimento. Conforme esquematizado na Figura 45, o vapor superaquecido (1,3 kg/cm² e 160°C) passa para vapor saturado, mantendo a mesma pressão e diminuindo a temperatura para 124°C, e a quantidade de água necessária pode ser obtida pelo balanço de massa e energia expresso na Equação 37.

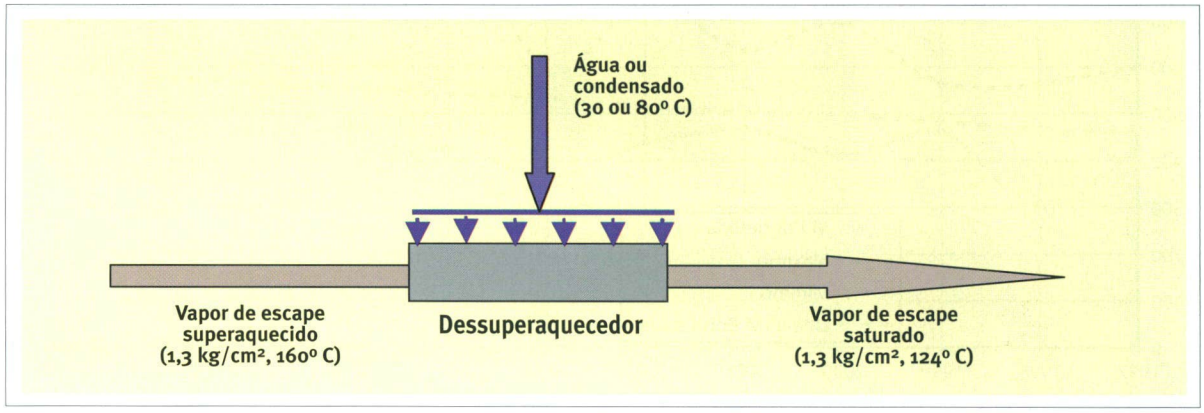


Figura 45 - Esquema do dessuperaquecimento do vapor de escape.

Eq. 37:

$$m_{vap.super} * Hv_{super} + m_{água} * Cp_{água} * T_{água} = m_{vap.sat} * Hv_{sat}$$

$$dividindo - se$$

$$\frac{m_{vap.super}}{m_{vap.sat}} * Hv_{super} + \frac{m_{água}}{m_{vap.sat}} * Cp_{água} * T_{água} = \frac{m_{vap.sat}}{m_{vap.sat}} * Hv_{sat}$$

$$como:$$

$$m_{vap.super} = m_{vap.sat} - m_{água}$$

$$\frac{(m_{vap.sat} - m_{água})}{m_{vap.sat}} * Hv_{super} + \frac{m_{água}}{m_{vap.sat}} * Cp_{água} * T_{água} = 1 * Hv_{sat}$$

$$como:$$

$$Tx_{dessuper} = \frac{m_{água}}{m_{vap.sat}}$$

$$1 * Hv_{super} - Tx_{dessuper} * Hv_{super} + Tx_{dessuper} * Cp_{água} * T_{água} = Hv_{sat}$$

$$Tx_{dessuper} = \frac{Hv_{sat} - Hv_{super}}{Cp_{água} * T_{água} - Hv_{super}}$$

$$Tx_{dessuper} = \frac{647{,}8 - 665{,}8}{1 * 30 - 665{,}8} = 0{,}028.[kg\ água / kg\ vapor\ saturado]\ ou \approx 3.[\%]$$

Em que:

$Tx_{dessuper}$ = taxa de água utilizada por vapor saturado ~ 0,03 kg/kg ou 3%;
$m_{água}$ = massa de água utilizada na dessuperaquecimento [kg];
$m_{vap.sat}$ = massa de vapor de escape saturado utilizado no processo [kg];
$m_{vap.sat}$ = massa de vapor de escape superaquecido [kg];
$Cp_{água}$ = calor específico da água = 1 kcal/kg.°C;
Hv_{sat} = entalpia do vapor saturado na temperatura 124°C = 647,8 cal/g,
pela tabela termodinâmica de vapor (VUKALOVITCH, 1967)
Hv_{super} = entalpia do vapor superaquecido na temperatura 160°C
e pressão de 2,4 kgf/cm² = 665,8 kcal/kg, pela tabela termodinâmica de vapor (VUKALOVITCH, 1967); e
$T_{água}$ = temperatura da água utilizada = 30°C, adotada.

Pode-se também utilizar condensado no lugar de água fria, reaproveitando-o nesta operação, ficando o consumo um pouco maior, mas ainda dentro da faixa de 3%. Considerando o uso médio de vapor de escape de 500 kg/t cana, a taxa de água para dessuperaquecimento é de 15 litros por tonelada de cana.

5.1.6.3. Água para lavagem dos gases de combustão das caldeiras

Os gases provenientes da combustão do bagaço na caldeira são retirados de maneira forçada, por ventiladores. No passado a exaustão era feita naturalmente com a utilização de altas chaminés de tijolo, símbolo das usinas de açúcar. Nesta exaustão são arrastadas, além da fumaça, partículas grosseiras como fuligem, bagacilho semiqueimado e areia, dependendo da qualidade do bagaço, ou seja, da impureza mineral carregada com a cana e a eficiência de sua retirada na limpeza da cana.

As partículas grosseiras normalmente se depositam no ambiente de trabalho, trazendo transtornos nas instalações e nas imediações da indústria, como sujeira. Os materiais particulados mais leves são dispersos na atmosfera. COPERSUCAR (1983) estimou a emissão de material particulado resultante da combustão do bagaço em 2,2–3,6 kg/t cana, cerca de 80% lançados na atmosfera e os 20% restantes depositados nas fornalhas, cinzeiros e salões das caldeiras e dali retirados por via seca ou por corrente contínua de água.

O controle das emissões atmosféricas, das caldeiras à combustão com bagaço, visa substancialmente à retenção desta fuligem (material grosseiro formado por bagacilhos queimados e semiqueimados arrastados) e do material particulado mais fino. Para as caldeiras existentes antes da publicação da Resolução CONAMA Nº. 382, de 26 de dezembro de 2006, que estabelece os limites máximos de emissão de poluentes atmosféricos para fontes fixas novas, basicamente deve-se atender o padrão de emissão de fumaça branca na saída da chaminé (escala de Ringelmann = 1), conforme as legislações ambientais (Decreto Nº. 8.468, de 1976, no caso do Estado de São Paulo, e Resolução CONAMA Nº 3, de 28 de junho de 1990, no âmbito federal). Além disso, como está resumido na Tabela 16, deve-se também atender aos padrões de qualidade do ar (fontes novas ou antigas), com concentrações de poluentes que não excedam os limites de qualidade do ar fora do parque industrial da usina.

Para as caldeiras a bagaço do setor sucroenergético, o poluente emitido é o material particulado - MP, que é tratado tradicionalmente em dois tipos de equipamentos: lavadores de gases (retentores de fuligem via úmida) e multiciclones (retentores de fuligem via seca).

Com a aprovação da Resolução CONAMA 382 em 26/12/2006, as caldeiras licenciadas após esta data (caldeiras novas) devem atender parâmetros de emissão de MP e NOx, conforme o porte da caldeira, mostrados na Tabela 16, restringindo-se o controle da emissão atmosférica aos equipamentos mais eficientes como os retentores de fuligem via úmida, e preterindo-se os sistemas multiciclones (via seca) por não terem eficiência para o atendimento do padrão de emissão de MP.

O equipamento de controle é normalmente instalado antes do ventilador, visando também à proteção deste da abrasão com areia, contida na fuligem. As partículas nos gases são capturadas por diminuição da velocidade de arraste e impactação com água no caso de lavadores de gases via úmida ou pela força centrífuga no caso de multiciclones.

No retentor de fuligem via úmida, o gás no interior do equipamento tem a sua velocidade reduzida e o fluxo direcionado para receber jatos de água (aspersores) para capturar as partículas sólidas, que são transferidas para o meio líquido. A entrada de gás dá-se tangencialmente na parte inferior do retentor, fazendo com que o gás circule em contracorrente com a água. Desta forma os gases são lavados, passando pelo ventilador e seguindo para a chaminé, produzindo em casos de bom funcionamento uma fumaça branca (escala de Ringelmann = 1) e uma eficiente remoção de material particulado.

Estes equipamentos operam com água em baixa pressão (1 kg/cm^2), que é aspergida por bocais uniformemente distribuídos em um anel instalado no interior deste equipamento. As partículas de águas capturam a fuligem, cinzas e areias dos gases, arrastando-os para o fundo do retentor.

Tabela 16 - Padrões legais de emissão de poluentes atmosféricos para caldeira a bagaço (existentes e novas) e padrões de qualidade do ar das legislações federal e do estado de São Paulo

Parâmetros		Legislação		
		Federal (CONAMA)		SP
Padrão legal de emissão		nº 8/1990 Existentes	nº 382/2006 Novas	8468/1976 Ambas
Escala de Ringelmann		1	-	1
MP(3)	Menor que 10 MW(4)	-	280	-
	Entre 10 e 75 MW(4)	-	230	-
	Maior que 75 MW(4)	-	200	-
NOx (3) (como NO_2)	Menor que 10 MW(4)	-	N.A.	-
	Entre 10 e 75 MW(4)	-	350	-
	Maior que 75 MW(4)	-	350	-
CO(3)	Até 0,05 MW(4)	-	6.500	-
	Entre > 0,05 e ≤ 0,15 MW(4)	-	3.250	-
	Entre > 0,15 e ≤ 1,0 MW(4)	-	1.700	-
	Entre > 1,0 e ≤ 10 MW(4)	-	1.300	-
	Maior que 10 MW(4)	-	N.A.	-
Padrão legal de qualidade ($\mu g/m^3_{ar}$):		CONAMA nº 3/1990		8468/1976
		Primário (1)	Secundário (2)	
Dióxido de enxofre (SO_2)	24 h	365*	100*	365*
	MAA	80	40	80
Monóxido de Carbono (CO)	1 h	40.000* (35 ppm)	40.000* (35 ppm)	40.000*
	8 h	10.000* (9 ppm)	10.000* (9 ppm)	10.000*
Dióxido de Nitrogênio (NO_2)	1h	320*	190*	-
	MAA	100	100	-
Dióxido de Nitrogênio (NO_2)	1h	320*	190*	-
	MAA	100	100	-
Ozônio (O_3)	1h	160*	160*	160*
Partículas Totais em Suspensão	24h	240*	150*	240*
	MGA	80	60	80*
Partículas Inaláveis	24h	150*	150*	-
	MAA	50	50	-
Fumaça	24h	150*	100*	-
	MAA	60	40	-

Abreviações: MAA, Média Aritmética Anual; MGA, Média Geométrica Anual; N.A., Não aplicável; MP, Material Particulado

* Não deve ser excedido mais de uma vez ao ano.

(1) Padrão Primário, se ultrapassado afeta a saúde pública;

(2) Padrão Secundário, mínimo efeito adverso no ambiente;

(3) os resultados devem ser expressos na unidade de concentração mg/Nm^3, em base seca e 8% de excesso de oxigênio;

(4) Potência térmica nominal (MW).

Segundo alguns fabricantes, o retentor de fuligem via úmida pode reduzir a concentração das emissões de sólidos nos gases, para valores próximos a 100 mg/Nm^3, porém na maioria dos casos estudados, este equipamento permite atender um parâmetro de emissão em torno de 250 mg/Nm^3. O CTC desenvolveu três modelos de retentores de fuligem via úmida com forma cilíndrica, cujas características são apresentadas na Tabela 17, e respectivo esquema na Figura 46.

Tabela 17 - Características dos retentores de fuligem via úmida modelos CTC

Modelos		CTC 4SR-00-30	CTC 4SR-30-45	CTC 4SR-45-60
Capacidade das caldeiras (t.vapor/h)		até 30	30 - 45	45 - 60
Dimensões do equipamento	Diâmetro (m)	4,0	5,0	6,0
	Altura (m)	5,42	7,00	8,076
	Volume (m^3)	68	137	228
Vazão de água (m^3/t vapor)		2		
Temperatura água saída (°C)		65		
Pressão da água (kg/cm^2)		1,0		
Perda de pressão gás (mmca)		35	45	50
Queda de temperatura dos gases (°C)		140	150	160
Temperatura saída dos gases * (°C)		120	147	153
Emissão sem tratamento (mg/Nm^3)		3500 a 7000		
Emissão com lavadores (mg/Nm^3)		~250		

* Caldeira com pré-aquecedor de ar

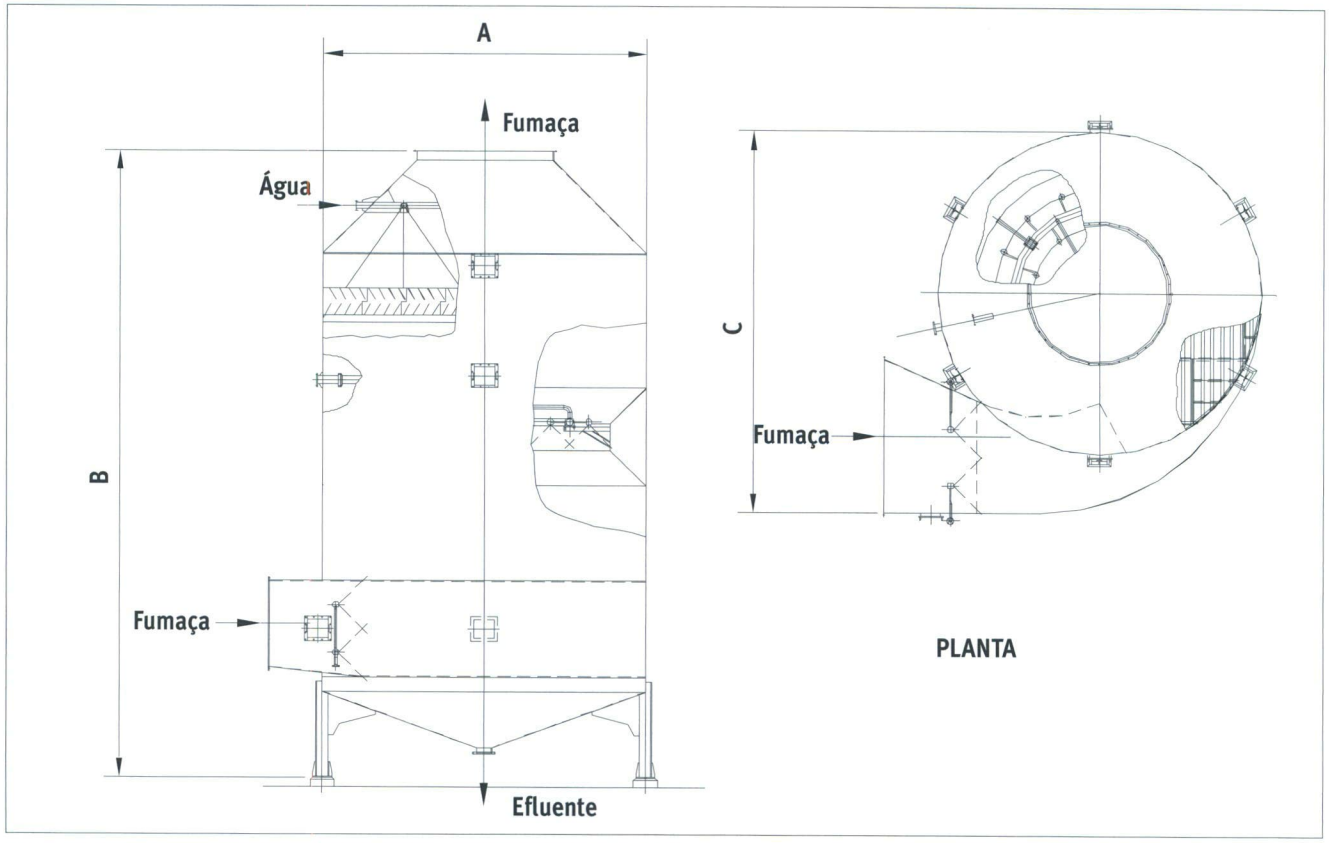


Figura 46 - Esquema de um lavador de gases das caldeiras modelo CTC.

A água com a matéria em suspensão é removida do equipamento e é direcionada ao sistema de tratamento para a sua recirculação. O volume de água utilizado nestes equipamentos é da ordem de 2 metros cúbicos por tonelada de vapor produzido na caldeira, removendo cerca de 2,2 a 3,6 kg MS/t cana, de acordo com o estado de limpeza da cana (COPERSUCAR, 1983). Portanto, a quantidade de água necessária, considerando a produção média de vapor de 500 kg/t cana, é cerca de 1 m^3/t cana, podendo variar conforme o tipo de equipamento empregado.

5.1.6.4. Água de limpeza dos cinzeiros

Em algumas caldeiras mais antigas a limpeza dos cinzeiros é feita com água, sendo esta incorporada e tratada no sistema de tratamento da água de fuligem. Estudos realizados pela COPERSUCAR (1983) indicam que, na utilização do bagaço como combustível, é produzido material particulado da ordem de 2,2 a 3,6 kg/t cana, em matéria seca. Deste total, aproximadamente 20% depositam-se nas fornalhas, cinzeiros e salões das caldeiras e, o restante, é arrastado com os gases para a atmosfera.

Embora as caldeiras mais modernas possuam retiradas de cinza via mecânica com grelhas basculantes e transportadores tipo rosca sem fim, portanto retirada a seco, ainda se encontram unidades em que a limpeza das caldeiras é feita com utilização de água continuamente. Pode-se estimar o uso em 0,5 m^3/t vapor produzido, equivalendo a 0,25 m^3/t cana, quando se considera a produção média de vapor no setor, ou seja, um acréscimo de 25% de água no circuito de tratamento do efluente da lavagem de gases da caldeira, uma vez que as águas dos cinzeiros são tratadas conjuntamente.

5.1.6.5. Resfriamento do ar e óleo dos turbogeradores

Similarmente ao apresentado no item 5.1.1.4 (Resfriamento do óleo dos equipamentos do preparo e extração), os mancais dos turbogeradores, turbobombas e turboexaustores das caldeiras são do tipo rolamento e lubrificados e refrigerados com óleo, em sistema de recirculação. Além disso, há o resfriamento do gerador com radiador tipo ar-água.

Nestes trocadores é utilizada água limpa fria, normalmente potável, resultando em água ainda relativamente fria, com uma temperatura cerca de 3°C maior e igualmente limpa, pois não há contato direto óleo-água no interior do trocador de calor.

A vazão de água equivale normalmente a duas vezes a vazão de óleo lubrificante em circulação e esta depende da potência do equipamento, sendo em última análise um dado fornecido pelo fabricante do equipamento. Na Tabela 18 são relacionadas estimativas das vazões necessárias de água de resfriamento do óleo, utilizadas nos trocadores de calor, como visto anteriormente no item 5.1.1.4.

Tabela 18 - Quantidade de água de resfriamento dos trocadores de calor do óleo de resfriamento de turbogeradores e turbinas de acionamento de bombas e exaustores da área de energia

Equipamentos: turbogeradores e turbinas		Vazão de Água de Resfriamento	
Potência	Vazão de Óleo do Redutor		
(kW)	(L/min)	(L/min)	(L/h.kW)
500	31	65	7,7
750	44	91	7,3
1.000	57	119	7,1
1.500	85	175	7,0
2.000	112	232	7,0
3.000	167	346	6,9
5.000	278	576	6,9
10.000	556	1.150	6,9
20.000	1111	2.300	6,9

Para o radiador ar/água do gerador de energia elétrica, a necessidade de água é estimada como sendo aproximadamente igual ao de resfriamento do óleo da sua turbina. Desta forma, a quantidade específica de água necessária para resfriamento dos equipamentos da área de energia é aproximadamente 8 litros/hora para cada quilowatt - kW de capacidade instalada, no caso de turbinas de acionamento de bombas e exaustores e praticamente o dobro para os turbogeradores, ou seja, 15 litros/hora para cada quilowatt - kW de instalação.

Considerando uma situação normal no setor, a utilização de energia elétrica para consumo próprio é, em média, 12,5 kWh/t cana. No entanto, com a geração cada vez maior de excedente para venda de energia elétrica, conforme se apresenta na Figura 47, tem-se, para dados de 2007, uma média de 30 kWh/t cana e um máximo de 120 kWh/t cana para usinas com alta capacidade de geração.

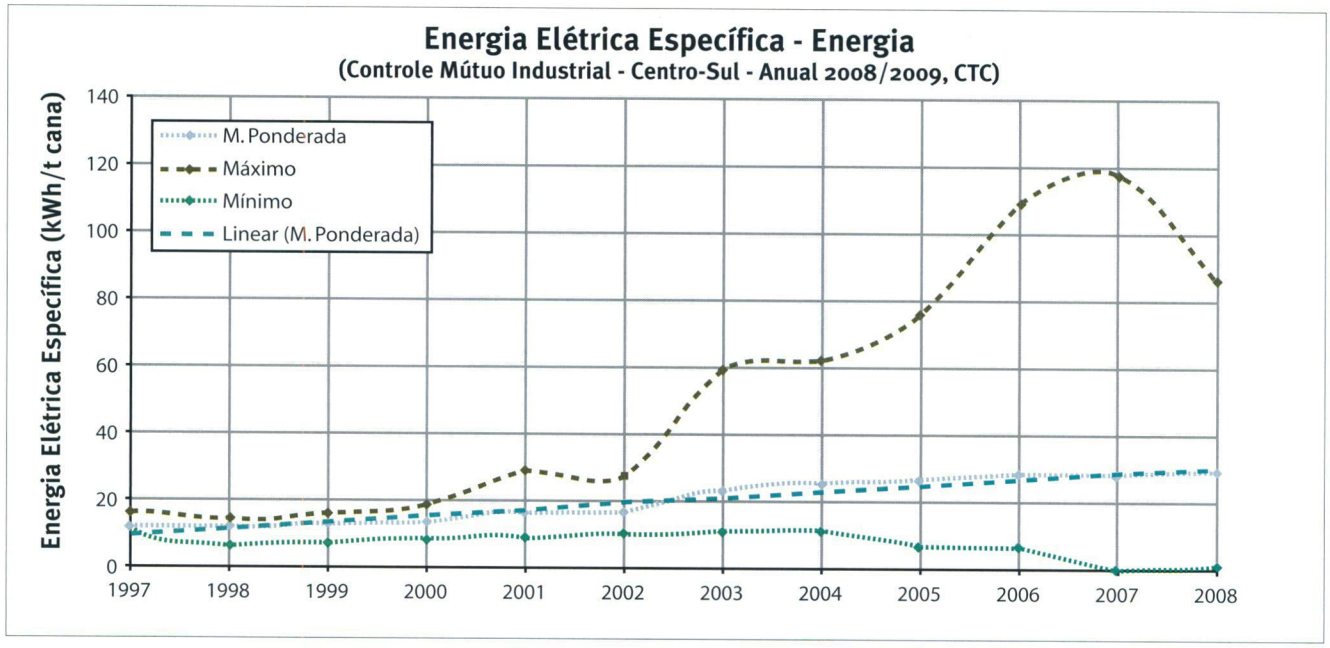


Figura 47 - Variação da média anual da geração específica de energia elétrica (kWh/t cana) nas usinas da Região Canavieira do Centro-Sul (CTC, 2009).

O uso de água para resfriamento é estimado como função da taxa (15 litros/h.kW) e da geração média de energia, resultando valores na faixa de 0,187 a 0,450 m^3/t cana. A este valor deve-se acrescentar uma porcentagem de água necessária para as turbinas de acionamento das bombas e exaustores, no caso destes equipamentos não serem movidos à eletricidade. Considerando que a geração maior de energia também implica em nível maior de eletrificação, inclusive de bombas e exaustores, pode-se estimar globalmente o uso médio de água de 0,50 m^3/t cana. Exige-se água de qualidade com temperatura ambiente (normalmente potável), produzindo por sua vez um efluente morno abaixo de 35°C, podendo ser reutilizado em circuito fechado com resfriamento em torres, no entanto este efluente pode ser reutilizado em outras fases do processo (reposição de circuitos de resfriamentos), dispensando torres e tratamentos.

5.1.6.6. Água para torres de condensação

As torres de condensação são utilizadas no caso da usina cogerar a energia elétrica para venda com turbinas de condensações, em vez de turbinas de extração, aproveitando melhor o salto entálpico do vapor. Desvincula-se, desta forma, da necessidade de balancear a produção de vapor direto com a energia térmica necessária para o processo através do vapor de escape. Poucas usinas têm este tipo de solução, porém a tendência é de um crescimento maior e mais eficiente na produção de energia elétrica excedente.

A taxa de água necessária nas torres de arrefecimento para a condensação do vapor pode ser estimada considerando a entalpia do vapor e as condições térmicas da água em recirculação na torre (Equação 38).

Eq. 38:

$$m_{vap} * CL_{vap} = m_{água} * Cp_{água} * \Delta T_{água}$$

dividindo – se

$$\frac{m_{vap}}{m_{vap}} * CL_{vap} = \frac{m_{água}}{m_{vap}} * Cp_{água} * \Delta T_{água}$$

$$\frac{m_{água}}{m_{vap}} = \frac{1 * CL_{vap}}{Cp_{água} * \Delta T_{água}} = Tx_{condesação}$$

$$Tx_{condensação} = \frac{570}{1 * (45 - 30)} = 38.\left[kg\ água / kg\ vapor\right]$$

Em que:

$Tx_{condensaçãor}$ = taxa de água utilizada por vapor para a condensação = 38 kg/kg, neste caso;
$m_{água}$ = massa de água utilizada na torre [kg];
m_{vap} = massa de vapor a ser condensada [kg];
$Cp_{água}$ = calor específico da água = 1 kcal/kg.°C;
CL_{vap} = calor latente do vapor na temperatura de 54°C e vácuo absoluto de 2,2"Hg = 570 cal/g;
$\Delta T_{água}$ = diferencial de temperatura da água de resfriamento = (45 - 30) = 15°C.

A quantidade de água nas torres de condensação pode ser estimada para uma situação média, considerando-se somente o excedente de vapor produzido para o autoconsumo no processo, isto é, o que ultrapassa 450 kg vapor/t cana, dependendo caso a caso do nível de otimização do uso energético do processo. Portanto nesta situação média, 30% do vapor (150 kg/t cana) têm que ser condensado, levando a uma necessidade de água na torre da ordem de 6 m^3/t cana.

5.1.7. Água para outros usos

5.1.7.1. Água para limpeza de pisos e equipamentos

A quantidade de água para esse uso varia muito conforme a usina e é de difícil determinação. Um valor para o uso da água – ou melhor, o reúso, pois a maior parte destas águas é de reutilização –, que pode ser empregado como uma estimativa aceitável é 50 L/t cana.

O efluente gerado pode conter uma alta concentração de matéria orgânica e de sólidos sedimentáveis, podendo até conter óleos e graxas quando proveniente da seção de moendas devido à contaminação com a graxa utilizada na sua lubrificação. Alguns equipamentos, como os evaporadores e cozedores da fábrica, utilizam banho de água quente (condensados) com soda cáustica diluída, para remoção de incrustações internas, podendo esta limpeza ocorrer a cada semana.

Outros despejos referentes à limpeza de equipamentos que compõem a água residuária são os efluentes da regeneração das colunas de desmineralização do tratamento das águas de caldeiras, que formam duas correntes de despejo: uma ácida, utilizando-se ácido sulfúrico (2 a 4% de concentração) ou ácido clorídrico (5 a 10% de concentração) na regeneração das resinas catiônicas, e outra básica, utilizando-se soda a 4% para a regeneração das resinas aniônicas. Ambas as correntes devem ser misturadas visando à neutralização do pH e são compostas por sais trocados nas colunas a base de cálcio, magnésio, sulfatos e carbonatos.

5.1.7.2. Água para uso doméstico

Esta é outra utilização em que a quantidade de água é muito variável em função do porte da usina, pois depende da quantidade de funcionários do empreendimento. Conforme a norma ABNT NBR 7229/1993, a taxa de uso de água "per capita" é 70 litros, por funcionário em período parcial do dia, mais 25 litros por refeição preparada no restaurante da usina. Apenas a título de consideração da ordem de grandeza, será adotado neste manual o valor de referência de 30 litros por tonelada de cana. Trata-se de água potável normalmente obtida de poços profundos ou de águas superficiais tratada na ETA, que após uso são tratadas conforme recomendações da ABNT (1993).

5.2. Tratamento de água industrial

A água encontrada na natureza não se apresenta quimicamente pura, devido a sua grande capacidade de transportar substâncias e assimilar substâncias solúveis, normalmente sendo verificada grande variação na composição química da água de acordo com o local de captação. As águas superficiais (rios e represas) estão mais sujeitas à contaminação e poluição por matérias orgânicas, partículas minerais (argila e silte) e por outras substâncias, que interferem em sua qualidade para uso industrial (ELIA NETO & LEITE, 1997). As águas subterrâneas, apesar de se apresentarem com baixos teores sólidos em suspensão (SS), apresentam altos teores de sólidos dissolvidos (SD) que podem acarretar problemas quando utilizadas para geração de vapor.

Da água superficial captada pelas usinas, parte é utilizada bruta e parte é tratada conforme a exigência de qualidade do processo. Normalmente, as águas superficiais são tratadas externamente em filtros ou em estação de tratamento convencional (ETA), o chamado

tratamento primário. Em alguns casos, segue para pós-tratamento avançado de desmineralização em colunas de troca iônica e, mais recentemente, em membranas de osmose reversa, no caso de caldeira de alta pressão. As águas subterrâneas por serem normalmente limpas, porém mais duras, são enviadas diretamente aos pós-tratamento de desmineralização ou membranas quando utilizadas em caldeiras.

Os tratamentos externos de água mencionados anteriormente são essencialmente para as águas de reposição de caldeiras ("make-up"), mas também podem ser destinados à produção da água limpa para atender a outras etapas do processo como, reposições de sistemas de resfriamentos, águas de diluição de méis, águas de resfriamentos de equipamentos, preparo de pé-de-cuba, e uso doméstico, quando não se tem água subterrânea. Nestes casos, devem ser atendidos os padrões de potabilidade expressos na Portaria do Gabinete do Ministro do Ministério da Saúde nº 518, de 25 de março de 2004, conforme se apresentam nas Tabela 19 a 23. Segundo a portaria, deve-se garantir também que, após a desinfecção, a água tratada contenha um teor mínimo de cloro residual livre de 0,5 mg/L, sendo obrigatória a manutenção de, no mínimo, 0,2 mg/L em qualquer ponto da rede de distribuição, sendo recomendando que a cloração seja realizada em pH inferior a 8 e com tempo de contato mínimo de 30 minutos.

Tabela 19 - Padrão microbiológico de potabilidade da água para consumo humano (Artigo 11 da portaria MS nº 518)

Parâmetro	Valor Médio Permitido - VMP
Água para consumo humano	
Escherichia coli ou coliformes termotolerantes (*)	Ausência em 100 ml
Água na saída do tratamento	
Coliformes totais	Ausência em 100 ml
Água tratada no sistema de distribuição (reservatórios e rede)	
Escherichia coli ou coliformes termotolerantes (*)	Ausência em 100 ml

(*) A detecção de *Escherichia coli* deve ser preferencialmente adotada.

Tabela 20 - Padrão de turbidez para água pós-filtrada ou pré-desinfetada (Artigo 12 da portaria MS nº 518)

Parâmetro	Turbidez
Desinfecção (água subterrânea)	1,0 UT em 95% das amostras
Filtração rápida (tratamento completo ou filtração direta)	1,0 UT
Filtração lenta	2,0 UT em 95% das amostras

Obs.: o limite máximo para qualquer amostra pontual deve ser de 5,0 UT, nos 5% das amostras

Tabela 21 - Padrão de potabilidade para substâncias químicas que representam risco à saúde (Artigo 14 da portaria MS nº 518)

Parâmetro	Valor Médio Permitido - VMP
Inorgânicas:	
Antimônio	0,005 mg/L
Arsênio	0,01 mg/L
Bário	0,7 mg/L
Cádmio	0,005 mg/L
Cianeto	0,07 mg/L
Chumbo	0,01 mg/L
Cobre	2 mg/L
Cromo	0,05 mg/L
Fluoreto	1,5 mg/L
Mercúrio	0,001 mg/L
Nitrato (como N)	10 mg/L
Nitrito (como N)	1 mg/L
Selênio	0,001 mg/L
Orgânicas:	
Benzeno	5 µg/L
Acrilamida	0,5 µg/L
Benzo[a]pireno	0,7 µg/L
Cloreto de Vinila	5 µg/L
1,2 Dicloroetano	10 µg/L
1,1 Dicloroateno	30 µg/L
Diclorometano	20 µg/L
Estireno	20 µg/L
Tetracloreto de Carbono	2 µg/L
Tetracloroeteno	40 µg/L
Triclorobenzenos	20 µg/L
Tricloroeteno	70 µg/L
Agrotóxicos:	
Alaclor	20 µg/L
Aldrin e Dieldrin	0,03 µg/L
Atrazina	2 µg/L
Bentazona	300 µg/L
Clordano (isômeros)	0,2 µg/L
2,4 D	30 µg/L
DDT (isômeros)	2 µg/L
Endossulfan	20 µg/L

Tabela 21 - Padrão de potabilidade para substâncias químicas que representam risco à saúde (Artigo 14 da portaria MS nº 518) (em continuação)

Parâmetro	Valor Médio Permitido - VMP
Inorgânicas:	
Endrin	0,6 µg/L
Glifosato	500 µg/L
Heptacloro e Heptacloro Epóxido	0,03 µg/L
Hexaclorobenzeno	1 µg/L
Lindano (ã-BHC)	2 µg/L
Metolacloro	10 µg/L
Metoxicloro	20 µg/L
Molinato	6 µg/L
Pendimetalina	20 µg/L
Pentaclorofenol	9 µg/L
Permetrina	20 µg/L
Propanil	20 µg/L
Simazina	2 µg/L
Trifluralina	20 µg/L
Cianotoxinas	
Microcistinas (*)	1 µg/L
Desinfetantes e Produtos Secundários da Desinfecção	
Bromato	0,025 mg/L
Clorito	0,2 mg/L
Cloro livre	5 mg/L
Monocloramina	3 mg/L
2,4,6 Triclorofenol	0,2 mg/L
Trihalometanos Total	0,1 mg/L

(*) É aceitável a concentração de até 10 µg/L de microcistinas em até 3 (três) amostras, consecutivas ou não, nas análises realizadas nos últimos 12 (doze) meses.

Tabela 22 - Padrão de radioatividade para água potável (Artigo 15, Portaria MS nº 518)

Parâmetro	VMP - Valor Médio Permitido
Radioatividade alfa global	0,1 Bq/L
Radioatividade beta global	1,0 Bq/L

Tabela 23 - Padrão de aceitação para consumo humano (Artigo 16, Portaria MS nº 518)

Parâmetro	VMP - Valor Médio Permitido
Alumínio	0,2 mg/L
Amônia (como NH_3)	1,5 mg/L
Cloreto	250 mg/L
Cor Aparente	15 uH (2)
Dureza	500 mg/L
Etilbenzeno	0,2 mg/L
Ferro	0,3 mg/L
Manganês	0,1 mg/L
Monoclorobenzeno	0,12 mg/L
Odor	Não objetável (3)
Gosto	Não objetável (3)
Sódio	200 mg/L
Sólidos dissolvidos totais	1.000 mg/L
Sulfato	250 mg/L
Sulfeto de Hidrogênio	0,05 mg/L
Surfactantes	0,5 mg/L
Tolueno	0,17 mg/L
Turbidez	5 UT (4)
Zinco	5 mg/L
Xileno	0,3 mg/L

Obs.: (2) Unidade Hazen (mg Pt-Co/L). (3) critério de referência (4) Unidade de turbidez. § 1º Recomenda-se que, no sistema de distribuição, o pH da água seja mantido na faixa de 6,0 a 9,5.

§ 2º Recomenda-se que o teor máximo de cloro residual livre, em qualquer ponto do sistema de abastecimento, seja de 2,0 mg/L.

Há também o chamado tratamento interno de água, que consiste no acondicionamento da água em circulação nos equipamentos de tal forma que não causem corrosão, deposição, incrustação e entupimentos, como o tratamento interno de água de caldeira e tratamento do vapor.

A corrosão em caldeiras é um processo eletroquímico que pode desenvolver-se em diferentes meios: ácido, neutro e básico. O meio ácido-aerado é o de maior agressividade e, o meio básico-não-aerado, o de menor gravidade.

De modo geral, os processos de tratamento procuram manter a água da caldeira no meio básico-não-aerado, ou seja, em meio com pH alto e completa isenção de OD. Conforme o programa de tratamento interno da água da caldeira, programa este relacionado com a pressão de operação da caldeira, têm-se os valores dos parâmetros e os limites recomendáveis.

A Tabela 24, apresenta os limites requeridos no tratamento de água de caldeiras aquatubulares, conforme consenso da ASME, publicado em 1994. São valores de referência, que devem ser refinados de acordo com a pressão efetiva de operação, experiência na operação do sistema, tipos de produtos químicos utilizados, tipo de tratamento externo existente e, sobretudo com as recomendações da empresa responsável pelo tratamento.

Tabela 24 - Parâmetros limites da qualidade do tratamento de águas de caldeiras aquatubulares adotado pela ASME, 1994

Parâmetros	**Valores Limites**							
Pressões (kgf/cm²)	**0 - 21,1**	**21,1 - 31,6**	**31,6- 42,2**	**42,2- 52,7**	**52,7-63,3**	**63,3-70,3**	**70,3-105,5**	**105,5-140,6**
Pressões (psig)	**0 - 300**	**301 - 450**	**451 - 600**	**601 - 750**	**751 - 900**	**901 - 1000**	**1001- 1500**	**1501- 2000**
Qualidade na água de alimentação								
OD (mg/LO_2)	< 0,007							
Ferro total (mg/L Fe)	≤ 0,1	≤ 0,05	≤ 0,03	≤ 0,025	≤ 0,02		≤ 0,01	
Cobre total (mg/L Cu)	≤ 0,05	≤ 0,025	≤ 0,02		≤ 0,015	≤ 0,01		
Dureza total ($mg/L\ CaCO_3$)	≤ 0,3		≤ 0,2		≤ 0,1	≤ 0,05	0	
pH (a 25 °C)	8,3 - 10					8,8 - 9,6		
COT (mg/L C)	< 1		< 0,5			< 0,2		
OG (mg/L)	< 1		< 0,5			< 0,2		
Qualidade na água da caldeira								
Sílica ($mg/L\ SiO_2$)	≤ 150	≤ 90	≤ 40	≤ 30	≤ 20	≤ 8	≤ 2	≤ 1
Alcalinidade total ($mg/L\ CaCO_3$)	≤ 350	≤ 300	≤ 250	≤ 200	≤ 150	≤ 100	NE	NE
Condutividade específica 25 °C (µS/cm)	5400-1100	4600-900	3800-800	1500-300	1200-200	1000-200	≤ 150	≤ 80
STD (mg/L) - obtido pela condutividade	4320-880	3680-630	3040-560	1200 -210	960 - 140	700 - 140	≤ 105	≤ 48
Qualidade do vapor								
STD (mg/L)	1,0 - 0,2			0,5 - 0,1			0,1	

5.2.1. Sedimentação e filtragem

Os tratamentos de água mais imediatos são a sedimentação de material grosseiro e a filtração:

• Sedimentação

Normalmente é a primeira etapa de remoção de partículas suspensas mais densas que a água pela ação da gravidade, com o auxílio da diminuição da velocidade de escoamento em trechos de canais, tanques ou represas. Os sedimentadores ou decantadores são unidades de tratamento para remoção de partículas grosseiras da água, como cascalhos, areias e lodos, mantendo-se uma velocidade de escoamento abaixo de 1 m/s.

• Filtração

Trata-se do processo de separação de sólidos em suspensão em que a água passa por um leito poroso, geralmente areia. Existem dois tipos de filtros: lentos e rápidos.

Nos filtros lentos a água escoa naturalmente por ação da gravidade no leito poroso, que normalmente apresenta um metro de espessura de camada filtrante. Neste caso, não são utilizados coagulantes antes da filtração, não sendo, portanto um pré-tratamento adequado para tratar águas turvas. No decorrer do tempo, o rendimento é prejudicado e a limpeza fica mais difícil, tendo-se que remover manualmente a camada superficial de areia devido à colmatação progressiva do leito filtrante.

Os filtros rápidos são indicados para pré-tratamento de águas superficiais com poucos sedimentos. Diferenciam-se dos filtros lentos pelo fato de se proceder a uma coagulação pela adição de produtos químicos, dando origem a um precipitado que agrega as impurezas, com posterior retenção no leito filtrante. Além disso, o processo de limpeza é feito através de inversão de fluxo com a água filtrada. A Figura 48 apresenta esquematicamente um filtro rápido por gravidade. A capacidade de tratamento deste tipo de unidade de tratamento situa-se entre 120 a 180 m^3/m^2.dia. Podem ser precedidos de sistema de aeração para remoção de ferro, que é oxidado formando compostos insolúveis a serem removidos no filtro.

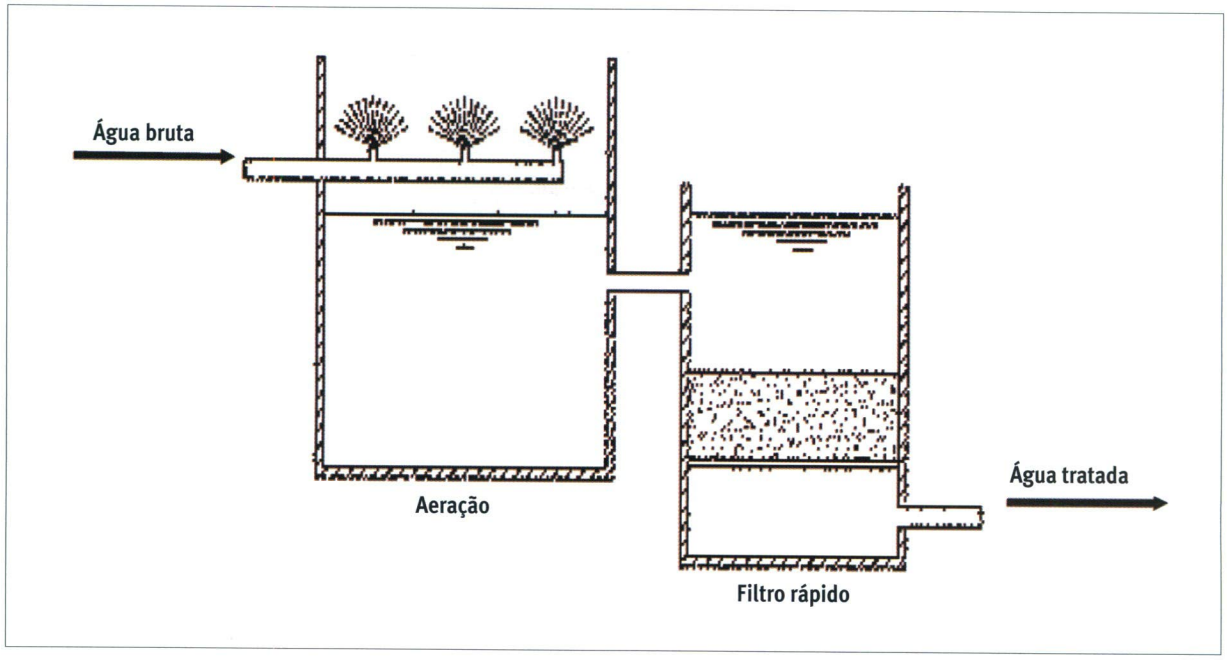


Figura 48 - Esquema de um filtro rápido por gravidade, precedido de aeração (adaptado de COPERSUCAR, 1985).

Uma variante do sistema é o filtro de pressão, que é construído em chapa metálica e tem seu leito constituído de pedregulho, areia e carvão antracito com capacidade de 120 a 240 m^3/m^2.dia. Podem ser verticais e horizontais, conforme ilustrado nas Figura 49 e Figura 50.

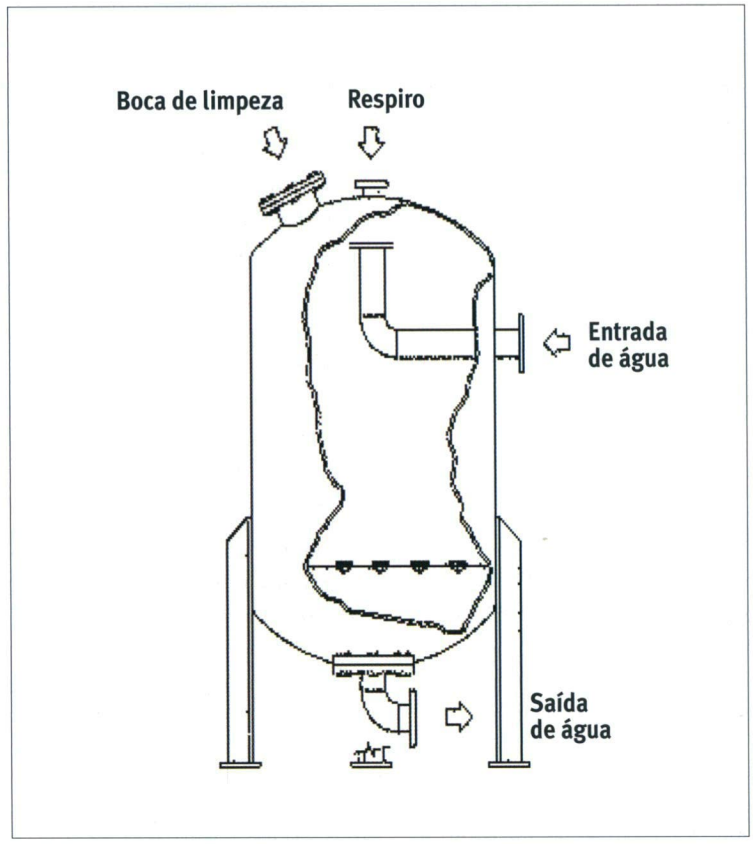


Figura 49 - Filtro rápido vertical de pressão.

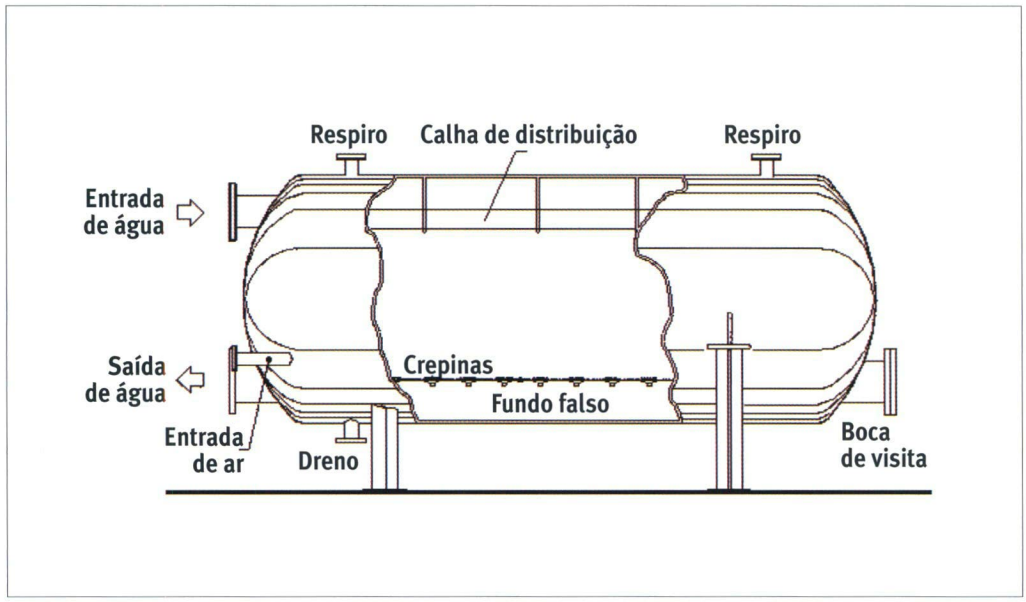


Figura 50 - Filtro rápido horizontal de pressão.

5.2.2. Clarificação (ETA)

A clarificação da água tem como objetivo a remoção dos sólidos em suspensão por processo físico-químico e é realizada na Estação de Tratamento de Água (ETA), que é esquematizada na Figura 51.

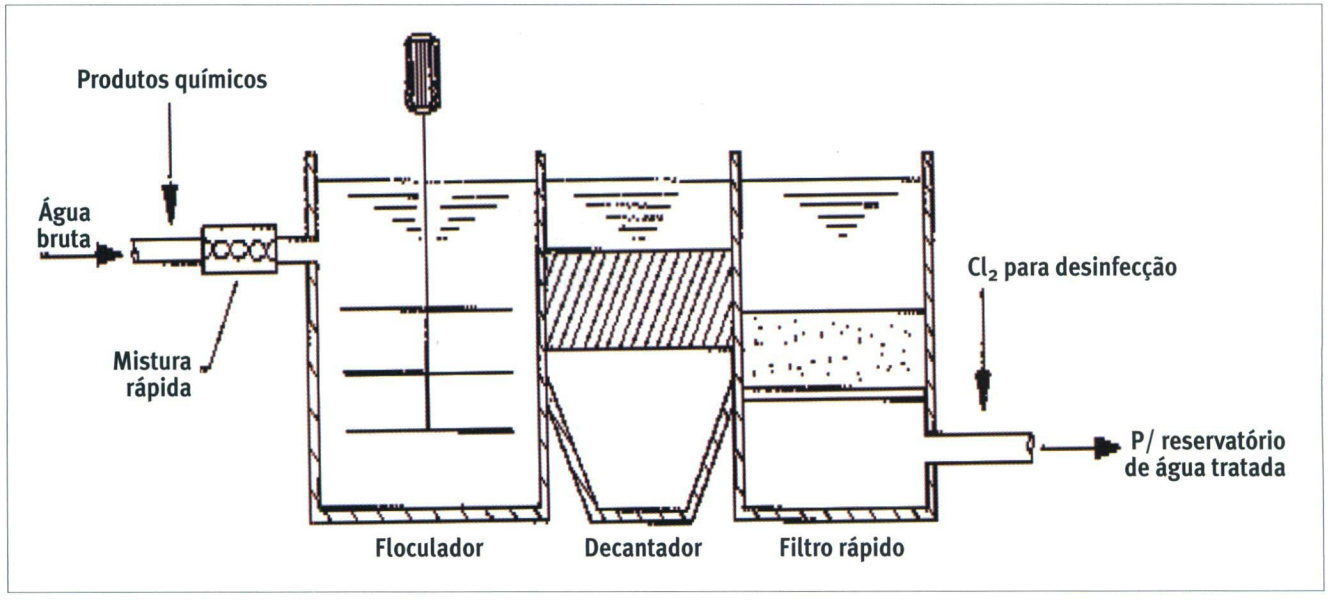


Figura 51 - Esquema de uma ETA convencional (COPERSUCAR, 1985).

A clarificação convencional compreende as seguintes etapas:

• Aeração

Trata-se de uma unidade opcional que é utilizada para remoção de ferro, manganês e gases dissolvidos. Promove-se o aumento da área de contato entre a água e o ar, para que haja troca de componentes, com a água cedendo gás sulfídrico para atmosfera e o gás carbono absorvendo o oxigênio. Assim, além da eliminação dos gases, o oxigênio dissolvido na água oxida o ferro solúvel, passando-o para uma forma insolúvel para sua posterior remoção por decantação, conforme a reação:

$$2Fe(HCO_3)_2 + H_2O + 1/2O_2 \rightarrow 4CO_2 + 2Fe(OH)_3 \downarrow$$

• Pré-cloração

A pré-cloração consiste na injeção de um agente oxidante (como o hipoclorito de sódio), na linha de recalque para a ETA, com a finalidade de oxidar a matéria orgânica e inorgânica presente na água bruta. Bactérias e outros organismos vivos são facilmente removidos quando "mortos". A pré-cloração também é indicada para remover matéria orgânica quando em baixa concentração, e pode igualmente ser utilizada na oxidação do ferro solúvel na água, passando-o para uma forma insolúvel para posterior remoção, após sua decantação.

• Coagulação

A coagulação é um processo de desestabilização de cargas das partículas coloidais. Os produtos químicos adicionados (agentes coagulantes) neutralizam as forças repulsivas das partículas coloidais, produzindo também compostos que reagem com a alcalinidade natural ou induzida, formando polímeros que auxiliam a reunião das partículas dispersas. Os principais agentes floculantes utilizados em ETA são: sulfato de alumínio ($Al_2(SO_4)_3$), sulfato ferroso ($FeSO_4$), sulfato férrico ($Fe_2(SO_4)_3$), cloreto férrico ($FeCL_3$) e aluminato de sódio ($NaAlO_2$). Algumas reações que ocorrem com a alcalinidade natural são:

$$Al_2(SO_4)_3 + 3Ca(HCO_3)_2 \rightarrow 3CaSO_4 + 6CO_2 + 2Al(OH)_3 \downarrow$$
$$2FeSO_4 + 2Ca(HCO_3)_2 + 7H_2O + 1/2O_2 \rightarrow 2CaSO_4 + 4CO_2 + 6H_2O + Fe(OH)_3 \downarrow$$
$$Fe_2(SO)_4 + 3Ca(HCO_3)_2 \rightarrow 3CaSO_4 + 6CO_2 + 6H_2O + 2Fe(OH)_3 \downarrow$$

Quando a alcalinidade natural da água se apresenta baixa, há necessidade de adição de produtos alcalinos como a cal (CaO), a barrilha (Na_2CO_3) ou a soda cáustica (NaOH), para ajuste do pH, ou aumentar os carbonatos, para promover um aumento de alcalinidade. Com o aumento da alcalinidade, pode-se ter:

$$Al_2(SO_4)_3 + 3Ca(OH)_2 \rightarrow 3CaSO_4 + 2Al(OH)_3 \downarrow$$
$$Al_2(SO_4)_3 + 3Na_2CO_3 + 3H_2O \rightarrow 3Na_2SO_4 + 3CO_2 + 2Al(OH)_3 \downarrow$$
$$Fe_2(SO_4)_3 + 3Ca(OH)_2 \rightarrow 3CaSO_4 + 2Fe(OH)_3 \downarrow$$
$$Fe_2(SO_4)_3 + 3Na_2CO_3 + 3H_2O \rightarrow 3Na_2SO_4 + 3CO_2 + 2Fe(OH)_3 \downarrow$$

A coagulação se inicia com a mistura rápida dos produtos químicos normalmente injetados na linha de recalque de água bruta passando por um misturador estático na linha. Os coagulantes mais comuns são indicados para os seguintes casos:

- Sulfato de alumínio: águas turvas, com baixa cor e pH entre 5,5 a 7,8.
- Sais ferrosos: águas turvas, com alta alcalinidade, e pH entre 8,5 a 11.
- Sais férricos: águas moles, com alta cor e pH entre 5 a 11.

• Floculação

A floculação ocorre após a coagulação em um tanque com agitação lenta (de 15 a 30 minutos), que proporciona condições mecânicas para que as partículas coloidais se aglomerem, formando flocos pesados que são removidos em decantadores. Esta aglomeração é o resultado de várias forças de atração agindo entre as partículas, inicialmente pelo movimento Browniano, até atingir o tamanho de cerca de 0,1 mícron e então, por agitação mecânica externa, até a obtenção do tamanho do floco requerido para remoção.

Os polieletrólitos, polímeros sintéticos (poliaminas, poliamidas, sais de poliácidos, dentre outros), podem ser utilizados como auxiliares da floculação, sendo adicionados conjuntamente com os coagulantes. São produtos com peso molecular muito grande, variando de 5.000 até 10.000.000, e podem ser catiônicos, aniônicos ou noniônicos. Os catiônicos, quando dissolvidos em água, adquirem carga positiva; já os aniônicos, na mesma situação adquirem carga negativa. Os noniônicos, sem carga, são utilizados mais como auxiliares da coagulação.

Normalmente, nas estações de tratamento de água da maioria das usinas, utiliza-se o sulfato de alumínio como coagulante e um polieletrólito aniônico como floculante. Para se obter a dosagem dos produtos químicos a serem adicionados, efetua-se um "teste de jarro", onde são reproduzidas as condições de projeto da ETA, como velocidade de agitação rápida, velocidade de mistura lenta (de 0,3 a 0,4 m/s), e tempo de floculação de 15 a 30 min.

• Decantação

Na etapa de decantação, com a velocidade da água diminuída, há a deposição dos flocos formados até o fundo do decantador, sendo daí retirados continuamente ou de forma intermitente. Dificilmente a decantação é totalmente eficiente, havendo fuga de flocos no sobrenadante do decantador, que são retirados na etapa seguinte de filtração. A taxa de dimensionamento dos decantadores clássicos situa-se na faixa de 100 a 150 m^3/m^2.dia, e o tempo de detenção em torno de 1 a 2 horas, podendo ser menor no caso de decantadores com lamelas (40 a 50 m^3/m^2.dia). As lamelas são dispositivos de placas paralelas dispostas em ângulos de 60°, colocados dentro do decantador para aumentar a área efetiva de decantação.

• Filtração rápida

A filtração rápida por gravidade é a última etapa do tratamento primário e é responsável pela eliminação das partículas que não se decantaram. A taxa de filtração adotada para dimensionamento destas unidades é de 230 m^3/m^2.dia, sendo normalmente construídas duas unidade que funcionam em paralelo e possibilitam a contralavagem de um filtro enquanto o outro está em operação.

• Contralavagem

A contralavagem do filtro é feita através de bombeamento da água tratada armazenada no reservatório. Durante a contralavagem, inverte-se o fluxo de água do filtro a ser limpo, injetando água tratada pelo fundo e coletando a água suja nas canaletas localizadas acima do meio filtrante. Esta água deverá ter um destino adequado que, no caso do setor, é o encaminhamento para reposição nos circuitos de lavagem de cana ou de resfriamento. A operação de contra lavagem dura de 5 a 10 minutos e normalmente é executada uma vez por dia por filtro, podendo produzir um efluente de cerca de 1 a 2% da água tratada.

• Cloração

A parcela da água tratada pela ETA para uso potável deve sofrer uma desinfecção, que pode ser com ozônio, dióxido de cloro ou outros produtos, para eliminação de agentes patogênicos. A cloração é o processo mais utilizado para este fim, sendo que o produto mais utilizado em usinas é o hipoclorito de sódio ou de cálcio, cujas reações na água são:

$$Ca(OCl)_2 + H_2O \leftrightarrow Ca^{2+} + 2OCl^- + H_2O$$
$$H^+ + OCl^- \leftrightarrow HOCl$$
$$NaOCl + H_2O \leftrightarrow Na^+ + OCl^- + H_2O$$
$$OCl^- + H^+ \leftrightarrow HOCl$$

O cloro, quando adicionado a água com impurezas de origem orgânicas, reage primeiramente com estas, comprometendo assim a desinfecção. Deve-se ter um residual de cloro livre para garantir a água isenta de microorganismos. A cloração pode ser usada preventivamente (pré-cloração) em sistemas de tratamento de água, inclusive para uso industrial, objetivando controlar o crescimento de microorganismos nas unidades de tratamento.

5.2.3. Abrandamento de água

As águas subterrâneas, menos suscetíveis a contaminações de matéria orgânica e sedimentos, podem apresentar o inconveniente de possuírem altos teores de minerais como cálcio, magnésio, cloreto, sulfato, ferro e manganês (ELIA NETO & LEITE, 1997), ou seja, serem águas duras. Para o uso industrial destas águas, principalmente em caldeiras, deve-se proceder ao abrandamento ou amolecimento da água, que consiste na remoção total ou parcial dos cátions Ca e Mg, presentes normalmente na forma de bicarbonatos, sulfatos e cloretos.

Basicamente há três processos de abrandamento de uma água: dois por precipitação, com utilização de cal sodada a frio ou a quente e cal sodada a quente com

fosfatos, hoje em desuso, e um terceiro, por troca de cátions com resinas, mais adotado atualmente nas usinas.

As resinas mais comumente utilizadas em tratamento de água são as de compostos orgânicos de cadeia longa, obtidos a partir de estireno e divinilbenzeno. Tratam-se especificamente de resinas catiônicas, que trocam o Na por Ca e Mg. Como existe somente a substituição de cátions, a salinidade total não é reduzida no abrandamento e, portanto, não se reduz o teor de sólidos totais dissolvidos, apenas elimina-se a possibilidade de incrustações. As trocas se dão da seguinte forma:

$$2R\text{-}SO_3Na + CaCl_2 \rightarrow (R\text{-}SO_3)_2Ca + 2NaCl$$
$$2R\text{-}SO_3Na + MgCl_2 \rightarrow (R\text{-}SO_3)_2Mg + 2NaCl$$
$$2R\text{-}SO_3Na + CaCO_3 \rightarrow (R\text{-}SO_3)_2Ca + Na_2CO_3$$
$$2R\text{-}SO_3Na + CaSO_4 \rightarrow (R\text{-}SO_3)_2Ca + Na_2SO_4$$

Após o período de operação estabelecido, a resina esgota a sua capacidade de troca, requerendo uma regeneração com uma solução a 10% de cloreto de sódio, normalmente feita no mesmo sentido do fluxo, em seguida se faz uma contralavagem com água limpa para expandir o leito e remover materiais retidos na resina.

5.2.4. Desmineralização de águas

Desmineralização ou deionização é processo recomendável para águas utilizadas nas caldeiras, prestando-se a praticamente remover a totalidade dos íons presente na água. Existem vários arranjos com esse objetivo, dependendo da qualidade da água a ser tratada. Basicamente, a água passa em uma coluna de resinas catiônicas na forma H^+ e em seguida em uma coluna com resina aniônica na forma OH^-. As reações de troca envolvidas conforme as impurezas existentes na água são:

- Reações de troca na coluna com resinas catiônicas:

$$R\text{-}H_2 + Ca(HCO_3)_2 \rightarrow R\text{-}Ca + 2H_2CO_3$$
$$R\text{-}H_2 + CaSO_4 \rightarrow R\text{-}Ca + H_2SO_4$$
$$R\text{-}H_2 + 2NH_4OH \rightarrow R\text{-}(NH_4)_2 + H_2O$$
$$R\text{-}H_2 + Mg(HCO_3)_2 \rightarrow R\text{-}Mg + 2H_2CO_3$$
$$R\text{-}H_2 + 2NaHCO_3 \rightarrow R\text{-}Na + 2H_2CO_3$$
$$R\text{-}H_2 + MgSO_4 \rightarrow R\text{-}Mg + H_2SO_4$$
$$R\text{-}H_2 + Na_2SO_4 \rightarrow R\text{-}Na_2 + H_2SO_4$$
$$R\text{-}H_2 + CaCl_2 \rightarrow R\text{-}Ca + 2HCl$$
$$R\text{-}H_2 + 2NaCl \rightarrow R\text{-}Na_2 + 2HCl$$
$$R\text{-}H_2 + Na_2SiO_3 \rightarrow R\text{-}Na_2 + H_2SiO_3$$

- Reações de troca na coluna com resinas aniônicas:

$$R\text{-}(OH)_2 + H_2CO_3 \rightarrow R\text{-}CO_3 + 2H_2O$$
$$R\text{-}(OH)_2 + H_2SO_4 \rightarrow R\text{-}SO_4 + 2H_2O$$
$$R\text{-}(OH)_2 + 2HCl \rightarrow R\text{-}Cl_2 + 2H_2O$$
$$R\text{-}OH + HNO_3 \rightarrow R\text{-}NO_3 + H_2O$$

Após certo período de operação as resinas se esgotam, requerendo uma regeneração.

- Regeneração das resinas catiônicas

Na regeneração das resinas catiônicas do ciclo hidrogênio utiliza-se uma solução ácida (de 2 a 4% de H_2SO_4 ou de 5 a 10% HCl, no caso de alta concentração de cálcio), que conferem um caráter ácido ao efluente deste tipo de coluna. Esta operação consiste em introduzir, nas moléculas da resina, os cátions H^+ ao mesmo tempo em que delas se expulsam os outros cátions. Trata-se também de um abrandamento similar ao processo convencional, inclusive com o mesmo tipo de resina, porém com regenerantes diferentes. No abrandamento convencional, a regeneração de resinas do ciclo sódio é feita com cloreto de sódio e, neste caso, com ácido clorídrico.

- Regeneração das resinas aniônicas

Para a regeneração da coluna aniônicas do ciclo hidroxilas, utiliza-se uma solução de soda a 4% e temperatura de 25 a 50°C, para restaurar as moléculas da resina com relação aos íons OH^- que foram cedidos durante a operação de desmineralização.

5.2.5. Osmose reversa

Processo que vem sendo muito utilizado no setor sucroenergético para tratar diretamente as águas subterrâneas ou as águas já tratadas em nível primário, para o uso em caldeiras de média e alta pressão. A osmose reversa baseia-se no fenômeno natural de osmose, ou seja na passagem de um solvente (água), através de uma membrana semipermeável, de uma solução diluída para uma mais concentrada.

Na osmose reversa aplica-se uma pressão hidráulica superior à pressão osmótica de equilíbrio para promover a purificação da água. As membranas de osmose apresentam poros com diâmetro menor que 0,001 µm e, geralmente, a pressão utilizada varia de 10 a 40 bar, conforme a concentração a ser tratada. É indicada quando há a necessidade de produção de água ultrapura, como no caso de caldeiras de alta pressão, com o inconveniente de produzir um efluente (o concentrado) que é descartado, muito embora possa ser reaproveitado em outros processos na usina.

5.2.6. Desaeração térmica

A remoção de oxigênio dissolvido (OD) na água, bem como de outros gases que podem causar corrosão nas caldeiras, pode ser feita em desaeradores. São equipamentos que se baseiam no fato da solubilidade de um gás em um líquido ser inversamente proporcional à temperatura, sendo praticamente zero no ponto de ebulição. Os condensados retornados das caldeiras também sofrem este tipo de tratamento, conjuntamente com a água de reposição. Assim, injeta-se vapor em contracorrente com a água de alimentação, visando arrastar os gases dissolvidos.

A Figura 52 ilustra um tipo de desaerador horizontal muito utilizado nas usinas, que pode reduzir a concentração de OD na água de alimentação das caldeiras para valores de 6 a 7 ppb.

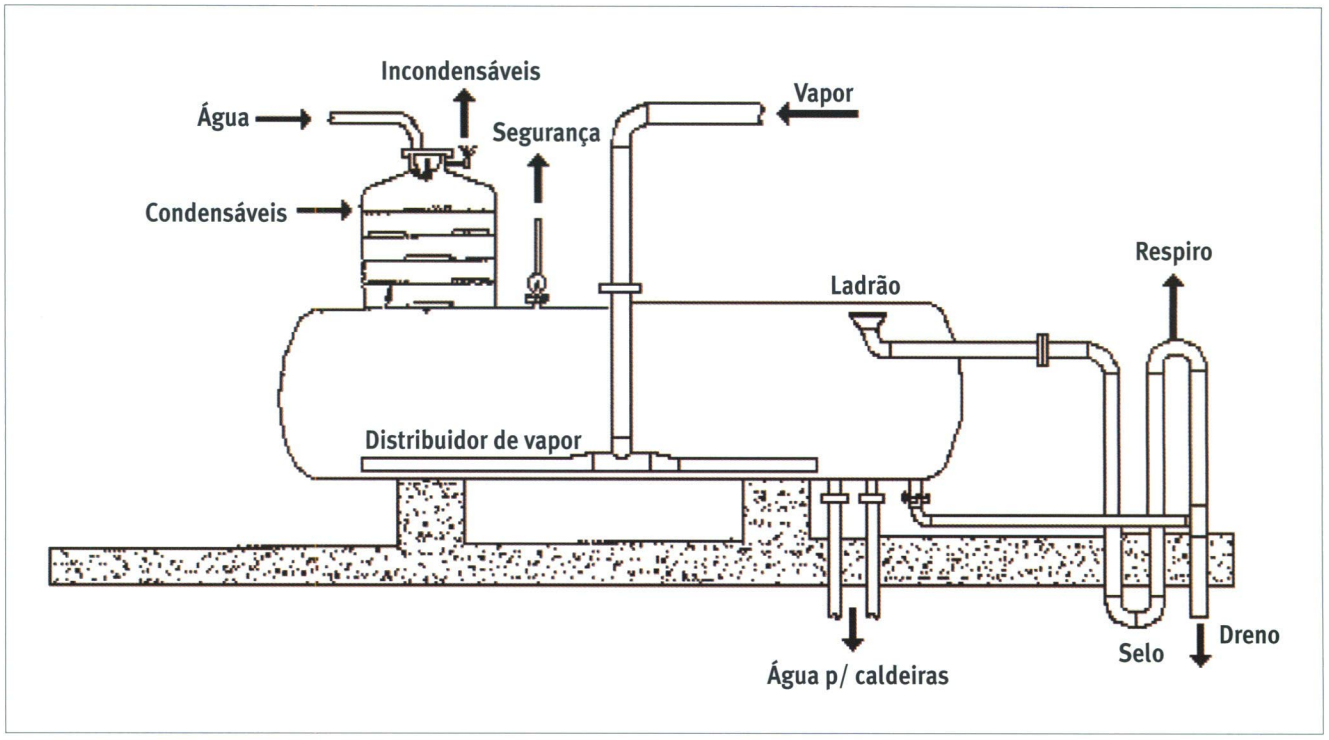


Figura 52 - Esquema do desaerador tipo horizontal utilizado no setor sucroenergético.

5.2.7. Tratamento interno de águas de caldeiras

As caldeiras são equipamentos destinados à geração de vapor e são classificadas conforme a faixa de pressão de operação segundo a "American Boiler Manufacturer and Affiliated Industries Association" de acordo com a Tabela 25. No setor sucroenergético a maioria das caldeiras são de 21 kgf/cm², porém nos últimos anos com o incentivo de instalação de fonte alternativa de energia por biomassa, as usinas vêm ampliando o parque energético com caldeiras de média e alta pressão (de 42 a 60 kgf/cm²).

Tabela 25 - Classificação de caldeiras de acordo com as pressões

Caldeira	Pressões	
	psig	kgf/cm²
Baixa pressão	100 - 400	7 - 28
Média pressão	400 - 800	28 - 56
Alta pressão	800 - 3.000	56 - 211
Pressão supercrítica	acima de 3.000	acima de 211

As águas de alimentação utilizadas nas caldeiras das usinas são uma mistura dos condensados de vapor de escape e de vapor vegetal com água de reposição ("make-up"), podendo ser água bruta ou tratada, captada superficialmente de rio ou represa, ou então água subterrânea de poços profundos.

Para manter a qualidade da água de alimentação, não basta o tratamento externo da água de reposição. Isso ocorre devido ao fato de que nem todas as impurezas são removidas no tratamento externo e os elementos em traços podem ser concentrados em decorrência de retorno do condensado, apesar das realizações das purgas de vapores. Portanto, há necessidade de se tratar a água em recirculação no sistema através de tratamento interno, que basicamente consiste da adição de produtos químicos na água de alimentação ou na caldeira.

De acordo com a qualidade da água de alimentação da caldeira e a pressão de operação podem-se encontrar problemas nas instalações, tais como: formação de depósitos e incrustações, corrosão, carreamento de partículas no vapor, volatilização de sílica (normalmente em pressões acima de 42 kgf/cm²), ataque cáustico (também em pressões acima de 42 kgf/cm²) e danos provocados por hidrogênio (em pressões acima de 63 kgf/cm²).

Os sistemas de tratamentos internos das águas de caldeira e os respectivos controles operacionais de águas visam a evitar estes tipos de problemas, mantendo a eficiência térmica, aumentando a vida útil dos equipamentos, garantido um vapor de alta qualidade e sobretudo, aumentando a segurança dos equipamentos.

Na Tabela 26 são relacionados problemas observados em caldeiras em decorrência de impurezas encontradas na água (ELIA NETO & LEITE, 1997).

Tabela 26 - Conseqüências das impurezas da água de caldeiras

Impurezas	Consequências
Sólidos em suspensão (turbidez)	Depósitos em caldeiras, tubulações e economizadores, propiciando condições para corrosão.
Dureza (Ca e Mg)	Principal fator de corrosão.
Sílica	Formação de incrustações duras, aderente ao tubo.
Ferro	Depósitos em tubulações e caldeiras.
Oxigênio	Corrosão.
Sólidos dissolvidos	Altas concentrações podem causar espumas nas caldeiras e contaminação do vapor.
Presença de açúcar	Formação de espuma na superfície de vaporização ("foaming") provocando contaminação do vapor.
	Em grandes quantidades caramelizam formando incrustações duras.

Em resumo, os principais problemas relacionados com a qualidade da água nas caldeiras são as formações de depósitos e incrustações, as corrosões e o carreamento de partículas no vapor, que acabam por contaminá-lo.

• Depósitos e incrustações

Os depósitos são lodos moles e não aderentes, já as incrustações são duras e aderentes, podendo acarretar problemas graves como formação de áreas propícias à corrosão, perda de rendimento e rupturas da tubulação.

A Figura 53 ilustra uma incrustação séria em um tubo de superaquecedor de uma usina de açúcar.

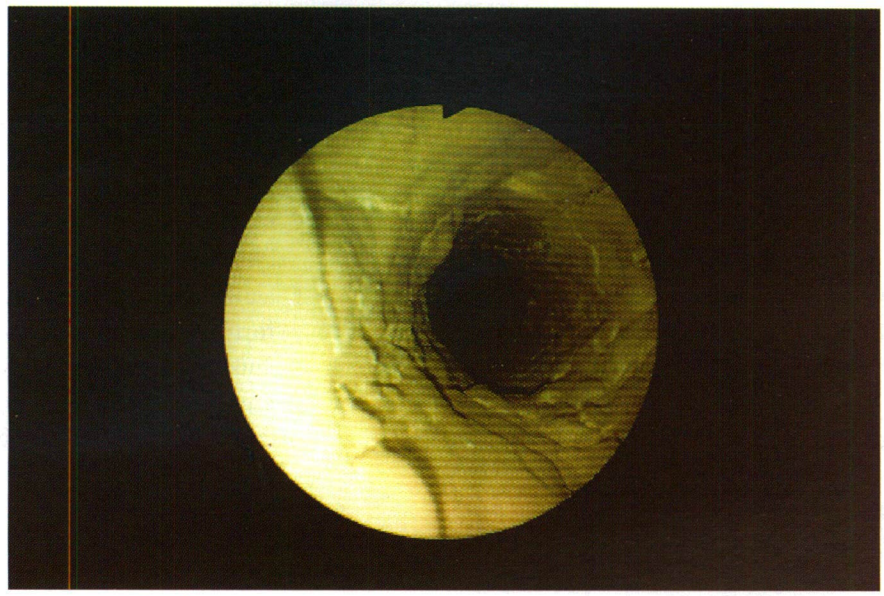


FOTO: ACERVO CTC

Figura 53 - Tubo de superaquecedor de uma usina de açúcar seriamente incrustado (ELIA NETO & LEITE, 1997).

Basicamente, têm-se dois processos de formação de depósitos e incrustações: a precipitação e a concentração. Na precipitação, os compostos presentes na água da caldeira se precipitam devido às temperaturas elevadas, uma vez que a solubilidade é inversamente proporcional à temperatura. As seguintes reações ilustram alguns mecanismos importantes de precipitação:

Calcita ou aragonita (aderente):

$$Ca(HCO_3)_2 \rightarrow CaCO_3\downarrow + CO_2\uparrow + H_2O\uparrow$$

Brucita (não aderente):

$$Mg(HCO_3)_2 \rightarrow Mg(OH)_2\downarrow + 2CO_2\uparrow$$

Hematita:

$$Fe(HCO_3)_2 \rightarrow Fe(OH)_2\downarrow + 2CO_2\uparrow$$

No processo de concentração, as impurezas concentram-se na água da caldeira atingindo seu ponto máximo de solubilidade, formando soluções supersaturadas, que precipitam na interface metal-vapor. O sulfato de cálcio forma-se desta maneira, sendo extremamente aderente. Em geral, ocorre a absorção de certos cátions aos precipitados, surgindo compostos complexos tais como a serpentina ($3MgO.2SiO_2.H_2O$), a anacita ($(Na_2Al_2)_3.4SiO_3.2H_2O$), a hidroxiapatita ($3Ca_3(PO_4)_2.Ca(OH)_2$), entre outros.

• Corrosão

Corrosão é a deterioração de um material metálico provocada pelo ataque químico ou eletroquímico do meio. Os metais são encontrados na natureza sob a forma de compostos não-metálicos (óxidos, hidróxidos, sulfetos, cloretos, e outros), sendo portanto instáveis e tendendo espontaneamente a reagir com o meio e diminuir seu nível de energia. A corrosão em caldeiras pode ocorrer de maneira uniforme ou localizada ("pitting"), pelo aparecimento de áreas anódicas e catódicas, em presença de eletrólitos e oxigênio dissolvido. O processo corrosivo pode ser de natureza química e eletroquímica.

No primeiro caso, ocorrem reações químicas entre a superfície de um metal e um gás ou um líquido, onde não haja eletrólito. O oxigênio é o principal agente deste tipo de corrosão, pois apresenta alta reatividade com quase todos os metais, reagindo exotermicamente e formando compostos estáveis. Os metais também são corroídos em contato com líquidos anidros inorgânicos e orgânicos.

Na corrosão eletrolítica, o metal é exposto ao contato da água ou soluções contendo gases e sais dissolvidos, compondo um meio no qual pode ocorrer a eletrólise. Neste processo, os metais formam pilhas, havendo corrosão no ânodo (eletrodo negativo em que os íons metálicos passam para a solução) e proteção no cátodo (eletrodo positivo). Diversos tipos de pilhas podem se estabelecer, como:

- Pilha galvânica: que ocorre quando dois metais diferentes estão em contato e imersos num mesmo meio. O metal com menor potencial de eletrodo funciona como ânodo, cedendo elétrons, portando, sendo corroído. Por exemplo, o ferro ($P_{elet.}$ = -0,44 volts) sofrerá corrosão em contato com o cobre ($P_{elet.}$ = +0,522 volts), em uma solução aquosa.

Ânodo:

$$Fe \rightarrow Fe^{+2} + 2e \text{ (oxidação)}$$

Cátodo:

$$H_2O + 1/2O_2 + 2e \rightarrow 2OH^-$$
$$2H_2O + 2e \rightarrow H_2 + 2OH^-$$
$$2H^+ + 2e \rightarrow 2H \rightarrow H_2$$

- Pilha ativa-passiva: quando há destruição em algum ponto da camada que protege o metal, forma-se uma região ativa que funciona com ânodo (corrosão), sendo o cátodo a grande área protegida.
- Pilha ação local: ocorre em metais comerciais devido à presença de impurezas na sua constituição, geralmente composta por outros metais, podendo de acordo com o meio formar micropilhas. Por exemplo, o zinco puro resiste bem a certos meios, porém o zinco comercial que contem impurezas (Fe, C, Cu e outras) pode apresentar pontos de corrosão devido às micropilhas formadas.
- Pilha de aeração diferencial: este tipo de pilha geralmente ocorre com matérias de mesma

natureza em um mesmo eletrólito, quando em contato com diferentes teores de gases dissolvidos. Um tubo enterrado, por exemplo, recebe menos influência do oxigênio ao longo da profundidade, visto ficar exposto a concentrações diferentes de oxigênio. A parte superior onde há mais oxigênio (pressão parcial maior) funciona como cátodo e a inferior como ânodo (corrosão).

- Pilha concentração diferencial: este tipo de pilha ocorre quando um mesmo metal está em contato com uma solução com regiões de concentrações diferentes de íons. A área exposta à solução menos concentrada comporta-se como ânodo (corrosão).
- Corrosão por oxigênio ("pitting"): é um ataque localizado, provocado por pequenas áreas anódicas altamente ativas, devido a diferenciais de oxigenação. O ataque ocorre usualmente sobre superfícies metálicas praticamente limpas e geralmente se verifica em sistemas sob altas temperaturas, como caldeiras ou nas linhas de retorno do condensado. Neste tipo de corrosão, uma bolha de oxigênio saindo da solução forma o cátodo, enquanto que a superfície metálica gera um ânodo, resultando em pequenos "pites". Como a reação corrosiva acha-se concentrada em áreas bem pequenas, esses "pites" podem se desenvolver rapidamente, de modo penetrante, gerando perfurações nestes pontos. A Figura 54 apresenta um exemplo de corrosão localizada em caldeira de uma usina de açúcar.

FOTO: ACERVO CTC



Figura 54 - Corrosão localizada ("pitting") em tubo de uma caldeira de usina (ELIA NETO & LEITE, 1997).

• Carreamento

Carreamento é a contaminação do vapor por arraste de gotículas de água com sólidos, principalmente os dissolvidos, provocando depósitos em turbinas, em superaquecedores e em outros pontos do sistema. O carreamento pode ser motivado por fatores mecânicos e químicos. Os fatores mecânicos estão relacionados com exigências de produção de vapor acima da capacidade da caldeira, flutuações de carga, deficiência do separador de arraste (polidor) e também ao elevado nível de água no balão. Os fatores químicos estão relacionados com o excesso de sólidos totais dissolvidos (STD) e sólidos suspensos (SS), bem como pela presença de matéria orgânica (tais como óleos, detergentes, caldo de cana), que permitem a formação de espumas ou pequenas bolhas de vapor na superfície da água. A Figura 55 apresenta uma fotografia de uma incrustação provocada por arraste.

Para prevenir todos estes problemas, além da necessidade do tratamento externo mencionado, existem vários programas de tratamento interno para caldeiras que são relacionados na Tabela 27, sendo cada qual adequado para determinada faixa de pressão do equipamento. Cabe ressaltar que cada programa possui suas vantagens, de acordo com a qualidade da água utilizada e a qualidade do retorno do condensado.



FOTO: ACERVO CTC

Figura 55 - Tubo de superaquecedor de uma usina de açúcar seriamente incrustado (ELIA NETO & LEITE, 1997).

Tabela 27 - Tipos de programas de tratamento interno de águas de caldeiras

Programas de tratamento interno de água de caldeiras	Pressão da caldeira (kgf/cm²)			
	Baixa	Média		Alta
		< 42	> 42	
Convencional a base de fosfato	•	•		
Complexométrico a base de quelantes	•	•	•	• até 60
Dispersante a base de polímeros	•	•	• até 56	
Tratamento conjugado	•	•		
Controle de precisão			•	• até 105
Controle de coordenação				•
Tratamento com soda cáustica				•
Controle congruente				•
O zero sólido				•

Numa descrição sucinta das características de cada programa de tratamento de tratamento tem-se:

- Programa convencional (à base de fosfato)
  Este programa, chamado também de ciclo fosfato, é o mais utilizado na indústria sucroalcooleira, e baseia-se na reação de fosfatos com sais de cálcio e magnésio em meio alcalino, para formar precipitados a serem removidos nas purgas de fundo da caldeira. Estes compostos formados tendem a ser menos aderentes às superfícies da caldeira, evitando-se assim a formação de incrustações devida ao cálcio e magnésio. Os produtos químicos a base de fósforo deste programa de tratamento são: tripolifosfato ($Na_5P_3O_{10}$) com 57% de P_2O_5 e o fosfato trissódico ($Na_3PO_4.12H_2O$) com 18% de P_2O_5, podendo ser utilizados outros produtos como o fosfato monobásico (NaH_2PO_4) e o fosfato dibásico (Na_2HPO_4). As principais reações envolvidas são:

$$10Ca^{2+} + 6PO_4^{3-} + 2OH^- \rightarrow 3Ca_3(PO_4)_2.Ca(OH)_2 \text{ (hidroxiapatita)}$$

$$4Mg^{2+} + 2PO_4^{3-} + 2OH^- \rightarrow Mg_3(PO_4)_2.Mg(OH)_2$$

Quando há uma certa quantidade de sílica, tem-se ainda a formação de serpentina pela reação:

$$3Mg^{2+} + 2SiO_4^{3-} + 2OH^- \rightarrow 2Mg(SiO_3)_2.Mg(OH)_2.H_2O \text{ (serpentina)}$$

Além disso, emprega-se soda para fornecer a alcalinidade suficiente para que a reação do fosfato com os sais resulte no composto desejado (hidroxiapatita), bem como para evitar corrosão metálica por íons H+.Utilizam-se, também, condicionadores de lama para a remoção pelas purgas de fundo de parte do composto formado na reação do fosfato que permanece em suspensão.

Na água da caldeira são também adicionanados antiespumantes, que neutralizam os efeitos tensoativos da presença da matéria orgânica de condensados contaminados, diminuindo o arraste. Para isso, normalmente emprega-se o polipropilenoglicol e sequestrantes de oxigênio, como o sulfito de sódio (Na_2SO_3) e mais comumente a hidrazina (N_2H_4). O sulfito de sódio, ao reagir com o oxigênio, forma o sulfato de sódio. A hidrazina tem a vantagem de não aumentar o STD e é preventivo de corrosão, formando uma película protetora de óxido magnético de ferro (magnetita) e óxido cuproso na superfície destes metais.

São também utilizadas aminas neutralizadoras,

que se destilam juntamente com o vapor, condensando-se nas seções pós-caldeira, objetivando neutralizar a acidez proveniente do dióxido de carbono na água condensada, controlando-se assim o pH do condensado para uma faixa desejada.

- Programa de tratamento complexiométrico (a base de quelantes)

  Pouco usado na indústria açucareira, este programa, chamado também de ciclo quelante, tem um princípio oposto ao do tratamento convencional. Enquanto que no ciclo fosfato quer se precipitar o cálcio e magnésio, no ciclo quelante o objetivo é complexá-los como compostos solúveis que não tem propriedade incrustante, sendo removidos através de descarga contínua da caldeira. Os produtos químicos deste programa de tratamento são os quelatos como: o etileno diamino tetracetato de sódio (Na_4ETDA) e o sal sódico de nitrilo acidotriacético (Na_3NTA). Assim como complexam o Ca e o Mg, e também o Fe, Cu e Ni, evitando que estes metais e seus óxidos se depositem sobre os tubos de caldeiras. O mecanismo da formação dos complexos se dá por forma especial de ligação química, na qual o íon metálico é fortemente preso dentro da estrutura do quelante. Este programa pode apresentar alguns inconvenientes como: a possibilidade de corrosão quando houver descontrole do pH ou quando as concentrações de quelantes estiverem acima da recomendada, e a necessidade de água isenta de OD, pois o oxigênio dissolvido é capaz de inativar os agentes quelantes convencionais.

  Além disto, se empregam outros produtos coadjuvantes, como os utilizados no tratamento convencional, como: alcalinizantes, antiespumantes, sequestrantes de oxigênio e aminas neutralizadoras.

- Programa de tratamento disperso-solubilizante (a base de polímeros)

  O tratamento disperso-solubilizante (TDS) baseia-se na adição de polímeros que adsorvem os contaminantes da água da caldeira, evitando deposições e mantendo-as macias e não aderentes. Os produtos químicos deste programa de tratamento são dispersantes (polímeros) de cadeia longa, não-estequiométrico com função disperso-solubilizante, que se ligam aos pontos ativos na incrustação cristalina, alterando o crescimento destes cristais, resultando na distorção da incrustação e consequente dispersão na água da caldeira. As descargas são utilizadas somente para controle do ciclo de concentração dos sais, sendo o controle da dosagem do produto feita através da determinação de um traçador incorporado ao polímero. Os principais polímeros disperso-solubilizante utilizados são: poliacrilato de sódio, anidrido polimaleico, acetato de vinila, ácido polisuccínico. Empregam-se, da mesma forma, outros produtos coadjuvantes, como citados anteriormente: alcalinizantes, antiespumantes, sequestrantes de oxigênio e aminas neutralizadoras.

- Tratamento conjugado

  Trata-se da combinação do tratamento a base de fosfato, quelatos e polímeros.

  Para os tratamentos internos a base de fosfato, de quelantes e de polímeros, que são normalmente indicados para caldeiras de baixa e de média pressão (até 750 psig ou 53 kgf/cm^2), relacionam-se na Tabela 28 algumas particularidades referentes aos valores máximos permissíveis e aos residuais dos produtos empregados no tratamento interno das águas das caldeiras.

Tabela 28 - Valores máximos permissíveis na água interna das caldeiras nos tratamentos convencional, complexiométrico, disperso-solubilizante e conjugado

Parâmetros	Valores Limites			
Pressões (kgf/cm²)	**3,5 - 7,0**	**7,0 - 28,1**	**28,1 - 42,2**	**42,2 - 52,7**
Pressões (psig)	**50 - 100**	**100 - 400**	**400 - 600**	**600 - 750**
Alcalinidade Hidróxida (mg/L $CaCO_3$)	200 - 500	100 - 300	50 - 100	25 - 50
Cloretos (mg/L Cl)	100 - 300		< 80	
SST (mg/L)	10 - 15		5 - 10	
Ferro (mg/L Fe)	5 - 4		< 3	
pH (a 25°C)	11 - 12	10,5 - 12	10 - 11,5	10 - 11
Dureza (mg/L $CaCO_3$) p/ STD	< 200			
Dureza (mg/L $CaCO_3$) p/ demais	zero			
Soda (mg/L NaOH) - Residual	200 - 300	150 - 200	50 - 100	25 - 50
Sulfito (mg/L SO_3) - Residual	40 - 60	30 - 50	20 - 40	< 20
Fosfato (mg/L PO_4) - Residual	40 - 60	30 - 50	20 - 40	5 - 10
Quelatos (mg/L)	5 a 15 mg/L na água de alimentação			
Polímeros (mg/L)	2 a 15 mg/L na água de alimentação			

- Controle de precisão

  O controle de precisão é aplicado em caldeiras de média e alta pressão que variam de 42 a 105 kgf/cm². Este tratamento só pode ser utilizado quando a água de alimentação for abrandada. Consiste basicamente em manter uma concentração muito pequena de fosfato e o uso de soda, o que não é muito recomendável para caldeiras com pressões acima de 56 kgf/cm².

  A Tabela 29 apresenta os valores máximos permissíveis e os residuais dos produtos na água da caldeira para os tratamentos internos pelo controle de precisão. Este tipo de controle requer tratamento externo de abrandamento, desmineralização ou outros mais avançados.

Tabela 29 - Valores máximos permissíveis na água interna das caldeiras com tratamento de precisão

Parâmetros	Valores Limites			
Pressões (kgf/cm²)	**42,2 - 52,7**	**52,7 - 63,3**	**63,3 - 70,3**	**70,3 - 105,5**
Pressões (psig)	**600 - 750**	**750 - 900**	**900 - 1000**	**1000 - 1500**
Alcalin. Hidróxida (mg/L $CaCO_3$)	400	300	250	250
pH	10,5 - 11,5		10,5 - 11	
Soda (mg/L NaOH)	15 - 50	15 - 40	15 - 30	15 - 30
Fosfato (mg/L PO_4)	2 - 4			

- Controle de coordenação

  O controle de coordenação pH-PO_4, ou fosfato coordenado, indicado para caldeiras de alta pressão, consiste na manutenção do valor de pH da água da caldeira dentro da faixa requerida sem a utilização da soda cáustica, adicionando-se à água da caldeira o fosfato trissódico. O controle deste tipo de tratamento é efetuado por meio de uma curva (ver Figura 56), que relaciona o valor de pH de uma solução do fosfato trissódico, com a concentração de PO_4, em uma proporção Na:PO_4 de 3:1. A condição básica para se manter a água livre de soda cáustica é obter ponto imediatamente abaixo da curva. Acima desta curva situa-se mistura de fosfato e soda cáustica em excesso, enquanto que abaixo, apresenta-se o fosfato di e trissódico. O valor recomendado de pH é 0,1 unidade abaixo da obtida na curva. Teoricamente, neste tratamento, os sais dissolvidos na água da caldeira consistem de fosfato dissódico e trissódicos; o monossódico não deve estar presente, pois só é adicionado para diminuir o valor do pH quando necessário, através da sua reação com o fosfato trissódico (NaH_2PO_4 + Na_3PO_4 ➔ $2Na_2HPO_4$), resultando o fosfato.

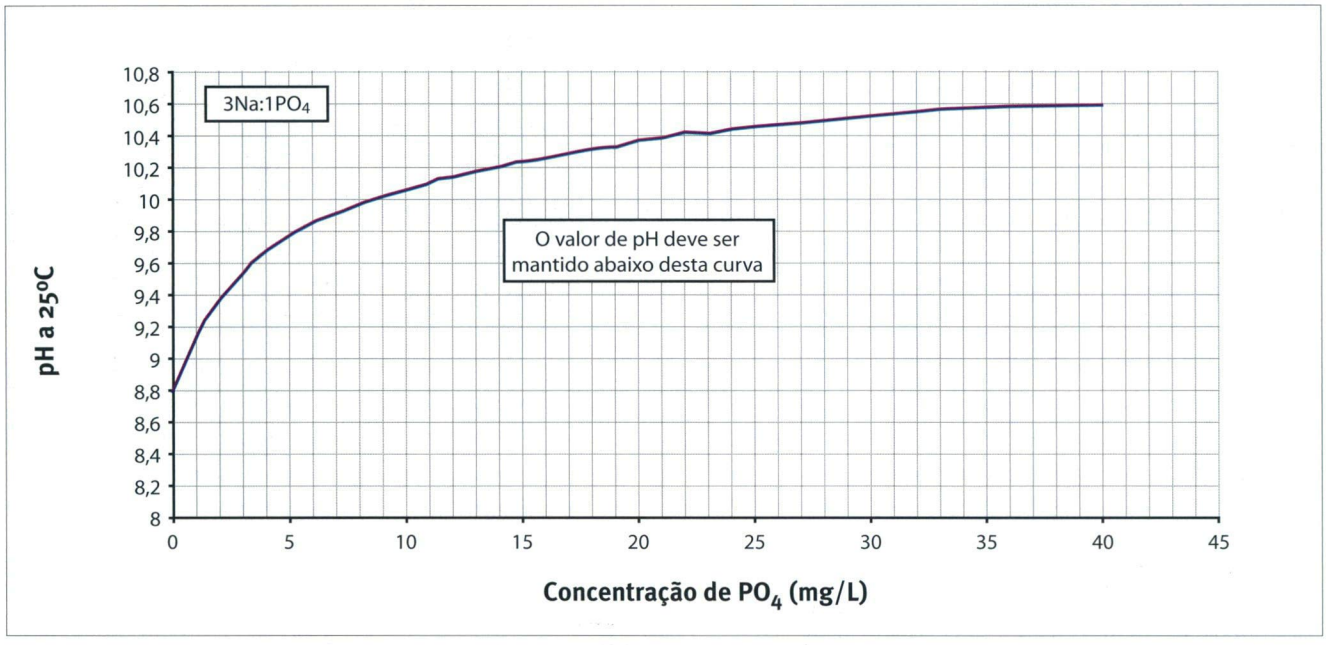


Figura 56 - Método do fosfato coordenado (SANTOS FILHO, 1976).

- Controle congruente

  O uso do controle congruente pH-PO_4 permite que se acondicionem águas de caldeiras de alta pressão, livres de soda cáustica, mantendo-se nessa água uma certa alcalinidade, com o uso de misturas de fosfatos trissódicos, dissódicos e monossódicos, geralmente na relação abaixo de Na:PO_4 de 2,6:1. Esta é a diferença básica em relação ao controle coordenado. A soda cáustica gerada na água da caldeira pelo fenômeno do "hide-out", pode ser neutralizada na prática, com injeção do fosfato monossódico. O gráfico da Figura 57 apresenta a curva de controle para este tipo de tratamento.

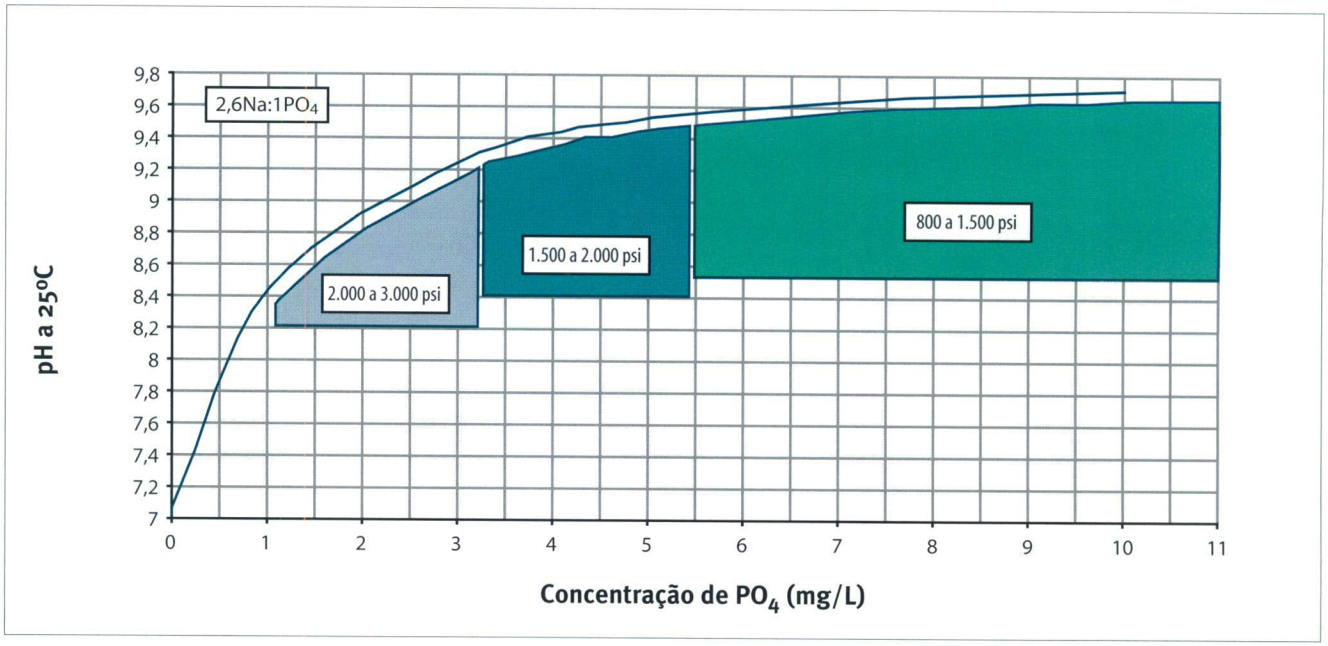


Figura 57 - Método de tratamento congruente (SANTOS FILHO, 1976).

- Tratamento com soda cáustica
  Neste tipo de tratamento, indicado para caldeiras de alta pressão, o valor do pH da água da caldeira é mantido na faixa requerida por meio de adição de pequenas quantidades de soda cáustica (cerca de 2 mg/L como OH). A concentração total dos sólidos dissolvidos na água é mantida em valores mínimos, com um controle rigoroso da qualidade da água de alimentação e por descargas assim que o limite máximo permissível é alcançado.
- O zero sólido
  No zero sólido ou tratamento volátil, como o nome indica, deixa-se de adicionar qualquer produto químico sólido (fosfato, soda cáustica e outros) à água da caldeira, sendo o valor do pH mantido dentro da faixa recomendável através da adição de amônia e aminas voláteis (morfolina e ciclohexamina). Este processo exige unidade polidora do condensado recuperado e um controle rigoroso da água de alimentação.

5.3. Efluentes líquidos

Os efluentes líquidos e a vinhaça originados do processamento industrial no setor canavieiro possuem um alto poder impactante em termos de poluição orgânica dos mananciais hídricos. Em levantamento realizado pelo CTC, em 1997, verificou-se em 34 usinas uma carga orgânica remanescente média de 0,199 kg DBO_5/t cana nos efluentes líquidos tratados. Comparada com estimativas do potencial poluidor na mesma época das águas residuárias e vinhaça, representa uma eficiência de 98,4% de remoção, ou melhor, evitou-se o lançamento de carga orgânica, conforme se apresenta na Tabela 30.

Sem dúvida a fertirrigação da lavoura da cana-de-açúcar com efluentes e vinhaça é o grande responsável pelo baixo lançamento de despejo tratado nos corpos de água. Baseado nestes dados, em média uma usina de porte pequeno que processe 1 milhão de toneladas de cana ano, produzindo açúcar e etanol, tem um potencial de carga orgânica poluidora na safra, equivalente a uma cidade com cerca de 1,5 milhão de habitantes.

Tabela 30 - Carga orgânica potencial e remanescente e o equivalente populacional dos despejos da indústria sucroalcooleira (base 1997)

Carga Orgânica	Carga Orgânica (kg DBO_5/t cana)	Equivalente Populacional [1] (pessoa/t cana dia)
Carga potencial (incluso a vinhaça)	12,46	231
Carga lançada	0,199	3,7
Eficiência	98,40%	

Obs.: (1) 0,054kg DBO_5/pessoa.dia

5.3.1. Quantificação e qualificação dos efluentes

Na Tabela 31 apresenta-se de forma resumida os efluentes gerados na indústria sucroalcooleira, suas vazões e características principais. A relativa simplicidade dos sistemas de tratamento disponíveis e as características dos efluentes permitem um pronto reúso destes. Mesmo os despejos mais recalcitrantes, como vinhaça e purgas de sistemas de reutilização, que apresentam elevados teores de matéria orgânica e sais, são reutilizados na fertirrigação da lavoura de cana, como será visto posteriormente.

Descrevem-se sucintamente as características quantitativas e qualitativas dos efluentes das usinas e destilarias.

- Efluente da lavagem de cana

  Efluente da lavagem da cana apresenta médio potencial poluidor em termos de matéria orgânica (180 a 500 mg/L DBO_5) e alta concentração de sólidos suspensos oriundos da terra incorporada na colheita de cana. O tratamento deste despejo consiste em decantação (lagoas) e lagoas de estabilização, para o caso de lançamento em corpos d'água, o que atualmente não é a prática do setor. No reaproveitamento para recirculação, o tratamento consiste em decantação (decantadores circulares ou caixas de areia) e correção do pH entre 9 a 10.

Tabela 31 - Resumo das características dos despejos de usinas e destilarias em geral

Despejos		Características Físico-químicas						
		Vazão	pH	T [°C]	RS [mg/L]	DQO [mg/L]	DBO_5 [mg/L]	OG [mg/L]
Lavagem de cana		2 a 5 m^3/t cana	5 - 6	amb.	5 - 10	280 - 700	180 - 500	0
Resfriamento de equipamentos (moendas, turbinas e turbogeradores)		0,715 m^3/t cana	7	< 30	< 0,5	0	0	-
Colunas barométrica e multijatos da fábrica		70 a 100 L/ kg açúcar	6 - 7	45	< 0,2	20 - 80	10 - 40	0
Resfriamento Destilaria	Caldo para mosto	30 L/L etanol	7	< 45	0	0	0	0
	Dornas	60 a 80 L/L etanol	7	<35	0	0	0	0
	Condensador	80 - 120 L/L etanol	7	50 - 60	0	0	0	0
	Total	200 L/L etanol	7	50	0	0	0	0
Lavagem de gases da caldeira		2 L/kg vapor	8	80	50 - 100	200 - 300	100 - 150	-
Condensados	Vapor escape	40 a 50 L/kg açúcar	7	80	0	0	0	0
	Vapor vegetal	50 a 60 L/kg açúcar	5 - 6	80 a 60	0	600 - 1.500	300 - 800	0
Limpeza de pisos e equipamentos.		50 L/t cana	5 - 6	Amb.	< 0,5	1.000 - 3.000	800 - 1.500	> 20
Esgoto doméstico		70 L/funcionário.dia	6 - 7	amb.	5 - 20	600	300	-
Vinhaça e flegmaça		12-18 L/L etanol	4 - 4,5	80	3 - 5	25.000 - 40.000	15.000 - 20.000	8

O efluente gerado na lavagem de cana, como mostrado no item 5.1.1.1 (Lavagem da cana), é em média 2,2 m^3/t cana total (podendo variar de 2 a 5 m^3/t cana total) e a quantidade de impurezas minerais, ou seja, terra trazida da lavoura, varia de 0,14 a 3,21%, compondo em última análise, o lodo retirado no siste-

ma de decantação. Em sistema fechado de lavagem de cana com decantadores circulares há uma produção de lodo estimada em 5% da água em recirculação, ou seja, produz-se como lodo 0,1 m^3/ t cana.

O efluente efetivo referente à lavagem de cana é a purga do lodo. Neste caso, a purga de despejo (ou lodo) atinge altas concentrações de matérias orgânicas e materiais sólidos devido à recirculação para reúso. Normalmente este efluente, com exceção dos sólidos decantáveis, compõe as águas residuárias que são enviadas para a lavoura.

- Resfriamento de equipamentos

O efluente do resfriamento de equipamentos, composto pelas águas de mancais e trocadores de resfriamento dos óleos de equipamentos das seções de extração e energia (conforme visto nos itens 5.1.1.3, 5.1.1.4 e 5.1.6.5), possuem a qualidade da água utilizada. É normalmente água tratada limpa com temperatura morna de cerca de 6ºC acima da temperatura de entrada, podendo ser reaproveitada em vários outros usos, tomando-se os devidos cuidados quando ocorrer contaminação acidental devido a vazamento de óleo. A reciclagem da água com o resfriamento por torres também é uma opção e também é muito utilizada nas usinas, podendo, no entanto, ocorrer problemas de contaminação da água do circuito pelo ar (como por exemplo, bagacilho). Por isso é dada preferência pelo reúso deste efluente em outras fases do processo industrial. No total estima-se que a este efluente corresponda uma vazão de 0,665 m^3/ t cana.

- Efluente dos multijatos e condensadores barométricos da fábrica

Despejo originado nos evaporadores e vácuos do setor de fabricação de açúcar (etapas filtração ao vácuo, concentração do caldo e cozimento), apresenta um baixo potencial poluidor (10 a 40 mg/L DBO_5) e alta temperatura (~ 45°C). O baixo potencial poluidor, em termos de matéria orgânica, está ligado à existência de separadores de arraste que diminuem ou evitam a contaminação do vapor a ser condensado com o açúcar. Estes equipamentos são instalados no último corpo da evaporação, nos cozedores a vácuos e também externamente na tubulação final de vapor vegetal.

A quantidade de efluentes é a soma dos usos apresentados anteriormente nos itens referentes aos condensadores dos filtros (cerca de 0,35 m^3/t cana), condensadores barométricos ou multijatos da evaporação (de 4 a 5 mm^3/t cana açúcar), e dos vácuos cozedores (de 8 a 15 mm^3/t cana açúcar). Para o caso de um "mix" de produção de 50% etanol e açúcar, resultam em média 7 a 10 mm^3/t cana total ou 10 a 100 L/kg açúcar, considerando a produção média de 100 kg/t cana.

O tratamento desse efluente consiste no seu resfriamento em tanques aspersores ("spray pond") ou torres de resfriamento. Normalmente há o reaproveitamento das águas frias com recirculação ao processo, embora haja condições de lançamento nos padrões legais (abaixo de 40°C), respeitado os padrões de qualidade do corpo receptor em termos de DBO_5 e temperatura.

Da mesma forma, o efluente efetivo referente às água de resfriamento da fábrica é a purga realizada visando manter a qualidade da água. Esta purga, devido à recirculação para reúso, pode atingir altas concentrações de matérias orgânicas e materiais sólidos e, normalmente, compõe as águas residuárias que são enviadas para a lavoura.

- Efluente do resfriamento da destilaria (caldo para mosto, dornas e condensadores)

Esse efluente é composto pelas três correntes de água utilizada para resfriamento na destilaria, conforme apresentada anteriormente nos itens: 5.1.4.2 - Água para resfriamento do caldo para fermentação, 5.1.4.4 - Água para resfriamento de dornas de fermentação e 5.1.5.2 - Água para resfriamento dos condensadores de etanol, normalmente sendo tratadas conjuntamente. Apresenta-se sem potencial poluidor em termos de matéria orgânica, com pH neutro e temperaturas relativamente altas ao redor de 45 a 50°C, a não ser a corrente de águas quentes do resfriamento de dornas que possui uma temperatura mais baixa (máximo de 35°C). O tratamento visa basicamente recuperar a água com a diminuição da temperatura em torres de resfriamentos ou tanques aspersores mantendo ás águas em circuito fechado.

A quantidade de efluentes é a soma dos usos apresentados anteriormente: 35 m^3/m^3 etanol para resfriamento do caldo para mosto, 60 a 80 m^3/m^3 etanol para resfriamento das dornas de 80 a 120 m^3/m^3 etanol para os condensadores de etanol, totalizando cerca de 200 m^3/m^3etanol.

- Efluente do tratamento dos gases de combustão da caldeira a bagaço

É o efluente gerado nos retentores, tipo via úmida, de materiais particulados (MP) emitidos pelos gases de combustão da caldeira a bagaço. Possui baixo potencial de matéria orgânica (faixa de 100 a 150 mg/L de DBO_5 e de 200 a 300 mg/L de DQO) e alta temperatura, que pode chegar a 80°C. A vazão deste efluente situa-se em torno de 2 L/kg vapor, como visto no 5.1.6.3, ou seja, 1 m^3/t cana para as condições médias de produção de vapor, com uma quantidade de sólidos de cerca de 3 kg MS/t cana. Normalmente é tratado em sistema de decantação-flotação, sendo o efluente tratado recirculado para o retentor de fuligem e a purga de lodo, se caracterizando por uma grande carga de sólido (genericamente denominada fuligem) que é encaminhada para a lavoura como resíduo sólido.

- Condensados dos vapores de escape e vapores vegetais

Estes efluentes são inicialmente provenientes do uso do vapor de escape na evaporação, cuja quantidade pode variar conforme o esquema de evaporação (ver item 5.1.3.1), condensando no primeiro efeito cerca de 0,414 kg/t cana açúcar (valor de referência). Em seguida há produção de vapor vegetal que se condensa nos demais corpos do evaporador (cerca de 0,252 kg/t cana açúcar, como referência), observando que no último corpo o condensado é incorporado à água de resfriamento. Somado a isto, têm-se os condensados vegetais do aquecimento do caldo (conforme item 5.1.2.4), estimados em 160 kg/t cana açúcar e 50 kg/t cana etanol, pois normalmente se recupera o calor do caldo para mosto na destilaria (em média 0,105 kg/t cana total) e do vapor vegetal utilizado no cozimento do açúcar, conforme o item 5.1.3.3 anteriormente apresentado, com mais 0,170 kg/t cana.

No total, estima-se como efluente cerca de 0,4 a 0,5 m^3/t cana açúcar (ou 40 a 50 L/kg açúcar) de condensado de escape, que é normalmente reutilizado nas caldeiras devido às suas característica térmicas (temperatura da água em torno de 80°C). Também ocorre a geração de condensados vegetais, num volume de 0,5 a 0,6 m^3/t cana açúcar (ou 50 a 60 L/kg açúcar), com temperaturas variando de 60 a 80°C e nível de qualidade de conforme o grau de contaminação (por arraste ou por vazamento). A concentração de matéria orgânica situa-se em 300 a 800 mg DBO_5/L , cujas correntes mais limpas podem ser reaproveitados nas caldeiras de baixa pressão, com os devidos cuidados (normalmente o condensado do vv1) e as demais em outros pontos do processo ou mesmo para limpeza de pisos e equipamentos. No caso de sobra, como se verá mais adiante, estes efluentes são incorporados às águas residuárias e encaminhados para a lavoura.

Pode haver, além disso, a geração de condensados na destilaria quando se utiliza o aquecimento indireto nas colunas A e B, sendo esta particularidade discutida no item referente à Produção + Limpa.

- Lavagem de pisos e equipamentos

Efluente originado pelo uso de água na lavagem de pisos e equipamentos, de difícil avaliação como observado no item 5.1.7.1, e para o qual se adotou como referência 50 L/t cana. A qualidade deste efluente varia muito, podendo ter característica ácida (pH de 5 a 6) e concentrações de matéria orgânica relativamente alta, na faixa de 800 a 1500 mg DBO_5/L. Pode possuir concentrações de óleos e graxas (OG) na faixa de 20 mg/L, sendo recomendável que as correntes que possam ser contaminadas com OG (como os efluentes de limpeza da área de moendas e de oficinas de veículos) sejam pré-tratadas em caixas retentoras para separação de óleos e graxas. No final, este efluente é incorporado nas águas residuárias da usina para a lavoura.

- Esgoto doméstico

Para os esgotos provenientes do uso doméstico da água, conforme visto no item 5.1.7.2, foi adotado como referência a vazão de 70 litros/dia por funcionário. O tratamento e a disposição final devem seguir as recomendações da ABNT NBR 7229/1993. Suas características médias são 360 mg DBO_5/L e 5 a 20 mL/L de resíduo sedimentável (RS).

5.3.2. Produção de vinhaça e flegmaça

O nome vinhaça é empregado indistintamente para o resíduo da destilação de uma solução alcoólica chamada vinho, obtida do processo de fermentação alcoólica. O vinho é o produto ou subproduto da fermentação alcoólica a partir de uma solução açucarada chamada mosto. O mosto pode ser obtido do suco de vários produtos agrícolas como uva, frutas, beterraba, cana-de-açúcar ou do próprio açúcar, mel e melaço da indústria canavieira. Assim como da palavra vinho derivou-se vinhaça, do flegma, uma solução hidroalcoólica de aproximadamente 40 a 50°GL a ser retificada, derivou-se a palavra flegmaça, que é o resíduo da retificação. A vinhaça propriamente dita e a mistura vinhaça mais flegmaça são chamadas indiscriminadamente de vinhaça, vinhoto, restilo, garapão e outras denominações regionais.

A classificação clássica da vinhaça é feita segundo os componentes no preparo do mosto, ou seja, caldo, melaço, e misto. Esta classificação é muito genérica, devido ao estágio atual da produção de etanol, podendo ser originadas de várias maneiras.

Na década de 1950 e 1960, quando a produção do etanol não era significativa, em destilaria anexa à usina esgotava-se praticamente toda a sacarose na produção de açúcar, reutilizando-se os méis rico e pobre, nos processos chamados de 3 massas, sendo o resíduo final, o melaço utilizado na produção do etanol. Deste processo se origina a vinhaça de melaço. Com a valorização do etanol e as necessidades crescentes de se ter um açúcar de melhor padrão para atender o mercado externo, o processo de esgotamento total do açúcar foi praticamente abandonado. Hoje, trabalha-se basicamente com duas massas, significando o envio de méis para a destilaria e não mais de melaço, que normalmente é misturado com o caldo para corrigir o Brix para a fermentação, conforme o teor alcoólico requerido. Isto implica que a vinhaça classificada como mista é muito genérica e não consideram a parcela referente ao caldo e aos méis utilizados para compor o mosto, que certamente influem na sua caracterização. Por outro lado, as destilarias autônomas têm adotado a prática de tratamento do caldo e até mesmo de concentração deste, para atingir o Brix necessário, o que também influi nas características da vinhaça chamada de caldo. Deve-se considerar também a tendência de trabalhar na fermentação alcoólica com teores cada vez mais elevados, sendo muito comum o teor alcoólico de 10°GL, podendo-se chegar a 11°GL, apesar de 8 a 8,5°GL ser considerada uma faixa média, como pode ser verificada no gráfico na Figura 58, obtida do CTC (2009).

Na destilação o que se percebe também é uma tendência de injetar vapor indireto nas colunas de destilação e retificação, ao invés do vapor de borbotagem. Com o vapor indireto, a vinhaça e flegmaça apresentam seus volumes reduzidos e parâmetros físico-químicos mais concentrados.

Outro aspecto que também deve ser considerado na caracterização da vinhaça é quanto ao tipo de etanol produzido, hidratado ou anidro. As diferenças básicas são que a quantidade de vapor é maior na produção de anidro, e também existe a água fraca que volta da coluna de recuperação do ciclohexano para a coluna de retificação, aumentando a quantidade de flegmaça.

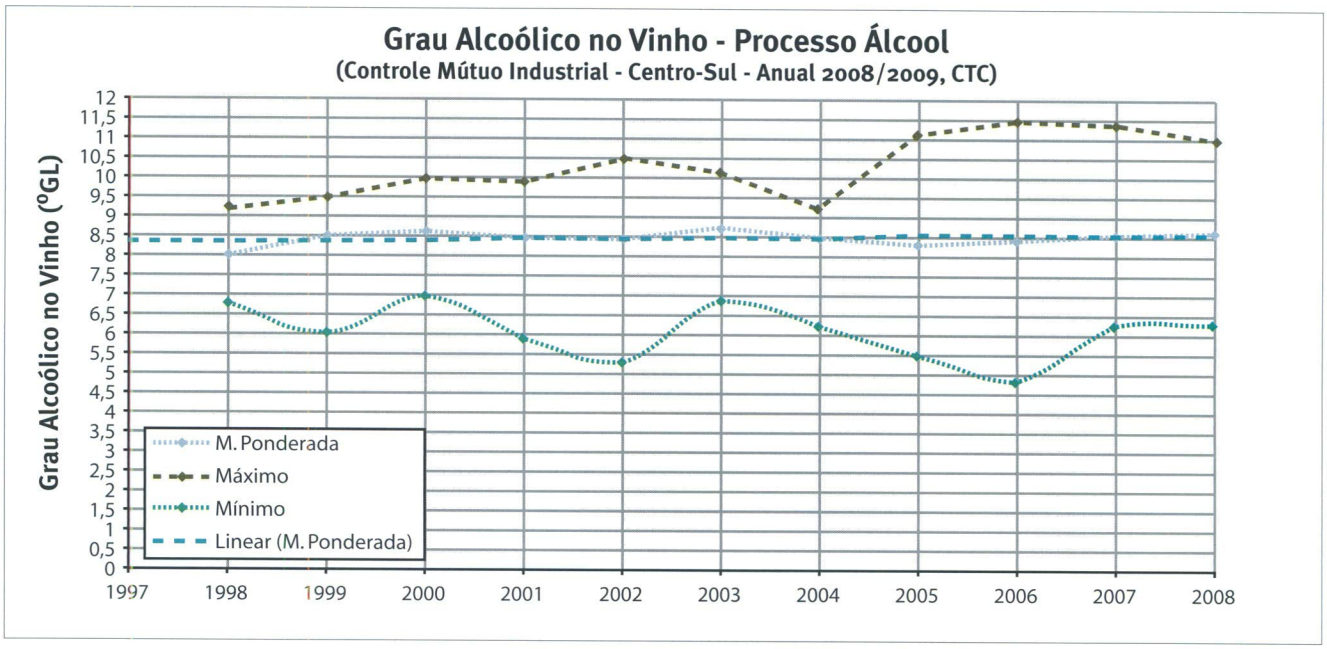


Figura 58 - Variações das médias, máximas e mínimas anuais do grau alcoólico do vinho (°GL) nas usinas da Região Canavieira do Centro-Sul (CTC, 2009).

Outros fatores na composição da vinhaça se referem aos produtos utilizados na fermentação e no tratamento da levedura (nutrientes, ácido fosfórico), nos componentes utilizados para desinfecção e a utilização de antiespumante. O sangramento de levedura, para a fabricação de levedura seca (proteínas para ração animal), também tem influência nas características qualitativas da vinhaça, diminuindo a concentração de sólidos suspensos representados pelas leveduras mortas contidas na vinhaça.

• Produção de vinhaça

A vinhaça gerada na coluna "A" de destilação do etanol possui altíssimo potencial poluidor. Apesar da sua consistência líquida é considerada como um resíduo sólido pela NBR 10.004 da ABNT (2004), pois não há solução convencional para seu tratamento como despejo nos padrões exigidos pela lei. É aplicada na lavoura de cana separada ou conjuntamente com as águas residuárias (lavagem de pisos, purgas de circuitos fechados, sobra de condensados e outros), promovendo a fertirrigação com aproveitamento dos nutrientes. Levantamento realizado por ELIA NETO e NAKAHODO (1995) em 28 usinas da Copersucar identificou a produção de vinhaça de 10,85 L/L etanol, com uma carga orgânica potencial de cerca de 175 $gDBO_5$/L etanol ou cerca de 288 g DQO/L etanol.

A quantificação da produção de vinhaça pode ser obtida fazendo-se um balanço de massa na coluna "A" (de destilação), e admitindo-se alguns dados, conforme a Equação 39 e seu desenvolvimento.

Eq. 39:

Balanço_de_massa:

$$m_{vinho} + m_{vap} = m_{flegma} + m_{etanol\,2a} + m_{vinhaça}$$

dividindo – se

$$\frac{m_{vinho}}{V_{etanol}} + \frac{m_{vap}}{V_{etanol}} = \frac{m_{flegma}}{V_{etanol}} + \frac{m_{etanol\,2a}}{V_{etanol}} + \frac{m_{vinhaça}}{V_{etanol}}$$

onde:

$$Tx_{vinhaça} = \frac{m_{vinhaça}}{V_{etanol}}$$

$$\frac{m_{vinho}}{V_{etanol}} = \frac{d_{vinho} * GL_{etanol}}{GL_{vinho}} = \frac{1*100}{8,5} = 11,76\left[kg\ vinho/L\ etanol\right]$$

$$\frac{m_{vap}}{V_{etanol}} = Tx_{vapor-A}$$

$$\frac{m_{flegma}}{V_{etanol}} = 2,0\left[kg\ flegma/L\ etanol\right]$$

$$\frac{m_{etanol\,2a}}{V_{etanol}} \approx 0,1\left[kg\ etanol\ 2a/L\ etanol\right]$$

$$Tx_{vinhaça} = 11,76 + 2,5 - 2 - 0,1 = 12,2.\left[kg\ vinhaça/L\ etanol\right]$$

Em que:

$Tx_{vinhaça}$ = taxa de produção de vinhaça por etanol ~ 12 L/L etanol;
V_{etanol} = volume de etanol produzido [L];
$m_{vinhaça}$ = massa de vinhaça [kg];
m_{vinho} = massa de vinho [kg];
m_{vap} = massa de vapor na coluna "A" [kg];
m_{flegma} = massa de flegma [kg];
$m_{etanol2a}$ = massa de etanol de 2ª produzido na coluna "A" [kg];
d_{vinho} = densidade do vinho, aproximadamente = 1,0 kg/L;
$Tx_{vapor-A}$ = uso de vapor na coluna "A" = 2 a 2,5 kg/m³ etanol, adotando-se 2,5 kg/m³;
GL_{vinho} = teor de etanol no vinho de 7 a 11°GL, adotando-se 8,5°GL.

Portanto, a taxa de produção de vinhaça varia muito conforme o teor alcoólico no vinho e da recuperação ou não do vapor injetado na coluna "A", que pode ser aquecida com aquecedor indireto ("reboiler"). Se considerarmos as variações dos teores de alcoóis nos vinhos e o uso de vapor indireto ou de borbotagem, tem-se uma variação da taxa de produção de vinhaça de 7 a 16 litros por litro de etanol produzido, podendo se chegar a até 18 L/L etanol quando se incorpora a flegmaça. Isto representa uma variação de até 150% na quantidade gerada de vinhaça, ainda que a tendência atual seja a sua diminuição no valor de 12 L/L etanol é uma boa média da situação da maioria das usinas. Reforça-se que é fundamental se buscar uma menor produção de vinhaça, tendo em vista a otimização da sua reutilização na lavoura, o que diminuiria principalmente os custos de transporte.

O gráfico na Figura 59 apresenta as variações da taxa de produção de vinhaça em levantamento do controle mútuo industrial do CTC (2009). Observa-se que a média da taxa variou de aproximadamente 10,5 a 12 L/L etanol, com tendência a 12 L/L etanol nos últimos anos.

Em suma, a vinhaça é um resíduo, que sai da usina com temperatura alta, elevada quantidade de matéria orgânica, altas concentrações de sólidos (2,5% em média), sendo reaproveitável como fertilizante pela riqueza em potássio e pelos teores de nitrogênio e micronutrientes interessantes para o solo agrícola.

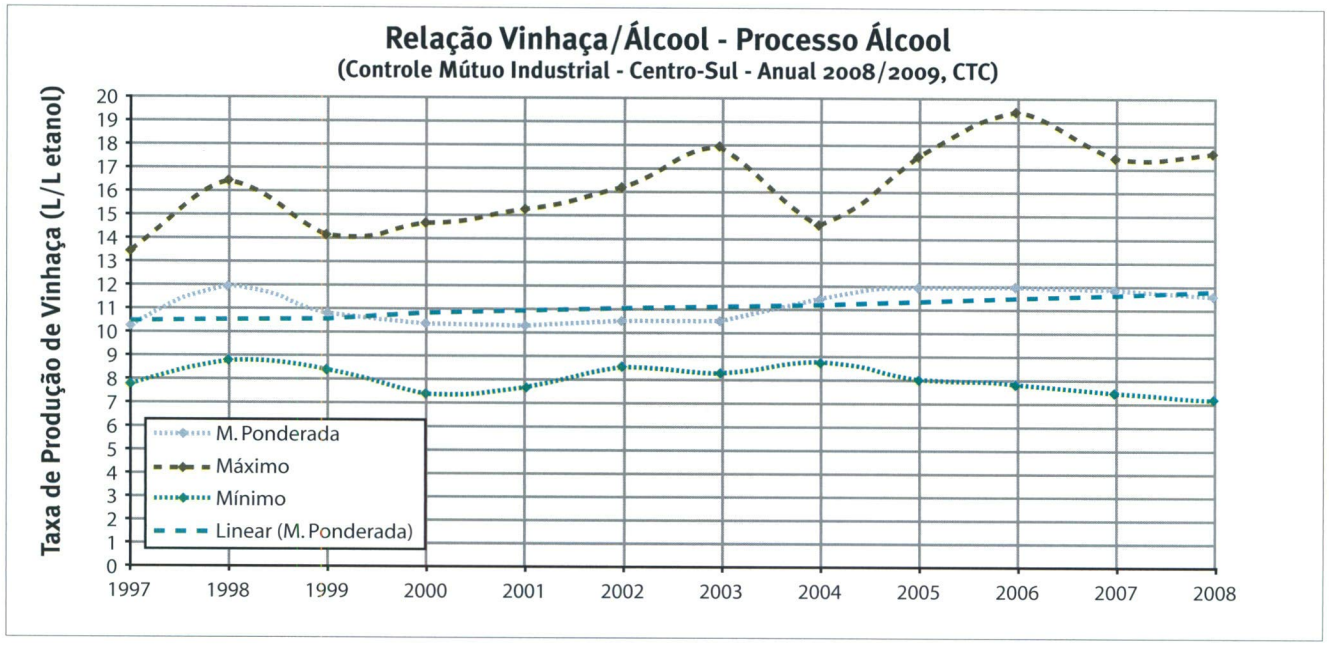


Figura 59 - Variações da média, máxima e mínima anuais da taxa de produção de vinhaça (L/L etanol) nas usinas da Região Canavieira do Centro-Sul (CTC, 2009).

As principais características físico-químicas da vinhaça sob os aspectos de controle de poluição e de utilização como fertilizante, são, em média:

- pH	4,3
- Temperatura	90°C
- Vazão de vinhaça	11,5 L/L etanol
- DBO_5	14.833 mg/L
- DQO	23.801 mg/L
- Relação DQO/DBO_5	1,6
- Sólidos Totais	32.788 mg/L
- N: P:K	433:34:2.206 mg/L
- Carga orgânica	274 g DQO/L etanol

Ressalte-se também que a vinhaça é normalmente reutilizada para aquecer o vinho de 65° para 95°C (segundo estágio do trocador de calor "K" na destilaria), reduzindo a necessidade de energia, bem como acarretando a diminuição da sua temperatura, possibilitando um manuseio mais adequado e econômico sob o ponto de vista de utilização de materiais (tubos, tanques e demais acessórios para a fertirrigação).

As alternativas tecnológicas para diminuição do volume de vinhaça são:

- Aquecimento indireto do vapor na coluna com o uso de "reboiler", que possibilita recuperar o condensado para a caldeira em vez de incorporá-lo na vinhaça (no caso do vapor de borbotagem);
- Trabalhar na fermentação com teor alcoólico maior, com pré-concentração do caldo na destilaria ou mistura de méis com caldo, de modo a manter um Brix em torno de 20°;
- Recirculação de parte da vinhaça com pré-tratamento, reaproveitando água e concentrando a vinhaça descartada (em fase de estudos com ultrafiltração e osmose reversa);
- Concentração externa da vinhaça (pré-tratamento e evaporação);
- Inovações de otimização da fermentação (estudos de leveduras mais resistentes ao etanol e fermentação a vácuo dentre outras tecnologias que vêm sendo estudadas).

• Produção de flegmaça:

A flegmaça, uma mistura de vapores hidroalcoólicos a ser retificada, é gerada como efluente na coluna "B" de retificação, sendo normalmente incorporada à vinhaça ou às águas residuárias e aplicada na fertirrigação da lavoura. A flegmaça é um efluente quente, com temperatura em torno de 90°C, com aspecto límpido, porém com expressiva quantidade de matéria orgânica (da ordem de 1.173 mg DBO_5/L), pH ácido (em torno de 3,8), e além disso contém sais dissolvidos.

A Figura 60 apresenta a variação da taxa de produção de flegmaça observada de 2006 a 2008 nas usinas da Região Canavieira do Centro-Sul, variando a média de 1,2 a 1,9 L/L etanol produzido, porém com uma amplitude de 0 a 2,8 L/L etanol.

Essa variação pode ser explicada pelo fato de a flegmaça por um lado conter uma quantidade de vapor, ou conforme o processo ser recirculada (flegmaça zero) como no processo "Flegstil" e incorporada na vinhaça.

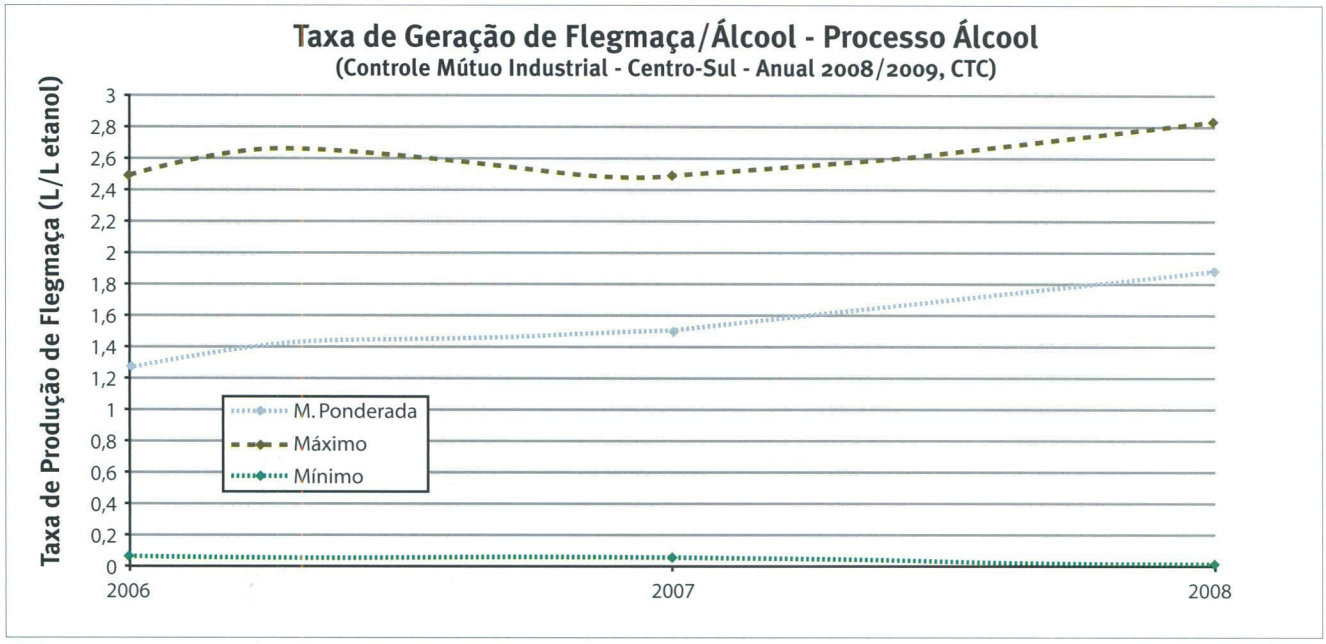


Figura 60 - Variações das médias, máximas e mínimas anuais da taxa de produção de flegmaça (L/L etanol), nos últimos 3 anos, nas usinas da Região Canavieira do Centro-Sul (CTC, 2009).

A quantificação da produção de flegmaça pode ser obtida fazendo-se um balanço de massa na coluna "B" (de retificação), com o auxílio da Equação 40:

Eq. 40:

Balanço de massa:

$$m_{flegma} + m_{vap} = m_{flegmaça} + m_{etanol}$$

dividindo – se

$$\frac{m_{flegma}}{V_{etanol}} + \frac{m_{vap}}{V_{etanol}} = \frac{m_{flegmaça}}{V_{etanol}} + \frac{m_{etanol}}{V_{etanol}}$$

onde:

$$Tx_{flegmaça} = \frac{m_{flegmaça}}{V_{etanol}}$$

$$\frac{m_{vap}}{V_{etanol}} = Tx_{vapor-B}$$

$$\frac{m_{flegma}}{V_{etanol}} = \frac{d_{flegma} * 100}{GL_{flegma}} = \frac{0{,}9 * 100}{45} = 2{,}0\left[kg\ flegma/L\ etanol\right]$$

$$Tx_{flegmaça} = 2{,}0 + 1{,}5 - 1 = 2{,}5\left[kg\ flegmaça/L\ etanol\right]$$

Em que:

$Tx_{flegmaça}$ = taxa de produção de vinhaça por etano, resultando = 2,5 L/L etanol, neste caso;
V_{etanol} = volume de etanol produzido [L];
$m_{flegmaça}$ = massa de flegmaça [kg];
m_{flegma} = massa de flegma [kg];
m_{vap} = massa de vapor na coluna "B" [kg];
m_{etanol} = massa de etanol produzido na coluna "B" [kg];
d_{flegma} = densidade teórica do flegma (hidroalcoólica) = 0,9 kg/L, aproximadamente;
$Tx_{vapor-B}$ = uso de vapor na coluna "B" = 1 a 1,5 kg/m³ etanol = 1,5 kg/m³, adotado;
GL_{flegma} = teor de etanol do flegma = 40 a 50°GL = 45°GL, adotado.

Analogamente à vinhaça, a taxa de produção de flegmaça pode ser reduzida com a recuperação do vapor injetado na coluna "B" (aquecimento indireto com "reboiler"), sendo o vapor recuperado para a caldeira.

5.3.3. Caracterização dos efluentes

Apresentam-se, a seguir, alguns dados de caracterização dos efluentes líquidos e da vinhaça obtidos de trabalhos realizados no CTC e em outras instituições, como a CETESB.

5.3.3.1. Caracterização das águas residuárias

As águas residuárias do setor sucroenergético são formadas pela soma dos diversos efluentes líquidos industriais, atualmente compostos de purgas de sistemas fechados da lavagem de cana, purga de circuitos de resfriamentos, purga do sistema de retentores de material particulados (MP) dos gases a chaminé, sobra de águas condensadas, flegmaça e lavagem de pisos e equipamentos.

Na Tabela 32 tem-se a evolução das características físico-químicas médias das águas residuárias utilizadas na lavoura, em dois momentos, mostrando que em 2008 estes despejos se apresentaram mais concentrados em termos de matéria orgânica e em sais como o potássio, nitrogênio e fósforo. Isto pode ser explicado pelo fato dos volumes de água residuária encaminhados ao campo serem menores que no passado, devido à racionalização do uso através de sistema fechados de tratamento. Já os teores de sólidos diminuíram, provavelmente devido à otimização da limpeza de cana no campo. A cobrança de água aliada a outros fatores implicou no fechamento dos circuitos de muitas usinas, porém ainda há algumas usinas que mantêm os circuitos de água abertos para reaproveitar os efluentes na irrigação.

Tabela 32 - Evolução da característica físico-química média das águas residuárias industriais enviadas para a lavoura de cana (ELIA NETO & ZOTELLI, 2008)

Parâmetros	Águas Residuárias	
	CTC, 1995	CTC, 2008
Temperatura (°C)	40	–
pH	4,0	5,8
DBO_5 (mg/L)	1.000 – 1.500	5.050,5
DQO (mg/L)	2.000 – 3.000	10.575,8
Sólidos Totais (mg/L)	8.000	6.056,7
Fósforo Total (mg/L P)	8,0	12,1
Nitrogênio Total (mg/L N)	20 – 40	70,1
Óleos e Graxas (mg/L)	9 – 10	não determinado
Potássio (mg/L K)	7 – 42	136,2

Na Tabela 33 são apresentadas as médias das águas residuárias gerais, compostas por diferentes efluentes provenientes dos processos de lavagem de cana, moenda, destilaria, fábrica e refinaria, num total 29 amostras coletadas no ano de 2007 no âmbito das usinas associadas ao CTC, conforme ELIA NETO & ZOTELLI (2008).

Por sua vez, na Tabela 34 apresentam-se as variações dos parâmetros físico-químicos das águas residuárias, expurgados os valores de refinaria anexa, para se ter uma visão mais adequada do tipo de água aplicada na lavoura, pois há muito poucas usinas com refinarias anexas. Além disto, o alto RAS (Razão de Adsorção de Sódio) neste tipo de efluente, estimado em 478, inviabiliza a sua utilização na lavoura. Esta característica se deve à utilização de salmoura para recuperar as resinas de descoloração do açúcar no processo de refinação.

Tabela 33 - Caracterização de águas residuárias (AR) de algumas seções das usinas (ELIA NETO e ZOTELLI, 2008)

Parâmetros	Un.	Caracterização dos Efluentes das Seções					
		AR.Geral	Lav.Cana	Moenda	Destilaria	Fábrica	Refinaria
Nº amostras	-	18	01	03	04	02	01
Alumínio	mg/L	61,75	118,20	8,60	< 5,00	107,30	< 5,00
Bário	mg/L	< 10,00	< 10,00	< 10,00	< 10,00	< 10,00	< 10,00
CaO	mg/L	251,60	428,40	72,17	84,18	245,75	21,60
Chumbo	mg/L	< 2,50	< 2,50	< 2,50	< 2,50	< 2,50	< 2,50
Cobre	mg/L	0,34	<0,20	0,40	<0,20	0,50	<0,20
Condutividade	mg/L	1.201	2.250	611	606,75	1145	4.670
DBO	mg/L	5.469	2.330	6.196	3.716,5	3.591,5	8.280
DQO	mg/L	11.728	4.250	11.127	7521,75	8.653	17.220
Dureza	mg/L	1.508	3.100	1.673	2.320	2.390	540
Ferro	mg/L	67,54	97,40	20,73	4,75	175,55	36,20
Fósforo total	mg/L	13,33	<10,00	<10,00	<10,0	<10,00	< 10,00
Lítio	mg/L	< 0,50	< 0,50	< 0,50	< 0,50	< 0,50	< 0,50
MgO	mg/L	57,83	69,30	32,07	30,83	53,55	8,50
Manganês	mg/L	1,29	4,00	0,80	0,48	1,85	0,60
N total	mg/L	80,29	50,40	16,93	49,48	85,30	< 10,00
N amoniacal	mg/L	11,59	5,10	7,63	9,30	7,00	< 10,00
N nitrito	mg/L	0,31	< 0,10	< 0,10	< 0,10	< 0,10	< 0,10
N nitrato	mg/L	0,11	0,30	0,13	0,98	0,30	< 0,10
pH	-	6,43	6,90	4,17	5,18	4,60	4,80
Potássio total	mg/L	134,73	390,50	97,13	100,75	84,85	7,30
RAS (*1)	-	3,75	0,24	1,97	3,32	1,48	361,59
RS	mg/L	17,59	13,00	2,03	0,55	29,00	0,20
Sódio	mg/L	52,68	4,30	15,43	27,63	20,45	1533,20
Sólidos Totais	mg/L	6.801,67	3.980	5.010,0	1.670,0	7.807,5	19.770,0
Sólidos Totais Fixos	mg/L	1.496,67	2.625	531,67	491,25	2.272,5	3.560,0
Sólidos Totais Voláteis	mg/L	5.305,00	1.355	4.478,33	1.178,75	5.535,0	16.210,0
Sólidos Susp. Totais	mg/L	1.444,11	1640	460,	177,75	2.755,0	120,0
Sólidos Susp. Fixos	mg/L	654,00	960	< 20,	< 20	1140	< 20
Sólidos Susp. Volát.	mg/L	935,94	11.150	460	177,75	1615	120
Sólidos Dissolv. Totais	mg/L	5.357,56	2340	4.550	1.492,5	5.052,5	19.650
Sólidos Dissolv. Fixos	mg/L	986,94	1.805	531,67	486,25	1.132,50	3.560
Sólidos Dissolv. Volát.	mg/L	4.370,67	535	4015	1.003,75	3.920	16.100
Sulfato	mg/L	42,78	2,80	38	48,35	40,30	140
Zinco	mg/L	< 0,5	< 0,5	< 0,5	< 0,5	< 0,5	< 0,5

Obs.: - Médias setoriais de 29 amostras de águas residuárias coletadas em 21 usinas associadas ao CTC.

- (*1) RAS, Razão de Adsorção Sódio, obtido com os dados: fórmula [Na^{+} / RaizQua(Ca^{++} + Mg^{++} /2)]

Tabela 34 - Resultados físico-químicos de 28 amostras de águas residuárias de usinas sem refinaria anexa, associadas ao CTC (ELIA NETO & ZOTELLI, 2008)

Parâmetros	Unidade	Variação dos Parâmetros (sem Refinaria)		
		Mínimo	Média	Máximo
Alumínio	mg/L	< 5,0	51,8	630,1
Bário	mg/L	< 10	< 10	< 10
CaO	mg/L	11,5	214,4	518,9
Chumbo	mg/L	< 2,5	< 2,5	< 2,5
Cobre	mg/L	< 0,2	0,3	0,9
Condutividade	uS/cm	112,0	1.086,1	2.620
DBO	mg/L	289,0	5.050,5	31.500
DQO	mg/L	660,0	10.575,8	55.100
Dureza	mg/L	220,0	1.761,4	4.320
Ferro	mg/L	1,9	62,5	733,9
Fósforo total	mg/L	< 10	12,1	70,0
Lítio	mg/L	< 0,5	< 0,5	< 0,5
MgO	mg/L	2,1	51,3	366,6
Manganês	mg/L	< 0,2	1,2	4,6
N total	mg/L	< 10	70,1	300
N amoniacal	mg/L	< 10	10,6	30,0
N nitrito	mg/L	< 0,10	0,2	2,8
N nitrato	mg/L	< 0,10	0,1	0,5
pH	-	3,6	5,8	11,7
Potássio total	mg/L	6,0	136,2	564
RAS (*1)	-	0,1	3,6	20,6
RS	mg/L	< 0,10	14,6	100
Sódio	mg/L	1,8	42,5	315
Sólidos Totais	mg/L	430,0	6.056,7	32.380
Sólidos Totais Fixos	mg/L	155,0	1.390,4	6.130
Sólidos Totais Voláteis	mg/L	275,0	4.666,3	30.650
Sólidos Suspensos Totais	mg/L	67,0	1.303,6	8.600
Sólidos Suspensos Fixos	mg/L	< 20	466,5	5.433
Sólidos Suspensos Voláteis	mg/L	67,0	1.232,6	11.150
Sólidos Dissolvidos Totais	mg/L	363,0	4.753,1	30.220
Sólidos Dissolvidos Fixos	mg/L	155,0	935,0	2.050
Sólidos Dissolvidos Voláteis	mg/L	208,0	3.817,4	28.610
Sulfato	mg/L	< 0,10	41,4	140
Zinco	mg/L	< 0,5	0,5	0,9

Obs.: - Médias setoriais de 29 amostras de águas residuárias coletadas em 21 usinas associadas ao CTC.

- (*1) RAS, Razão de Adsorção Sódio, obtido com os dados: fórmula [Na^{+} / RaizQua(Ca^{++} + Mg^{++} /2)]

5.3.3.2. Caracterização dos condensados da fabricação

O tratamento do caldo e a fabricação de açúcar resultam na produção de condensados. Estes podem ser reaproveitados, sendo verificados os seguintes tipos, conforme a etapa do processo:

- Condensados dos aquecedores de caldo:
  Para descontaminar e facilitar a decantação do caldo, com a diminuição da sua viscosidade, realiza-se seu aquecimento utilizando aquecedores tipo tubo e casco visando elevar a temperatura a 105°C. Normalmente, utiliza-se para este aquecimento vapor de escape ou vapor vegetal sangrado da primeira caixa da evaporação (pré-evaporador), reutilizando os condensados gerados nas caldeiras de baixa e média pressão. Isso com os devidos cuidados de verificação de contaminação por vazamento dos tubos do aquecedor e arraste de açúcar do pré-evaporador.
- Condensados do conjunto de evaporação do caldo
  Os condensados produzidos neste equipamento são resultantes da condensação do vapor de escape injetado na primeira caixa (pré-evaporador) e os vapores vegetais oriundos do próprio caldo nas demais caixas ou efeitos. Os condensados do vapor de escape são na maioria na das usinas retornados na caldeira, algumas utilizam também os condensados vegetais da segunda caixa (vv1 - vapor vegetal da caixa 1), quando tomados os devidos cuidados de detecção de contaminação, com condutivímetro em linha por exemplo. Os demais condensados são utilizados na fábrica de açúcar e etanol (lavagem de açúcar, embebição nas moendas, lavagem de torta, diluição de méis e outras menos nobres como limpeza de piso e equipamentos), podendo parte ainda compor as águas residuárias.
- Condensados dos cozedores (ou vácuos) de xarope
  Neste tipo de equipamento, onde o xarope é concentrado até se cristalizar, são produzidos condensados vegetais que normalmente foram sangrados do pré-evaporador, podendo, com o devido cuidado, ser aproveitados nas caldeiras de baixa pressão.

Na Tabela 35 são apresentados os resultados de levantamento realizado no CTC por HOMEM, et al. (2000) sobre a qualidade dos condensados da evaporação.

Tabela 35 - Qualidade dos condensados da evaporação de múltiplo efeito em levantamento do CTC (HOMEM et al., 2000)

Parâmetros	Un.	5° Efeito			4° Efeito			3° Efeito			2° Efeito			1° Efeito		
		Méd.	Mín.	Máx.	Méd.	Mín.	Máx.	Méd.	Mín.	Máx.	Méd.	Mín	Máx.	Méd.	Mín.	Máx.
pH	-	6,9	3	9,1	7	3,2	9,4	7,5	3,3	9,5	7,8	3,2	9,7	8,4	4,8	9,8
Condutividade	uS/cm	311	103	974	115,2	32,4	228	110,5	36,2	297	83	8,4	225	30,7	8	92
Dureza total	mg/L	60,9	1	330	12,9	2	50	5,7	2	24	2,6	1	5	2,6	1	12
Cálcio	mg/L	2,4	0,1	8,5	0,08	0,2	0,3	0,06	0,1	0,3	0,02	0,2	0,3	< 0,05	< 0,05	< 0,05
Magnésio	mg/L	0,77	0,1	2,9	< 0,05	< 0,05	< 0,05	0,02	0,2	0,2	0,02	0,2	0,2	< 0,05	< 0,05	< 0,05
Alumínio	mg/L	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	-	-	-
N. Amoniacal	mg/L	14,1	4	32,5	11,1	5,1	18,3	11,9	5,5	22	13,2	5,2	37,6	5,6	1,6	14,3
Cloretos (HPIC)	mg/L	10,7	0,01	110	0,2	0,01	1,2	0,3	0,1	2,3	0,17	0,1	0,4	0,06	0,01	0,15
Sulfito	mg/L	16,5	2	21	2,2	1	4	7,9	1	43	4,3	2	8	< 1	< 1	< 1
Sílica total	mg/L	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1
Sulfato (HPIC)	mg/L	20,8	0,2	79	18,8	1,2	60	12,9	0,1	66	9,6	0,1	31	0,17	0,1	0,22
Ferro	mg/L	4,6	0,1	25	0,13	0,1	1	0,9	0,1	1	0,15	0,3	2	< 0,05	< 0,05	< 0,05
Cobre	mg/L	2,6	0,1	27	0,53	0,1	6	0,76	0,1	10	0,1	0,1	0,1	< 0,05	< 0,05	< 0,05
A.R.T.	mg/L	418	75	1180	80	160	160	28,8	0,05	65	12,3	75	110	6,6	< 0,5	53
Alcalinid. total	mg/L	15,4	1	48	13,7	1	41	14,22	1	36	18,78	1	52	nd	nd	nd

Na Figura 61 são mostradas as variações de alguns resultados médios, verificando-se que as concentrações dos parâmetros de qualidade dos condensados aumenta conforme o efeito da evaporação, como seria esperado, motivo pelo qual se reutilizam apenas os condensados do pré e do 1° efeito como reposição de água de caldeira de baixa pressão.

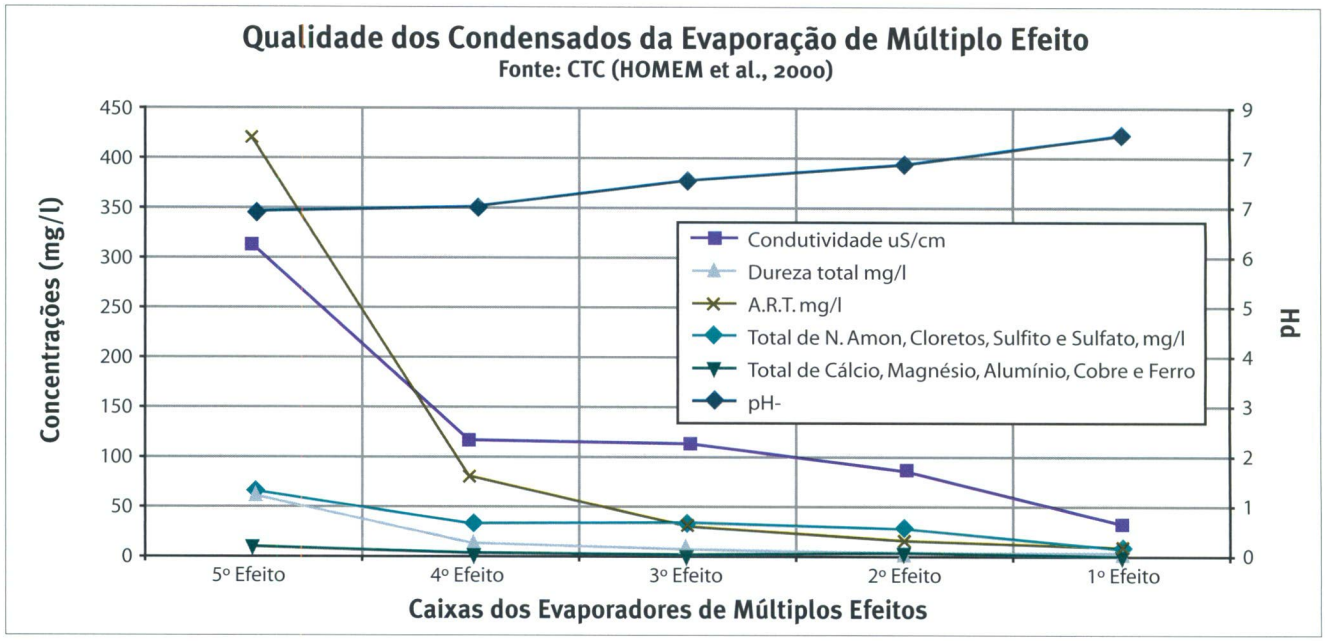


Figura 61 - Variação da qualidade dos condensados do setor de evaporação (HOMEM *et al.*, 2000).

5.3.3.3. Caracterização da flegmaça

A flegmaça é originada na coluna "B" de retificação do etanol e é um despejo com baixo potencial poluidor em termos de carga orgânica. Na Tabela 36 tem-se as características físico-químicas da flegmaça, obtidas de levantamentos realizados pelo CTC (CRISTOFOLETTI et al., 1998).

Tabela 36 - Resultados físico-químicos da flegmaça obtidos de levantamento do CTC (CRISTOFOLETTI et al., 1998)

Parâmetros	Unidade	Variação dos Parâmetros		
		Média	Mínimo	Máximo
Alumínio	mg/L	< 0,25	< 0,2	< 0,5
Cálcio	mg/L	3,10	0,5	6,4
Cloreto (HPIC)	mg/L	2,68	< 0,1	6
Cobre	mg/L	0,58	< 0,05	1,5
DBO	mg/L	1.173,33	150	5.700
DQO	mg/L	1.563,50	270	7.400
Ferro	mg/L	0,25	< 0,05	0,5
Fósforo total	mg/L	1,50	< 1	3
Magnésio	mg/L	1,22	0,2	2,6
Manganês	mg/L	0,08	< 0,05	0,1
N total	mg/L	22,33	4	100
N amoniacal	mg/L	3,33	2	5
pH	-	3,80	3,4	4,3
Potássio total (K_2O)	mg/L	8,85	1,4	20
RAS (*1)	-	0,9	0,2	2,4
Sódio	mg/L	1,68	0,4	6
Sulfato (HPIC)	mg/L	15,63	< 0,2	32,4
Zinco	mg/L	0,16	< 0,05	0,3

Obs.:
- Mínimas, máximas e médias de 6 amostras de flegmaça coletas em 1997 em associadas ao CTC.
- (*1) RAS, Razão de Adsorção Sódio = [Na^+ / RaizQuad(Ca^{++} + Mg^{++} /2)], obtidos com os dados.
- HPIC - High Performance Ion Chromatography

5.3.3.4. Caracterização da vinhaça

A vinhaça é originada na coluna "A" de destilação do etanol e é o despejo com maior potencial poluidor da usina. Na Tabela 37 tem-se as características físico-químicas da vinhaça, obtidas de dois levantamentos realizados pelo CTC, o primeiro em 1995 (ELIA NETO & NAKAHODO, 1995) e o segundo em 2007 (ELIA NETO & ZOTELLI, 2008). Apresentam-se as médias, compondo-se os resultados extremos de ambos os levantamentos.

Tabela 37 - Caracterização físico-química da vinhaça obtida de levantamentos realizados no CTC

Descrição	Un.	Valores Médios		Valores Extremos	
		CTC, 1995(*1)	CTC, 2007(*2)	Mínimo	Máximo
Alumínio	mg/L	-	18,30	< 5,0	120,0
Bário	mg/L	-	13,3	< 10	25,0
Cálcio (CaO)	mg/L	515,25	863,9	71	2614,7
Chumbo	mg/L	-	< 2,50	< 2,50	< 2,50
Cloreto	mg/L	1.218,91	-	480	2.300
Cobre	mg/L	-	0,50	< 0,2	3,2
Condutividade	µS/cm	-	6.553	3.780	12.500
DBO_5	mg/L	16.949,76	11.331,1	5.879	75.330
DQO	mg/L	28.450,00	31.504,6	9.200	97.400
Dureza	mg/L	-	4.505,7	1.080	9.200
Etanol-CG	% v/v	0,09	-	0,01	1,19
Ferro	mg/L	25,17	14,71	2	200
Fósforo total	mg/L	60,41	32,0	< 10	188
Glicerol	% v/v	0,59	< 1,00	0,26	2,50
Levedura	% v/v	1,35	-	0,38	5,00
Lítio	mg/L	-	< 0,50	< 0,50	< 0,50
Magnésio (MgO)	mg/L	225,64	535,0	97	1.112,9
Manganês	mg/L	4,82	4,50	1	12
Nitrogênio total	mg/L	356,63	352,5	81,2	1.214,6
Nitrogênio amoniacal	mg/L	10,94	36,6	0,4	220,0
Nitrogênio nitrato	mg/L	-	< 0,8	< 0,1	4,2
Nitrogênio nitrito	mg/L	-	< 0,2	< 0,1	1,2
pH	-	4,15	4,8	3,50	4,90
Potássio total	mg/L	2.034,89	2.666,6	814	7.611,5
RAS (*3)		2,47	1,10	0,3	4,69
Resíduos Sedimentáveis	mL/L	2,29	7,0	0,1	40
Sódio	mg/L	51,55	30,6	2,7	220
Sólidos Dissolvidos Fixos	mg/L	11.872,36	7.517,7	921	24.020
Sólidos Dissolvidos Totais	mg/L	18.420,06	24.520,4	1.509	45.630
Sólidos Dissolvidos Voláteis	mg/L	6.579,58	1.7004,3	588	29.325
Sólidos Suspensos Fixos	mg/L	294,38	< 327,8	< 20	2.350
Sólidos Suspensos Totais	mg/L	3.966,84	-	260	9.500
Sólidos Suspensos Voláteis	mg/L	3.632,16	4901,1	40	15.900
Sólidos Totais (ST)	mg/L	25.154,61	29.596,3	10.780	56.780
Sulfato	mg/L	1.537,66	861,2	92,3	3.363,5
Sulfito	mg/L	35,90	-	5	153
Temperatura	°C	89,16	-	65	110,5
Zinco	mg/L	-	< 1,0	< 0,5	4,6

Fontes: (*1) ELIA NETO & NAKAHODO, 1995; e (*2) ELIA NETO & ZOTELLI, 2008.

Outra caracterização clássica da vinhaça é apresentada no trabalho "Utilização de Restilo como Fertilizante em Solo Cultivado com Cana de Açúcar - Relatório Final", (CETESB, 1982). Esse trabalho tem o mérito de agrupar dados de vinhaça esparsos obtidos por vários pesquisadores, desde o ano de 1952, podendo-se citar: Almeida, J.R. - O Problema da Vinhaça, Boletim do Instituto Zimotécnico nº 3, 1952; Almeida, J.R. - Composição, Proporção e Aplicação de Vinhaça, 1962; Glória N.A. et al. - Emprego da Vinhaça para Fertilização, 1977; Rodella & Ferrari, 1977; Magro, J.A. - Uso da Vinhaça em Cana de Açúcar na Usina da Pedra, 1978; Coleti, 1978; Centro de Tecnologia PROMON - Vinhoto, 1979; Araujo et al.; e dados da própria CETESB. O resultado final com as características qualiquantitativas de vinhaça, procedente de mostos de melaço, caldo e misto é apresentado na Tabela 38.

Tabela 38 - Características qualiquantitativas de vinhaça procedentes de mostos de melaço, caldo e misto

Parâmetro	Melaço	Caldo	Misto
pH	4,2 - 5,0	3,7 - 4,6	4,4 - 4,6
Temperatura (°C)	80 - 100	80 - 100	80 - 100
DBO5 (mg/L O_2)	25.000	6.000 - 16.500	19.800
DQO (mg/L O_2)	65.000	15.000 - 33.000	45.000
Sólidos totais (mg/L)	81.500	23.700	52.700
Sólidos voláteis (mg/L)	60.000	20.000	40.000
Sólidos fixos (mg/L)	21.500	3.700	12.700
Nitrogênio (mg/L N)	450 - 1.610	150 - 700	480 - 710
Fósforo (mg/L P_2O_5)	100 - 290	10 -210	9 - 200
Potássio (mg/L K_2O)	3.740 - 7.830	1.200 - 2.100	3.340
Cálcio (mg/L CaO)	450 - 5.180	130 - 1.540	1.330 - 4.570
Magnésio (mg/L MgO)	420 - 1.520	200 - 490	580 - 700
Sulfato (mg/L SO_4)	6.400	600 - 760	3.700 - 3.730
Carbono (mg/L C)	11.200 - 22.900	5.700 - 13.400	8.700 - 12.100
Relação C/N	16 - 16,27	19,7 - 21,07	16,4 - 16,43
Matéria orgânica (mg/L)	63.400	19.500	3.800
Substâncias redutoras (mg/L)	9.500	7.90	8.300

Fonte: "Utilização de Restilo como Fertilizante em Solos Cultiváveis com Cana-de-açúcar - Relatório Final", CETESB,1982.

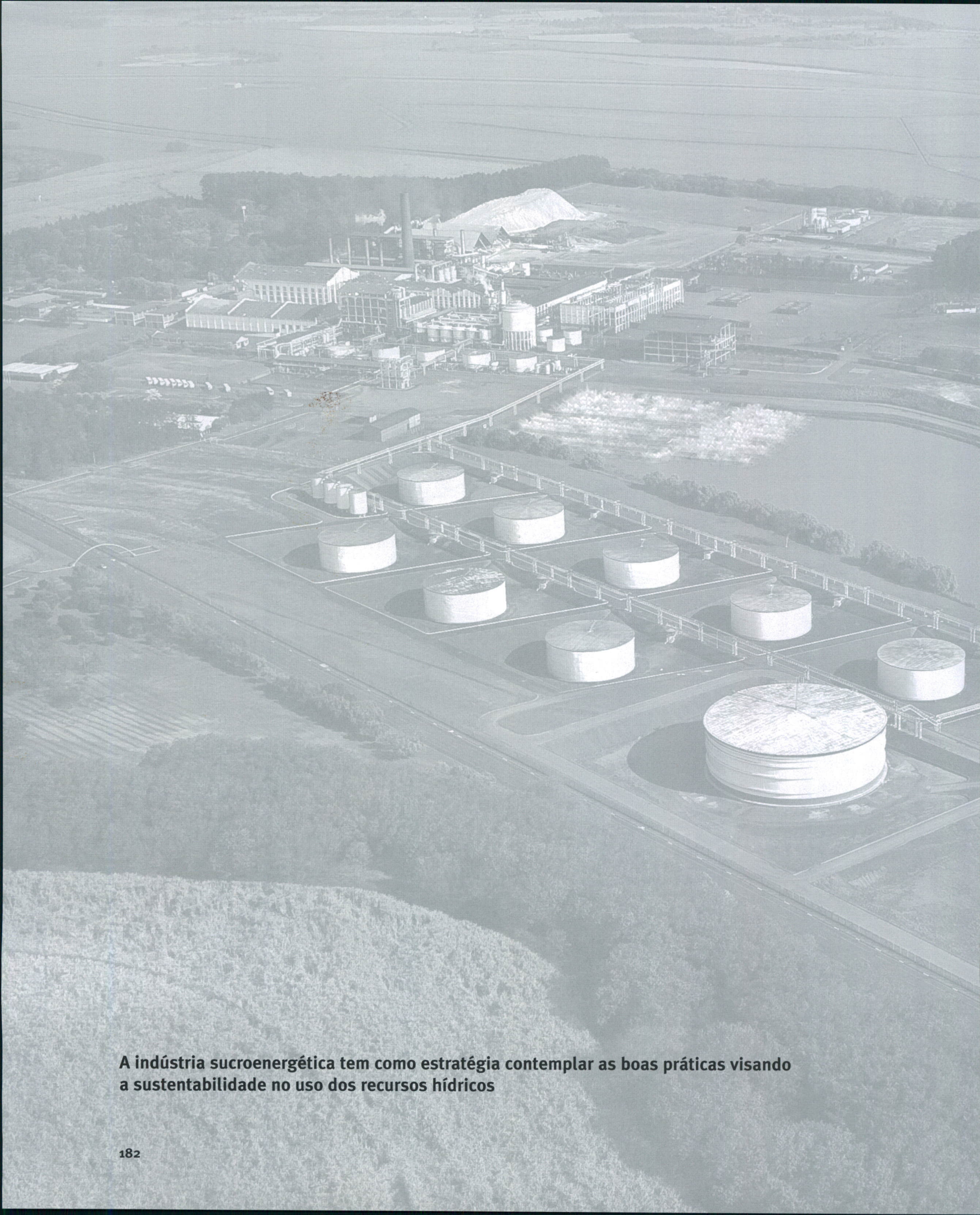
Na Tabela 39 são apresentados os resultados da caracterização da vinhaça e faixas de variação dessas características.

Tabela 39 - Comparação dos resultados obtidos com os preconizados na literatura

Parâmetros	CTC		CETESB, 1982		Composição Final	
	1995	2008	Caldo	Mista	Média	Faixa
pH	4,15	4,8	3,7 - 4,6	4,4 - 4,6	4,3	3,5 - 4,9
Temperatura (°C)	89		80 - 100	80 - 100	90	65 - 110,5
DBO5 (mg/L O_2)	16.950	11.331	6.000 - 16.500	19.800	14.833	5.879 - 75.330
DQO (mg/L O_2)	28.450	31.505	15.000 - 33.000	45.000	23.801	9.200 - 97.400
DQO/DBO_5	1,7	2,8	2,5 - 2,0	2,1	1,6	1,6 - 2,8
ST (mg/L)	25.155	29.596	23.700	52.700	32.788	10.780 - 56.780
SVT (mg/L)	10.211,74	21.905,4	20.000	40.000	23.030	628 - 45225
SFT (mg/L)	18.420,06	24.520,4	3.700	12.700	14.835	1.509 - 45.630
Nitrogênio (mg/L N)	357	353	150 - 700	480 - 710	433	81 - 1.215
Fósforo (mg/L P)	60,41	32,0	2,1 - 44,1	1,89 - 42	34	2,1 - 188
Potássio (mg/L K)	2.035	2.667	991 - 1.735	2.759	2206	814 - 7.612
Cálcio (mg/L Ca)	286,2	479,5	72,2 - 854,7	738,2 - 2.536,4	832	39,4 - 1.451,2
Magnésio (mg/L Mg)	135,4	321	120 - 294	348 - 420	262	97 - 1.112,9
Sulfato (mg/L S)	1.538	861	300 - 380	1.850 - 1.865	1.149	92 - 3.364



AS BOAS PRÁTICAS INDUSTRIAIS



A indústria sucroenergética tem como estratégia contemplar as boas práticas visando a sustentabilidade no uso dos recursos hídricos

6. As boas práticas industriais

André Elia Neto
Alberto Shintaku

6.1. Estratégia para o setor

Desde 1995, o CTC vem apontando estratégias para o setor sucroenergético em relação à questão de captação e uso de água, tendo em vista a sustentabilidade ambiental proveniente da menor pressão por recursos hídricos, do menor impacto financeiro na cobrança da águas, do uso racional como reaproveitamento dos despejos. As metas sugeridas para o setor é de 1 m^3/t cana de água captada para suprir o uso industrial e zero de lançamento de efluente em corpos de água. Consequentemente, a carga orgânica seria tratada através da utilização dos despejos na fertirrigação da lavoura conjuntamente com a vinhaça.

O consumo de água, que é a diferença entre o captado e o lançado, ficaria ao redor da captação, ou seja, 1 m^3/t cana. Na realidade, este consumo é um pouco maior, pois a própria cana traz consigo cerca de 70% de água, que indiretamente também é consumida no processo. É claro que este último não representa um uso de recursos hídricos, porém justifica ser otimizado para um reúso mais nobre com tratamento terciário, inaugurando um conceito novo de produção de própria água para o processo industrial, ou seja, a "Usina de Água", a custas de novas pesquisas, dando-se um salto tecnológico nesta questão.

Na Figura 62 é apresentado um balanço médio global da captação de água na indústria sucroenergética. A retirada média atual de água, principalmente nas usinas da região canavieira do Centro Sul, é próximo a 2 m^3/t cana, muito embora várias usinas já se situem em um maior patamar tecnológico, captando somente 1 m^3/t cana com o fechamento de circuitos de água e a prática de reúso.

Neste balanço de captação de água pode-se perceber que o setor pratica um índice de reúso de água em seu processo industrial de 95%, haja vista o uso industrial de água, já apresentado ser em média 22 m^3/t cana, demonstrando o alto grau de reaproveitamento de água captada para seu processo industrial. Isto propicia uma menor pressão por novas fontes de abastecimento de água, otimizado pela prática do reúso agrícola de despejos e resíduos na fertirrigação da lavoura de cana-de-açúcar; contribui também para a manutenção da qualidade dos mananciais, que não recebem o remanescente de poluição de eventuais sistemas de tratamento.



Figura 62 - Balanço médio global de água nas usinas sucroenergéticas.

6.2. Evolução do consumo de água

A captação de água na indústria canavieira decresceu rapidamente por força da legislação ambiental e da iminente implantação do sistema de cobrança pela utilização de recursos hídricos, com a promulgação da constituição de 1988. Mesmo antes, com o PROÁLCOOL, as usinas passaram de grandes usuárias de água, para uma situação de uso mais racional dos recursos hídricos. As usinas evoluíram de uma grande necessidade de captação de água para o processo industrial, para uma situação de planejamento mais condizente, com instalações distantes dos cursos de águas, buscando uma topografia mais favorável que possibilite a distribuição por gravidade dos seus efluentes e resíduos na lavoura de cana.

A captação de água, que era de 15 a 20 m³/t cana há três, quatro décadas passadas, decorrente dos circuitos de uso de água abertos, passa a ser minimizada com a racionalização do uso de água pela reutilização e fechamento de circuitos. Num levantamento expedito realizado pelo CTC em 1995 nas usinas do grupo Copersucar, obteve-se em média a captação de 2,92 m³/t cana. Em 1997, este trabalho foi revisado com maior rigor, ampliando a participação para 34 usinas da Copersucar, chegando-se a valores de captação de água de 5 m³/t cana moída, representando um valor mais condizente com o estimado em 1990 com os dados de demanda de água no Estado de São Paulo, ou seja, 5,6 m³/t cana. Mais recentemente, foi feito um novo levan-

tamento no setor sucroenergético nas usinas do âmbito da UNICA (notadamente concentradas no Estado de São Paulo), objetivando verificar quais os reflexos da política de cobrança pelo uso da água na racionalização deste recurso no setor. A Tabela 40 apresenta estes resultados, que permitiram elaborar uma curva de tendência que mostra o decréscimo da taxa média de captação de água no setor (Figura 63). Pode-se dizer que o atual estágio tecnológico de reuso de água situa a captaçãopróxima a 1m³/t cana.

Tabela 40 - Evolução das taxas de captação, consumo e lançamento de água na indústria canavieira (ELIA NETO, 2008)

Taxas (m³/t cana)	1990 (*1)	1995 (*2)	1997 (*3)	2004 (*4)
Captação	5,6	2,92	5,07	1,85
Consumo	1,8	1,60	0,92	-
Lançamento	3,8	1,32	4,15	-

Fontes: (*1) Plano Estadual de Recursos Hídricos – 1994/95 (CRH-SP,1994)
(*2) Levantamento expedito efetuado em 1995 pelo CTC com a participação de 39 usinas da Copersucar (ELIA NETO, 1995)
(*3) Levantamento (revisão) efetuado em 1997 pelo CTC com a participação de 34 usinas da Copersucar
(*4) Levantamento efetuado em 2005 (dados de 2004) pela UNICA/CTC (ELIA NETO, 2005)

O impacto regional da demanda por água pela indústria canavieira pode ser melhor avaliado perante à apreciação da situação do Estado de São Paulo. Este estado detém a maior concentração de usinas e destilarias para a produção de açúcar e etanol. Na década de 90 a participação do setor sucroenergético na captação de água era de cerca de 13% da demanda do Estado, e cerca de 40% de todo o setor industrial, conforme o Plano Estadual de Recursos Hídricos do Estado de São Paulo – PERH-1994/95 (CRH-SP, 1994).

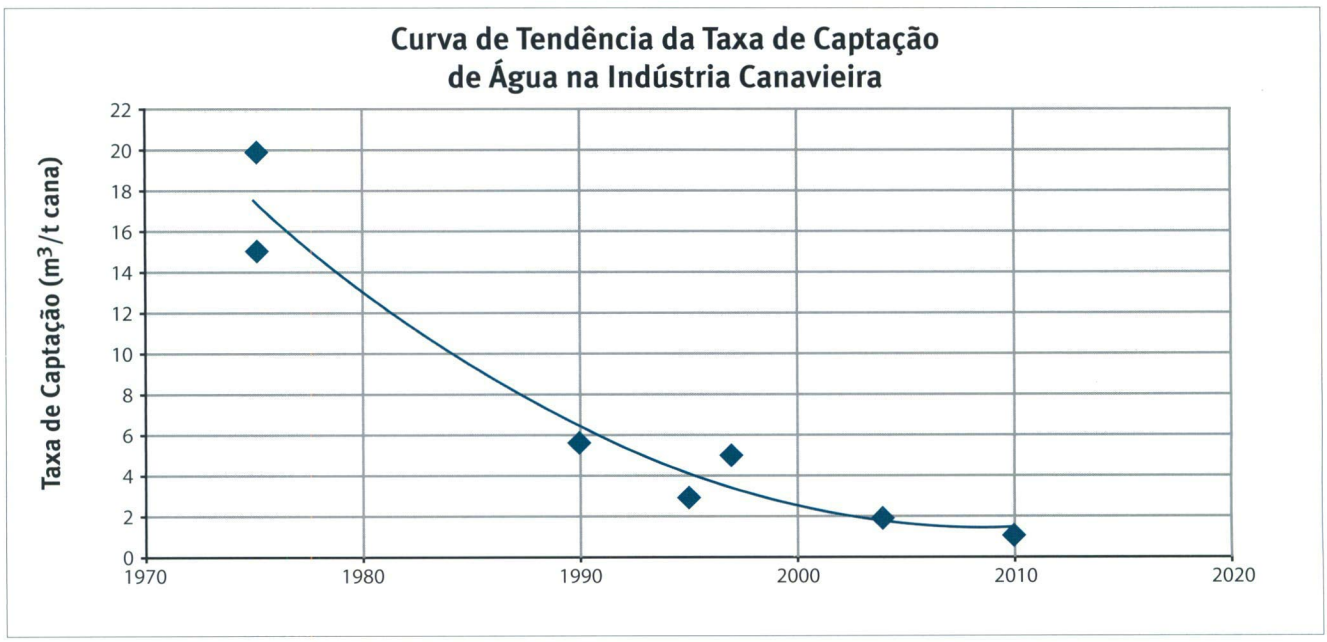


Figura 63 - Curva da tendência de decréscimo da captação de água a indústria canavieira.

A Tabela 41 apresenta resumidamente os dados de disponibilidade e demanda de água do PERH-1994/95 e do novo PERH (2004/07) do Estado de São Paulo com estimativas de demanda elaboradas para o setor canavieiro em 2007.

Tabela 41 - Disponibilidade e demanda de captação de água superficial no Estado de São Paulo

Taxas (m^3/t cana)		PERH – 1990 (1)				PERH – 2004/07 (2)	
		1990		Ano 2010 (pior)		Estimativa p/ 2007	
		m^3/s	%	m^3/s	%	m^3/s	%
Disponibilidade	$Q_{referência}$	2.105 m^3/s				2.020 m^3/s	
	$Q_{7,10}$	888 m^3/s	893 m^3/s				
Demanda	Urbana	87	25	200	23	137,32	30,3
	Irrigação	154	44	490	55	177,87	39,2
	Industrial	112	32	190	22	138,53	30,5
	Sucroenergético	47	13	-	-	35(3)	7(3)
Total		354	100	880	100	453,73	100

Fontes: (1) Plano Estadual de Recursos Hídricos–1994/95 (1º Plano do Estado de São Paulo–1990 – Síntese) (CRH-SP,1994);
(2) Plano Estadual de Recursos Hídricos – 2004/2007 – Resumo (DAEE, 2006);
(3) Estimativa a partir de dados médios atualizados do setor de 2 m^3/t cana

O valor até certo ponto pessimista de 880 m^3/s, estimado para 2010, que coloca a demanda perigosamente no patamar da vazão mínima disponível ($Q_{7,10}$) não se cumprirá. Passadas quase duas décadas, a demanda no Estado cresceu apenas 28%, conforme as projeções, passando para 454 m^3/s, observando um maior crescimento relativo na demanda urbana, e decréscimos relativos nas demandas industrial e urbana. Em relação ao setor canavieiro, baseado em dados macros a partir da demanda estabelecida em 1990 de 47 m^3/s e extrapolada para 6 meses de captação de água na safra e também na moagem do ano de 1990 no Estado de São Paulo de 131,1 milhões de toneladas de cana (FERNANDES, 1996), estima-se a taxa de captação de água na época em 5,6 m^3/t cana.

Analogamente, estima-se a vazão específica de lançamento (32,3 m^3/s, segundo o PERH-1990) em 3,8 m^3/t cana e o consumo em 1,8 m^3/t cana. Considerando a média de 1,85 m^3/t cana de captação de água pelo setor e a safra 2007/2008, de 296,3 milhões de toneladas de cana-de-açúcar (UNICA, 2009), o que representa 60% da produção nacional, pode-se estimar que as usinas paulistas demandaram cerca de 35 m^3/s na safra do ano de 2007, ou seja, 7,7% da demanda total de todos os demais setores.

O crescimento da produção canavieira, verificado desde 1990 até 2007, foi de 125%, que não foi acompanhado pelo crescimento de demanda de água na mesma proporção. No setor industrial, onde a agroindústria da cana se insere, a demanda por água cresceu apenas 24% neste mesmo período, podendo-se creditar este fato, em parte pela racionalização do uso de água. De qualquer forma, o setor canavieiro mostrou uma atuação positiva neste sentido, que se demonstra pela diminuição da demanda relativa no setor industrial, que passou de 42% para 25% e pela diminuição de demanda no estado que passou de 13% para próximo de 8%, apesar do grande crescimento nas duas últimas décadas. Atingindo a meta de 1 m^3/t cana, o setor terá a capacidade de reduzir mais ainda sua participação percentual de captação para próximo de 4% da atual demanda estadual. Tecnologias de ponta em desenvolvimento e a serem desenvolvidas certamente possibilitarão resultados ainda melhores no aproveitamento da água contida na cana e consequentemente, redução na captação de água, antevendo-se um novo patamar de 0,5m^3/t cana com a utilização da água da própria cana.

6.3. Tratamento e reúso dos efluentes

A recuperação e tratamento dos despejos industriais das usinas e destilarias são basicamente compostos por controles internos, isto é, o controle preventivo. Há muito que as práticas de reúso e reciclagem de efluentes são empregadas em usinas com a finalidade de diminuição da poluição e a redução da utilização da água, haja vista a grande quantidade de água necessária para o processo industrial. As técnicas empregadas compreendem: recirculação, reutilização de despejos, equipamentos mais eficientes, processos menos poluidores e fertirrigação da lavoura. Como consequência, têm-se: menor gasto com água e energia de bombeamento; maior aproveitamento da matéria-prima; menor gasto com o controle externo; aproveitamento dos nutrientes (potássio e nitrogênio) e da matéria orgânica na lavoura com ganhos de produtividade e melhoramento do solo.

O controle externo é constituído pelos sistemas de tratamento dos despejos necessários para enquadramento destes na legislação. Ele basicamente se resume em poucas necessidades: o tratamento da água de lavagem de cana por decantação; o tratamento da água do lavador de gases da chaminé por decantação-flotação; os diversos resfriamentos, em torres de arrefecimento ou tanques aspersores; o efluente de lavagem de piso e equipamento tratados em caixas de areia e gordura; e o esgoto doméstico conforme preconizado na NBR-7229 (1993).

6.3.1. Tratamento de água de lavagem de cana

O efluente da lavagem de cana contém impurezas minerais incorporadas no carregamento mecânico da cana na lavoura e a matéria orgânica da perda de açúcar da própria lavagem da cana na mesa de alimentação desta matéria-prima para a indústria. Seu tratamento visa basicamente à remoção do material sedimentável e a manutenção de suas condições de reúso na própria lavagem de cana, mantendo a água em circuito fechado com decantadores. Poucas usinas mantêm sistemas abertos de lavagem de cana, pois implicam, além de elevada taxa de captação de água, em necessidade de implantação de tratamento de remoção de matéria orgânica solúvel (DBO_5) para enquadrar o efluente final tratado na legislação ambiental. São necessárias lagoas de estabilização enormes, com tempo de detenção de 60 dias ou mais e com grande dificuldade de manutenção de eficiência de tratamento para atender o padrão de lançamento de efluentes e de qualidade do corpo receptor.

Cabe destacar que o processo de lavagem é feito somente no caso de colheita de cana inteira, colhida manualmente, onde a cana é amontoada no solo. Significativos teores de terra se agreguem ao colmo, notadamente quando a despalha é feita a fogo, por causa da exsudação. Na operação agrícola de elevação mecânica para transporte à usina adere-se ainda mais terra, havendo necessidade de sua retirada (através da lavagem) para diminuir o desgaste em equipamentos (moendas, bombas, ventiladores e outros) e sobrecarga no tratamento de caldo.

Lavagem de cana não é feita no caso de cana picada, em que a colheita é mecânica e a cana não é queimada. A impureza mineral é bem menor, pois não há contato com o solo (é enviada diretamente ao caminhão), muito embora possa haver carregamento de terra devido ao corte de base desregulado, desnivelamento do solo ou outra condição. De qualquer forma a cana picada não é lavada, principalmente pela grande perda de açúcar, dada pela maior exposição dos colmos. Neste caso, a retirada de impurezas é realizado num sistema de limpeza a seco, como se mostrará em item mais adiante referente à Produção Mais Limpa (P+L) afinando-se com a proibição paulatina da queimada da palha da cana precolheita.

O reúso se dá pela recirculação da água de lavagem após decantação, sendo para isso utilizados três sistemas convencionais: lagoas de sedimentação, decandatores circular e caixas de areia, sendo este último o mais disseminado no setor devido à facilidade de operação combinada com os custos envolvidos.

A água de lavagem de cana é vertida no topo da

mesa de alimentação, em contracorrente com a subida da cana, percorrendo transversalmente o colchão de cana. Arrasta, desta maneira, as impurezas minerais compostas de areia e argila, estimadas entre 1 a 3% em peso da cana, nas épocas secas, e entre 3 a 5%, nas épocas chuvosas, e é despejada no fundo perfurado da mesa. Nesta lavagem também há arraste de açúcares (face cortada, esmagamentos e exsudação da cana), representando perdas de processo e conferindo ao despejo uma alta carga orgânica. O efluente no fundo da mesa é encaminhado para um peneiramento, chamado de "cush-cush" (Figura 64), para remoção de materiais grosseiros (toletes de cana e palhas arrastadas durante a lavagem), que são retornados para a esteira de cana.

Em seguida, o efluente peneirado pode seguir dois caminhos. A primeira opção é adotada quando se objetiva lançar o despejo em cursos de água e, para isso, o efluente segue para tratamento, que pode ser em lagoa de decantação e de estabilização. Este é o chamado sistema aberto, que está praticamente abandonado nas usinas devido às exigências ambientais. A segunda opção é o reúso do efluente, num sistema fechado de recirculação onde se tem o tratamento em decantadores circulares precedidos ou não por predecantadores ou caixas de areia. Neste processo há a necessidade da manutenção do pH básico da água em recirculação para evitar a sua degradação e consequentemente corrosão dos equipamentos.



FOTO: ACERVO CTC

Figura 64 - Cush-cush para peneiramento do despejo da lavagem de cana.

- Lagoas de sedimentação e estabilização para o efluente da lavagem de cana.
  São conjuntos de lagoas de sedimentação e de estabilização em série. As primeiras são construídas para conter o volume decantado da terra da lavagem de cana, sendo de tempos em tempos desassoreadas com dragas, normalmente no final da safra, ou em intervalos menores no caso de unidades trabalhando em paralelo. As demais lagoas de estabilização visam à oxidação da matéria orgânica solúvel, quando o sistema de tratamento for aberto para lançamento do efluente final em rios.
  As lagoas de sedimentação são necessárias como pré-tratamento para prevenir o assoreamento das demais lagoas de estabilização a jusante. Na recirculação para reúso da água após a decantação nestas lagoas, como o tempo de detenção é muito alto, ocorre a degradação da matéria orgânica. O pH diminui, sendo muito dispendioso o uso da cal para manutenção do pH alcalino necessário para evitar a corrosão dos equipamentos (mesa, bombas e tubulações), o que torna este processo oneroso para o reúso.
  No dimensionamento básico da lagoa de sedimentação, considera-se a quantidade média de impurezas minerais, a densidade aparente da terra decantada e a vazão do efluente, calculando-se o volume assoreado com o auxílio da Equação 41:

Eq. 41:

$$V_{assoreado} = \frac{M_{cana} * Tx_{lav} * Tx_{terra}}{D_{aparente}}$$

$$para_usina_média:$$

$$V_{assoreado} = \frac{2.000.000 * 2 * 0{,}030}{1{,}5} = 800.000.[m^3]$$

Em que:
$V_{assoreado}$ = volume da lagoa para o assoreamento da terra [m³];
M_{cana} = moagem de cana na safra, considerado uma usina média de 2.000.000 t cana;
Tx_{lav} = taxa de lavagem de cana, média de 2 m³/t cana;
Tx_{terra} = taxa de terra na cana, média de 3% ou 0,030 t/t cana;
$D_{aparente}$, = densidade aparente da terra decantada na lagoa = 1,5 t/m³.

Portanto, para uma lagoa de sedimentação para uma safra inteira de funcionamento deve-se ter por segurança um volume cerca de 20% maior que o calculado, o que implica em lagoas com tempo de detenção inicial próximo de 50 dias. Além disso, deve-se considerar o tempo de detenção necessário para a oxidação da matéria orgânica se o sistema for aberto. Este processo de tratamento implica em uma série de lagoas anaeróbicas e facultativas, o chamado sistema australiano (exemplificado na Figura 65), com lagoas mais profundas no início, para o processo anaeróbico, passando o efluente desta para as lagoas facultativas (mais rasas) e, finalmente, para lagoas de polimento.

Todas estas lagoas implicam em áreas enormes, devido à necessidade de um alto tempo de detenção para a oxidação da matéria orgânica (DBO) contida no efluente, ocorrendo casos de mais de 100 dias de tempo de detenção. Também há uma limitação de eficiência destas lagoas em torno de 80% que, aliado ao grande volume de água, não permite que na maioria dos casos seja atendido o padrão de qualidade para lançamento. Por estes fatores e pela introdução da cobrança pelo uso da água em algumas bacias hidrográficas, estes sistemas abertos de lavagem de cana estão sendo desativados e substituídos por sistemas fechados.



FOTO: ACERVO CTC

Figura 65 - Antigas lagoas de estabilização da água de lavagem de cana (COPERSUCAR, 1980).

- Caixas de areia para o efluente da lavagem de cana.

  O tratamento do efluente de lavagem de cana em caixas de areia é ultimamente o sistema mais utilizado, principalmente pela facilidade de operação. O efluente do "cush-cush" é distribuído nas caixas decantadoras retangulares (Figura 66), sendo o sobrenadante que sai da caixa recirculado para a mesa de alimentação para a lavagem de cana. Periodicamente é feita a limpeza das caixas e o resíduo sólido é transportado por caminhões basculantes (Figura 67) para áreas na lavoura de cana. O líquido resultante da drenagem da caixa em operação de limpeza é bombeado para a caixa em operação e, quando há necessidade de purga, é incorporado na água residuária ou vinhaça para a lavoura.



FOTO: ACERVO CTC

Figura 66 - Entrada do despejo da lavagem de cana nas caixas de decantação de areia (circuito fechado).



FOTO: ACERVO CTC

Figura 67 - Caixa de areia das águas de lavagem de cana em operação de limpeza.

O sistema de decantação promove a remoção dos sólidos em suspensão arrastados pela água de lavagem de cana, havendo necessidade de correção de pH pela adição de leite de cal até que o pH atinja a faixa de 8 a 11. Este procedimento evita problemas de deterioração da água (degradação), corrosão de equipamentos e também auxilia a decantação das partículas mais leves. Normalmente trabalha-se com pelo menos duas caixas em paralelo para possibilitar que uma sempre fique parada para a limpeza de desassoreamento, o que é realizado com a pá-carregadeira que adentra na caixa.

O dimensionamento das caixas considera uma velocidade baixa de escoamento horizontal e um volume para o assoreamento da caixa em um determinado período. A taxa de aplicação superficial varia na faixa de 1 a 1,4 $m^3/m^2.h$, para se ter um fluxo que possibilite a decantação de partículas com diâmetros maiores que 0,025 mm, ou seja, partículas até a faixa de siltes. Com isto se tem uma água que pode ser reutilizada para a lavagem de cana.

Os parâmetros utilizados para o dimensionamento deste sistema são: taxa de aplicação superficial e vazão do efluente para se estabelecer a área necessária, quantidade média de impurezas minerais, densidade aparente da terra decantada e tempo estimado para a limpeza de desassoreamento para a determinação do volume de cada caixa, apresentadas na Tabela 42.

Tabela 42 - Características da caixa de decantação de areia das águas da lavagem de cana

Parâmetros	Valores
Quantidade mínima de unidades	2 (uma sempre em limpeza)
Largura mínima	12 m
Profundidade	~ 1,5 a 2 m
Inclinação da rampa de acesso	10 %
Taxa de aplicação superficial	1 a 1,4 m^3/m^2.hora
Peso aparente da terra	~ 1,5 t/m^3
Eficiência	Remoção de partículas maiores que 25 µm

Considerando-se uma usina de porte médio, o dimensionamento do sistema é feito com o auxílio da Equação 42:

Eq. 42:

$$A_{caixas} = \frac{Q_{lav}}{Tx_{superf}} = \frac{M_{cana} * Tx_{lav}}{Tx_{superf}}$$

$$para_usina_média:$$

$$A_{caixas} = \left(\frac{2.000.000}{200*24}\right) * \frac{2}{1,2} = 1.289.[m^2]$$

Em que:

A_{caixas} = área de decantação total das caixas de areia [m^2];

M_{cana} = moagem de cana horária, para uma usina média de 2.000.000 t de cana;

200 dias de safra = 833,3 t cana/h;

Tx_{lav} = taxa de lavagem de cana, média de 2 m^3/t cana;

Tx_{superf} = taxa superficial de decantação para caixas de areia = 1,2 $m^3/m^2.h$, adotada.

Portanto, um sistema de caixas de areia para uma usina de porte médio carece de uma área superficial de decantação de 1.289 m². As dimensões das caixas dependem de alguns fatores, como da largura mínima de 12 metros para a manobra da máquina, podendo chegar a 20 metros ou mais; da rampa máxima, de 10% de inclinação para o acesso de caminhões basculantes para recolher a terra, ficando o comprimento da caixa entre 30 a 100 metros, dependendo da situação de locação do sistema, sem levar em conta a área da rampa. Considerando uma situação normal, se estabelece a quantidade de caixas necessárias e o período de limpeza, que deve ser menor que uma semana, tendo-se para o exemplo, com o auxílio da Equação 43:

Eq. 43:

$$n_{caixa} = \frac{A_{caixa}}{\left(c_{caixa} - c_{rampa}\right) * L_{caixa}}$$

$$c_{rampa} = \frac{h_{caixa}}{I_{caixa}} = 2 * \left(\frac{100}{10}\right) = 18.[m]$$

$$para_usina_média:$$

$$n_{caixa} = \frac{1.289}{(80-20) * 20} = 1.[caixa]$$

Em que:

n_{caixa} = quantidade de caixas de areia = 2, adotada;
L_{caixa} = largura da caixa de areia = 20 m;
c_{caixa} = comprimento total da caixa de areia = 18 m;
c_{rampa} = comprimento da parte em rampa da caixa = 80 m;
A_{caixa} = área superficial das caixas de areia = 1289 m²;
h_{caixa} = altura da caixa = 2 m;
I_{rampa} = inclinação da rampa de acesso = 10% ou 10 m/100 m.

Portanto, o mais racional é adotar 3 caixas para se manter uma "em espera" para a operação de limpeza. A periodicidade da limpeza é estimada com o auxílio da Equação 44, com base no teor de terra decantada e no volume útil reservado para o assoreamento, descontando-se a parte em rampa, que fica reservada somente para o acesso da pá-carregadeira e caminhões, durante a operação de limpeza.

Eq. 44:

$$V_{assoreado} = \left(c_{caixa} - c_{rampa}\right) * l_{caixa} * h_{caixa} = (80-20) * 20 * 2 = 2.400.[m^3]$$

$$Tx_{assoreado} = \frac{M_{cana} * Tx_{lav} * Tx_{terra}}{D_{aparente}} = \left(\frac{2.000.000}{200}\right) * \frac{2 * 0{,}030}{1{,}5} = 800.\left[m^3/dia\right]$$

$$T_{limpeza} = \frac{V_{assoreado}}{Tx_{assoreado}} = \frac{2.400}{800} = 3.[dias]$$

Em que:
$V_{assoreado}$ = volume de cada caixa para o assoreamento da terra [m³];
$T_{limpeza}$ = tempo de assoreamento de cada caixa ~ 3 dias;
$Tx_{assoreamento}$ = taxa diária de assoreamento para as condições adotadas = 800 m³/dia.

- Decantador circular para o efluente da lavagem de cana.

O fechamento do circuito de água de lavagem de cana por decantador circular é apresentado na Figura 68. Este sistema ainda é utilizado no setor, muito embora venha sendo abandonado com a eliminação gradativa da lavagem de cana. Este tipo unidade de tratamento é indicado quando as impurezas minerais são predominantemente formadas por argilas.

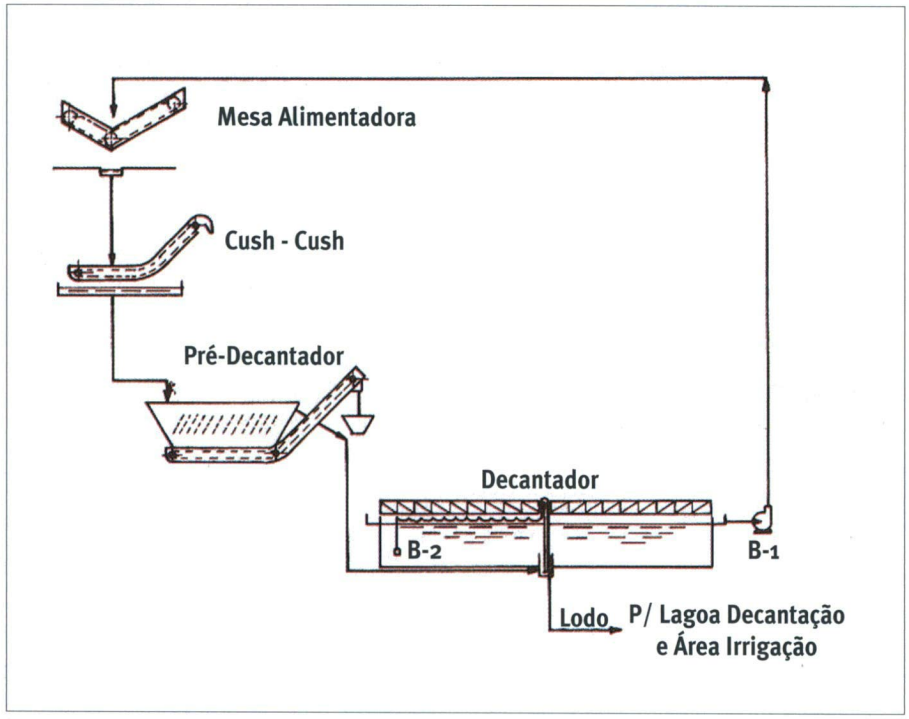


Figura 68 - Esquema de um sistema completo de tratamento de efluente de lavagem de cana por decantador circular (COPERSUCAR, 1983).

O decantador circular é um equipamento convencional de decantação das partículas mais densas que a água. O despejo que sai do "cush-cush" segue para esse decantador, que tem um tempo de detenção suficiente para a operação unitária de decantação, em torno de 2 horas. No fundo da unidade acumulam-se as partículas discretas e o lodo decantado, sendo daí retirado basicamente por dois sistemas: o sistema convencional e o decantador modelo CTC.

O sistema convencional utiliza um raspador de fundo com acionamento central (tipo "Door Oliver"), encaminhando o lodo para um poço central de onde é recalcado. O decantador modelo CTC, por sua vez, utiliza bombas submersas que varrem o fundo do decantador para a retirada de lodo. O lodo é encaminhado para lagoas de lodo e posteriormente para áreas da lavoura. O efluente decantado retorna à mesa de lavagem de cana e sofre a adição de cal para manter bási-

co o pH da água (8 a 11) em recirculação, como nas caixas de areia, sendo a cal muito importante para auxiliar a decantação de sólidos mais leves como siltes e argilas.

Na Figura 69 mostra-se um decantador modelo CTC em funcionamento em uma usina, cujo porte e as características de dimensionamento são apresentados na Figura 70 e Tabela 43, respectivamente.



FOTO: A. ELIA NETO

Figura 69 - Decantador circular de água de lavagem de cana modelo CTC em funcionamento em uma usina.

Tabela 43 - Características dos decantadores circular modelo CTC para os efluentes da lavagem de cana

Modelos	CTC ϕ 36m	CTC ϕ 50 m	CTC ϕ 60 m
Área de decantação (m^2)	1.018	1.963	2.827
Volume (m^3)	2.545	4.907	7.067
Taxa de aplicação (m^3/m^2.hora)	1,2	1,3	1,4
Vazão (m^3/h)	1.250	2.500	4.000
Eficiência	Remoção de partículas até 20 µm		

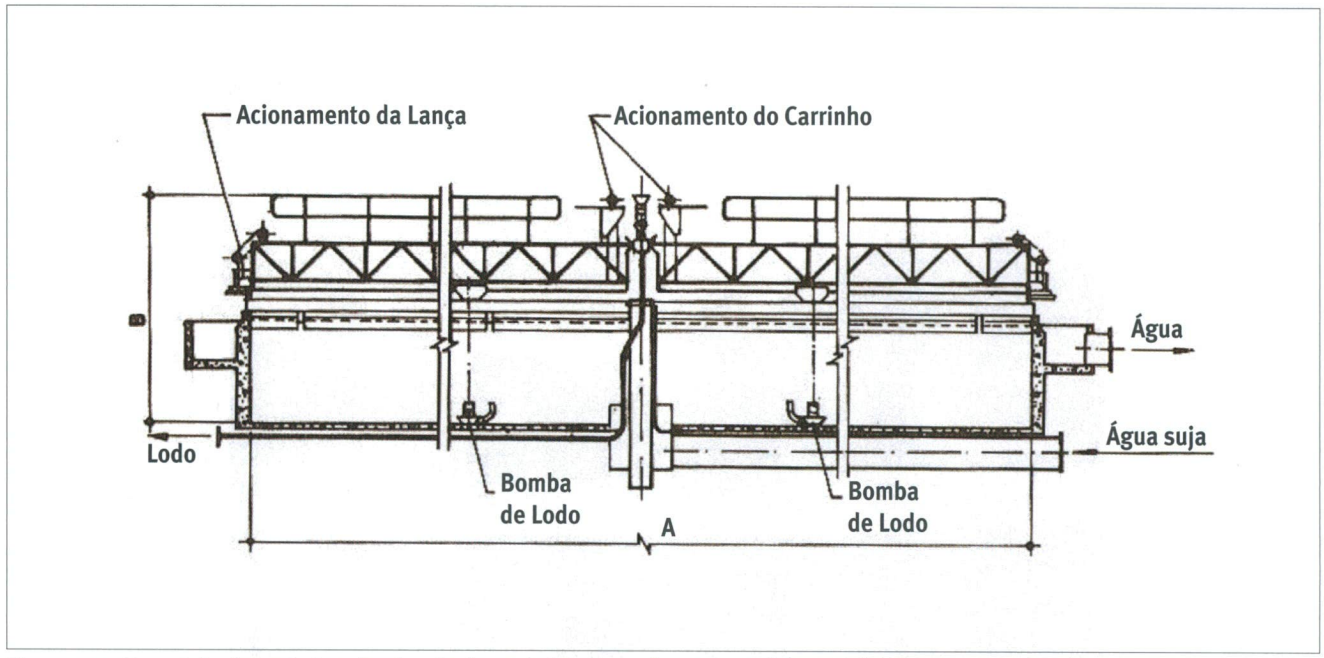


Figura 70 - Croqui do decantador circular de água de lavagem de cana modelo CTC (COPERSUCAR, 1983).

Quando as impurezas minerais são constituídas basicamente de areia e se pretende utilizar o decantador circular, primeiramente deve-se ter uma predecantação para remoção do material mais prontamente sedimentável sob o risco de assorear o equipamento principal, dificultando a sua operação. Respeitando esse detalhe, o predecantador desenvolvido no CTC é constituído de raspador de fundo que encaminha o material decantado para uma moega de carregamento de caminhões basculantes, enviando esta areia para áreas na lavoura de cana. O corpo do predecantador é dotado de lamelas dispostas paralelamente em um ângulo de 60° para aumentar a área de decantação, possibilitando o escorregamento do material decantado. Na Figura 71 é apresentado um esquema deste equipamento desenvolvido pelo CTC (COPERSUCAR, 1983), cujas características de dimensionamento são mostradas na Tabela 44.

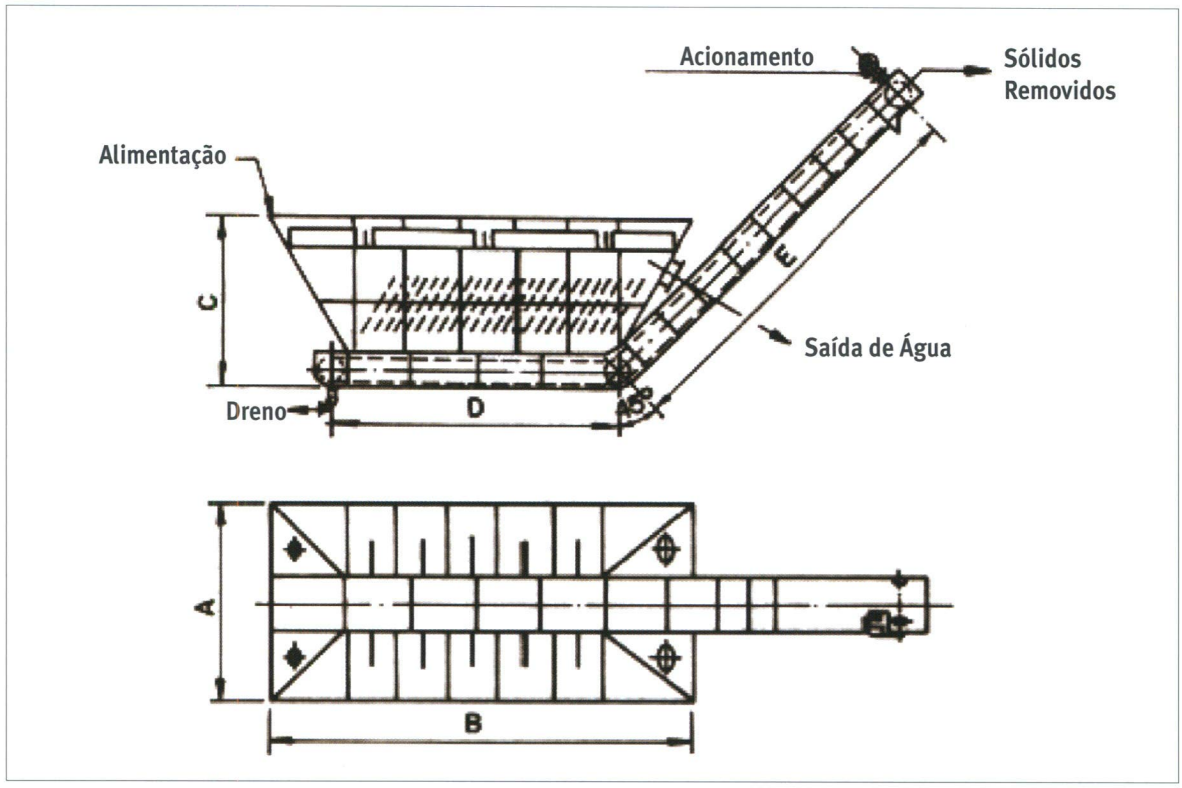


Figura 71 - Esquema de um predecantador efluente de lavagem de cana modelo CTC (COPERSUCAR, 1983).

Tabela 44 - Características do predecantador modelo CTC para os efluentes da lavagem de cana com excesso de areia

Parâmetros	Valores
Área total de decantação	127 m^2
Taxa de aplicação superficial	18 m^3/m^2.hora
Vazão padrão da unidade	2.300 m^3/h
Eficiência	Remoção de partículas maiores que 100 µm

6.3.2. Resfriamento dos efluentes da fábrica

A água utilizada para a condensação do vapor vegetal nos condensadores barométricos ou multijatos do último corpo de conjunto de evaporação de múltiplo efeito e dos cozedores a vácuo se transforma em um efluente quente, normalmente tratado em circuito fechado para remoção da carga térmica para novamente ser reutilizado na fábrica. Os efluentes dos condensadores dos filtros rotativos a vácuo são também incorporados para tratamento conjunto neste circuito. Como visto anteriormente, são efluentes que apresentam um baixo potencial poluidor (DBO_5 menor que 40mg/L), alta temperatura (em torno de 45°C) e grande volume, sendo impraticável seus lançamentos diretos em rios devido principalmente à carga orgânica e também à poluição residual de matéria orgânica quando em corpos de água com baixo poder de diluição.

Aliás, os evaporadores e cozedores são dotados com separadores de arraste de açúcar, acessórios internos ou externos, que mantêm as perdas de açúcar e, consequentemente, o residual poluidor do efluente com baixa carga, sendo uma tecnologia que está abordada no item específico sobre a P + L neste manual.

O tratamento consiste no resfriamento do efluente em tanques aspersores ("spray-pond"), com as águas frias recirculando ao processo ou, em certas condições, direcionadas para lançamento.

Na Figura 72 é apresentado detalhe do sistema de resfriamento com tanques aspersores. Na Figura 73, por sua vez, mostra-se um sistema de resfriamento para a fábrica, composto por torres de arrefecimento não muito comum para a fábrica de açúcar de uma usina, mas muito utilizada na destilaria.



FOTO: A. ELIA NETO

Figura 72 - Detalhe dos aspersores em tanques de resfriamento de efluentes para a fábrica de açúcar.



FOTO: A. ELIA NETO

Figura 73 - Torres de arrefecimento (ou resfriamento) para o circuito de reúso da fábrica de açúcar.

As torres de resfriamento são especificadas pelos fabricantes. Já o sistema por lagoas aspersoras é dimensionado para se ter um colchão de neblina que permita o ar circular internamente, ou seja, uma relação gás-água similar à de torres, promovendo a evaporação da água quente, através da retirada do calor latente do sistema, e, por conseguinte resfriando a água do sistema.

Considerando os dados médios da Tabela 45 e adotando uma temperatura da água fria de 32°C e um "mix" de produção açúcar-etanol de 50%, calcula-se, com o auxílio da Equação 45, a carga térmica (Q) a ser removida do efluente visando o resfriamento para reúso.

Tabela 45 - Parâmetros médios utilizados para os efluentes quentes da fábrica de açúcar conforme os equipamentos da fábrica

Efluentes	Vazão Específica	Temperatura [°C]
Condensadores do filtro rotativo a vácuo	0,3 m^3/t cana	50
Condensadores/multijatos da evaporação	4 a 5 m^3/t cana açúcar	45
Condensadores/multijatos do cozimento	8 a 15 m^3/t cana açúcar	45
Total/média ponderada	16,6 m^3/t cana açúcar	45,2

Eq. 45:

$$Q = \left(m_{filtro} + m_{evaporação} + m_{cozedores}\right) Cp_{água} * \Delta T_{água} =$$

$$Q = (16.600) * 1 * (45{,}2 - 32) = 219.120 \left[kcal/_{h.t\,cana\,açúcar} \right]$$

Em que:

Q = carga térmica a ser removida = 219.120 kcal/h.t cana açúcar;

m_{filtro} = efluente do condensador do filtro a vácuo = 0,300 t/tcana total = 0,600 t/t cana açúcar; quando o "mix" for 50%;

$m_{evaporação}$ = efluente do condensador da evaporação = 4,5 t/t cana total;

$m_{cozedores}$ = efluente do condensador do cozedor = 11,5 t/t cana total;

$Cp_{água}$ = calor específico da água = 1 kcal/kg.°C;

$DT_{água}$, diferença da temperatura entre a água quente e fria = 45,2 - 32 = 13,2°C.

A taxa de aplicação térmica (Ta), considerando a remoção de calor por área superficial de aspersão, é função da temperatura da água quente e da temperatura do bulbo úmido, tendo-se pela Equação 46:

Eq. 46:

$$Tx_{aspersor} = \left(T_{quente} - T_{bulbo}\right) * Tx_{especifica}$$

$$Tx_{aspersor} = (45{,}2 - 25) * 610 = 12.322 \left[kcal/_{h.m^2.t\,cana\,açúcar} \right]$$

Em que:

$Tx_{aspersor}$ = taxa horária de remoção de carga térmica no aspersor por área = 12.322 kcal/h.m².t cana açúcar;

T_{quente} = temperatura da água quente a ser resfriada, adotada = 45,2°C;

T_{bulbo} = temperatura de bulbo úmido = 25°C, adotado;

$TX_{específica}$ = taxa específica de remoção térmica = 610 kcal/m².°C.

A área superficial de resfriamento será a carga térmica (Q) dividida pela taxa térmica ($Tx_{aspersor}$), que para o exemplo, resulta em 17,8 m²/tcana.h, variando naturalmente conforme as condições de trabalho na fábrica (tipos de equipamentos, vazões e temperaturas) e as condições atmosféricas (temperatura de bulbo úmido).

Além desta superfície útil, o tanque aspersor deve possuir uma faixa de proteção de, no mínimo, 5 metros para evitar respingos de água fora da bacia provocados por ventos. Na superfície útil da bacia devem ser instalados bicos aspersores uniformemente distribuídos, em espaçamento aproximado de 3 m x 3 m, tendo cada bico uma área de influência aproximada de 9m². Portanto, necessita-se de aproximadamente 2 bicos para cada tonelada de cana para açúcar por hora, ou 1 bico por saco/h de açúcar produzido.

Os bicos aspersores são selecionados em função da vazão e pressão, podendo ser de vários tipos, porém os de polipropileno são os mais utilizados principalmente pelo material empregado e facilidade de manutenção. Ressalta-se que estes tanques aspersores devem ser revestidos (concreto ou geomembranas) para evitar que água suja seja direcionada à fábrica e que ocorram problemas de infiltração.

6.3.3. Resfriamento dos efluentes da destilaria

Os efluentes quentes gerados na destilaria são resfriados objetivando o seu reaproveitamento em circuito fechado. As correntes de efluentes do resfriamento da destilaria são basicamente provenientes de três processos: resfriamento de dornas, resfriamento do caldo para destilaria e condensadores de álcool. Estes três efluentes, apesar de límpidos e sem contato com o produto, geram uma água quente, impossibilitando o seu lançamento em corpos de água. A legislação ambiental impede que os efluentes sejam lançados com temperatura maior que 40°C, ou que aumentem em mais de 3°C a temperatura do corpo receptor. A alta temperatura provoca depleção do oxigênio dissolvido do meio aquático. Além disso, a cobrança pelo uso da água induz a reutilização deste efluente.

Assim, visando ao reaproveitamento em circuito fechado, essa água pode ser esfriada por torres de resfriamento ou por aspersores, porém estes, com menor eficiência de remoção de carga térmica. Este fato pode prejudicar a fermentação, pois se exige temperatura baixa nesta operação. Pode-se também adotar a reutilização do efluente menos quente do resfriamento de dornas para os condensadores de álcool, sistema denominado "em cascata". Neste caso, a vazão da água em recirculação no sistema é menor, mas a carga térmica para a torre é a mesma.

A água quente do processo é distribuída no topo da torre (por vertedores de gravidade ou bicos sob pressão), descendo em contra corrente (ou em corrente cruzada) com ar frio. Este é aspirado ou insuflado por ventiladores, forçando o ar através do enchimento interno (constituído de madeira ou material plástico), aumentando-se assim o contato ar-água. A água fria é recolhida na bacia da torre, sendo daí recalcada para o reúso.

Na torre de resfriamento, ocorre evaporação de parte da água, transferência de massa da fase líquida (água) para a fase gasosa (ar), causando o abaixamento da temperatura da água que circula na torre. Este resfriamento evaporativo é responsável por 80% do resfriamento da água, ficando os 20% restantes por conta da diferença de temperatura entre o ar e a água. O "approach" de uma torre de resfriamento é a diferença entre a temperatura da água fria (saída da torre de resfriamento) e a temperatura de bulbo úmido do ar na entrada da torre. O "approach" normal dos projetos de torres varia de 3 a 5°C, indicando que em regiões com temperatura de bulbo úmido relativamente alta, acima de 25°C, a água fria da torre estará variando de 28 a 30°C.

A seleção e o dimensionamento de torres são normalmente feitos pelos fabricantes e dependem do tipo de torre e do tipo de enchimento. Estabelece-se o parâmetro de desempenho da torre, definido como o produto entre o coeficiente global de transferência de massa e a área especifica do recheio da torre, levando-se em conta também as condições atmosféricas locais (temperatura do ar ambiente, umidade do ar, temperatura de bulbo úmido e direção do vento). Em suma, procura-se manter no dimensionamento uma relação adequada gás-líquido para a remoção da carga térmica necessária.

O cálculo da carga térmica depende da média dos parâmetros de despejos quentes da destilaria apresentados na Tabela 46 e é obtido conforme a Equação 47.

Tabela 46 - Parâmetros do sistema de resfriamento com torres dos efluentes quentes da destilaria

Efluente quente	Dornas de fermentação	Resfriamento do caldo do mosto	Condensadores da destilaria
Temperatura (°C)	33	40 – 50	45 – 55
Taxa média de água (m^3/m^3.álcool)	60 - 80	30	80 - 120
Água fria da torre	Até 28°C		
Perdas de água na torre	3 %		

Eq. 47:

$$Q = \left(m_{dornas} * \left(T_{dornas} - T_{fria}\right) + m_{mosto} * \left(T_{mosto} - T_{fria}\right) + m_{cond} * \left(T_{cond} - T_{fria}\right)\right) Cp_{água} =$$

$$Q = \left(70.000 * (33 - 28) + 30.000 * (45 - 28) + 100.000 * (50 - 28)\right) 1 =$$

$$Q = 3.060.000 \left[kcal / h.m^3 etanol \right]$$

Em que:

Q = carga térmica a ser removida = 3.060.000 kcal/h.m^3etanol = 2.609.100 kcal/h.t cana etanol;
m_{dorna} = efluente quente do resfriamento das dornas = 70.000 kg/m^3 etanol;
m_{mosto} = efluente quente do resfriamento do caldo para mosto = 30.000 kg/m^3 etanol;
m_{cond} = efluente quente dos condensadores de etanol = 100.000 kg/m^3 etanol;
$Cp_{água}$ = calor específico da água = 1 kcal/kg.°C;
T_{dorna} = temperatura do efluente quente do resfriamento de dorna = 33°C;
T_{mosto} = temperatura do efluente quente do resfriamento do caldo para mosto = 45°C;
T_{cond} = temperatura do efluente quente doso condensadores de etanol = 50°C;
T_{fria} = temperatura da água fria produzida na torre = 28°C.

6.3.4. Tratamento dos despejos da lavagem de chaminé

O efluente resultante da lavagem do gás da chaminé da caldeira a bagaço contém uma grande quantidade de sólidos suspensos e certo teor de matéria orgânica, que inviabiliza o seu lançamento direto em corpos d'água. Normalmente, as águas dos retentores de fuligem são mantidas em circuito fechado, requerendo decantação ou flotação do material suspenso. Isso pode ser feito em caixas de areias (similar às de lavagem de cana) ou por equipamentos mais compactos como os decandatores/flotadores de fuligem (DFF).

O CTC desenvolveu três modelos para a remoção dos resíduos sedimentáveis (fuligem, cinza e areia) da água utilizada na lavagem de gases de chaminé. As características desses decantadores/flotadores são apresentadas na Tabela 47 e ilustradas na Figura 74.

Tabela 47 - Parâmetros característicos dos decantadores/flotadores de fuligem modelos CTC (COPERSUCAR, 1983)

Modelos		CTC DFF 100	CTC DFF 150	CTC DFF 250
Capacidade de projeto (t cana/dia)		2.400	3.600	6.000
Dimensões do equipamento	Largura (m)	2,5	3,2	4,05
	Comprimento (m)	6,8	7,8	8,8
	Altura (m)	3,56	4,15	4,45
Taxa de aplicação ($m^3/m^2.h$)		6,0		
Taxa de água (m^3/t vapor)		2		
Porcentagem de água de reposição (%)		9		
Efluente bruto	Temperatura (°C)	60		
	Sólidos em suspensão (%)	0,25 a 0,5		
	pH	7,5		
Efluente tratado	Temperatura (°C)	40 a 60		
	Sólidos em suspensão (%)	0,02 a 0,1		
	pH	7,5		
Eficiência de separação		75 a 90 % da matéria em suspensão		
Material sólido retirado (kg/t cana)		2,2 a 3,6		



FOTO: ACERVO CTC

Figura 74 - Decantadores/Flotadores (DFF) modelo CTC instalado em uma usina.

Estes equipamentos também recebem a água da limpeza de cinzeiros das caldeiras a bagaço. Os resíduos mais pesados decantam no fundo do equipamento e o material mais leve flota em sua superfície. Raspadores com taliscas de fundo e de superfície encaminham o material sólido decantado e flotado à uma moega de carregamento de caminhões basculantes, para aplicação na lavoura de cana. Este lodo pode ser prensado, a fim de diminuir o volume transportado e economizar água de reposição no sistema de lavagem. O sistema requer água de reposição, devido às perdas por evaporação e de água incorporada ao lodo, e também devido às purgas necessárias para a desconcentração do material mais fino não decantado, purgas estas que devem ser encaminhadas para as águas residuárias.

Sistemas similares vêm sendo muito utilizados no setor, como os decantadores circulares com fundo cônico, conforme exemplificado na Figura 75. Neste equipamento se utilizam polieletrólitos para auxiliar a decantação, sendo o lodo recolhido por bombas, encaminhando-o para uma prensa que diminuirá a perda de água no processo de tratamento, e otimizará o transporte deste resíduo para a lavoura.



FOTO: A. ELIA NETO

Figura 75 - Decantador de fuligem circular com fundo cônico em funcionamento em uma usina.

A produção deste tipo de lodo é da ordem de 15 kg/t cana, com umidade média de 80%, sendo este resíduo aplicado na lavoura de cana juntamente com a torta como fertilizante. A composição do lodo contendo fuligem depende de vários fatores, sendo mais importante a eficiência de queima do bagaço na caldeira. Na Tabela 48 é apresentada a composição média do lodo dos decantadores/flotadores modelo CTC (COPERSUCAR, 1983).

Tabela 48 - Composição média da fuligem (COPERSUCAR, 1983)

Parâmetros	Valores
Umidade	74,5 a 82%
Matéria volátil	6,0 a 8,2%
Matéria não-volátil	9,8 a 19,5%
Composição da matéria inorgânica	
- SiO_2	65 a 70%
- Fe_2O_3	16 a 18%
- Óxidos diversos	18 a 20%

O circuito de tratamento do efluente do retentor de fuligem tem sido provido com prensa de fuligem para receber o lodo elevado pelos raspadores ou bombeado. Este recurso aumenta a concentração de sólido na massa, formando uma torta, o que economiza água de reposição, diminui o volume de transporte para a lavoura em até 50% e também evita problemas de derrames e de acúmulo de sujeira na área de circulação da indústria pelo transporte com caminhões.

6.3.5. Tratamento e reúso dos efluentes mornos de resfriamento de equipamentos

Os efluentes mornos são oriundos dos resfriamentos de equipamentos da seção de alimentação, preparo e extração do caldo, do tratamento do caldo e também da seção de energia, possuindo características límpidas e temperatura baixa, cujas vazões são resumidas na Tabela 49.

Estes efluentes mornos podem suprir parte da demanda estimada de água necessária para o processo industrial, como será mostrado mais adiante neste manual, podendo ser utilizada em reposição de perdas de circuitos fechados e lavagem de piso e equipamento.

Tabela 49 - Vazões dos efluentes mornos de resfriamento de equipamentos

Efluente Morno	Vazão Específica	Uso médio [m^3/t cana total]
Da seção de alimentação, preparo e extração		
Resfriamento de mancais	0,035 m^3/t cana total	0,035
Resfriamento óleo	0,130 m^3/t cana total	0,130
Da produção de energia		
Resfriamento coluna sulfitação	0,100 m^3/t cana açúcar	0,050
Da produção de energia		
Resfriamento óleo e ar dos turbogeradores	15 L/KW	0,500
Total		**0,715**

Quando há um excesso deste efluente, deve-se fechar o circuito de água com torres de resfriamento, o que é normalmente feito para o resfriamento dos equipamentos do preparo e extração (picadores, desfibrador e mancais de moenda), e dos turbogeradores.

6.3.6. Tratamento e reúso dos condensados

Neste item, apresentam-se os tipos de tratamentos e de reúso dos condensados da fábrica e da destilaria. Procede-se ainda um balanço geral das águas tendo em vista os reúsos destes condensados. Além disso, considera-se os efluentes mornos da refrigeração de equipamentos, que serão distribuídos em reúso para a caldeira, para o processo industrial, e para reposição das perdas de circuitos fechados. São aqui estimadas as perdas normais, nos sistemas de reúso de água e vapor, e as advindas da incorporação de água nos produtos, nos subprodutos e nos resíduos sólidos.

- Condensados da fábrica de açúcar

Os condensados da fábrica de açúcar, incluindo-se o tratamento do caldo, como já mostrados, são provenientes das etapas de aquecimento, evaporação e cozimento, tratando-se de condensados de vapor de escape ou vapor vegetal. Conforme a qualidade, os condensados são reaproveitados como água de reposição nas caldeiras, sendo exigida uma boa qualidade, que normalmente é obtido com os condensados de vapor de escape e vegetal de primeira (vv1) que não tenham sido contaminados. Utilizações menos nobres no processo, como na embebição, diluição de cal, lavagem de torta, diluição de magma e méis, retardamento do cozimento, lavagem do açúcar, dentre outras, são feitas com condensados de menor qualidade. Na Tabela 50 é resumida a produção de condensados na fábrica baseado no que já foi apresentado neste manual.

Considerando a necessidade de geração de vapor de 453 kg/t cana total para um "mix" de produção industrial de 50%, conforme estimado anteriormente na Tabela 15, os condensados da fábrica suprem a demanda de água para caldeira em 334 kg/t cana total, ou seja, aproximadamente 74% da necessidade geral de vapor da usina. O restante 241 kg/t cana total pode ser reutilizado no processo industrial.

Tabela 50 - Produção e uso dos condensados da fábrica de açúcar

Efluente Condensado	Tipo	Vazão Específica	Reaproveitamento	
			Caldeiras	Processo
Do aquecimento do caldo				
Aquecedores para açúcar	escape	160 kg/t cana açúcar		X
Aquecimento parcial p/ etanol	escape	50 kg/t cana etanol		X
Da evaporação do caldo (5 efeitos com sangria no pré para aquecimento e cozimento)				
Pré-evaporador (1° efeito)	escape	414 kg/t cana açúcar	X	
2° efeito	vegetal 1	84 kg/t cana açúcar	X	
3° efeito	vegetal 2	84 kg/t cana açúcar		X
4° efeito	vegetal 3	84 kg/t cana açúcar		X
5° efeito	vegetal 4	84 kg/t cana açúcar		X
Do cozimento do açúcar				
Dos cozedores a vácuo	vegetal 1	170 kg/t cana açúcar	X	
Do retardamento (1)	diversos	20 kg/t cana açúcar		X
Total		**kg/t cana açúcar**	**668**	**482**
"Mix" de 50%		**kg/t cana total**	**334**	**241**

(1) O uso de água para o retardamento do cozimento é praticamente um ciclo fechado, utilizando-se o condensado vegetal ou de escape para produzir vapor no vácuo (retornando-o para a caldeira) sendo um uso esporádico não considerado no total.

A qualidade do condensado do pré e do 1° efeito, conforme anteriormente apresentado na Tabela 35, atende aos padrões de qualidade para as caldeiras com pressões até 28,1 kgf/cm² e até maiores. Isso tomando-se os devidos cuidados, principalmente com a possibilidade de arraste de açúcar (ART), que poderia aumentar significativamente o valor do COT (Carbono Orgânico Total), como pode ser observado na Tabela 51, que foi composta com os limites consolidados das Tabela 23 e Tabela 28 anteriormente apresentadas. Também o pH deste efluente necessita de correção, o que é feito no tratamento interno da água com adição de alcalinizante. Já os condensados dos demais efeitos são desclassificados para uso nas caldeiras devido aos excessos de cloreto, cobre, ferro, dureza e COT (correlacionado com açúcares).

Tabela 51 - Comparação da qualidade dos condensados com os valores máximos permissíveis na água interna das caldeiras nos tratamentos convencional, complexiométrico, disperso-solubilizante e conjugado

Parâmetros	Condensados		Valores Limites		
Pressões (kgf/cm²)	**Pré e 1º Efeito**	**Demais Efeitos**	**7,0 - 28,1**	**28,1 - 42,2**	**42,2 - 52,7**
Pressões (psig)			**100 - 400**	**400 - 600**	**600 - 750**
Alcalinidade Hidróxida (mg $CaCO_3$/L)	0 - 18,78	1 - 48	100 - 300	50 - 100	25 - 50
Cloretos (mg Cl/L)	0,01 - 0,4	0,01 - 110	100 - 300	< 80	-
Cobre total (mg Cu/L)	< 0,05 - 0,1	0,1 - 27	≤ 0,025 (1)	≤ 0,02(1)	-
SST (mg/L)	-	-	10 - 15	5 - 10	-
Ferro (mg Fe/L)	< 0,05 - 0,3	0,1 - 25	5 - 4	< 3	-
	-	-	< 0,05 (1)	< 0,03 (1)	< 0,025 (1)
pH (25°C)	3,2 - 9,8	3 - 9,5	10,5 - 12	10 - 11,5	10 - 11
Dureza (mg $CaCO_3$/L) p/ SDT	1 - 12	1 - 330	< 200		
Dureza (mg $CaCO_3$/L) p/ demais			zero		
Condutividade específica 25°C (µS/cm)	8 - 225	32,4 - 974	5400-900(1)	3800-800(1)	1500-300(1)
Sílica (mg SiO_2/L)	< 1	< 1	≤ 90	≤ 40	≤ 30
Soda (mg NaOH/L) - Residual	-	-	150 - 200	50 - 100	25 - 50
Sulfito (mg SO_3/L) - Residual	< 1 - 8	1 - 21	30 - 50	20 - 40	< 20
COT (mg/L) (1)	< 0,4 - 110(2)	0,05 - 1180(2)	< 1(1)	< 0,1(1)	-
Fosfato (mg PO_4/L) - Residual	-	-	30 - 50	20 - 40	5 - 10
Quelatos (mg/L)	-	-	5 a 15 mg/L na água de alimentação		
Polímeros (mg/L)	-	-	2 a 15 mg/L na água de alimentação		

(1) limites recomendados na água de alimentação conforme apresentado na Tabela 24.

(2) ART - açúcares redutores totais (mg/L), apenas para correlacionar empiricamente com o COT - carbono orgânico total

Ainda assim, o reúso dos condensados para servir como água quente para caldeira é cercado de grande cuidado, exigindo um sistema confiável de detecção de presença de açúcar, com análises laboratoriais, ou medidores em linha (normalmente condutivímetro), para o desvio automático do condensado contaminado.

Os demais condensados da fábrica, estimados no caso em 241 kg/t cana total, são reutilizados no processo industrial conforme se apresenta na Tabela 52, eventualmente podendo sofrer algum tipo de tratamento como resfriamento e neutralização. Observa-se que há uma demanda de 509 L/t cana total na usina, podendo o condensado da fábrica suprir cerca de 47% dos usos, dando-se preferência para aqueles que não precisam de tratamento. Em alguns casos, como na embebição das moendas, utiliza-se somente a metade da vazão necessária com água condensada, para não elevar a temperatura da água nesta operação.

Tabela 52 - Reúsos dos condensados da fábrica de açúcar no processo

Efluente Condensado	Vazão Específica	Condição de Reúso
Reúso na extração e no tratamento do caldo		
Embebição parcial (50%)	250 L/t cana total	Resfriamento parcial
Embebição parcial (50%)		Sem resfriamento
Preparo de leite de cal	30 L/t cana total	Sem tratamento
Preparo de polímero	15 L/ t cana açúcar	Sem tratamento
Lavagem da torta	30 L/ t cana total	Temperatura 60 °C
Reúso na fábrica de açúcar		
Diluição de méis e magmas	50 L/t cana açúcar	Sem tratamento
Retardamento do cozimento	20 L/t cana açúcar	Circuito fechado
Lavagem de açúcar	10 L/t cana açúcar	Boa qualidade
Retentor de pó de açúcar	40 L/t cana açúcar	Após resfriamento
Reúso na fermentação		
Preparo do mosto	200 L/t cana açúcar	Resfriamento
Preparo de pé-de-cuba	2 L/t cana etanol	Após resfriamento
Lavagem de gases CO2	30 L/t cana etanol	Após resfriamento
Reúso na área de energia		
Dessuperaquecimento	15 L/ t cana total	Boa qualidade
kg/t.cana.total	**509**	

Existem ainda outras possibilidades de reúso dos condensados da fábrica, como, por exemplo, em reposições de água nos circuitos fechados para suprir perdas, na lavagem de cana, lavagem dos gases das caldeiras, sistemas de resfriamentos, dentre outros.

Os condensados da fábrica devem ser coletados separadamente, de forma que um não contamine o outro. Pode-se utilizar um tanque coletor tipo cilíndrico horizontal, com um número de compartimentos igual aos efeitos da evaporação, possibilitando assim o envio por bombeamento de cada corrente para o local de reúso, visto que o sistema está sob vácuo. O fluxograma da Figura 76 ilustra este tipo de instalação. Quando houver excesso de um tipo de condensado, através de válvulas quebra vácuo, o condensado de melhor qualidade pode extravasar para o de pior, porém nunca ao contrário.

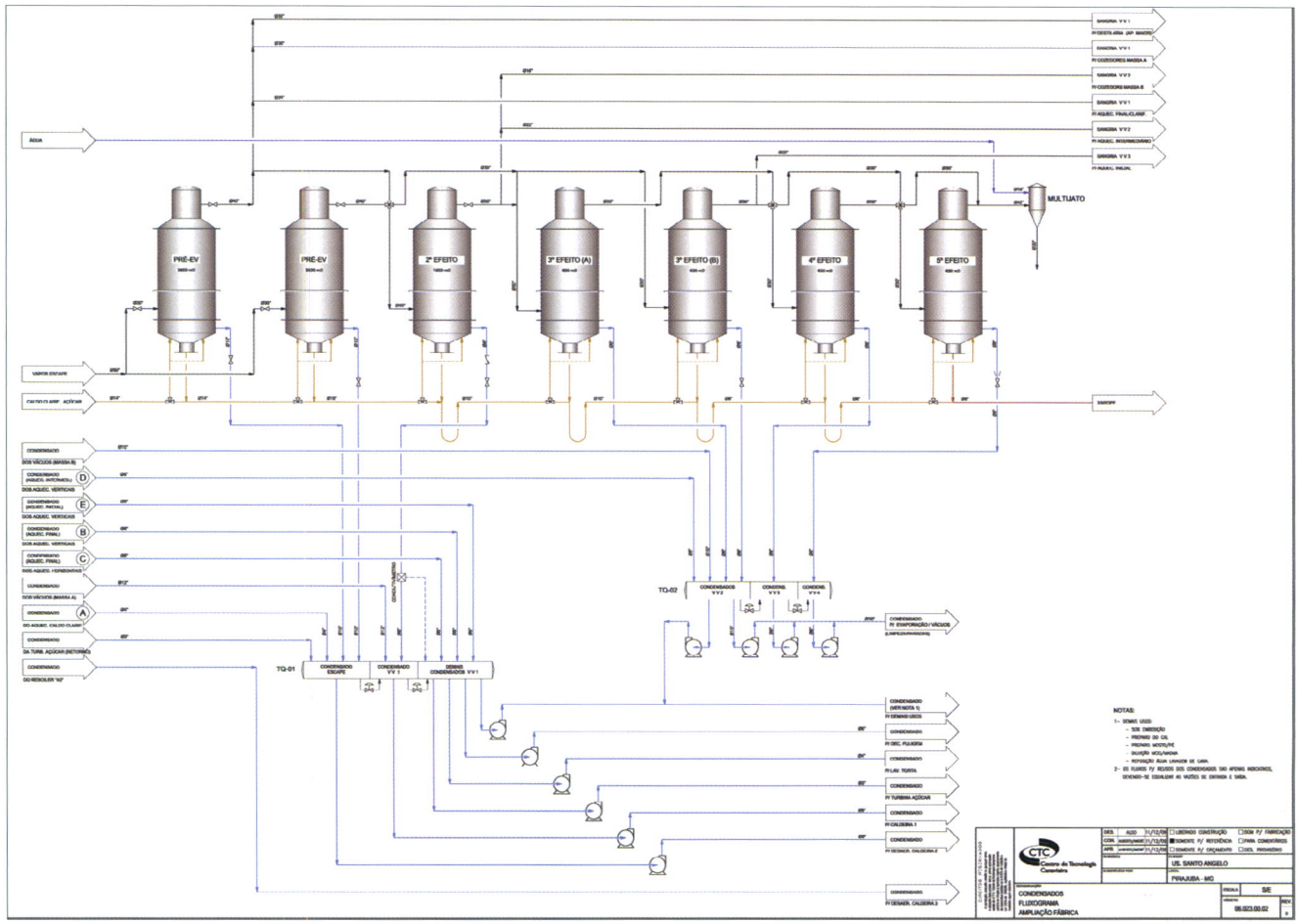


Figura 76 - Esquema de um sistema de recuperação de condensados da fábrica (Fonte: CTC).

• Condensados de destilaria.

Na destilaria se utiliza vapor de escape para a destilação, retificação e desidratação cujas taxas de utilização são da ordem de 3,5 a 5 kg/m³ etanol (0,360 m³/t cana total para um "mix" de 50%). Quando se utilizam aquecedores indiretos tipo "reboiler", o vapor condensado é retornado para a caldeira de vapor. É usual se ter o "reboiler" pelo menos na coluna A, retornando os 2,5 kg vapor/m³ etanol utilizado nesta coluna, que para o caso exemplificado, disponibiliza cerca de 212 L/t cana total de condensado para a caldeira.

Desta forma, suprem-se os 26% restante da necessidade de vapor, como visto no item 6.3.6, sobrando ainda 119 L/t cana total de condensados a ser reutilizado no processo conforme a demanda.

• Perdas de águas

A Tabela 53 resume um balanço de perdas de águas por evaporação e purgas nos circuitos vedados de tratamento de efluentes para reúso. Também são apresentadas nesta tabela as águas incorporadas nos produtos e resíduos do setor sucroenergético. No total têm-se perdas de água de cerca de 0,9 m³/t cana total, superando a água contida na própria cana para a situação média considerada, mostrando a importância da racionalização do uso e reúso de água e do desenvolvimento e aplicação de tecnologias de produção mais limpa (P+L).

Tabela 53 - Balanço das perdas de água nos circuitos fechados de tratamento devido a purgas, evaporação e perdas devido a incorporações de água nos produtos e resíduos

Locais	Taxas e Cargas Específicas em circulação [por t cana total]	Perdas e Incorporações	
		Taxas ou Umidade	[L/t cana total]
Purgas (comporão os efluentes):			
Purga da lavagem de cana	2200 L	5%	110
Purgas da caldeira	453 L	3%	14
Subtotal			124
Evaporação (perdas para atmosfera):			
Resfriamento da fábrica (aspersor)	8350 L	5%	418
Condensado nas colunas da fábrica (ganho)	-		-127 (1)
Resfriamento da destilaria (torres)	7.750 L	3%	233
Retentor e tratamento fuligem e cinzas	1.250 L	9%	113
Subtotal			637
Água incorporada:			
Bagaço	240 kg	50%	125
Torta	30 kg	70%	21
Terra lavagem de cana	30 kg de MS	75%	120
Fuligem	3 kg de MS	80%	12
Açúcar	50 kg	~zero	0
Etanol hidratado	50 L	4%	2
Subtotal			280
Perdas atmosféricas e incorporações = 917 L/t cana total			

(1) Ganhos devido a condensação dos vapores do último efeito da evaporação e dos cozedores nas águas das colunas barométricas, ou seja, (84 + 170) = 254 kg vapor/t cana açúcar, ou 127 kg vapor/t cana total.

- Balanço dos reúsos dos condensados

Além dos reúsos considerados, há ainda outras possibilidades de se reutilizar o condensado na reposição de perdas do processo. Na Tabela 54 estão relacionados estes reúsos, que combinados com os demais fecham o balanço hídrico deste efluente quente, visando à minimização do lançamento e otimização da captação de água. Considera-se também para este balanço a disponibilidade de águas mornas, como apresentada anteriormente, o que nem sempre existe, quando do fechamento deste circuito com torres de resfriamento.

Tabela 54 - Balanço final de reúso dos condensados para o "mix" de produção de 50%

Produção		Reúso	
Efluente	**Taxa [L/t cana]**	**Utilização**	**Taxa [L/t cana]**
Condensados ve e vv1	334	Caldeira	334
Condensados da destilação	212		119
Subtotais	**546**		**453**
Demais condensados	241	Embebição e tratamento do caldo	318
Efluentes mornos da refrigeração de equipamentos	715	Reúso na fábrica de açúcar	60
		Reúso na fermentação	116
		Reúso na área de energia	15
Subtotais	**956**		**509**
		Suplementação de perdas e purgas	621
Totais	**1.502**		**1583**
Déficit = 81 L água/t cana (~5%)			

Portanto, mesmo com a utilização racional das águas condensadas ainda há necessidade de aproximadamente 5% de água para as utilizações relacionadas. Ainda se têm usos menos nobres, como nas lavagens de pisos e equipamentos, que demandam mais 50 L/t cana total, elevando a falta de condensado para 131 L/t cana total, aproximadamente 8% destas necessidades. O uso de "reboiler", ainda não adotado por muitas usinas, é considerado uma tecnologia P+L, visto que disponibiliza o vapor de escape utilizado na coluna "A" como água condensada para caldeira. Caso este condensado não esteja disponível (quando se usa na coluna de destilação vapor de borbotagem), haverá um déficit ainda maior de condensados para a caldeira, estimado em mais 212 L/t cana total, ou seja, aproximadamente 22% do total necessário.

6.3.7. Caixa de separação de óleo

As caixas de separação de óleo são utilizadas basicamente em três linhas de efluentes oriundos da lavagem de pisos e equipamentos. O efluente da lavagem da seção de preparo e extração que pode ser contaminado com o óleo e graxa desta seção, principalmente pela lubrificação dos mancais da moenda (quando estes não forem blindados). Nas oficinas automotivas também existem correntes de efluentes que podem estar contaminadas com óleo e graxa (OG) provenientes da limpeza das peças e o efluente da lavagem de veículos. Normalmente, estes despejos são tratados em caixas separadoras de óleo antes da incorporação com a água residuária aplicada na lavoura de cana.

• Efluente da lavagem da seção das moendas

Os efluentes de lavagem de piso e equipamentos, como já vistos, têm uma grande variação de volume, sendo estimados grosseiramente em 50 L/t cana. Quando se verifica contaminação com óleo e graxa, a corrente da seção das moendas deve ser segregada das demais para ser tratada em caixa separadora de óleo, visando à retirada por flotação destes resíduos mais leves, que é comercializado com fábricas recuperadoras de óleo juntamente com os demais lubrificantes gastos na usina.

Trata-se de uma caixa retangular com tempo de detenção de cerca de 30 minutos, em que ocorre também a sedimentação de material grosseiro como terra, sendo a sua limpeza realizada periodicamente para desassoreamento, devendo-se ter pelo menos uma caixa reserva construída em paralelo para operar em situação de limpeza.

• Efluente da oficina automotiva

O efluente proveniente da lavagem de caminhões e de peças das oficinas mecânicas automotivas nas usinas é enviado à caixa separadora de óleo e graxa (e areia), devido à adição de impurezas decorrente da lavagem de peças nas oficinas e de veículos. São despejos que podem apresentar grande quantidade de óleo e graxa lubrificante, matéria orgânica devido à lavagem (caminhões e máquinas) e material sedimentável como terra e areia.

Normalmente, para o efluente de lavagem de peças e lavagem da área de troca de óleo, deve-se instalar uma caixa separadora de óleo com placas coalescentes, de modo a favorecer a aglutinação das gotas de óleo e a sua posterior separação da água por diferença de densidade, podendo-se utilizar alcalinizante para auxiliar a coagulação, floculação e flotação, para aumentar a eficiência do sistema. São equipamentos compactos e de baixo custo que são adquiridos de fornecedores.

Na lavagem das peças na oficina automotiva é recomendável a limpeza a seco através da utilização de um desengraxante insolúvel, reduzindo-se o volume do efluente e geração de óleo emulsionado. Deste modo, a flotação dos efluentes nas caixas separadoras dotadas de placas coalescentes é facilitada, podendo o despejo final tratado ser reutilizado em outros pontos, como na lavagem de veículos.

• Efluente da lavagem da seção de veículos

Para a lavagem de veículos (automóveis, caminhões e tratores) é recomendável o uso de detergentes biodegradáveis, onde o efluente gerado é enviado para tratamento em caixas convencionais separadora de óleo (e areia), como as apresentadas na Figura 77. Estas caixas são dotadas de rampas para facilitar a limpeza manual, ou por máquinas de pequeno porte, podendo o efluente tratado retornar para a própria lavagem de veículos.



FOTO: A. ELIA NETO

Figura 77 - Caixas separadoras de óleo (e areia) para tratamento do efluente da lavagem de veículos em uma usina.

6.3.8. Tratamento dos esgotos domésticos

Os despejos líquidos sanitários gerados na usina devem ter seu sistema de tratamento dimensionado de acordo com a norma NBR - 7229 (ABNT, 1993), que considera o número de funcionários, o número de refeições servidas e outros usos de água que se encaminham para a rede de esgoto doméstico. Nesta norma é previsto somente o tratamento em nível primário por fossa séptica seguida de filtro anaeróbico, cuja disposição final é a infiltração no solo através de poços sumidouros ou valas de infiltração. O efluente pode ainda ser lançado em corpos de água após tratamento final em valas de filtração (filtros de areia), recomendadas quando o terreno não permitir a sua infiltração (taxa de absorção do terreno baixa, menor que 25 L/m^2.dia). Para o lançamento em rios é necessário o tratamento do efluente doméstico em nível secundário, que implica na remoção da matéria orgânica solúvel em sistema de tratamento biológico, devendo-se atender suplementarmente a NBR 13.969/97 (ABNT, 1997), que dispõe sobre os sistemas de tratamento complementares (em nível secundário), para o lançamento final dos efluentes tratados.

Por estar relacionada a uma fábrica de alimento e reutilizar praticamente seus efluentes no campo, a rede de coleta de esgoto das usinas deve ser separada da rede de despejo industrial, através de um sistema separador absoluto. Neste sistema, o esgoto doméstico, o despejo industrial e as águas pluviais ficam completamente separados, não sobrecarregando as estações de tratamento com excesso de vazão.

A Tabela 55 apresenta dados de dimensionamento dos sistemas convencionais de tratamento de esgoto doméstico em conformidade com as normas da ABNT. Há outros sistemas, como os lodos ativados e estações compactas, igualmente normalizadas, cujas combinações podem atingir uma maior eficiência de tratamento, se necessária.

A NBR 13.969 (ABNT, 1997), disciplina também o reúso não-potável do efluente doméstico tratado visando sua segurança sanitária para uso em diversos serviços, tais como irrigação de jardins, lavagem de pisos e dos veículos automotivos, na descarga dos vasos de banheiros, manutenção paisagística de lagos e canais. O tipo de reúso pode abranger, segundo a norma, desde a simples recirculação da água de enxágue da máquina de lavar, até a remoção em alto nível de poluentes para lavagem de carros.

Tabela 55 - Parâmetros para o dimensionamento do tratamento de esgoto doméstico

Parâmetros	Fossa Séptica	Filtro Anaeróbio	Lagos de estabilização
Volume da unidade (V)	V = N(CT+100Lf)	V = 1,6 NCT	V = A.h
Vazões ocupantes permanentes (C):			
- Residências	100 a 160 [L/pessoa.dia]		
- Alojamento provisório	80 [L/pessoa.dia]		
Vazões ocupantes temporários (C):			
- Funcionários da fábrica	70 [L/funcionário.dia]		
- Funcionários do escritório	50 [L/funcionário.dia]		
- Bares (refeitórios)	25 [L/refeição]		
Tempo de detenção (T) [dias]	0,083 a 1	0,5 a 1	20 a 40
Contribuição de lodo fresco (Lf):			
- Ocupantes permanentes	1 [L/pessoa.dia]		
- Ocupantes temporários	Fábrica = 0,1; escritório = 0,2 e refeição = 0,3 [L/dia]		
Profundidade (h) [m]	-	1,80	1,20 a 1,50
Eficiência de remoção de DBO_5 [%]	~30	< 80	80 a 90

V = Volume útil, em litros; N = Número de pessoas ou unidades de contribuição; C = Contribuição de despejos, em litro/pessoa x dia ou em litro/unidade x dia; T = Período de detenção, em dias; Lf = Contribuição de lodo fresco, em litro/pessoa x dia ou em litro/unidade x dia ou em litro/unidade x dia

6.3.9. Fertirrigação dos canaviais com vinhaça

A utilização de vinhaça na lavoura de cana já era feita de forma empírica na década de 1940, tendo-se registro a partir de 1952 do início de estudos e discussões sobre seu efeito no solo. BRAILE & CAVALCANTI (1979) afirmam sobre a vinhaça que "a evolução dos estudos de aplicação deste efluente no solo, demonstra que se resolvendo uma situação grave no aspecto social e legal (da poluição) possibilitou-se a obtenção de lucro direto (através da economia da adubação) e indireto (através do aumento da fertilidade natural dos solos), bastando para tanto que seja criado pelas usinas um sistema de aplicação da vinhaça à lavoura". A aplicação de resíduos com alto teor de matéria orgânica e de nutrientes na lavoura é uma prática consagrada na indústria canavieira, atendendo dois objetivos principais: dar destino adequado aos resíduos sob o ponto de vista do controle da poluição hídrica superficial, como também melhorar as condições do solo para o plantio de cana, substituindo-se em parte ou até totalmente a adubação mineral (NPK).

Antes dos anos 1960, uma grande parte da vinhaça era lançada diretamente nos cursos d'água causando sérios problemas de contaminação das águas superficiais. Esta prática foi abolida primeiramente em São Paulo, com a interferência do antigo FESB (Fomento Estadual de Saneamento Básico), um dos órgãos que se incorporou à Cetesb na sua fundação. Depois disso, com mais rigor após a promulgação da Lei nº 997, de 31 de maio de 1976, que dispõe sobre a "Prevenção e o Controle da Poluição do Meio Ambiente", no estado de São Paulo e seu regulamento, o Decreto nº 8.468, de 8 de setembro de 1976. No nível federal, o Ministério do Interior publicou a portaria MINTER nº 323, de 29/11/78, proibindo o lançamento, direto ou indireto, do vinhoto em qualquer coleção hídrica, pelas destilarias de álcool.

A solução técnica encontrada na época foi a disposição deste resíduo na lavoura nas chamadas áreas de sacrifício (sacrificava-se a área de plantio de cana para disposição e infiltração da vinhaça). Este procedimento era regulamentado na época pelos órgãos ambientais, pois não havia, e ainda não há solução técnica e econômica para o tratamento convencional eficiente da vinhaça, que permita o seu lançamento em rios. Com o passar do tempo, estudos levaram à utilização racional da vinhaça na lavoura de cana-de-açúcar, com dosagens controladas. Esta prática vem trazendo benefícios econômicos na substituição de parte ou total da adubação mineral, melhorando as características físico-químicas do solo, aumentando a produtividade agrícola e sem dúvida eliminando o problema imediato de poluição das coleções hídricas superficiais. Possibilitou também a eliminação das áreas de sacrifício que traz risco de contaminação das águas subterrâneas.

GUAZZELLI & PAES (1998) afirmam que a aplicação de vinhaça ao solo incorpora quantidades significativas de matéria orgânica. O acúmulo desse elemento no solo pode modificar as condições físicas do mesmo, tais como: capacidade de infiltração de água no solo, capacidade de retenção de água, favorecimento a formação de agregados e diminuição da suscetibilidade à erosão. Existem inúmeros trabalhos que mostram os benefícios agronômicos do uso da vinhaça na lavoura de cana-de-açúcar, não sendo o foco deste manual se aprofundar nesta questão. FERREIRA & MONTEIRO (1987) realizaram uma extensa revisão bibliográfica sobre os efeitos da vinhaça nas propriedades do solo, que comprova o aumento de produtividade da cana-de-açúcar fertirrigada com vinhaça em relação à adubação mineral convencional e seus efeitos benéficos no solo.

Em relação à poluição do solo, é citado por PENATTI & DONZELLI (2000) que o excesso de sódio (Na) ou o seu desequilíbrio em relação a outros cátions são características utilizadas para definir a qualidade da água para fins de irrigação. Resíduos ou águas de irrigação com altos teores de sódio em relação ao cálcio e magnésio são impróprios para serem aplicados no solo, e para mensuração desse desequilíbrio é utilizada a Equação 48 :

Eq. 48:

$$RAS = \frac{Na}{\sqrt{\frac{Ca + Mg}{2}}}$$

Em que:
RAS = razão de adsorção de sódio;
Na, Ca e *Mg* = concentrações dos elementos sódio, cálcio e magnésio [mL/L].

Na Tabela 56 tem-se uma comparação das características da vinhaça com os parâmetros clássicos prejudiciais a algumas culturas, ou sejam, salinidade, permeabilidade e toxicidade de íons, conforme BRASON, 1980, citado por PENATTI & DONZELLI (2000).

Tabela 56 - Comparação dos resultados físico-químicos da vinhaça com os do guia para interpretação da qualidade de água para irrigação. Fonte: BRASON, 1980, citado por PENATTI & DONZELLI (2000)

Parâmetros	Grau de Problema			Resultados Vinhaça [1]		
	Baixo	Médio	Alto	Médio	Mínimo	Máximo
Salinidade (CE = µS/m)	< 75	75-300	>300	65,53	37,8	125
Permeabilidade (RAS)	< 6	6-9	>9	1,1 a 2,5	0,3	4,69
Toxicidade de íons:						
- Na (RAS)	< 3	3-9	>9	1,1 - 2,5	0,3	4,69
- Cl (meq/L)	< 4	4-10	>10	34,8 [2]	13,7 [2]	65,7 [2]
- B (meq/L)	< 0,5	0,5	2-10	0,3 [3]	ND	ND

(1) Resultado da Tabela 37 - Caracterização físico-química da vinhaça obtida de levantamentos realizados no CTC.

(2) Concentração de cloretos da Tabela 37, transformada para a unidade em meq/L

(3) Valor médio obtido de levantamentos do CTC (amostragem ainda pouco representativa)

ND, dado não disponível

Pode ser observado que a vinhaça apresenta baixo risco em relação à salinização, afeta pouco a permeabilidade do solo e tem pouca toxicidade com relação ao sódio. Por outro lado, observa-se alto risco de toxicidade em relação ao cloreto, o que não tem sido detectado na prática nos canaviais fertirrigados. A RAS dos solos brasileiros em que é feito o cultivo de cana é de maneira geral baixa devido ao seu baixo teor de sódio e altos teores de cálcio e magnésio (PENATTI & DONZELLI, 2000).

A aplicação da vinhaça ao solo sem critérios quanto à dosagem pode causar um desequilíbrio de nutrientes, que podem ser lixiviados. A dosagem de aplicação de vinhaça varia segundo o tipo de solo e segundo as variedades de cana. Dosagem com o intuito de infiltrar a vinhaça, como era realizada no passado em áreas de sacrifício, ou acima da capacidade do sistema planta-solo, aumenta o risco de salinização do solo e de lixiviação, contaminando a água subterrânea.

Alguns pesquisadores desenvolveram metodologias para monitoração do risco da contaminação do lençol freático e realizaram estudos sobre o tema. HASSUDA (1989) concluiu que a infiltração de vinhaça (altas dosagens em áreas de sacrifício) torna a água subterrânea inadequada para o consumo humano. GLOEDEN (1994) avaliou a influência da aplicação de vinhaça em solo arenoso no aquífero Botucatu (atual Guarani), identificando que os parâmetros DQO, cloreto, carbono orgânico, nitrogênio Kjeldahl total, nitrogênio amoniacal e sulfato tiveram alterações significativas em seus valores naturais nessas águas subterrâneas. O potássio, elemento utilizado normalmente para definir as taxas de aplicação da vinhaça, e o nitrogênio nitrato não sofreram alterações significativas nas águas da zona saturada neste estudo.

Visando à diminuição dos riscos da aplicação da vinhaça nos canaviais, a prática se desenvolveu paulatinamente em um sistema denominado fertirrigação, altamente tecnificado visando o aproveitamento racional deste resíduo. Em 2005, no Estado de São Paulo, a CETESB publicou a Norma Técnica P4.231, que entre outros itens visando proteger o meio ambiente, disciplinou as faixas com restrições de aplicações, impondo a obrigatoriedade de impermeabilização de tanques de armazenamento de vinhaça e de canais principais de sua condução para a lavoura. Disciplinou também a dosagem de vinhaça adotando uma fórmula desenvolvida por especialistas da Escola Superior de Agricultura "Luiz de Queiroz" (Professor Nadir Almeida da Glória e Prof. José Luiz Ioriatti Demattê) no âmbito das dis-

cussões da Câmara Ambiental Sucroalcooleira da CETESB. Esta fórmula (Equação 49) leva em conta o desenvolvimento radicular da cana (camada saturada com potássio) e as necessidades da planta em termos deste elemento, o nutriente com maior concentração na vinhaça, ou seja:

Eq. 49:

$$Tx_{aplicação} = \frac{[(0{,}05 * CTC - K_{solo}) * 3744 + 185]}{K_{vinhaça}}$$

Em que:
$Tx_{aplicação}$ = taxa volumétrica de aplicação de vinhaça [m³/ha];
0,05 = 5% da CTC
CTC = Capacidade de Troca Catiônica, expressa em cmolc/dm³, a pH 7,0, dada pela análise de fertilidade do solo;
K_{solo} = concentração de potássio no solo, expresso em cmolc/dm³, à profundidade de 0 a 80 cm, dada pela análise de fertilidade do solo;
3744 = valor constante para transformar os resultados da análise de fertilidade para quilograma de potássio em um volume de um hectare por 0,80 metros de profundidade;
185 = massa [kg] de K_2O extraído pela cultura por ha, por corte;
$K_{vinhaça}$ = concentração de potássio na vinhaça [kg K_2O/m^3].

As dosagens de aplicação de vinhaça variam, portanto, de acordo com as necessidades da planta, a concentração do potássio disponível no solo e o seu grau de saturação em relação à CTC que se pretende manter no solo. As dosagens praticadas atendem, no mínimo, às necessidades nutricionais da planta (na média 185 kg.K_2O/ha), que conforme a concentração de potássio na vinhaça (de 1 a 3 kg.K_2O/ m^3) resulta em taxas volumétricas de aplicação de 100 a 300 m^3/ha de vinhaça.

Portanto, a dosagem é baseada no teor de potássio contido na vinhaça e este, apesar de ter sua concentração variável de acordo com o tipo de produção (mosto de caldo, melaço ou misto), tem sua carga final similar para a destilaria autônoma ou anexa. O potássio é proveniente da cana e comporá o caldo e também os méis e melaços de forma mais concentrada, passando para a vinhaça. Outra parte do potássio comporá o bagaço, e com a combustão deste, as cinzas e fuligens, inferindo-se que nesta etapa se tem a maior perda deste nutriente, muito embora seja comum o retorno destes resíduos para a lavoura.

De um balanço médio de potássio na cana, desde que todo o melaço e mel também sejam processados para etanol, espera-se uma quantidade de 1 a 1,6 kg K_2O/t cana na vinhaça. Assim, pode-se estimar o potencial de área fertirrigada com os dados de moagem total de cana, a partir da produção média de potássio (1,32 kg K_2O/t cana) e da necessidade média nutricional da cana (185 kg.K_2O/t cana), teoricamente em 60% da área total plantada, desconsiderando-se as perdas, conforme demonstrado esquematicamente na Figura 78.

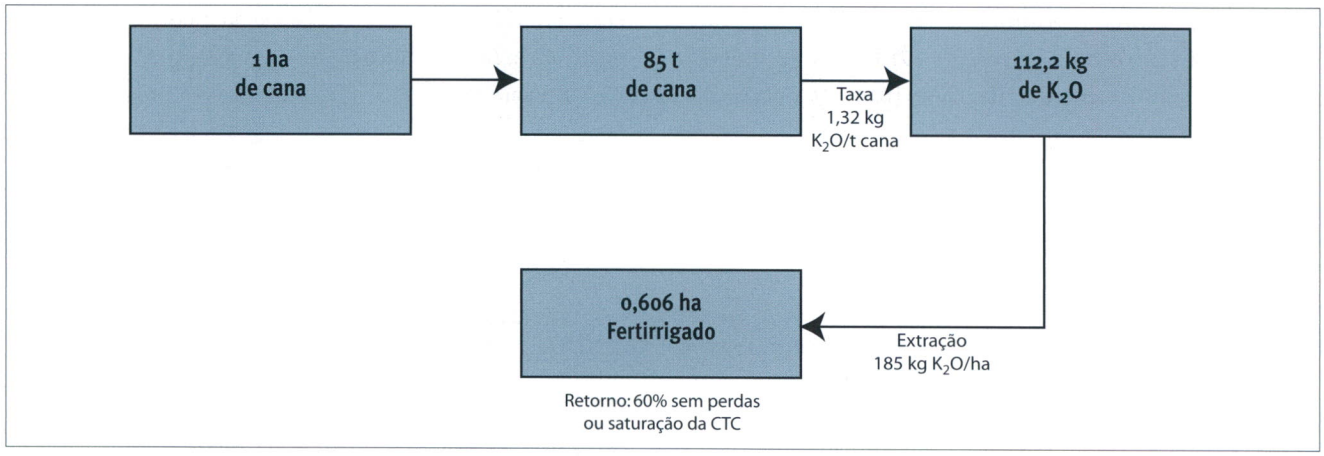


Figura 78 - Balanço teórico de K_2O e potencial de área fertirrigada com vinhaça.

Os sistemas utilizados para fertirrigação da lavoura canavieira com vinhaça podem ser separados em dois blocos: o transporte da vinhaça até o campo e a sua distribuição nas lavouras. Há, normalmente, um tratamento prévio da vinhaça na saída da indústria visando diminuir a sua temperatura. Para isso, utilizam-se torres de resfriamento de forma cilíndrica, sem enchimento interno e com insuflamento de ar em contracorrente para que a vinhaça não entre em contato com o ventilador conforme exemplo mostrado na Figura 79.

A redução da temperatura da vinhaça para cerca de 60°C possibilita a utilização de materiais e equipamentos com menor custo. Este é o caso de tanques e tubulações de fibra e geomembranas sintéticas de impermeabilização (PEAD, Asfáltica, PVC e geotextil), que não suportam a alta temperatura da vinhaça que sai da destilaria (cerca de 100°C, no caso em que não há reaproveitamento regenerativo do seu calor).

O transporte da vinhaça pode ser realizado de duas formas principais: o transporte rodoviário por caminhões tanques e o transporte dutoviário, por canais de gravidade, ou por tubulações adutoras de bombeamento ou gravidade.



FOTO: A. ELIA NETO

Figura 79 - Tanque em concreto para o recebimento e distribuição da vinhaça da destilaria equipado com duas torres de resfriamento de vinhaça, em uma usina.

• Transporte rodoviário da vinhaça

A frota para o transporte rodoviário da vinhaça é dimensionada com base nas distâncias médias dos canaviais a serem fertirrigados, tempos de deslocamentos cheio e vazio, tempos perdidos, jornada de trabalho e, naturalmente, na capacidade de carga dos caminhões e a concentração da vinhaça. Considera-se o transporte exclusivo de vinhaça pura, ou seja, sem mistura com outros efluentes, para otimizar o transporte. Os caminhões são dotados de tanque em fibra, tendo evoluído do caminhão convencional, com apenas um tanque (em fibra ou aço inox ou aço carbono naval) e volumes menores de 7 a 15 m^3 de capacidade, para o tipo romeu-e-julieta, com capacidade de carga variando de 28 a 30 m^3. O tipo rodotrem tem capacidade de carga de 45 a 60 m^3 (2 tanques de 30 m^3 cada), como o apresentado na Figura 80, podendo ainda ser no sistema bate-volta, isto é um semirreboque parado no campo, quando utilizado aspersão diretamente conectada no tanque do caminhão.



FOTO: A. ELIA NETO

Figura 80 - Caminhão tipo rodotrem para o transporte da vinhaça ao campo.

O transporte rodoviário tem custo bem superior ao dutoviário devido principalmente ao consumo de combustível. Isto limita a sua utilização para atender a distância econômica de aplicação de vinhaça, limite a partir do qual os custos seriam maiores do que a adubação mineral convencional. Esta distância varia muito em função das condições topográficas locais, do tipo de projeto de fertirrigação e da concentração de potássio da vinhaça. Estas variáveis afetam os custos de transporte e aplicação, que são comparados com o custo do transporte e aplicação do adubo mineral. Em um passado recente, o sistema típico de transporte com "rodotrem + aspersão" apresentava a distância econômica de apenas 12 km; atualmente, com os altos custos do adubo mineral, estima-se que a sua distância econômica está por volta de 38 km (ELIA NETO et al., 2008), conforme é mostrado na Figura 81.

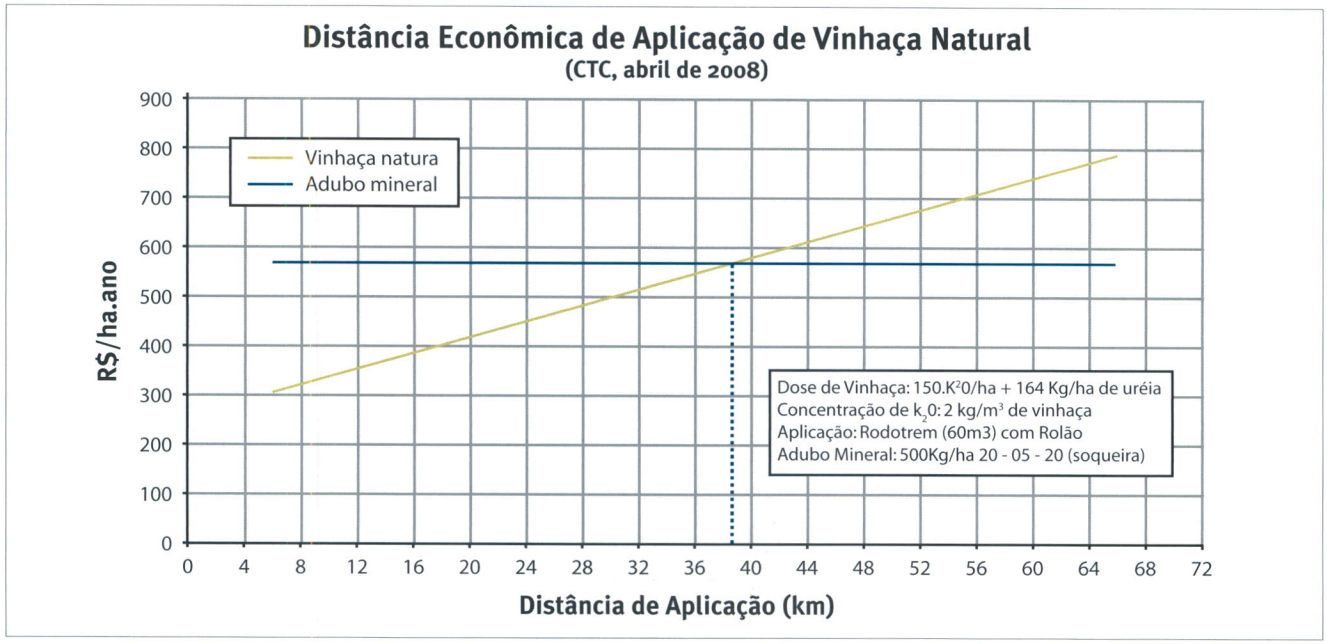


Figura 81 - Variação do custo da fertirrigação com vinhaça natural com a distância média da aplicação e distância econômica em relação à adubação mineral (adaptado de ELIA NETO et al., 2008).

A maior vantagem do transporte rodoviário de vinhaça consiste na implantação imediata, em contraposição com o sistema dutoviário, que exige complexos estudos de implantação e obras. O fato de o transporte rodoviário atingir facilmente áreas não contínuas sem necessidade de travessias, ou seja, um sistema com grande mobilidade é outra grande vantagem.

Na Tabela 57 são apresentados dados considerados para o dimensionamento da frota de caminhões (no caso rodotrem com 2 tanques de 30 m^3 cada), obtidos de projetos realizados pela área agrícola do CTC.

Tabela 57 - Parâmetros médios considerados no transporte do rodotrem

Parâmetros	Valores
Tempo perdido com manobras e outros no campo (T_{usina})	0,25 horas/viagem
Tempo perdido com manobras e outros na usina (T_{campo})	0,08 horas/viagem
Tempo auxiliar para carregamento (T_{carga})	0,50 horas/viagem
Tempo auxiliar para descarregamento ($T_{descarga}$)	0,00 horas/viagem
- sem descarga bate-volta	
- descarga rápida (tanques ou canais)	0,10 horas/viagem
Velocidade média de transporte vazio (retorno) (V_{vazio})	35 km/h
Velocidade média de transporte carregado (V_{cheio})	20 km/h
Consumo de óleo diesel no transporte (C_{diesel})	1,2 km/L
Jornada útil de trabalho com refeição ($T_{jornada}$)	21 horas/dia
Horas para manutenção (~8% do tempo) e troca de turno (T_{manut})	2,5 horas/dia
Capacidade de carga (C_{carga})	60 m³/viagem

Fonte: Projetos de fertirrigação elaborados pelo CTC.

Para obter o número de viagens (N_{viag}) diárias por caminhão, considera-se o tempo útil de trabalho, dividindo-o pela somatória dos tempos gastos no transporte (vazio e carregado) subtraída dos tempos perdidos e auxiliares em uma distância média (Equação 50):

Eq. 50:

$$N_{viag} = \frac{Jornada_util}{Tempo_viagem - Tempo_perdido} =$$

$$N_{viag} = \frac{\left(T_{jornada} - T_{manut}\right)}{\left(\frac{D_{ferti}}{V_{cheio}} + \frac{D_{ferti}}{V_{vazio}}\right) - \left(T_{usina} - T_{campo} - T_{carga} - T_{descarga}\right)}$$

Em que:

N_{viag} = quantidade de viagens realizadas por caminhão [viagem/caminhão.dia];

D_{ferti} distância média da área de fertirrigação [km].

A área diária de aplicação coberta por cada caminhão é a relação entre o volume de vinhaça diariamente transportado pelo caminhão e a taxa volumétrica de aplicação de vinhaça por hectare fertirrigado (Equação 51):

Eq. 51:

$$A_{ferti} = \frac{Volume_vinhaça_tranportada}{Taxa_volumétrica_aplicação} = \frac{V_{transp}}{Tx_{aplic}}$$

$$Como: V_{transp} = N_{viag} * C_{carga}$$

$$A_{ferti} = \frac{N_{viag} * C_{carga}}{Tx_{aplic}}$$

Em que:
A_{ferti} = área de fertirrigação coberta por caminhão no dia [ha/caminhão.dia];
Tx_{aplic} = taxa volumétrica de aplicação de vinhaça [m³/ha];
V_{transp} = volume transportado de vinhaça [m³/caminhão.dia];
C_{carga} = capacidade de carga do caminhão [m³/viagem].

Para se obter a quantidade necessária de caminhões para compor a frota para o transporte da vinhaça basta dividir a produção diária de vinhaça da destilaria pelo volume transportado diariamente (Equação 52):

Eq. 52:

$$N_{cam} = \frac{Produção_vinhaça}{Volume_transportado} = \frac{Q_{vinhaça}}{V_{transp}}$$

Em que:
N_{cam} = quantidade de caminhões da frota de fertirrigação [caminhão];
$Q_{vinhaça}$ = vazão de produção de vinhaça na destilaria [m³/dia].

Para estimar o consumo de diesel, calcula-se a distância média percorrida (km) por hectare coberto na fertirrigação (Equação 53):

Eq. 53:

$$D_{ha} = \frac{Distância_percorrida}{Área_atingida} = \frac{2 * D_{ferti} * N_{viag}}{A_{ferti}}$$

$$C_{diesel-ha} = \frac{D_{ha}}{C_{diesel}}$$

Onde:
Dha = distância média percorrida por ha fertirrigado [km/ha];
2 = se refere ao percurso de ida e volta;
$C_{diesel-ha}$ = consumo de diesel no transporte por ha fertirrigado [L/ha].

A Tabela 58 apresenta alguns resultados considerando o transporte de vinhaça por rodotrem (60 m³) em sistema bate-volta, conforme a distância média da área de fertirrigação.

Tabela 58 - Parâmetros médios do transporte rodoviário de vinhaça por rodotrem (60 m³) bate e volta

Distância Média [km]	Nº de Viagens Diárias	Volume [m³/dia]	Área Atingida (1) [ha/dia]	Distância por Área [km/ha]	Consumo diesel [L/ha] (2)	Nº Caminhões [/1.000 ha]
6,0	14,22	853	4,265	2,81	2,34	1,2
12,0	10,44	626	3,13	7,67	6,39	1,6
18,0	8,24	495	2,475	14,55	12,13	2,0
24,0	6,81	409	2,045	23,47	19,56	2,5
30,0	5,80	348	1,74	34,48	28,73	2,9
36,0	5,06	303	1,515	47,52	39,60	3,3
42,0	4,48	269	1,345	62,45	52,04	3,7

(1) Adotando-se uma taxa de aplicação volumétrica de 200 m³/ha

(2) Consumo de óleo diesel no transporte por rodotrem (Cdiesel) = 1,2 km/L

Um sistema de transporte rodoviário peculiar, porém em desuso, é o denominado bicarga (ou sacolão), no qual se aproveita a viagem de retorno do transporte de cana para a usina. Utiliza caminhões tipo romeu-e-julieta equipados com um tanque flexível de lona de 10 m³ de capacidade, transportando e descarregando a vinhaça em tanques convenientemente localizados. Este sistema, ilustrado na Figura 82, não prosperou devido à logística envolvida, pois nem sempre havia tanque pulmão na direção da frente de colheita, e também por problemas de manutenção e vida útil dos tanques flexíveis (sacolões).



FOTO: ACERVO CTC

Figura 82 - Bicarga descarregando vinhaça em tanque pulmão na lavoura (COPERSUCAR, 1998).

• Sistema de Transporte Dutoviário

No sistema de transporte dutoviário a vinhaça é encaminhada à lavoura por tubulações e canais. A maior vantagem deste sistema é a redução do custo de transporte, podendo ser combinado com o transporte rodoviário para levar a vinhaça até pontos estratégicos da lavoura e, consequentemente, reduzir as distâncias percorridas pelos caminhões, aumentado sobremaneira a distância econômica da fertirrigação. Outra vantagem é a possibilidade de escoar a vinhaça durante a ocorrência de chuvas.

Este tipo de sistema exige elevado investimento inicial para o estabelecimento de estações de bombeamento, adutoras de recalque, adutoras de gravidade, sifões invertidos, canais, tanques de armazenamento e estações de carregamento de caminhões. Neste sistema é normalmente transportado para aplicação conjunta com a vinhaça, os demais efluentes da indústria – as chamadas águas residuárias para fertirrigação das lavouras canavieiras.

O bombeamento da vinhaça para a área agrícola de fertirrigação carece de um projeto hidráulico e requer sistemas de proteção antigolpes de aríete, pois a linha de recalque normalmente atende distâncias relativamente grandes para levar a vinhaça aos canaviais. Estas distâncias podem atingir 20 km ou mais, terminando normalmente em tanques pulmões para posterior distribuição da vinhaça em canais ou carregamento de caminhões.

O dimensionamento das tubulações e bombas, para atender a altura manométrica requerida, conforme o esquema apresentado na Figura 83, é feito de acordo com a "Fórmula Universal de Darcy com coeficiente de Colebrook-White" (AZEVEDO NETTO & GUILHERMO, 1975). O coeficiente considera a natureza das paredes da tubulação (rugosidade), tendo-se o sistema de cálculo na Equação 54 e seu desdobramento para determinar a perda de carga.

Eq. 54:

$$\Delta h = f * \frac{L}{D} * \frac{V^2}{2g}$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 * \log\left(\frac{k}{3{,}7D} + \frac{2{,}51}{R * \sqrt{f}}\right)$$

Em que:
Δh = perda de carga na tubulação [m];
f = fator de atrito de Darcy;
k = rugosidade uniforme equivalente da tubulação [m];
R = número de Reynolds = (D*V)/v;
v = viscosidade cinemática [m2/s];
V = velocidade de escoamento [m/s];
L = comprimento equivalente da tubulação [m];
D = diâmetro da tubulação [m];

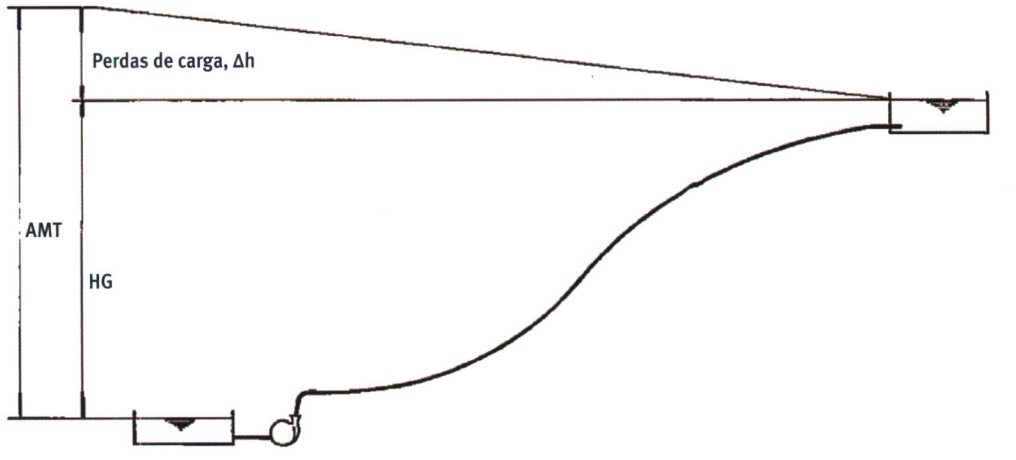


Figura 83 - Esquema de adutora de recalque, destacando-se a altura manométrica total (COPERSUCAR, 1988).

Outras fórmulas empíricas podem ser empregadas, com a consideração no dimensionamento das mesmas propriedades para a vinhaça e água quente, conforme a temperatura envolvida no seu bombeamento.

As adutoras de gravidade são normalmente empregadas quando a topografia for favorável para interligar tanques ou canais e são dimensionados da mesma forma que as adutoras normais em relação à perda de carga, aproveitando-se a força da gravidade para o escoamento da vinhaça sob pressão.

Especial atenção deve ser dada a problemas de cavitação, pois se está trabalhando com um líquido quente e são necessários dispositivos de proteção antigolpe por manobras rápidas ou desligamento de bombas.

Os canais mestres, ou primários, são utilizados para conduzir a vinhaça para uma determinada região, terminando normalmente em um tanque pulmão, para a distribuição da vinhaça. Segundo MATTIOLI (1989), constituem-se no tipo de transporte mais barato da vinhaça e são construídos em leito natural com sulcador especialmente desenvolvido pelo CTC (PERTICARRARI, 1983). A forma da seção do canal é trapezoidal, como apresentado na Figura 84, e seu desenvolvimento longitudinal acompanha a curva de nível do terreno em uma inclinação bem suave de cerca de 1:1000. Estes canais, se construídos de acordo com as dimensões do sulcador padrão (b = 0,2 a 0,3 m, yo = 0,60 a 0,70 m e α ~45°), admitem vazões em terreno natural de cerca de 300 m³/h ou maiores, no caso de revestimento com geomembrana. Funcionam praticamente por toda a safra ou até o término da irrigação na região definida, devendo ser impermeabilizados conforme a norma da Cetesb P4.231, para evitar infiltração. A perda de vinhaça por infiltração foi estimada por MATIOLI & GUAZZELLI, 1988, apud MATIOLI (1989), em 1,9% da vazão conduzida, por quilômetro, para um determinado experimento e tipo de solo (LVE). Estimaram perdas maiores, de 4,4% da vazão por quilômetro, no caso de uso intermitente.

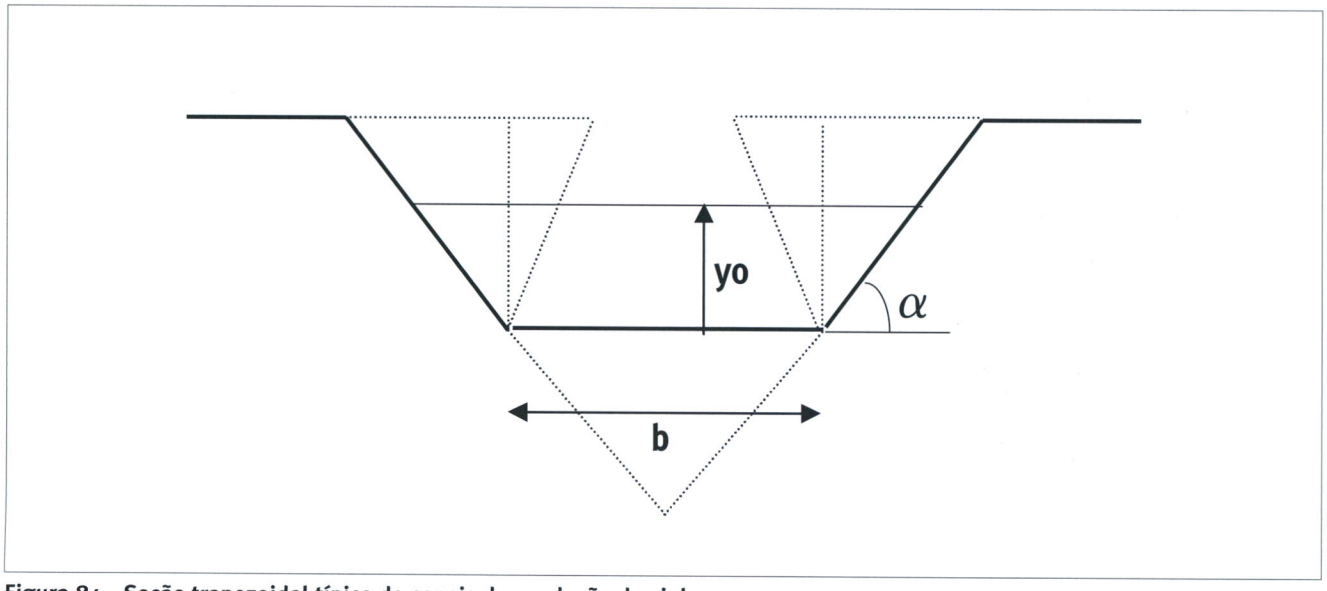


Figura 84 - Seção trapezoidal típica de canais de condução de vinhaça.

O dimensionamento dos canais é feito para regime permanente de escoamento, utilizando-se a equação de Chézy com coeficiente de Manning (AZEVEDO NETTO & GUILHERMO, 1975) para canal de seção reta (trapezoidal, triangular ou retangular) conforme se apresenta na Equação 55.

Eq. 55:

Equação de Manning :

$$\frac{coef_n \cdot v}{\sqrt{I}} = (Rh)^{2/3} \Leftrightarrow \frac{coef_n \cdot (v.A)}{\sqrt{I}} = A.(Rh)^{2/3} \Leftrightarrow \frac{coef_n \cdot Q}{\sqrt{I}} = A \cdot \left(\frac{A}{P}\right)^{2/3}$$

Área molhada :

$$A = \left(\frac{2b + 2yo/\tan\alpha}{2}\right).yo = \left(b + yo\frac{\cos\alpha}{sen\alpha}\right).yo$$

Perímetro molhado :

$$P = b + 2\sqrt{\left(\frac{yo^2}{\tan^2\alpha} + yo^2\right)} = b + 2\sqrt{yo^2\left(\frac{1}{\tan^2\alpha} + 1\right)} = b + 2.yo\sqrt{\left(\cot^2\alpha + 1\right)} =$$

$$P = b + 2.yo\sqrt{\frac{1}{sen^2\alpha}} = b + \frac{2.yo}{sen\alpha}$$

Em que:
coef_n = coeficiente de rugosidade de Manning;
I = declividade do canal [m/m];
Q = vazão [m³/h];
v = velocidade de escoamento [m/s];
A = área da seção molhada [m²];
P = perímetro da seção molhada [m];
Rh = *A/P*, raio hidráulico [m]
b = largura da base do canal (para seção triangular b = 0) [m];
α = ângulo de inclinação das paredes do canal (se retangular = 90º) [°];
yo = altura da lâmina de água no canal (movimento uniforme) [m].

• Armazenamento da vinhaça:

No passado, os tanques de vinhaça eram enormes lagoas construídas em terreno natural com tempo de detenção hidráulico de vários dias, pois a logística de aplicação ainda não era inteiramente dominada. Estes tanques eram utilizados como segurança da logística da aplicação, porém ocasionavam problemas de infiltração, rompimentos e outros em prejuízo do meio ambiente. Devido ao armazenamento e às condições difíceis de manutenção, tanques nestas condições promovem um maior nível de mau cheiro da vinhaça devido à sua putrefação (vinhaça velha) e às condições propícias de desenvolvimento de moscas e insetos em suas margens.

A opção por aplicar vinhaça nova, a chamada vinhaça "online", que é imediatamente aplicada na lavoura conforme produzida na usina, foi se solidificando no setor, fortalecendo-se com a implementação da norma técnica da Cetesb P4.231 em 2005, que dentre outras exigências, estabelece a impermeabilização dos tanques para proteger as águas subterrâneas. Isto resultou em instalações de tanques com menores volumes, implicando em menores áreas de impermeabilização. Os novos tanques, como ilustrado na Figura 85, são dimensionados com menor tempo de detenção hidráulico, o suficiente para atender a logística com segurança da aplicação da vinhaça de uma determinada localidade, distribuindo-a, a partir daí, para os canais ou para o carregamento de caminhões.



FOTO: A. ELIA NETO

Figura 85 - Tanque de armazenamento de vinhaça impermeabilizado com geomembranas e protegido com cerca para evitar acesso de pessoas e animais.

Os sistemas de aplicação de vinhaça atualmente são de dois tipos: aplicação por caminhões (convencionais) e aplicação por aspersão com montagem direta ou carretel enrolador (rolões). No início do PROÁLCOOL, difundiu-se o sistema de aplicação por sulcos de infiltração, derivado das antigas áreas de sacrifício, que por algum tempo conviveram com o sistema de fertirrigação tradicional para atender situações de emergência com excesso de vinhaça. Esta área de sacrifício ficava em sistema em rodízio para amenizar os aspectos de poluição das águas subterrânea, como é citado por MATIOLI (1989). Com a evolução do sistema de fertirrigação, esses tipos de aplicação foram abandonados, por não proporcionarem o aproveitamento racional da vinhaça e colocarem em maior risco de poluição as águas subterrâneas. A aplicação por sulcos, apesar disto, deve ser ainda considerada para pequenos produtores de cachaça, dando um uso mais adequado para a vinhaça produzida neste setor.

Na Tabela 59 é apresentado um levantamento realizado no CTC (SOUSA, 2005), mostrando o percentual médio de cada sistema de aplicação de vinhaça no Estado de São Paulo. Verifica-se que a aspersão (todos os tipos) compõe 94% dos sistemas. A aplicação por caminhões convencionais tende ao desuso, e provavelmente em um novo levantamento não seja mais representativa no estado de São Paulo.

Tabela 59 - Tipos de sistema de aplicação de vinhaça nas lavouras de cana-de-açúcar do Estado de São Paulo (SOUZA, 2005)

Forma de Aplicação	Participação (%)
Caminhão-tanque convencional	6
Aspersão (canal + montagem direta)	10
Aspersão (canal + rolão)	53
Aspersão (caminhão + rolão)	31

• Distribuição com caminhão-tanque convencional:

Num passado recente, o sistema de fertirrigação com caminhão-tanque era o mais difundido para distribuição de vinhaça pura, pelo baixo custo de implantação e mobilidade. Como limitações desse sistema destacam-se: o agravamento dos problemas de compactação de solos, pois o caminhão carregado adentra o canavial; a impossibilidade de aplicação em área com cana-planta; a dificuldade ou impossibilidade de aplicação em dias de chuva; e a baixa uniformidade de distribuição.

Neste sistema, o caminhão-tanque transporta e distribui a vinhaça no campo à medida que é conduzido com uma velocidade determinada, despejando-a pela traseira por gravidade ou bombeamento. A distribuição por gravidade é feita normalmente por chuveiros que podem atingir de 3 a 5 linhas de cana ou descarga rápida defletida em pratos formando um leque de distribuição. A distribuição por bombeamento é realizada com bombas acionada pela tomada de força do caminhão, tendo sido comum o veículo distribuidor de vinhaça (VDV), uma carreta-tanque de 15 m^3, dotada de pneus de baixa pressão e tracionada por trator, amenizando os problemas de compactação do solo.

A frota necessária pode ser estimada considerando os dados apresentados para o transporte rodoviário, e estimando o tempo de descarga como sendo o tempo em que o caminhão estará distribuindo a vinhaça no campo, variando conforme a descarga, dosagens, cargas dentro outros requisitos.

• Aspersão com montagem direta:

Este sistema consiste de um conjunto motobomba com um aspersor tipo canhão-hidráulico, montado em chassi com rodas, aspergindo vinhaça diluída ou não com águas residuárias, succionada diretamente de um canal, como exemplificado na Figura 86. O canhão pode ser equipado com extensões (tubulação de alumínio de 6" de diâmetro), com o objetivo de aumentar o espaçamento entre canais e diminuir a necessidade destes nos canaviais, implicando em menores custos de implantação na sistematização da área de fertirrigação.



FOTO: ACERVO CTC

Figura 86 - Aspersor tipo montagem direta succionando de canal.

O canhão-hidraúlico pode atingir um raio de 70 m, criando um círculo molhado de aproximadamente 140 m de diâmetro. Os canais de distribuição de vinhaça para o sistema montagem direta são distanciados de forma a propiciar o molhamento de toda a área. Esta distância gira em torno de 100 m, conforme as condições topográficas, podendo ser maior quando o projeto prevê o uso de extensões. Os pontos de fixação do equipamento para a operação também são espaçados na mesma distância, formando uma malha útil (área fertirrigada) de um hectare, descontando a necessidade de recobrimento de área na aplicação.

As vazões do equipamento variam, em função do projeto, de 100 a 150 m^3/h. Considerando uma taxa de aplicação convencional de 150 m^3/ha de vinhaça pura, um aspersor com capacidade de 120 m^3/h funciona por 1,25 horas em cada ponto fixo. Assim, considerando a produção diária da vinhaça, o tempo de operação do equipamento, o tempo perdido de deslocamento e outros, e a jornada útil de trabalho, determina-se a quantidade de equipamentos necessários.

- Aspersão com autopropelido com carretel enrolador (rolões)

O sistema de aspersão com montagem direta está caindo em desuso, sendo substituído por aspersão com autopropelido com carretel enrolador. Este sistema, ilustrado na Figura 87, consiste em um carretel que permite o enrolamento de tubulação de polietileno de média densidade (PEMD), utilizada para alimentar e puxar um aspersor do tipo canhão-hidráulico. O processo necessita de um trator auxiliar para posicionar o canhão e desenrolar o carretel. O início da aspersão se dá com o enrolamento do carretel , sendo o canhão-hidráulico puxado a uma velocidade regulada para manter a taxa de aplicação necessária.

Diferentemente da montagem direta, a distribuição da vinhaça é feita em faixas com aproximadamente 90 m de largura, conferindo um maior rendimento ao sistema.

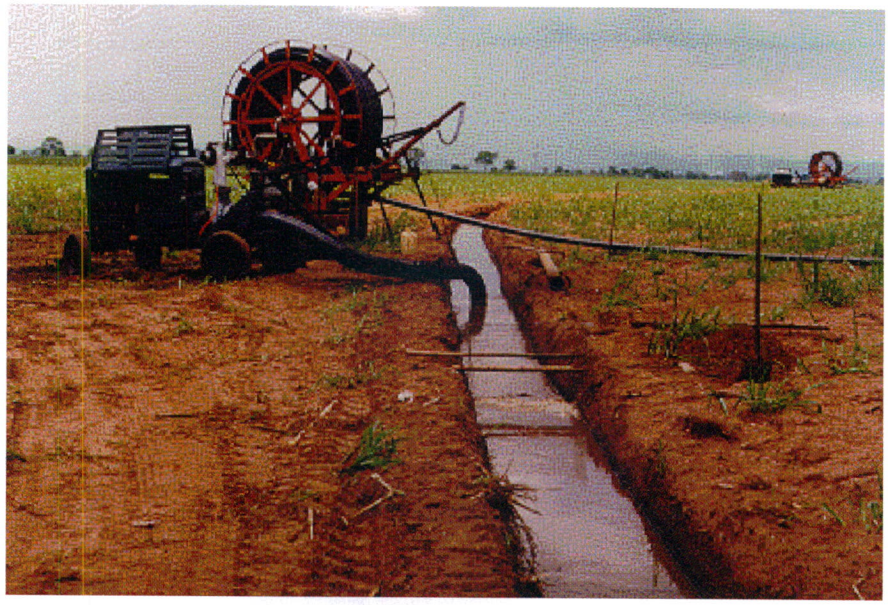


FOTO: ACERVO CTC

Figura 87 - Carretel enrolador com captação no canal.

O carretel pode succionar a vinhaça, diluída ou não com água residuária, do canal, ou diretamente dos caminhões romeu-e-julieta ou rodotrem, utilizados para o transporte da vinhaça como apresentado na Figura 88. Também são admitidas extensões com tubulação de alumínio para atingir áreas mais distantes dos canais ou dos tanques de vinhaça.



FOTO: ACERVO CTC

Figura 88 - Aspersão com carretel enrolador acoplado diretamente no caminhão.

Na Tabela 60 são apresentados valores normalmente considerados na quantificação de rolões para aplicação da vinhaça natural.

Tabela 60 - Parâmetros envolvidos no dimensionamento do sistema de aspersão com carretel enrolador na fertirrigação

Parâmetros	Valores
Comprimento da mangueira (C_{tubo})	400 m
Comprimento da faixa aplicada ($C_{faixa} = C_{tubo} + R_{rolão}$)	445 m
Jornada útil de trabalho com refeição ($T_{jornada}$)	24 horas/dia
Horas perdidas ($T_{perdido}$)	4 horas/dia
Vazão do rolão ($Q_{rolão}$)	120 m^3/hora
Raio de alcance do rolão ($R_{rolão}$)	45 m
Área da faixa de aplicação (A_{faixa})	~ 4 ha
Largura da faixa de aplicação (L_{faixa})	90 m
Tempo de manobra para mudança de faixa ($T_{manobra}$)	~ 0,7 hora
Eficiência de trabalho, $E_{trab} = 100*(T_{jornada}-T_{perdido})/T_{jormada}$	83%

Fonte: Projetos de fertirrigação elaborados pelo CTC

Para a determinação da quantidade de rolões necessária, efetua-se as seguintes etapas de cálculo:

- Volume de vinhaça aplicado em cada faixa (V_{faixa})

O volume de vinhaça aplicado em cada faixa do rolão é calculado multiplicando-se a taxa de aplicação volumétrica de vinhaça pela área da faixa de influência do rolão (Equação 56):

Eq. 56:

$$V_{faixa} = Tx_{aplicação} * A_{faixa} = Tx_{aplicação} * \left(\frac{L_{faixa} * C_{faixa}}{10.000} \right)$$

$$V_{faixa} = 150 * \frac{90 * 445}{10.000} \approx 600 \left[m^3 / faixa \right]$$

Em que:
V_{faixa} = volume aplicado em cada faixa = 600 m^3/faixa;
$Tx_{aplicação}$ = taxa volumétrica de aplicação de vinhaça, adotada 150 m^3/ha.

- Rendimento diário rolão ($Rend_{rolão}$)

O rendimento do rolão, na aplicação de vinhaça, mostra o quanto efetivamente o equipamento trabalhou, ou seja, o número de faixa atendida por dia, multiplicado pela área de cada faixa (Equação 57):

Eq. 57:

$$Rend_{rolão} = \left(\frac{Jornada_útil}{Tempo_despendido_do_rolão} \right) * A_{faixa} = \left(\frac{T_{jornada} - T_{perdido}}{T_{rolão} + T_{manobra}} \right) * A_{faixa}$$

onde:

$$T_{rolão} = \frac{V_{faixa}}{Q_{rolão}} = \frac{600}{120} = 5{,}0 \left[h/faixa \right]$$

então:

$$Rend_{rolão} = \left(\frac{24 - 4}{5 + 0{,}7} \right) * 600 = 2.105 \left[m^3/dia \right]$$

- Velocidade de recolhimento do rolão ($V_{rolão}$)
  A velocidade de recolhimento do rolão deve ser regulada para se obter a taxa de aplicação volumétrica de vinhaça desejada. É função do comprimento da faixa pelo tempo de operação útil para aplicar o volume necessário na faixa (Equação 58):

Eq. 58:

$$V_{rolão} = \frac{Comprimento_da_faixa}{Tempo_útil_faixa} = \frac{C_{faixa}}{T_{rolão}}$$

$$V_{rolão} = \frac{400}{5} = 80{,}0 \left[m/h \right]$$

- Quantidade de rolão necessária ($N_{rolão}$)
  A quantidade de rolões é calculada pela divisão entre a vazão diária de vinhaça (m^3/dia) e o rendimento diário do rolão (m^3/dia), como apresentado na Equação 59:

Eq. 59:

$$N_{rolão} = \frac{Q_{vinhaça}}{Rendimento_do_rolão}$$

$$N_{rolão} = \frac{Q_{vinhaça}}{Rend_{rolão}} \left[rolões \right]$$

- Sistemas não convencionais de fertirrigação

Têm surgido algumas inovações na fertirrigação, como a utilização de sistemas de aspersão por pivô central e a aplicação de vinhaça por gotejamento subsuperficial diluída ou não com água residuária. São sistemas que começam a ser empregados em regiões onde há necessidade de irrigação suplementar da cana, como as das novas fronteiras canavieiras como Goiás e Mato-grosso do Sul ou mesmo na região canavieira Norte-Nordeste.

Entende-se que o pivô central rebocável apresenta melhores possibilidades, pois aumenta a versatilidade do pivô central convencional quando não se necessita de irrigação direta, como é o caso da cana. O sistema rebocável mantém as características desejáveis do pivô convencional, como baixa pressão de serviço e alta uniformidade de distribuição de água se comparado com a aspersão com canhões-hidráulicos, praticada nas montagens diretas ou com carretel enrolador.

Ainda pode-se citar o desenvolvimento de um acessório para o sistema de aspersão por carretel enrolador. É a barra irrigadora, que vem sendo testada em algumas usinas, que permite, similarmente ao pivô central, uma redução da pressão de serviço, aumentando a uniformidade e a eficiência de irrigação, sem perder a característica de flexibilidade de uso e de transporte.

6.3.10. Águas residuárias para irrigação dos canaviais

As águas residuárias das usinas são aplicadas na lavoura conjuntamente com a vinhaça na fertirrigação dos canaviais ou, separadamente, para irrigação de salvamento. Deve-se observar que a aplicação da vinhaça pura implica em uma lâmina de água muito pequena. Uma taxa volumétrica de aplicação de vinhaça de cerca de 150 m³/ha proporciona uma lâmina de água de 15 mm. Para aumentar esta lâmina de água, costuma-se diluir a vinhaça com a água residuária, suprindo, em certos casos, a deficiência de água no período de colheita da cana quando há a rebrota, processo chamado irrigação de salvamento.

A utilização da água residuária na lavoura implica em uma logística similar à aplicação de vinhaça pelo sistema de transporte dutoviário e aplicação por aspersão, necessitando porém de maior capacidade de transporte e maior necessidade de aspersores. Quando é aplicada conjuntamente com a vinhaça, a dosagem de potássio é dada pela fórmula da NT P4.231 da Cetesb, e a lâmina é função da porcentagem de diluição.

ROSENFELD (2003) indica, para irrigação de salvamento, lâminas de água que se diferenciam conforme se tenha planta cana ou planta soca:

- Para cana planta: lâminas de água de 80 a 120mm, podendo ser aplicadas do 4º ao 8º mês do plantio em 2 aplicações
- Para cana soca: lâminas de água de 40 a 60mm, podendo ser aplicadas após 15 dias do corte em aplicação única.

Os ganhos de produtividade desta prática são estimados em 12 a 20% no caso de planta cana e de 6 a 12% para o caso de cana soca (ROSENFELD, 2003).

A quantidade disponível de água residuária considerando a racionalização dos usos industriais tende a significativas reduções. No balanço macro anteriormente considerado (Figura 62), em média o setor gera 1,1 m³/t cana. Considerando o rendimento de 85 t cana/ha, tem-se 93,5 m³/ha de água residuária disponível para o reúso agrícola. Aplicando-se uma lâmina média de 50mm, a título de irrigação de salvamento, ou seja, 500 m³/ha, a área potencialmente irrigada com este efluente é cerca de 20% do total da lavoura. Na Figura 89 é apresentada uma fotografia de uma área sistematizada para a irrigação e fertirrigação com águas residuárias em uma usina.



FOTO: ACERVO CTC

Figura 89 - Uso das águas residuárias na irrigação ou fertirrigação dos canaviais.

6.3.11. Concentração de vinhaça

A aplicação agrícola da vinhaça apresenta vantagens ambientais e econômicas, porém o seu uso ainda está restrito às áreas mais próximas das usinas pelo custo-benefício apresentado, pois seu transporte para áreas mais afastadas encarece a prática e inviabiliza a sua aplicação. Conforme demonstrado anteriormente, existe uma distância que pode ser considerada econômica, que depende da situação de cada usina e destilaria, mas que em última instância depende muito da concentração da vinhaça quando transportada via rodoviária.

O tratamento da vinhaça por concentração visa essencialmente a atender este requisito, ou seja, viabilizar a fertirrigação de áreas de plantio de cana mais afastadas, evitando o transporte excessivo de água, ou para atender áreas não contínuas, cujo projeto de fertirrigação dutoviário é impraticável. No entanto, nesta prática nem toda a vinhaça é necessariamente concentrada e sim apenas a parte excedente, impossibilitada de ser aplicada nas áreas mais próximas. Deve-se evitar solos com alta concentração de potássio, conforme determina a NT P4.231.

Como opção comercial para concentrar a vinhaça existe, por exemplo, a tecnologia de evaporação, com os evaporadores de múltiplo efeito "falling film" (tecnologia DEDINI-VAGELBUSH). Outros sistemas de evaporação estão em estudos pilotos como a evaporação por múltiplo efeito por névoa turbulenta, tecnologia muito utilizada na indústria de cítricos. No Brasil, tem-se notícia de apenas uma usina concentrando a vinhaça, com uma planta demonstrativa instalada há mais de 20 anos e atendendo cerca de 5% da vinhaça produzida, que utiliza a tecnologia de evaporação múltiplo efeito "falling film", concentrando a vinhaça a 40%.

As tecnologias de concentração de vinhaça por evaporação requerem equipamentos em aço inox e quantidade apreciável de energia na forma de vapor. Pode-se estimar que no equipamento com 5 efeitos, a quantidade de vapor é otimizada em cinco vezes, mas mesmo assim, se requer cerca de 0,2 kg vapor/L vinhaça, ou cerca de 2 kg vapor/L etanol, para concentrar a vinhaça em 10 vezes (de 4 para 40°B, por exemplo), equivalente a quase 60% do gasto de vapor para a produção do álcool hidratado.

A opção pela implementação desta tecnologia deverá comparar o custo de produção da vinhaça concentrada e o custo do transporte rodoviário para ser uti-

lizada no campo, dependendo do grau de concentração associado que indicará o tamanho do equipamento e o gasto com energia.

Outro fator que deve ser considerado na concentração da vinhaça consiste na quantidade de condensado produzido, que dependendo da sua qualidade, apesar de límpida, apresenta-se ácida e com concentração de matéria orgânica similar à flegmaça, necessitando, deste modo, de um sistema de tratamento para a sua reutilização, caso contrário se produzirá mais um efluente.

6.3.12. Biodigestão de vinhaça

Mais que um sistema de tratamento da vinhaça, a biodigestão da vinhaça via anaeróbica é, antes de tudo, um processo de obtenção de energia extra pela utilização do biogás gerado, rico em metano. Este tratamento, por mais eficiente que seja na remoção de DBO_5 da vinhaça (com potencial de 80 a 90% de remoção), ainda manterá uma carga poluidora no efluente biodigerido relativamente alta para lançamento em rios. Seriam então necessários tratamentos em série até nível terciário, para enquadramento dos parâmetros de lançamento e qualidade das legislações ambientais, um tratamento não convencional inviável economicamente.

Salienta-se que neste tipo de tratamento somente a matéria orgânica é degradada, possuindo o efluente final biodigerido basicamente as mesmas características nutricionais para a cana-de-açúcar (principalmente potássio) e os mesmos poluentes potenciais para as águas subterrâneas (sais). Assim, a vinhaça biodigerida vem requerer a mesma aplicação da vinhaça natural, ou seja, a fertirrigação racional da lavoura canavieira, com menor quantidade de matéria orgânica para o acondicionamento do solo.

O conceito do processo UASB, ou reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (RAFA), envolve a digestão anaeróbica de resíduos orgânicos complexos, formando ácidos orgânicos em uma primeira fase (ácida) e sua posterior transformação em produtos gasosos, principalmente metano e gás carbônico (fase metanogênica). Em cada etapa intervém um grupo de bactérias: as acidogênicas, na primeira fase, e as metanogênicas, na segunda. A concepção básica consiste na alimentação da vinhaça pelo fundo do reator e a saída pelo topo, depois de passar por um sistema de separação gás, lodo, líquido. Este separador propicia condições para que as partículas de lodo biológico retornem à zona de digestão, assegurando assim um adequado tempo de residência do lodo e alta concentração de lodo biológico no biodigestor. A desgaseificação ocorre quando a mistura de líquido, gás e lodo é desviada pelas placas do decantador interno do reator. O lodo desgaseificado e de características floculantes decanta facilmente. O movimento descendente do lodo opera em contracorrente ao fluxo hidráulico dentro do biodigestor e serve para promover o necessário contato eficiente entre as bactérias e a vinhaça afluente.

Este processo de biodigestão anaeróbica de efluentes teve um grande impulso a partir de 1968, com a publicação dos trabalhos de Perry McCarty, sobre pesquisa com filtro anaeróbico para tratamento de despejos solúveis. Até então, a aplicação do processo anaeróbico se limitava ao tratamento de lodo de despejos domésticos com digestores convencionais. A idéia básica introduzida por McCarty foi o aumento do tempo de retenção celular, sem aumentar o tempo de detenção hidráulico, tal como nos tratamentos aeróbios de lodos ativados e filtro biológico, utilizando um suporte para reter a massa microbiana responsável pela depuração da matéria orgânica. Desta forma, o processo anaeróbio se igualou ao processo aeróbio em termos de eficiência e áreas requeridas, tendo a vantagem de ser de baixo custo no tocante a equipamentos e produzir uma fonte utilizável de energia, o gás metano.

Vários pesquisadores ampliaram o conhecimento do processo anaeróbio, da microbiologia, da química, dos quesitos ambientais e do controle de substâncias tóxicas. Em 1976, na Holanda, Lettinga inovou o processo de tratamento anaeróbio, com o reator de manta de lodo, o UASB, desenvolvido para tratamento de despejos de uma refinaria de açúcar de beterraba. O princípio básico é o mesmo do filtro anaeróbico, porém o alto tempo de retenção celular é conseguido por um decantador no topo do biodigestor que retorna o lodo para o seu interior, formando uma manta de lodo no biodigestor.

Esse sistema trouxe um novo impulso ao tratamento anaeróbico.

Há cerca de duas décadas, a biodigestão de vinhaça foi muito cogitada para a produção de metano para uso automotivo na própria frota de caminhões de cana das usinas. Em 1986 foi implantado um sistema completo de biodigestão com purificação e compressão do metano na Usina São João da Boa Vista, em São Paulo, para demonstrar a tecnologia, viável tecnicamente, mais que não atingiu as condições esperadas para se obter uma boa relação custo-benefício. Atualmente, se tem notícia de apenas uma usina do setor que utiliza a biogás da vinhaça, produzindo-o com reator anaeróbico termofílico. Portanto, o uso convencional desta tecnologia ainda não vingou no setor sucroenergético.

Ultimamente, a tecnologia de biodigestão anaeróbica da vinhaça vem sendo novamente cogitada para a geração de biogás com fins de produção de energia elétrica, devido principalmente aos apelos de produção de energia alternativa. Mesmo assim, os custos de produção do biogás ainda não são cobertos pelos preços praticados pelas concessionárias de energia elétrica. O custo de produção de eletricidade a partir do biogás é estimado entre R$ 204,82/MWh e R$ 256,71/MWh dependendo da tecnologia empregada, e ainda não é competitivo com o valor de mercado para contratos de médio e longo prazo, que estão na ordem de R$ 150,00/MWh (LAMÔNICA et al., 2008).

Existem no mercado tecnologias baseadas no reator UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) com adaptações como o reator IC (Circulação Interna, tecnologia da Dedini), operando alguns na faixa de temperatura mesofilica (em torno de 35°C) e outros na faixa de temperatura termofília (cerca de 55°C). Há também alguns estudos em andamento em planta piloto com outros tipos de tecnologia semelhante ao UASB, operando com temperatura no reator em uma faixa intermediária e com fluxo descendente ao invés de ascendente.

A Tabela 61 apresenta os parâmetros convencionais teóricos utilizados para o dimensionamento e operação de biodigestores UASB. Na Tabela 62 se apresentam os efeitos de alguns compostos para a biodigestão anaeróbica.

Pode-se estimar o potencial de produção de biogás e de energia elétrica do uso da tecnologia como segue:

- Caracterização média da vinhaça (obtida da Tabela 43):

Taxa de produção de vinhaça	12 L/L etanol
DBO_5	14.833 mg/L
DQO	23.801 mg/L
Sólidos Totais	32.788 mg/L
Carga orgânica	285 g DQO/L etanol

Tabela 61 - Parâmetros convencionais de projeto e operação de biodigestores UASB (ELIA NETO et al., 1988)

Parâmetros	Valores	
Alimentação	Temperatura	30°C a 40°C (mesofílico)
		55°C a 60°C (termofílica)
	pH	6,5 a 7,5
	DQO/N	< 20 e 30 (viável até 70)
	DQO/P	< 350
	Taxa orgânica	15 a 20kg DQO/m^3.dia (pico)
		0,5kg DQO/m^3 x dia (partida)
Projeto Convencional	Velocidade ascensional	1,2 a 1,5m^3/mm^2.h (pico)
	Distribuição	1 ponto cada 7m^2 (despejos concentrados)
	Alimentação	1 ponto a cada 1m^2 (despejos diluídos)
	Decantador	Inclinação = 60°
		velocidade de passagem - 3 a 5m^3/m^2.h
Operação	Eficiência	80 a 90% (DQO)
	Concentração ácidos voláteis	< 500mg ácido acético/L
	Produção de gás	0,35 NLCH./g DQO (teórico)
		0,30 NLCH./g DQO (despejos concentrados)
		0,15 NLCH./g DQO (despejo diluído)
	Composição do gás	60% - metano
		40% - outros gases (CO_2, H_2S)
	Produção de lodo	0,05 kg lodo/kg DQO (5 a 10% material sólido)

Tabela 62 - Efeito de alguns compostos na biodigestão anaeróbia

Cátion		Concentrações (mg/L)		
		Estimulante	Moderadamente inibitória	Fortemente Inibitória
Sódio (1)	Na	100 - 200	3.500 - 5.500	8.000
Potássio (1)	K	200 - 400	2.500 - 4.500	12.00
Cálcio (1)	Ca	100 - 200	2.500 - 4.500	8.000
Magnésio (1)	Mg	75 - 150	1.000 - 1.500	3.000
N.amoniacal (2)	N	50 - 200	1.500 - 3.000	< 3.000

Fontes: (1)MCARTHY, 1964 e (2)MCARTHY & MC KINNEY, 1961

• Dados do sistema

Eficiência da biodigestão (remoção DQO)	80%
Taxa de aplicação (mesofílico)	12 kg DQO/m³ reator dia
Volume necessário p/ biodigestão	23,75 L reator/L etanol dia
Tempo de detenção hidráulico	23,75/12 = 47,5 horas

• Produção e composição do biogás

Taxa teórica de produção de metano	0,30 N.L.CH_4/g $DQO_{removida}$
Porcentagem de metano	60%
Porcentagem de CO_2	40%
Porcentagem de H_2S	~1%
Produção de biogás (c/ 60% CH_4)	0,50 N.L biogás/g.$DQO_{removida}$
Volume de biogás	0,5 x 285 x 0,8 = 114 N.L biogás/L etanol
	ou 114/12 = 9,5 N.L biogás/L vinhaça
Densidade do biogás	0,784 kg/Nm³
Massa de biogás	114 x 0,784= 89,4 g biogás/L etanol

• Geração de energia

PCI biogás	5.500 kcal/kg, ou 23 MJ/kg
Energia disponível no biogás	5500 x 89,4 = 491,7 kcal/L etanol, ou 2,06 MJ/L etanol ou 572 Wh/L etanol,
Produção de energia: motogerador (eficiência de 30%)	172 Wh/L etanol

Em média, 1.000 litros de etanol produzem 12.000 litros de vinhaça com 285 kg de DQO, podendo gerar por biodigestão 114 N.m³ de biogás com um teor de metano de 60%, suficiente para acionar um conjunto motogerador para a produção de 142 kWh. Esta quantidade de energia elétrica é capaz de atender o consumo de um mês de uma residência média, conforme pode se observar no esquema ilustrativo da Figura 90.

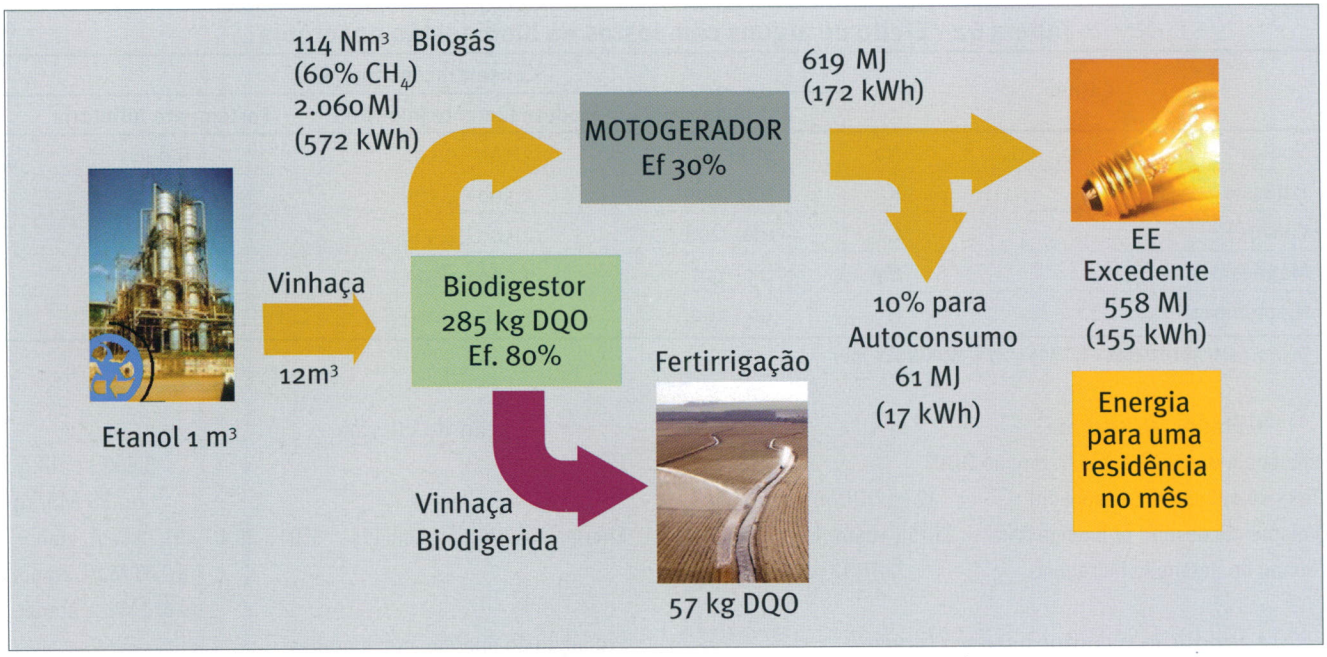


Figura 90 - Esquema da produção e energia elétrica do biogás da vinhaça (adaptado de LAMÔNICA, 2006a).

Considerando a produção brasileira de etanol na safra 2008/2009, de 22,5 bilhões de litros (UNICA, 2009), o setor tem um potencial de geração de energia elétrica pela biodigestão anaeróbica da vinhaça na ordem de aproximadamente 3.500 GNh na safra, ou seja, uma potência de 729 MW. Isto equivalente a aproximadamente uma turbina da hidrelétrica de Itaipu, ou ainda, a 0,9% do consumo de eletricidade total brasileira no ano de 2006 (390 TWh), conforme informado no Balanço Energético Nacional - BEN-2007 (MME, 2007).

Por outro lado, considerando a energia do biogás em relação à energia produzida com o etanol na destilaria (PCI = 7.090 kcal/kg), o aproveitamento energético da biodigestão da vinhaça significa uma disponibilidade excedente de energia de aproximadamente 11% em relação ao etanol produzido, para as condições médias admitidas.

6.4. Produção mais limpa (P+L)

O conceito de "Produção Mais Limpa" considera as atitudes ou modificações preventivas para diminuir ou eliminar alguma característica na produção que impacta o meio ambiente, seja pelo uso do recurso natural ou desperdício sob forma de poluição. A P+L está associada a obter um benefício não somente ambiental como também econômico e, no presente caso deste manual, é considerada quando envolve a economia de água e a eliminação da necessidade de tratamento externo de despejo. Procurar-se-á discorrer sobre estas tecnologias de P+L no setor sucroenergético, seus benefícios e aplicabilidade, bem como os seus estágios de desenvolvimento atual.

6.4.1. Limpeza de cana a seco

Considerando as demandas no que se refere à proibição da queimada da cana e consequente eliminação da lavagem de cana, a limpeza de cana a seco vem atender estas necessidades, inclusive com algumas usinas já com o sistema em pleno funcionamento.

Esta tecnologia foi desenvolvida inicialmente no CTC, sendo constituída basicamente da insuflação de ar para a retirada das impurezas vegetais quando a cana-picada cai na esteira. Deve-se lembrar que com a colheita mecânica da cana, as impurezas vegetais tendem a crescer e este material, notadamente palha, pode ser utilizada como insumo energético, como já vem ocorrendo em algumas usinas em plantas demonstrativas.

O insuflamento de ar também retira uma boa parte da impureza mineral, mas a maior parte é retirada antes na própria mesa de recepção da cana. No sistema completo de limpeza de cana a seco há um primeiro estágio para a limpeza através de adaptação das mesas de 45° com fundo de telas de barras trapezoidais, fazendo com que, na subida da cana, as impurezas passem pelas telas e sejam recolhidas num fundo falso por esteiras. Existem outras adaptações que podem ser observadas no esquema apresentado na Figura 91. O sistema como um todo tem uma eficiência baixa na limpeza, estimada em 30 a 35% de remoção das impurezas minerais da cana. Portanto é indispensável investir em programas que visem a chegada da cana mais limpa na indústria, deixando a terra no campo.

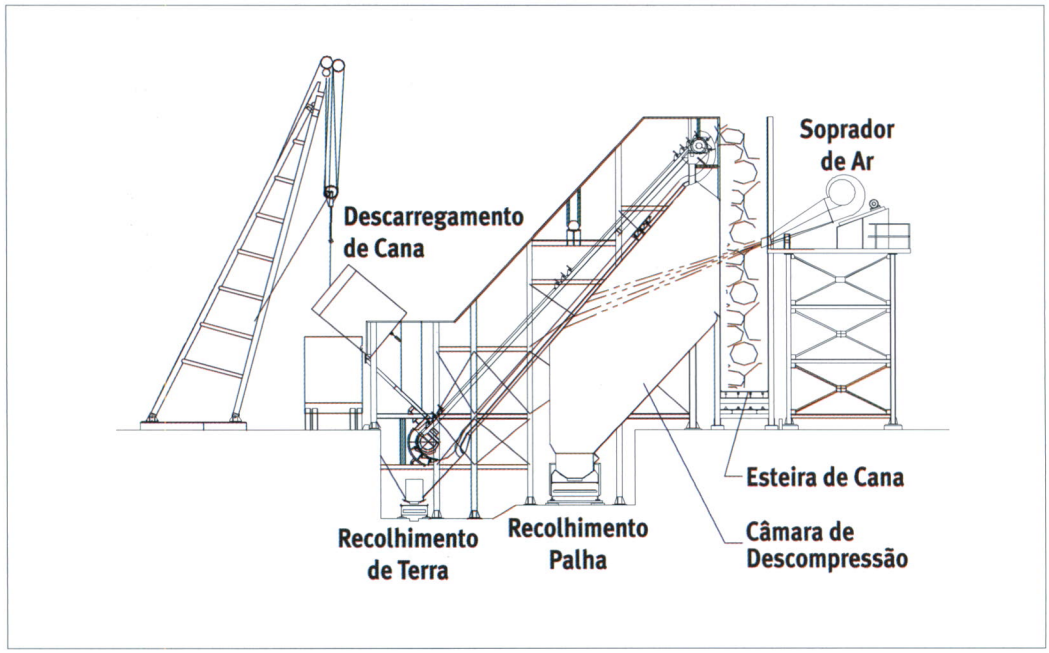


Figura 91 - Esquema (corte) de uma mesa de alimentação com o sistema de limpeza de cana a seco.

Algumas usinas têm adotado apenas parcialmente o conceito de limpeza de cana a seco, eliminando a lavagem de cana, porém mantendo o circuito de água para o arraste da terra sob a mesa e o uso de água em limpeza de correntes e esteira e até mesmo, da própria cana em épocas de chuva.

6.4.2. Blindagem de mancais das moendas

O sistema de vedação em mancais de eixos de moenda tem a finalidade de evitar a entrada de caldo, areia e bagacilho nos mancais, que provoca a ruptura da película de filme de óleo de lubrificação e o aquecimento e desgaste, tanto do eixo como do semicasquilho de bronze.

Nos mancais mais antigos, o sistema de vedação é bastante precário, pois utiliza apenas anéis de feltro. Além disso, no rolo superior da moenda, ocorre a abertura de uma fresta entre o semicasquilho superior e o inferior quando este rolo oscila, acentuando dessa forma a entrada de contaminantes e a perda de óleo. Portanto, tem-se nesses mancais uma situação de aquecimento, com maior necessidade de água de refrigeração dos mancais e uma maior perda de óleo, que pode contaminar o caldo, principalmente durante a operação de limpeza da moenda.

O sistema de vedação de mancais desenvolvido inicialmente pelo CTC e atualmente com similares existentes em vários projetos existentes no mercado (Figura 92), utiliza anéis retentores e raspadores de borracha, que deslizam sobre anéis de vedação com revestimento em inox. Desta maneira, promovem uma vedação bem mais eficiente, que diminui consideravelmente as perdas de óleo e a temperatura dos mancais e consequentemente a quantidade de água de refrigeração, devido à menor entrada de contaminantes nos mesmos.

No rolo superior da moenda, o sistema de montagem permite que o semicasquilho inferior acompanhe o superior no movimento de oscilação, não ocorrendo o problema de abertura de uma fresta, por onde entram contaminantes e perde-se muito óleo, como ocorre nos mancais não dotados desse sistema de vedação, ou seja uma maior blindagem, com menor uso e perdas de óleo e por conseguinte menor contaminação nas águas de lavagem de equipamentos - uma tecnologia P+L.

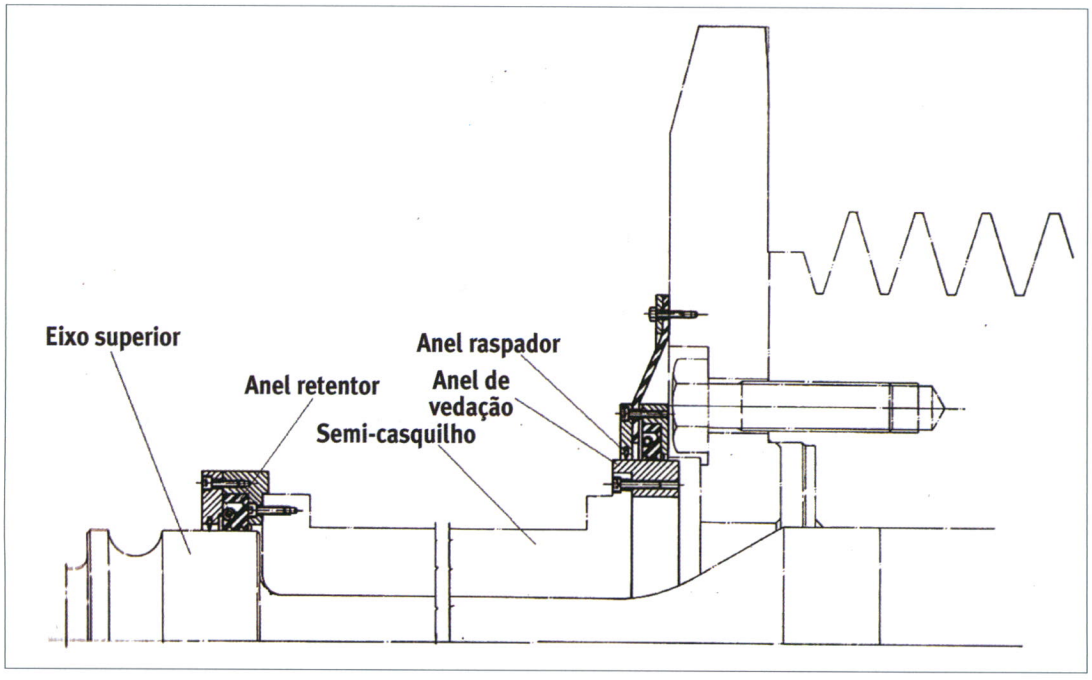


Figura 92 - Vedação (blindagem) do mancal de moenda (COPERSUCAR, 1983).

6.4.3. Separadores de arraste de açúcar

O vapor gerado em qualquer efeito da evaporação pode conter gotas com açúcar provocado pelo arraste de líquido. O arraste de líquido é indesejável por muitas razões, sendo uma delas, o risco de contaminação da água da caldeira com açúcar, quando o vapor vegetal após condensação é reutilizado nesta etapa. Se for usado no processo de diluição, o açúcar reciclado pode ser degradado termicamente. Se o vapor é proveniente do efeito final da evaporação e está sendo condensado em um condensador barométrico, o açúcar arrastado em forma de gota líquida acaba provocando a contaminação orgânica desta água, ocasionando perdas e poluição da água de resfriamento.

Um melhor controle operacional, associado a uma minimização do arraste, pode ser utilizado para eliminar o arraste. O método busca prevenir o arraste de líquido pelo vapor gerado na evaporação, em conjunto com a separação das gotas liquidas arrastadas pelo vapor gerado. O arraste é minimizado quando há uma redução da velocidade do vapor no corpo do evaporador, espaço adequado de degasagem acima do liquido em ebulição e, condição favorável de regime permanente nas taxas de evaporação, pressão absoluta, pressão de vapor e nível de líquido.

Os principais parâmetros utilizados para prevenir o arraste em um evaporador são a velocidade, a mudança de direção do fluxo e a gravidade. Uma vez que a gota de líquido tenha sido arrastada, é necessária a sua separação, sendo utilizado para isto, o separador de arraste. Existem diversos tipos de separadores de arraste instalados internamente nos evaporadores ou externamente na linha do vapor vegetal ou mesmo, em ambos os casos.

A Figura 93 apresenta um separador de arraste tipo centrífugo instalado internamente no corpo da caixa de evaporação e cozimento, utilizado de longa data pelas usinas brasileiras, o que certamente tem evitado poluição orgânica nas águas de resfriamento e, por conseguinte a poluição dos recursos hídricos, constituindo-se uma tecnologia de P+L.

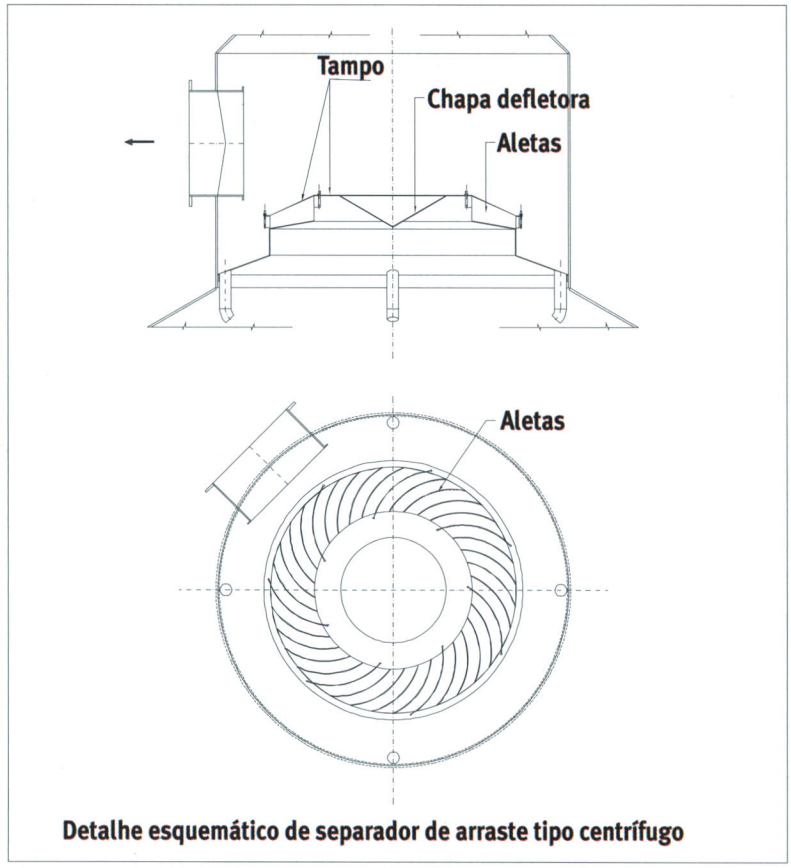


Figura 93 - Esquema de um separador de arraste tipo centrífugo.

6.4.4. Condensador de alta eficiência (CAE)

O condensador barométrico, ou equipamento similar, tipo multijato é utilizado com a finalidade de condensar o vapor, proveniente do último efeito da evaporação. Como o condensador opera sob vácuo (entre 18" a 25"Hg), é necessária uma selagem, que é feita através de uma coluna barométrica. A característica do condensador de alta eficiência (CAE) é operar com um "approach" de 3°C. A diferença de temperatura entre o vapor que vai condensar e a temperatura da água quente na saída do condensador define o valor do "approach", que em condensadores convencionais é bem maior (cerca de 12°C), implicando em um maior uso de água.

Quando se trata de economizar o recurso hídrico necessário para movimentar o equipamento (condensador), o emprego do condensador de alta eficiência é uma alternativa viável. A Equação 60 e seu desenvolvimento estabelecem a taxa de uso da água na condensação para o CAE.

Eq. 60:

Balanço _de _massa:

$$m_1 + m_v = m_2$$

Balanço _de _Energia:

$$m_1.Cp_1.T_1 + m_v.H_v = m_2.Cp_2.T_2$$

$$m_1.Cp_1.T_1 + m_v.H_v = (m_1 + m_v)Cp_2.T_2$$

$$m_1.(Cp_2.T_2 - Cp_1.T_1) = m_v.(H_v - Cp_2.T_2)$$

$$\frac{m_1}{m_v} = \frac{(H_v - Cp_2.T_2)}{(Cp_2.T_2 - Cp_1.T_1)} = Tx_{água}$$

Temperatura_de_aproximação

$$T_2 = T_v - approach = 60 - 3 = 57°C$$

$$Tx_{água} = \frac{(623{,}2 - 1*57)}{(1*57 - 1*30)} = 20{,}97 \approx 21\left[kg.água/kg.vapor\right]$$

Em que:

$Tx_{água}$ = taxa de utilização de água, resultando 22 kg/kg vapor;
mv = massa de vapor a ser condensada [m];
m_1 = massa de água fria alimentada no condensador, [m];
m_2 = massa de água quente na saída do condensador, [m];
T_1 = temperatura da água fria, 30°C;
T_2 = temperatura da água quente, 57°C;
approach = temperatura de aproximação, 3°C;
Cp_1 e Cp_2 = coeficientes de calor específico da água, 1 kg cal/kg°C;
Hv = entalpia do vapor a ser condensado.
Tv = temperatura do vapor, 60°C;

No balanço para o condensador barométrico convencional, em que o "approach" é 12°C, o valor da taxa de uso de água na condensação é 32 quilograma de água por quilograma de vapor, portanto o CAE proporciona uma economia de 11 kg água/kg vapor, ou seja, aproximadamente 34% em relação ao uso de água no condensador convencional.

A Figura 94 representa um condensador de alta eficiência. Existem diversas características no projeto deste tipo de condensador. Alguns projetos possuem dupla ou tripla câmara contendo diversos bicos, que são fechadas estrategicamente, de acordo com a oscilação da taxa evaporativa do evaporador ou do cozedor. Outros possuem controlador de tempo de cozimento, como no caso do CAE instalado em vácuos.

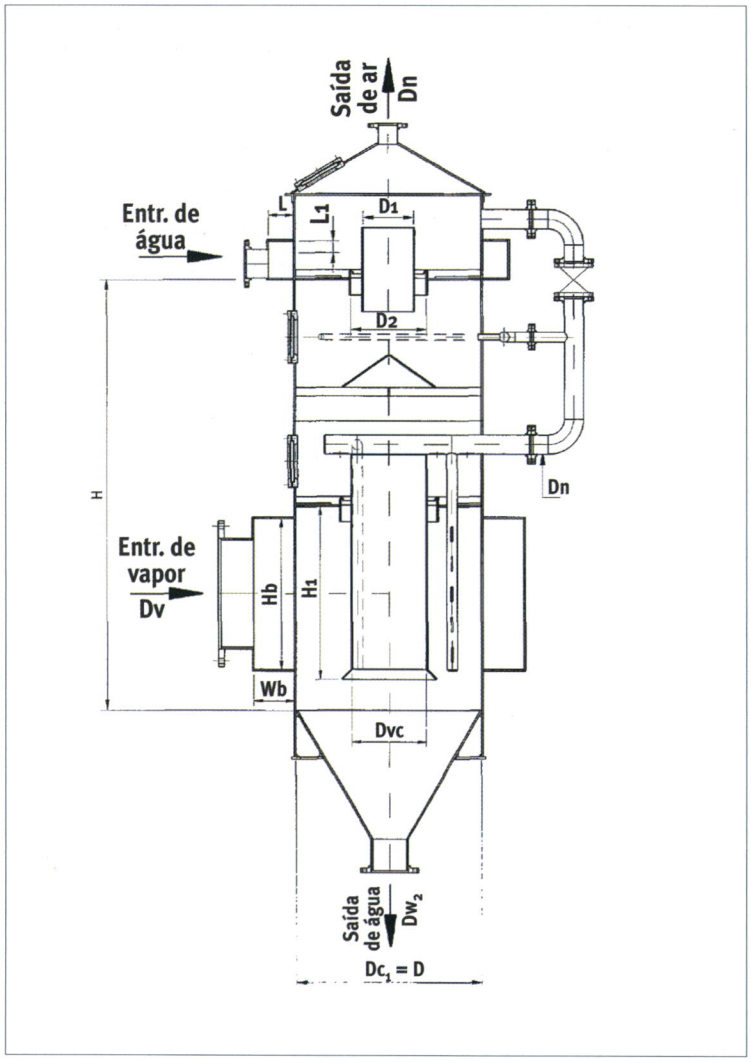


Figura 94 - Esquema de um condensador barométrico de alta eficiência (CAE).

6.4.5. Condensador evaporativo (CEV)

Trata-se de um equipamento largamente empregado em indústrias de citros, na condensação de vapor proveniente dos concentradores de suco. No setor sucroenergético, foram feitos alguns testes de forma incipiente com este tipo de equipamento. Verificou-se, no entanto, seu enorme potencial na redução do uso de água em comparação ao sistema convencional, de evaporação e selagem com água de resfriamento em circuitos com tanques aspersores ou torres.

O condensador evaporativo (CEV) nada mais é do que a composição de um condensador e uma torre de resfriamento, em um único equipamento, como mostrado na Figura 95. É constituída por uma carcaça (torre), por serpentinas ou tubos de condensação, por ventilador e motor do ventilador, bomba e motor de água, distribuidor de água, borrifadores, bandeja de água, sistema de controle de nível na bandeja, sistema de remoção de ar (ejetores a vapor), câmara receptora de vapor, saída de condensado e dreno. A diferença básica é que o vapor que é condensado nas serpentinas é utilizado como fluido de condensação, não necessitando de água externa para o seu funcionamento.

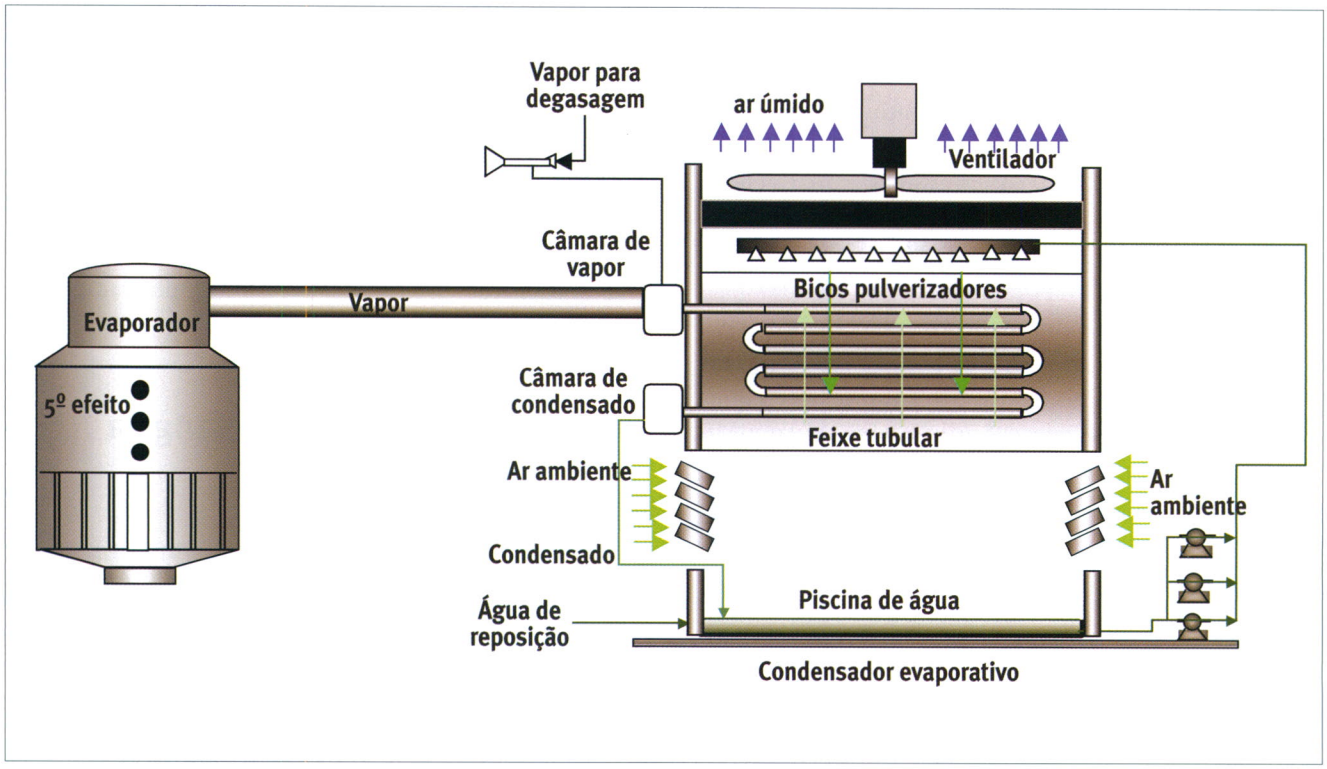


Figura 95 - Esquema de um condensador Evaporativo (CEV).

O principio de funcionamento do CEV baseia-se no fato de que o vapor a ser condensado é captado em uma câmara onde é feita a retirada de ar e o vapor circula internamente na serpentina ou feixe tubular, de troca térmica. A água circula do lado externo e o ar é aspirado em contra corrente, resfriando a água por evaporação e esta água por sua vez condensa o vapor no interior dos tubos. O condensado, por sua vez, alimenta a bandeja de água, realimentando o sistema, que requer água externa somente no inicio da operação.

6.4.6. Cozimento contínuo

O cozimento contínuo traz algumas vantagens com respeito ao cozimento batelada, que podem afetar o consumo de água no setor de cozimento, ou seja, no condensador barométrico ou multijatos, podendo ser citadas as seguintes:

- Estabilidade nos parâmetros operacionais, como pressão absoluta, mobilidade, fluxo de vapor, temperatura, e como consequência não se observam picos de evaporação.
- Aumento da capacidade em pelo menos 25% pela ausência do tempo de preparo necessário no cozimento batelada, que exige um tempo requerido para evaporar até atingir a supersaturação apropriada, adicionar semente e desenvolver a semente, até o cozedor poder ser alimentado (CHEN & CHOU, 1993).
- Economia de vapor, devido à altura hidrostática menor que o convencional de batelada.
- Redução da perda de açúcar, porque quase não ocorre arraste de líquido.
- Taxa constante de alimentação de xarope e de vapor.
- Produção constante de magma e de liberação de vapor.
- Consumo constante de água na condensação do vapor liberado.
- Baixa diferença de temperatura entre vapor utilizado e o magma.

Neste tipo de equipamento, a taxa evaporativa é próxima de 20 kg/m^2.h para massa "A", entre 10 a 13 kg/m^2.h para massa "B", e entre 3 a 10 kg/m^2.h para massa "C". Já para o cozedor por batelada, a taxa no início do cozimento é de 38 kg/m^2.h e a taxa final é de 22 kg/m^2.h para massa "A", 25 kg/m^2.h no início e 6,2 kg/m^2.h no final para a massa "B", e 18 kg/m^2.h no início e 3,5 kg/m^2.h no final para massa "C", sendo bastante variável no decorrer do cozimento (REIN, 2007).

A quantidade de água de resfriamento para os condensadores e multijatos é função direta da taxa de evaporação. Enquanto que para o cozedor por batelada deve ser dimensionada para a taxa máxima para garantir o desempenho do equipamento, para o cozedor contínuo é pela taxa média, o que resulta na economia de água estimada em 40 a 50% com a implantação desta tecnologia de P+L.

6.4.7. Evaporação com sangria nos demais efeitos

Considerando o exemplo do sistema de evaporação do caldo, conforme o item 5.1.3.1 (Evaporação do caldo), cujo diagrama é reapresentado na Figura 96, e observando que os valores de vapor são em kg/t cana, pode-se reduzir o uso de água para resfriamento otimizando as sangrias nos demais efeitos.



Figura 96 - Diagrama de evaporação de 5º efeito com sangria de vapor vegetal no 1º efeito para cozimento e aquecimento do caldo da fábrica.

Utilizando, por exemplo, o vapor vegetal (170 kg/t cana) gerado no 2º efeito do conjunto de evaporação para o cozimento e efetuar a sangria do vapor necessário para o aquecimento (160 kg/t cana), sangrados parcialmente iguais nos primeiros três efeitos da evaporação, conforme diagrama da Figura 97, se terá uma redução de aproximadamente 16% de vapor de escape (de 414 para 348 kg/t cana) necessário no pré-evaporador. Foi considerado que o calor latente do vapor consumido é muito próximo do calor latente do vapor gerado e desta forma o vapor necessário é igual ao vapor gerado, para facilidade de cálculo.

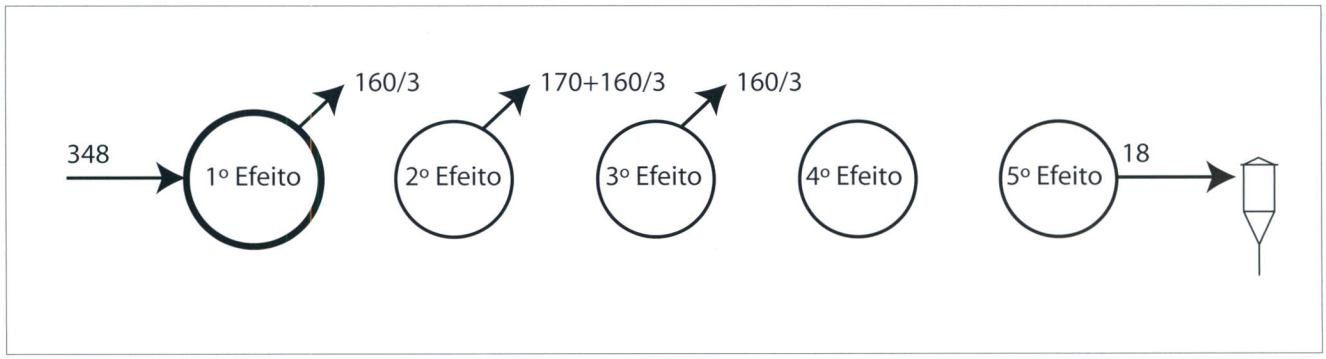


Figura 97 - Diagrama da sangria de vv2 para cozimento e vv3, vv2 e vv1 para aquecimento escalonado do caldo da fábrica.

Já na Figura 98 mostra-se uma situação em que o vapor para o aquecimento é sangrado dos quatro primeiros efeitos, e a sangria de vv2 para o cozimento, reduzindo mais ainda a necessidade de vapor de escape no pré-evaporador (1º efeito).



Figura 98 - Diagrama de sangria de vv2 para cozimento e de vv4, vv3, vv2 e vv1 para aquecimento escalonado do caldo.

Pode-se também ter um esquema de sangria que supra a necessidade de vapor para a destilação do etanol residual a partir do melaço (rendimento e 18 L/t cana etanol). Parte do vv1 pode ser sangrada para a destilação do etanol hidratado residual (necessidade de 3,5 kg vapor/L etanol), parte do vv2 para o cozimento (170 kg vapor/t cana), e as sangrias escalonadas de vapor dos três primeiros efeitos da evaporação feitas para aquecimento do caldo, conforme está representado na Figura 99.

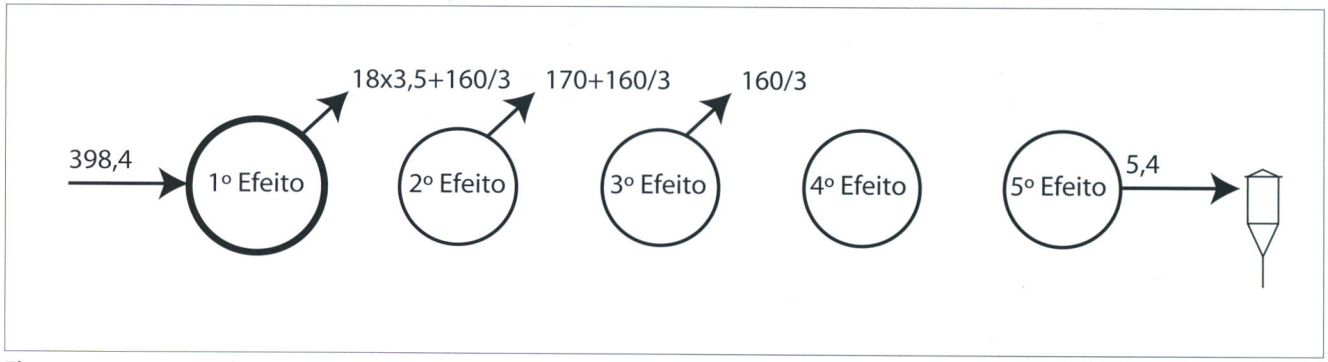


Figura 99 - Esquema da sangria de vv1 na destilaria para produção de etanol hidratado, sangria de vv2 para o cozimento e para o aquecimento do caldo da fábrica as sangrias escalonadas dos três primeiros efeitos da evaporação.

Por último, apresenta-se um esquema de evaporação com consumo de vapor para destilação de etanol anidro residual, conforme a Figura 100, observando as mesmas considerações anteriores em relação às sangrias para cozimento e aquecimento do caldo da fábrica. Verifica-se uma grande diminuição da taxa de evaporação do último efeito, que está relacionada diretamente a uma significativa diminuição de água de resfriamento para a condensação deste vapor.



Figura 100 - Esquema da sangria de vv1 na destilaria para produção de etanol anidro, sangria de vv2 para cozimento, e para o aquecimento as sangrias escalonadas dos três primeiros efeitos da evaporação.

A Tabela 63 apresenta o resumo dos resultados dos estudos de cada diagrama de evaporação considerado. Comparando a situação convencional, esta tecnologia de produção mais limpa (P+L) pode reduzir o consumo de vapor de escape, portanto de energia, em até 20% na evaporação. Também pode reduzir significativamente (com potencial próximo de 98%) a água de resfriamento e, por conseguinte, parte do sistema de tratamento envolvido para o reúso deste despejo (torres ou tanques aspersores) pode ser desativado.

6.4.8. Procedimento operacional padronizado (POP)

A Resolução de Diretoria Colegiada - RDC nº 275, da ANVISA, de 21 de outubro de 2002, institui no Brasil os Procedimentos Operacionais Padronizados (POP) aplicados aos estabelecimentos produtores/ industrializadores de alimentos e a lista de verificação de boas práticas de fabricação.

Tabela 63 - Economia de vapor e água devido às sangrias de diversos efeitos

Estudo	Diagrama da Figura 96	Diagrama da Figura 97	Diagrama da Figura 98	Diagrama da Figura 99	Diagrama da Figura 100
Evaporação	**Consumo de vapor [kg/t cana]**				
Pré	414	348	332	398,4	412,8
2º efeito	84	294,7	292	282,0	278,5
3º efeito	84	71,3	82	58,7	55,1
4º efeito	84	18	42	5,4	1,8
5º efeito	84	18	2	5,4	1,8
Vapor para condensador [kg/t cana]					
	84	18	2	5,4	1,8
Água para condensador [m³/t cana]					
	3,780	0,810	0,090	0,243	0,081
Economia de vapor de escape [%]					
	0,0	15,9	19,8	3,7	0,3
Economia de água para condensador [%]					
	0,0	78,5	97,6	93,5	97,8

O POP é o procedimento escrito de forma objetiva que estabelece instruções sequenciais para a resolução de operações rotineiras e específicas na produção, armazenamento e transporte de alimento. Os Procedimentos Operacionais Padronizados – POPs devem ser desenvolvidos e implementados para os itens seguintes:

- Higienização das instalações, equipamentos, móveis e utensílios;
- Controle da potabilidade da água;
- Higiene e saúde dos manipuladores;
- Manejo de resíduos;
- Manutenção preventiva e calibração de equipamentos;
- Controle integrado de vetores e pragas urbanas;
- Seleção das matérias primas, ingredientes e embalagens;
- Programa de recolhimento de alimentos.

Segundo a resolução, entende-se a higienização, como uma operação dividida em duas etapas, limpeza e desinfecção.

A limpeza, que normalmente dispende uma quantidade apreciável de água, pode ser reduzida, quando se possui práticas e equipamentos adequados que permitam limpeza a seco, em áreas "secas". Na produção de açúcar, este procedimento vem sendo implementado nas etapas posteriores à obtenção do xarope, ou seja, no cozimento, na centrifugação, na secagem, no ensaque e no armazenamento do açúcar,

As fotos das Figuras 101 a 104 mostram alguns tipos de limpeza a seco de áreas com derrame de açúcar e deposição de pó de açúcar nos pisos e paredes. Os equipamentos utilizados são lavadores automáticos e aspiradores de pó para a limpeza de piso e áreas enclausuradas, limpeza de portas e equipamentos utilizando pulverizador intercostal (com pequeno dispêndio de água), além da limpeza com pano de chão. Composto de um "kit" com de balde e espremedor para a retirada do material através de umedecimento.



FOTO: ACERVO CTC

Figura 101 - Limpeza da área de secagem e ensaque utilizando lavadora automática de pisos.



FOTO: ACERVO CTC

Figura 102 - Aspiração de sujidades do piso da área de enclausuramento (ensaque).



FOTO: ACERVO CTC

Figura 103 - Limpeza de equipamentos e piso com uso de produtos sanitizantes aprovados pelo Ministério da Saúde.



FOTO: ACERVO CTC

Figura 104 - Limpeza do piso da área de ensaque.

Estes procedimentos padrões são possíveis quando a área está em conformidade com as boas práticas de fabricação, com pisos frios, por exemplo, possibilitando a limpeza a seco, reduzindo e até eliminando o uso de água de limpeza de pisos e equipamentos nestas áreas, e a consequente carga de poluição nos efluentes. Possibilita, ainda, a recuperação do açúcar recolhido para a produção de etanol carburante na destilaria, encaixando-se na categoria de P+L através de mudança operacional.

6.4.9. Água gelada para a fermentação

Tecnologia ainda não disseminada nas usinas, consiste num sistema de resfriamento das dornas com água gelada (15 a 22ºC) obtida de um "chiller" de absorção que aproveita fontes de calor de baixa qualidade (80 a 100ºC) como, por exemplo, a da vinhaça, para garantir um determinado ciclo de refrigeração. Normalmente se utiliza o brometo de lítio como elemento refrigerante. A tecnologia em desenvolvimento, fruto de uma parceria da empresa indiana Thermax com a brasileira Dedini, promete melhorar o rendimento da fermentação e reduzir o consumo interno de energia (BOSCARIOL, 2008)

Além da dificuldade de resfriamento convencional por torres e tanques aspersores das águas para a fermentação em regiões onde a temperatura de bulbo úmido é alta (acima de 26°C), existe um indicativo forte que a viabilidade do fermento aumenta significativamente quando a temperatura de trabalho nas dornas está abaixo de 33ºC (temperatura do limite máximo de trabalho). O uso de água gelada pode favorecer este cenário, com a temperatura controlada e o desenvolvimento/adaptação de cepas que suportem maiores teores alcoólicos na fermentação, reduzindo-se por sua vez o volume produzido de vinhaça.

6.4.10. Fermentação com alto teor alcoólico

Algumas usinas vêm desenvolvendo condições para operar a fermentação com um maior teor alcoólico, com cepas de leveduras mais adaptadas, que permitem um teor maior de metabólitos (etanol) em decorrência de um maior controle de temperatura nas dornas de fermentação.

Considerando a condição apresentada no item 5.3.2, onde resultou a taxa de produção de vinhaça de 12,2 kg/L etanol produzido para um teor alcoólico de 8,5°GL, é possível estimar a nova taxa de produção de vinhaça quando se trabalha com teor alcoólico de 11°GL, conforme a Equação 61:

Eq. 61:

$$balanço_de_massa: entrada = saída$$

$$m_{vinho} + m_{vap} = m_{flegma} + m_{etanol\,2a} + m_{vinhaça}$$

$$dividindo - se$$

$$\frac{m_{vinho}}{V_{etanol}} + \frac{m_{vap}}{V_{etanol}} = \frac{m_{flegma}}{V_{etanol}} + \frac{m_{e\,\tan ol\,2a}}{V_{etanol}} + \frac{m_{vinhaça}}{V_{etanol}}$$

$$onde:$$

$$Tx_{vinhaça} = \frac{m_{vinhaça}}{V_{etanol}}$$

$$e$$

$$\frac{m_{vinho}}{V_{etanol}} = \frac{d_{vinho} * GL_{etanol}}{GL_{vinho}} = \frac{1*100}{11{,}0} = 9{,}1\left[kg.vinho/L\,etanol\right]$$

$$\frac{m_{vap}}{V_{etanol}} = Tx_{vaporA}$$

$$\frac{m_{flegma}}{V_{etanol}} = 2{,}0\left[kg.flegma/L\,etanol\right]$$

$$\frac{m_{etanol\,2a}}{V_{etanol}} \approx 0{,}1\left[kg\ etanol\,2a/L\,etanol\right]$$

$$Tx_{vinhaça} = 9{,}1 + 2{,}5 - 2 - 0{,}1 = 9{,}5\left[kg.vinhaça/L\,etanol\right]$$

Portanto, nesta condição ocorre uma redução na produção de vinhaça em cerca de 22%, (de 12,2 para 9,5 kg vinhaça/L etanol) requerendo-se, no entanto, um controle de temperatura na dorna de fermentação com o uso de água fria, ou gelada, como apresentado anteriormente, com temperaturas na dorna abaixo de 33°C e uma concentração maior de ART. Existem algumas usinas brasileiras com destilarias anexas, operando com valores próximos a este patamar.

Outras possibilidades de se obter um maior teor alcoólico na fermentação são decorrentes de aplicação de novas tecnologias, como a em desenvolvimento no CTC, chamada de "Fermentação Extrativa a Vácuo". Esta tem potencial de triplicar a produtividade do processo fermentativo de extração do etanol e reduzir a produção de vinhaça, apresentando-se como tecnologia P+L que diminui substancialmente a produção de um resíduo. No método considera-se que em condições normais, o processo de fermentação é inibido porque a levedura utilizada perde a força pelo efeito do próprio etanol resultante do seu metabolismo, podendo-se considerar que o limitante para leveduras adaptadas é o teor de 11°GL. Neste novo processo, o etanol é retirado do meio, antes que influa no desempenho da levedura. O processo de fermentação se desenvolve em ambiente de baixa pressão (vácuo), onde ocorre a evaporação do etanol a baixa temperatura (33°C), enquanto que pelo sistema tradicional o etanol evapora a 79°C. Quando o mosto entra no tanque a vácuo, o álcool evapora, sendo posteriormente condensado. Além disso, a concentração de etanol, que pelo sistema convencional não passa de 10%, no novo processo chega a 50%, o que elimina parte da etapa de destilação e gera economia de vapor.

6.4.11. Aquecedores indiretos na destilaria ("reboiler")

O "reboiler" é um equipamento de aquecimento casco-e-tubo, do tipo termossifão ou filme descendente ("falling film"), que vem sendo muito empregado na destilação, principalmente na coluna "A", mas também podendo ser utilizado na coluna "B". Como o produto de fundo das colunas é basicamente água, utiliza-se convencionalmente vapor direto chamado de borbotagem que fica incorporado à vinhaça (no caso da coluna "A") ou na flegmaça (no caso da coluna "B"), aumentando a quantidade destes efluentes. Isto contraria a tendência de se ter um resíduo mais concentrado para a sua utilização mais econômica como fertilizante da lavoura de cana, devido à redução dos custos de transporte.

Estes equipamentos, ao proporcionar o aquecimento indireto com a condensação do vapor injetado, produzem um efluente condensado que é reaproveitado na caldeira. A taxa de uso de vapor, conforme já demonstrado, é da ordem de 2,5 kg/L etanol na coluna de destilação "A" e 1,0 kg/L etanol, na coluna de retificação "B". Desta forma, possibilitam a recuperação de cerca de 3,5 kg água/L etanol para a caldeira (condensados dos "reboiler"), a redução do volume de vinhaça, conforme o teor alcoólico da fermentação, em cerca de 20% e de 50% de flegmaça. Trata-se certamente de uma tecnologia P+L ao alcance do setor e que tende a ser empregada cada vez mais.



PRESERVAÇÃO DE SOLOS AGRÍCOLAS E CONTROLE DA EROSÃO



O sistema de colheita de cana sem queima disponibiliza a palha para cobertura do solo aumentando a sua conservação.

7. Preservação de solos agrícolas e controle da erosão

Jorge Luis Donzelli
Armene José Conde

7.1. Erosão hídrica do solo

O preparo do solo convencional, que muitas vezes inclui o enterrio dos restos vegetais, deixa o solo sem cobertura vegetal deixando-o exposto ao impacto das gotas de chuva (Figura 105). Assim, inicia-se o processo de erosão hídrica com a desagregação, redução da massa e volume das partículas de solo, devido ao impacto direto das gotas de chuva sobre sua superfície desprotegida. As partículas desagregadas salpicam com as gotículas de água e retornam à superfície do solo. Para uma única chuva, o salto das partículas pode atingir um metro de altura com um deslocamento de 1,5m de raio do local original e uma quantidade total deslocada de 200 t solo/ha (BERTONI & LOMBARDI NETO, 2005).

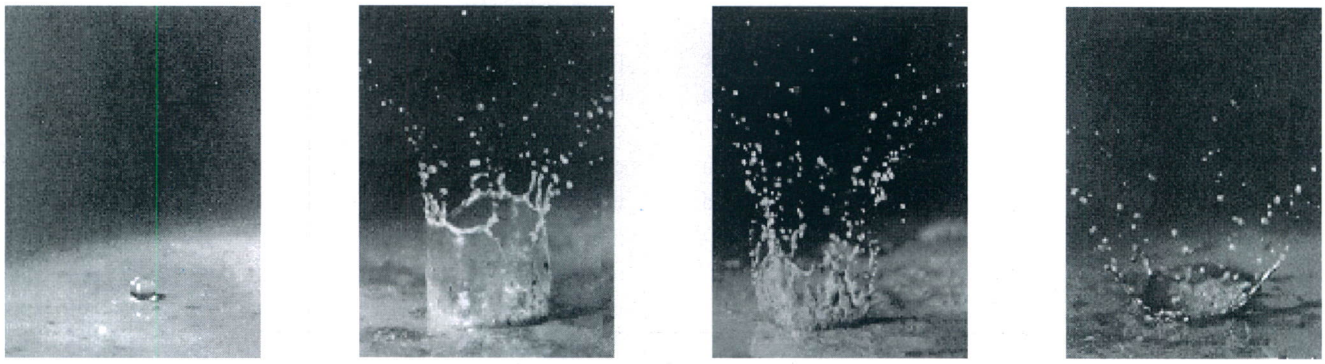


Figura 105 - Sequência mostrando o impacto da gota de chuva em solo úmido e descoberto (Fonte: Naval Research Laboratory/USDA – Soil Conservation Service).

A desagregação é a primeira e mais importante fase do processo erosivo. A argila dispersa nesse processo é arrastada através do perfil, promovendo a selagem da porosidade natural do solo, e consequentemente, reduzindo as taxas de infiltração de água a partir da camada superficial.

Com a redução da permeabilidade na superfície do solo, causada pela iluviação (processo de deposição de material de solo removido de um horizonte superior para um inferior, no perfil do solo, destacando-se dentre as substâncias iluviadas: argilo-minerais, óxidos de Fe e Al, e matéria orgânica) da argila dispersa, as taxas de infiltração de água no perfil vão sendo reduzidas e inicia-se o escorrimento superficial (deflúvio), que passa a arrastar o material desagregado, iniciando a segunda fase do processo erosivo, que é o transporte.

Quando a energia do deflúvio, que depende do volume e velocidade da massa de água, diminui e não é suficiente para carregar o material sólido nele contido, este se deposita caracterizando a terceira e última fase do processo de erosão hídrica, que é a deposição (assoreamento).

Este conjunto de processos, desagregação, transporte e deposição, conhecidos como erosão pelo impacto da gota de chuva é uma das mais importantes formas de erosão hídrica. Há outros oito tipos: laminar, sulcos, voçorocas, pedestal, pináculo, túneis, fertilidade, escorregamentos e deslizamentos. Entretanto, do ponto de

vista prático, a erosão laminar, em sulcos e as voçorocas são as formas mais frequentes e visíveis e, normalmente estão associadas às outras formas de erosão. A laminar consome o solo quase imperceptivelmente, enquanto a erosão em sulcos, visivelmente arranca as camadas mais profundas do solo. As voçorocas são grandes valas, muitas vezes com uma dezena de metros de profundidade e extensão. Sem exceção, todas as formas de erosão transportam as camadas do solo com mais reservas de matéria orgânica e minerais importantes para o crescimento e desenvolvimento das plantas e consequentemente para a produção agrícola. Carregam, também, o solo biologicamente mais ativo, o que pode causar grandes quedas na produtividade das culturas. Na maioria dos casos de erosão laminar ou em sulcos, as operações de preparo do solo, como uma passagem com a grade pesada, é suficiente para ocultar estes danos. Já as voçorocas importam em movimentação de grandes volumes de solo e operações de contenção para solução do problema.

Outro aspecto dos processos erosivos refere-se à água que escorre, que não é armazenada e não estará disponível para as culturas na época seca do ano, reduzindo ainda mais o potencial de produção da área.

7.2. Conservação do solo e da água

Na agricultura que utiliza máquinas modernas ou naquela em que ainda se utiliza um arado de tração animal, é comum a cena do solo sendo revolvido, tanto no Brasil como em outros países. Nesta condição, a conservação de solo mostra-se frequentemente ineficaz para o controle da erosão. Via de regra esta conservação tem caráter corretivo, isto é, visa controlar a erosão depois do processo ter se iniciado. Atuam paliativamente, construindo terraços para reduzir a velocidade e/ou direcionando o fluxo de líquido com as partículas em suspensão para fora da área a conservar. Nesse estágio, os danos ao solo já ocorreram e a perda de solo e água é praticamente irreversível.

A única maneira eficaz de controlar ou minimizar o processo de erosão hídrica nas áreas agricultáveis é impedir seu início, utilizando técnicas preventivas que impeçam o impacto direto das gotas de chuva sobre a superfície do solo. Nos padrões da agricultura convencional isto é quase impossível de ser conseguido, visto que a época de plantio, quando o solo se encontra totalmente descoberto, coincide com o período de ocorrência dos maiores índices de chuvas. Para se ter uma idéia da energia acumulada, uma chuva de 50mm em um período de 30 minutos tem um peso de quase 560 toneladas em um hectare (BERTONI & LOMBARDI NETO, 2005).

Recomenda-se, então, aliar-se ao terraceamento convencional um conjunto de técnicas que permitam manter o solo coberto através de material orgânico (mulch), protegendo-o contra o impacto das gotas de chuva, principalmente durante o período de reforma e plantio do canavial. O plantio de adubos verdes e a rotação com leguminosas em parte das áreas de reforma ou o advento da colheita de cana sem queima oferecem esta oportunidade para proteger o solo. A maioria das unidades produtoras de cana-de-açúcar não tem se beneficiado plenamente das vantagens dessas práticas, por combiná-las posteriormente com operações motomecanizadas convencionais de preparo de solo e plantio, em épocas em que essas áreas estão sujeitas a elevados índices de chuva.

A adoção de sistemas de preparo de solo, onde se realiza o mínimo de operações motomecanizadas com eficácia e na época correta, pode reduzir os riscos de erosão. Além disso, permite eliminar terraços até uma determinada declividade, podendo melhorar o planejamento das linhas de plantio, aumentar a produtividade e reduzir custos de produção pela diminuição do número e intensidade de operações durante o período de preparo de solo.

No setor canavieiro nacional é crescente o número de agricultores que priorizam os sistemas de produção que pregam a manutenção da estabilidade do solo, como o plantio direto, o cultivo mínimo, o preparo reduzido (efetuado pela eliminação da soqueira com herbicida glifosate, com mais uma operação de escarificação) e outras modalidades não convencionais. Tais sistemas já provaram sua eficácia e são utilizados há

mais de vinte anos pelos produtores de cereais das regiões Sul e Centro-Oeste.

Algumas alternativas de cobertura e conservação de solos para cana-de-açúcar foram experimentadas por CONDE & DONZELLI (1997):

- Cana sem queimar - um ciclo de cana colhida sem queimar, desde que o manejo da palha seja feito de forma que esta fique na superfície durante a reforma e plantio, é uma alternativa bastante interessante, uma vez que a cada corte são deixadas no campo de 8 a 10 t/ha de matéria seca.
- Erradicação química da soqueira - com plantio direto ou preparo reduzido do solo: a eliminação da soqueira através de herbicida permite mais tempo a decisão gerencial de reformar ou não os canaviais; enquanto isso a área está protegida pela cana-de-açúcar; propicia também menor disseminação das plantas daninhas perenes como tiririca, grama seda, colonião e braquiária pelas operações motomecanizadas e ao emprego do glifosate (Figura 106).



FOTO: A. J. CONDE

Figura 106 - Plantio direto da cana na entrelinha da soqueira erradicada com herbicida, em área com planejamento de sulcação para colheita mecânica.

- Rotação de culturas - o plantio de amendoim ou soja é prática interessante para conservação do solo, principalmente quando se utiliza plantio direto da cana e destas culturas.
- MEIOSI - Método Intercalar Ocorrendo Simultaneamente - Sistema de plantio de cana com outras culturas que é instalado em áreas de reforma de canaviais. Nesta área planta-se 2 ruas de cana, que serão usadas posteriormente como muda para plantio nesta mesma área, intercalando-se 6 ou mais ruas onde é plantada a cultura de rotação. As culturas mais recomendadas são: soja, que pode ser colhida mecanicamente e tem porte baixo, não concorrendo (sombreamento) com a cana ao lado, que será utilizada como muda para os sulcos centrais (Figura 107). Outra alternativa recomendada é a *Crotalaria spectabilis* que tem porte baixo e não concorre com a cana (Figura 108).



FOTO: A. J. CONDE

Figura 107 - MEIOSI com cultivo intercalar de soja com colheita mecânica.



FOTO: A. J. CONDE

Figura 108 - MEIOSI com utilização de *Crotalaria spectabilis*.

- Adubação verde - a leguminosa mais utilizada é a *Crotalaria juncea*, que devido a sua capacidade de crescimento rápido e alta produção de material orgânico (40 a 60 t/ha), tem propiciado o desenvolvimento de alternativas de cobertura de solo.
A recente introdução do uso desta leguminosa, no sistema de preparo e conservação na cultura da cana-de-açúcar, tem propiciado desenvolver alternativas de manejo e incorporação bastante eficientes quando se leva em consideração o aspecto de conservação de solos. Algumas usinas ainda não aproveitam todo o potencial desta leguminosa, uma vez que a incorporam através de grade, perdendo todo efeito de proteção ao solo.

Outras utilizam o rolo faca, porém, como a operação ocorre em período de alta precipitação pluvial, esta prática causa uma redução na infiltração de água, causando dificuldades para a operação de sulcação.
Com a utilização de um equipamento denominado tombador frontal, que consiste em um rolo que pressiona a crotalária contra o solo, quebrando-a e deixando-a totalmente na posição horizontal ao solo e alinhada às linhas de cana, consegue-se realizar a operação de sulcação e plantio direto da cana sobre a crotalária, tomando-se o devido cuidado com o sentido do tombamento da crotolária (Figura 109).



FOTO: A. J. CONDE

Figura 109 - Sulcação simultânea ao tombamento da *Crotalaria juncea*, com utilização do implemento tombador frontal.

7.3. Planejamento da base física para colheita mecânica de cana sem queima

O terraceamento é prática bastante difundida para o controle de erosão pluvial, entre os produtores de cana de açúcar. Por exemplo, na região de Ribeirão Preto (SP), 68,7% da área da cultura da cana-de-açúcar está instalada sobre solos classificados como latossolos (JOAQUIM et al., 1997), condição esta em que a prática do terraceamento é fundamental como uma das técnicas de engenharia de controle de erosão de solos.

Existem vários tipos de terraços empregados de acordo com as condições do local, culturas regionais e até preferências pessoais. Seja qual for o método empregado, existe entre ele e a mecanização, principalmente da colheita, uma incompatibilidade. Quanto maiores forem os obstáculos criados à movimentação de máquinas e veículos na operação de colheita, menor será a capacidade operacional dos equipamentos e maiores serão os custos.

Uma empresa que cultiva cana-de-açúcar atualmente, não pode ignorar a necessidade de em um futuro próximo, precisar colher mecanicamente a totalidade de seus canaviais sem queimar. Deste modo, os próximos plantios deverão ser feitos em campos que estejam preparados para receber colhedoras e proporcionar a elas condições operacionais de alta produtividade e economia.

Os sistemas de controle de erosão e principalmente a adequação do sistema de sulcação e malha viária no talhão devem ser modificados, principalmente em áreas onde será colhida cana crua, uma vez que o solo passará a ter uma camada de palha sobre sua superfície. O importante é que não se pode deixar de realizar um sistema de controle de erosão, sem que se adote outro, assim como uma nova sistemática para sulcação.

Por outro lado, com o advento da colheita mecânica na lavoura canavieira, o antigo sistema viário e a conservação de solos passam a ser um entrave à eficiência operacional das máquinas que realizam a colheita da cana-de-açúcar. Devido ao fato de não existir paralelismo entre as curvas de nível, a sulcação que normalmente é iniciada nos terraços, em um determinado momento termina dentro do próprio talhão (sulcos mortos). Com isto, aumenta-se o número de manobras das máquinas, o que provoca uma redução da eficiência operacional e uma maior compactação do solo, prejudicando o desenvolvimento das soqueiras (Figura 110).



Figura 110 - Sentido da sulcação a partir de terraceamento causando "sulcos mortos" dentro do talhão.

Não há uma receita única para adoção da sistematização da base física nos canaviais. Dados como tipo de solo, formato da área, declividade, existência de APPs dentro da área, árvores isoladas, cabeceiras de erosão natural, são dentre outros fatores itens a serem considerados neste projeto de engenharia.

Para exemplificar o nível de complexidade, uma propriedade que renove a área de seus canaviais a uma taxa de 15% por ano e que já iniciou o processo no plantio da safra 2007/2008 (outubro 2007 a março de 2008) demorará, no mínimo, seis a sete anos para completar este processo, ou seja, por volta do ano 2014 (Figura 111).

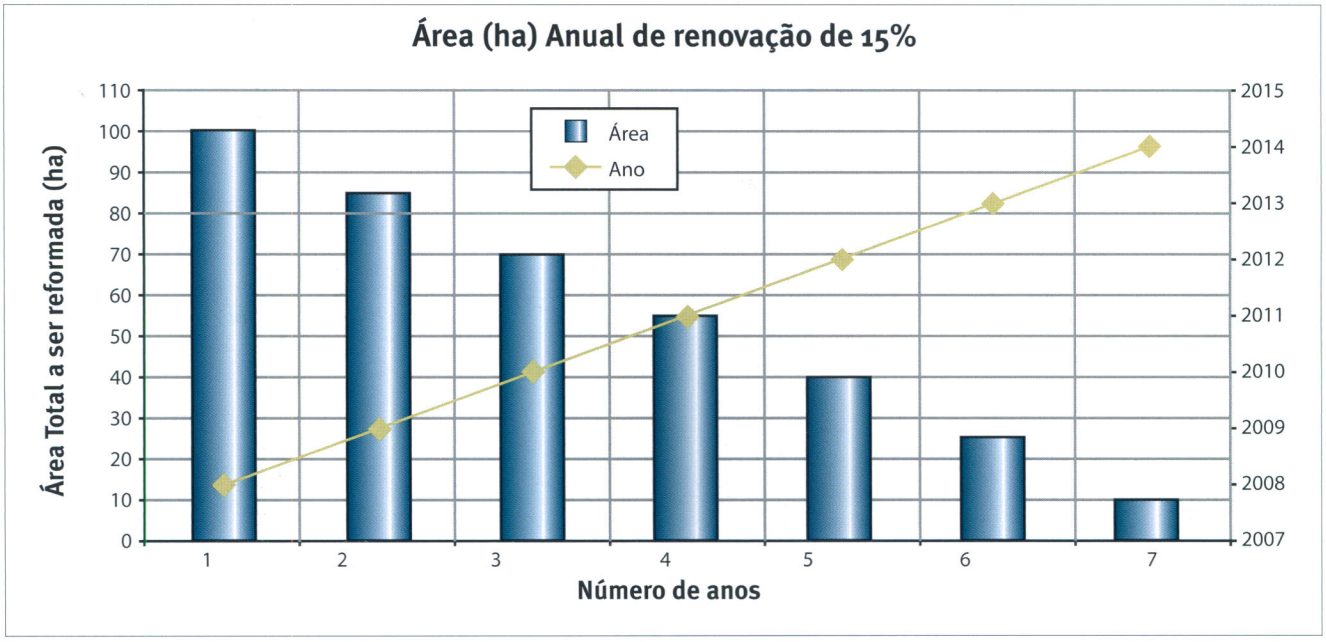
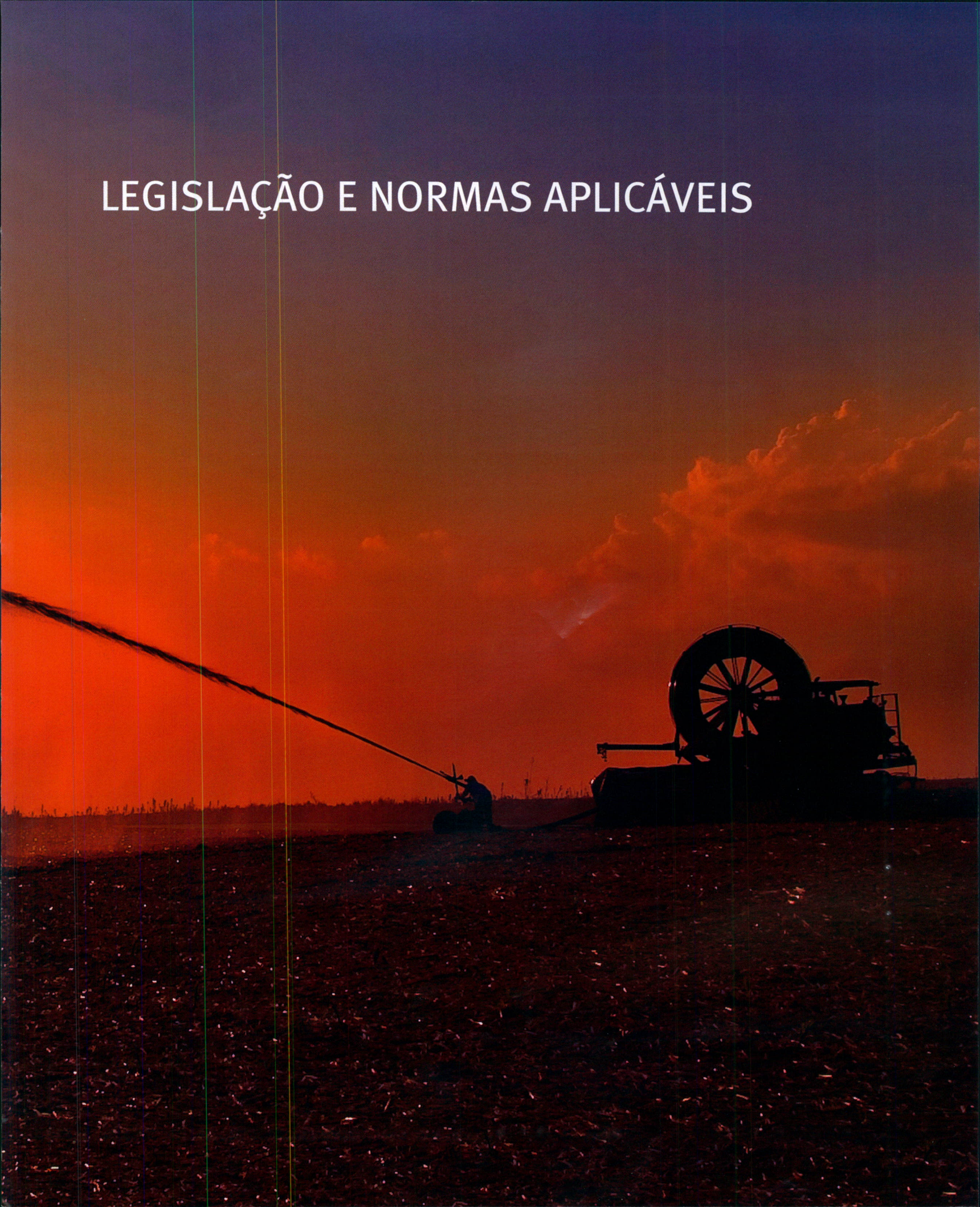
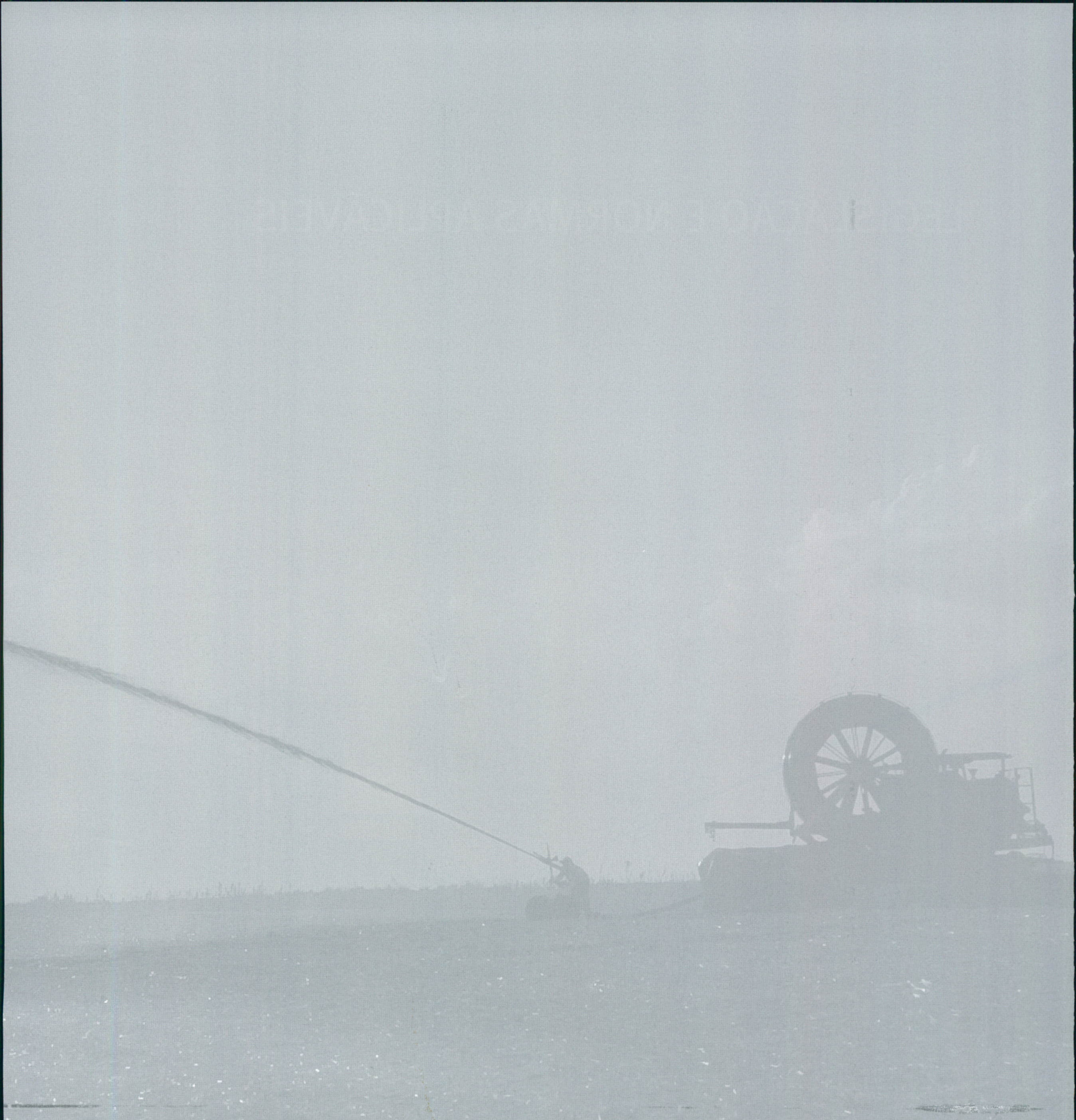


Figura 111 - Área anual de renovação à taxa de 15% e ano de término do processo.

LEGISLAÇÃO E NORMAS APLICÁVEIS





Subproduto da destilação do caldo da cana, a reciclagem da vinhaça se traduz em um excelente complemento orgânico rico em potássio, que reduz a necessidade de fertilizantes na lavoura.

8. Legislação e normas aplicáveis

Anícia Aparecida B. Pio
Francesco Giannetti

A legislação relacionada à utilização dos recursos hídricos pode ser originada nos três níveis de poder, federal, estadual e municipal, além das resoluções, deliberações e demais dispositivos estabelecidos pelos órgãos gestores e colegiados deliberativos. Assim sendo, é importante para o desenvolvimento de qualquer atividade que envolva o uso das águas superficiais ou subterrâneas, o conhecimento da legislação pertinente, principalmente no que se refere à obtenção de licenças e autorizações devidas.

Para uma adequada gestão das águas, as normas relacionadas a disciplinarem sua utilização, objetivam garantir o uso múltiplo deste recurso para atendimento das necessidades de todos os setores usuários, por meio de um sistema participativo que busca estabelecer um equilíbrio de forças entre os diferentes segmentos da sociedade.

8.1. A base legal no âmbito federal

Segundo a Constituição Federal de 1988 as águas podem pertencer à União, no caso dos lagos, rios e quaisquer correntes de água em terrenos de seu domínio, ou que banhem mais de um Estado, sirvam de limites com outros países, ou se estendam a território estrangeiro ou dele provenham, enquanto que as demais águas superficiais ou subterrâneas, fluentes, emergentes e em depósito, desde que não sejam decorrentes de obras da União, pertencem aos Estados.

A Lei nº 9.433/97 – a chamada Lei das Águas - cria a Política e o Sistema Nacional de Gerenciamento de Recursos Hídricos, e em seu artigo 1º, enumera seus fundamentos, dentre os quais se destacam os incisos IV, V e VI abaixo transcritos:

- IV - a gestão dos recursos hídricos deve sempre proporcionar o uso múltiplo das águas;
- V - a bacia hidrográfica é a unidade territorial para implementação da Política Nacional de Recursos Hídricos e atuação do Sistema Nacional de Gerenciamento de Recursos Hídricos;
- VI - a gestão dos recursos hídricos deve ser descentralizada e contar com a participação do Poder Público, dos usuários e das comunidades.

Estes fundamentos dão caráter inovador para a Lei das Águas, e deles decorrem todas as disposições posteriores relativas ao funcionamento do Sistema Nacional de Gerenciamento de Recursos Hídricos, que permitem a participação da sociedade civil organizada e os principais setores usuários de água – saneamento, indústria e agricultura, nas discussões das políticas públicas, de forma conjunta com o poder público.

Para ordenar esta participação, o Sistema Nacional é composto por um Conselho Nacional de Recursos Hídricos, Conselhos Estaduais, a Agência Nacional de Águas – ANA, os Comitês de Bacias Hidrográficas, os órgãos dos poderes públicos e as Agências de Água.

Este Sistema encontra-se em pleno funcionamento, tanto no âmbito nacional, com o Conselho Nacional – CNRH, oito Comitês de Bacias de rios Federais, bem como em quase todos os Estados da Federação, com seus respectivos Conselhos e Comitês de Bacias.

A base de discussão e deliberação ocorre no âmbito dos Comitês de Bacias Hidrográficas, que têm por atribuição legal promover o debate das questões relacionadas a recursos hídricos, aprovar o Plano de Recursos Hídricos da bacia, estabelecer os mecanismos de cobrança e sugerir os valores a serem cobrados, dentre outras.

Desta forma, a participação do setor produtivo nestes fóruns precisa ser fortalecida, objetivando apresentar as necessidades e defender os interesses do setor, nas discussões e deliberações decorrentes.

Não obstante, para permitir o adequado funcionamento do Sistema Nacional de Gerenciamento de Recursos Hídricos, a Lei das Águas, estabeleceu em seu artigo 5º, dentre seus instrumentos a outorga dos direitos de uso e a cobrança pelo uso de recursos hídricos, que serão brevemente abordados nos itens seguintes.

Outorga pelo Uso da Água

A outorga é um instrumento que objetiva ordenar e regularizar os diversos usos da água em uma bacia hidrográfica. Como a água é um bem de domínio público, cabe ao Estado o dever de administrar este bem, por meio de seus órgãos gestores, que avaliam as solicitações dos usuários, verificando a disponibilidade hídrica do manancial na seção solicitada, considerando seus aspectos qualitativos e quantitativos.

A outorga é um ato administrativo publicado no Diário Oficial, onde se dá publicidade daquele uso, com a identificação do usuário e as principais características técnicas e as condicionantes legais do uso das águas que o mesmo está sendo autorizado a fazer. Do ponto de vista do usuário, a outorga é uma garantia, ainda que a título precário, do direito de uso daquela água, pelo prazo determinado e nas condições estabelecidas.

As solicitações de outorga devem ser feitas junto às respectivas autoridades outorgantes estaduais, no caso de uso de águas de domínio dos Estados, incluindo o uso de água subterrânea, ou nos casos das águas de domínio da União deve ser solicitada à ANA.

O artigo 12 da Lei nº 9.433, estabelece os usos sujeitos a outorga:

- Derivação ou captação de parcela da água existente em um corpo d'água para consumo final, inclusive abastecimento público, ou insumo de processo produtivo;
- Extração de água de aquífero subterrâneo para consumo final ou insumo de processo produtivo;
- Lançamento em corpo de água de esgotos e demais resíduos líquidos ou gasosos, tratados ou não, com o fim de sua diluição, transporte ou disposição final;
- Aproveitamento dos potenciais hidrelétricos;
- Outros usos que alterem o regime, a quantidade ou a qualidade da água existente em um corpo de água.

Vale ressaltar que constitui uma das principais infrações, a utilização das águas sem a devida outorga de direito de uso, e que este instrumento, além de disciplinar o uso entre os interessados, serve como base de cálculo para o estabelecimento dos valores a serem cobrados.

Cobrança pelo Uso da Água

O caráter inovador da Lei das Águas, ao reconhecer em seus fundamentos que a água é um recurso natural limitado, e, portanto dotado de valor econômico, foi além ao estabelecer, associado aos tradicionais instrumentos de comando e controle, o princípio do usuário pagador, com a criação da cobrança pelo uso da água.

Este instrumento econômico de regulação do uso, conforme demonstra a experiência em outros países e mesmo onde já está implantado, como nas bacias dos rios Piracicaba, Capivari e Jundiaí e no Paraíba do Sul, constitui em importante indutor de um comportamento mais racional dos setores usuários, promovendo uma maior eficiência no uso da água em seus aspectos quantitativo e qualitativo.

Em termos do arcabouço legal, a cobrança pelo uso da água já estava prevista no Código Civil de 1916, quando estabeleceu que a utilização dos bens públicos de uso comum pode ser gratuita ou retribuída, conforme as leis da União, dos Estados e dos Municípios, a cuja administração pertencerem, bem como no Código de Águas, Decreto-Lei nº 24.642/34, ao estabelecer que o uso comum das águas possa ser gratuito ou retribuído, de acordo com as leis e os regulamentos da circunscrição administrativa a que pertencerem.

A Política Nacional de Meio Ambiente, instituída pela Lei nº 6.938/81, incluiu a possibilidade de imposição ao usuário de uma contribuição pela utilização de recursos ambientais com fins econômicos.

No entanto, apenas com a Lei nº 9.433/97 este

instrumento se consolidou e com a criação da Agência Nacional de Águas – ANA, por meio da Lei nº 9.984/2000, que instituiu sua competência para implementar a cobrança pelo uso dos recursos hídricos de domínio da União em articulação com os Comitês de Bacia Hidrográfica, foi viabilizada sua implantação no país.

De maneira resumida, a cobrança possui três finalidades básicas: reconhecer o valor econômico da água, incentivar o uso racional e financiar as ações estabelecidas nos planos de recursos hídricos.

Em muitas regiões, a escassez de recursos hídricos e os decorrentes conflitos de uso já impõem a necessidade de adoção de práticas de conservação e reúso.

Deve-se ressaltar que o reúso, em si, não é objeto de outorga, uma vez que não é uma interferência direta em corpo hídrico, mas é preciso considerar que a sua adoção pode interferir no balanço hídrico do empreendimento, tanto do ponto de vista quantitativo como no qualitativo.

Desta forma, assim como as alterações no processo produtivo devem ser objeto de licenciamento ambiental, as alterações no balanço hídrico que resultem em mudanças nas condições estabelecidas no ato de outorga devem ser objeto de solicitação de alteração da outorga existente.

Na prática, a implantação da cobrança pelo uso de recursos hídricos, ao incentivar o uso racional da água, acabou fomentando as práticas de reúso, na medida em que o usuário que reutiliza as águas ou efluentes termina por reduzir significativamente as vazões de captação e lançamento, e assim, quanto menor forem estas, menor será a cobrança.

Atualmente, existem poucas normas que disciplinam as práticas de reúso, cabendo destacar que o CNRH por meio da Resolução Nº 54, de 28/11/05, estabeleceu as modalidades, diretrizes e critérios gerais para a prática de reúso direto não potável de água.

8.2. Aspectos ambientais do uso dos recursos hídricos

Além de todo o arcabouço legal específico de gerenciamento dos recursos hídricos, é preciso lembrar que os usuários das águas precisam atender também a legislação ambiental competente, especialmente ao que se refere aos aspectos qualitativos dos efluentes lançados nos corpos de água ou ainda em solo, mesmo que tratados.

Embora o licenciamento ambiental seja, na maioria dos casos, feito no âmbito estadual, é preciso muita atenção às resoluções do Conselho Nacional de Meio Ambiente - CONAMA, que tem por competência o estabelecimento de normas, critérios e padrões relativos ao controle e à manutenção da qualidade do meio ambiente.

Quanto aos aspectos qualitativos do lançamento de efluentes, destacam-se duas Resoluções:

- Resolução CONAMA nº 357/05, que dispõe sobre a classificação dos corpos de águas, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes;
- Resolução CONAMA nº 396/08, que dispõe sobre a classificação e diretrizes ambientais para o enquadramento das águas subterrâneas;

Apresentam-se nas Tabela 64 as principais leis, decretos e resoluções de âmbito federal referente à gestão dos recursos hídricos.

Tabela 64 - Principal legislação no âmbito federal

Tipo	Número	Descrição
Lei Federal	6.938/81	Determina a competência do CONAMA para estabelecer normas, critérios e padrões relativos ao controle e à manutenção da qualidade do meio ambiente com vistas ao uso racional dos recursos naturais.
	9.433/97	Institui a Política Nacional de Recursos Hídricos e cria o Sistema Nacional de Gerenciamento de Recursos Hídricos, disciplinando os principais instrumentos como o plano de bacia, o enquadramento dos corpos de água, a outorga e a cobrança pelo uso das águas e institui penalidades.
	Lei nº 9.984/00	Dispõe sobre a criação da Agência Nacional de Águas – ANA, entidade federal de implementação da Política Nacional de Recursos Hídricos e de coordenação do Sistema Nacional de Gerenciamento de Recursos Hídricos e dá outras providências.
Decreto	24.643/34	Código de Águas. – Dispõe os diversos usos da água, para os diversos fins
	2.612/98	Regulamenta o Conselho Nacional de Recursos Hídricos, e dá outras providências.
	3.942/01	Regulamenta a competência do CONAMA, no estabelecimento de normas, critérios e padrões relativos ao controle e à manutenção da qualidade do meio ambiente com vistas ao uso racional dos recursos ambientais, principalmente os hídricos;
Resolução	CONAMA 01/86	Dispõe sobre a elaboração do Estudo de Impacto Ambiental - EIA e respectivo Relatório de Impacto Ambiental – RIMA. – Determina que tipo de atividade deva possuir EIA.
	CONAMA 357/05	Estabelece a classificação das águas doces, salobras e salinas do território nacional e os padrões de lançamento de efluentes.
	ANA nº 135/02	Estabelece que os pedidos de outorga de direito e de outorga preventiva de uso de recursos hídricos encaminhados à ANA observarão os requisitos e a tramitação previstos nesta Resolução.
	CONAMA nº 396/08	Dispõe sobre a classificação e diretrizes ambientais para o enquadramento das águas subterrâneas.

8.3. Legislações paulistas que afetam mais diretamente o setor

Apresentam-se neste item as legislações, normas e acordos estabelecidos pelos órgãos de controle ambiental do estado de São Paulo, restritas ao setor canavieiro, e relacionadas com a questão ambiental das águas.

8.3.1. Protocolo agroambiental do setor sucroalcooleiro

Em 04 de julho de 2007, o setor sucroenergético paulista, representado pela UNICA – União da Indústria da Cana-de-Açúcar, firmou com o Estado de São Paulo, o denominado Protocolo Agroambiental do Setor Sucroalcooleiro.

Esse protocolo, de adesão voluntária pelas indústrias paulistas, apresenta uma séria de diretrizes de boas práticas ambientais. Entre as diretrizes, valem destaque:

- O fim da queima da palha de cana, para sua colheita manual, em prazo expressivamente menor ao legalmente estabelecido (de 2021 para 2014 nas áreas mecanizáveis e de 2031 para 2017 nas áreas não-mecanizáveis);
- A proteção de áreas de mata ciliar das propriedades canavieiras, devida à relevância de sua contribuição para a preservação ambiental e proteção à biodiversidade;
- A proteção das nascentes de água das áreas rurais do empreendimento canavieiro, recuperando a vegetação ao seu redor;
- A implementação de Plano Técnico de Conservação de Recursos Hídricos, favorecendo o adequado funcionamento do ciclo hidrológico, incluindo programa de controle de qualidade de águas e reúso da água utilizada no processo industrial.

O protocolo, base do Programa Etanol Verde do Governo de São Paulo, teve a adesão de mais de 150 indústrias sucroalcooleiras instaladas no Estado, que respondem por mais de 90% da cana processada em seu território. Essas indústrias são obrigadas, a partir da adesão, a apresentar um Plano de Ação para o atendimento das diretrizes e são anualmente avaliadas por um Grupo Executivo integrado por representantes do Estado e dos Produtores. Aquelas que se apresentarem de acordo com o Protocolo recebem um Certificado de Conformidade Agroambiental, com validade de 1 ano.

De acordo com dados da Secretaria do Meio Ambiente, divulgados em março de 2009, uma área de 185 mil hectares de áreas de matas ciliares (áreas de preservação permanente) em propriedades com cultura da cana-de-açúcar serão, no âmbito do Protocolo, protegidas ou recuperadas nos próximos anos. Além disso, no que se refere à redução do consumo de água, espera-se que as indústrias, também nos próximos anos atinjam números de consumo próximos a 1 metro cúbico por tonelada de cana processada.

Vale destacar que, em 10 de março de 2008, os fornecedores independentes de cana-de-açúcar, que respondem por 25% da cana produzida no Estado, representados pela Orplana – Organização dos Plantadores de Cana-de-Açúcar da Região Centro Sul do Brasil – assinaram protocolo semelhante, também prevendo a adoção de práticas para a proteção de matas ciliares. A adesão, diferentemente das indústrias, é feita por meio das associações locais de fornecedores, já que no estado são 14 mil produtores de cana. Em abril de 2009, 24 associações já haviam formalizado a adesão aos termos do Protocolo.

O acompanhamento do Protocolo Agroambiental do Setor Sucroalcooleiro poder ser feito por meio do sítio da Secretaria do Meio Ambiente, na Internet, cujo endereço é: www.ambiente.sp.gov.br/etanolverde.

8.3.2. Zoneamento agroambiental do setor sucroalcooleiro e licenciamento ambiental

Em 20 de setembro de 2008, a Secretaria Estadual do Meio Ambiente e a Secretaria Estadual da

Agricultura e Abastecimento, por meio da Resolução Conjunta SMA/SAA nº 04, publicaram o Zoneamento Agroambiental do Setor Sucroalcooleiro no Estado de São Paulo (ZAA).

O referido Zoneamento tem como objetivo estabelecer os fundamentos para aprimorar os procedimentos de licenciamento ambiental dos empreendimentos sucroalcooleiros paulistas e a gestão das áreas agricultáveis, estimulando a produção sustentável de etanol, respeitando os recursos naturais e controlando a poluição, com responsabilidade socioambiental.

O ZAA parte da sobreposição de um conjunto de mapas que avaliaram as condições do território paulista sob diversas perspectivas: 1. Aptidão edafoclimática, que avalia as condições climáticas e de solo para o plantio da cana; 2. Restrições para a mecanização da colheita, baseadas na declividade do solo agrícola; 3. Disponibilidade de águas superficiais e vulnerabilidade das águas subterrâneas; 4. Áreas de Proteção Ambiental Federal e Estaduais; 5. Unidades de Conservação e respectivas Zonas de Amortecimento; 6. Áreas prioritárias para incremento da conectividade; 7. Áreas com restrição da qualidade do ar.

Com base no mapa formado foram definidas quatro espécies de áreas, estabelecendo um conjunto de condicionantes, mais ou menos severos, para autorizar o licenciamento ambiental. As espécies de áreas são as seguintes:

I – Áreas Adequadas: correspondentes às áreas com aptidão edafoclimática favorável para o desenvolvimento da cultura da cana-de-açúcar e sem restrições ambientais específicas;

II – Áreas Adequadas com Limitações Ambientais: correspondentes à área com aptidão edafoclimática favorável para cultura da cana-de-açúcar e incidência de Áreas de Proteção Ambiental (APA); áreas de média prioridade para incremento da conectividade, conforme indicação do Projeto BIOTA-FAPESP; e as bacias hidrográficas consideradas críticas;

III – Áreas Adequadas com Restrições Ambientais: correspondentes às áreas com aptidão edafoclimática favorável para a cultura da cana-de-açúcar e com incidência de zonas de amortecimento das Unidades de Conservação de Proteção Integral - UCPI; as áreas de alta prioridade para incremento de conectividade indicadas pelo Projeto BIOTA-FAPESP; e áreas de alta vulnerabilidade de águas subterrâneas do Estado de São Paulo, conforme publicação IG-CETESB-DAEE - 1997; e

IV – Áreas Inadequada: correspondentes às Unidades de Conservação de Proteção Integral – UCPI Estaduais e Federais; aos fragmentos classificados como de extrema importância biológica para conservação, indicados pelo projeto BIOTA-FAPESP para a criação de Unidades de Conservação de Proteção Integral - UCPI; às Zonas de Vida Silvestre das Áreas de Proteção Ambiental - APAs; às áreas com restrições edafoclimáticas para cultura da cana-de-açúcar; e às áreas com declividade superior a 20%. O mapa atual do ZAA (abril de 2009) apresenta-se conforme a Figura 112.

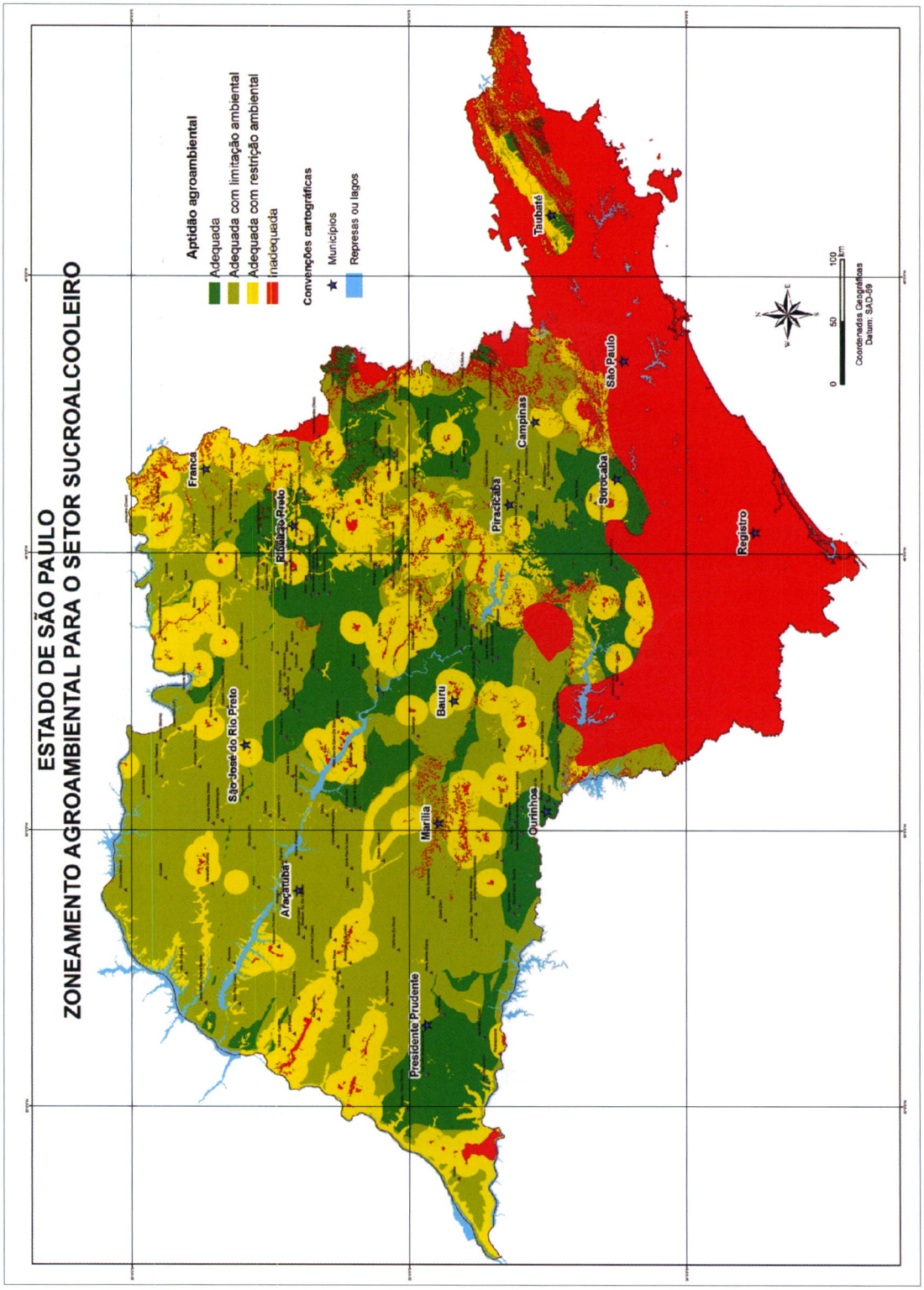


Figura 112 - Mapa do Zoneamento Agroambiental (ZAA) do estado de São Paulo, e localização das usinas e destilarias do estado (composto pelo CTC).

Com base na classificação do ZAA, a Secretaria do Meio Ambiente publicou a Resolução SMA 67/08, posteriormente substituída pela Resolução SMA 88/08, que definiu as condições técnicas que deveriam ser atendidas para permitir o licenciamento ambiental de novos projetos no Estado ou de expansão daqueles já existentes.

Conforme a Resolução SMA 88/2008, considera-se expansão: a reforma ou ampliação de edificação e a modificação, substituição de equipamento ou ampliação da atividade de produção de açúcar ou de etanol que impliquem em aumento da capacidade de moagem de cana-de-açúcar do empreendimento.

Inicialmente, vale ser destacado que, nas áreas consideradas Inadequadas, a Resolução SMA 88 proíbe, expressamente, o licenciamento de novos projetos ou a expansão daqueles já existentes. Em relação às outras áreas, as condições são variáveis.

Em relação à proteção de recursos hídricos, merecem nota as seguintes exigências aplicáveis a todos novos empreendimentos e novas expansões dos existentes:

- Consumo máximo de 1 m^3 de água para cada tonelada de cana processada (art. 2º, VII) – Esse limite é reduzido para 0,7 m^3 para cada tonelada de cana processada nas áreas consideradas "adequadas com restrições ambientais".
- Ações de recuperação com espécies nativas nas Áreas de Preservação Permanente (APPs) nas áreas próprias, como medida mitigadora dos impactos ambientais da atividade.
- Adoção de manejo adequado de defensivos agrícolas nas áreas de influência dos pontos de captação de águas para abastecimento público.

No caso de empreendimentos já existentes, especificamente no que se refere aos limites máximos de consumo de água por tonelada de cana processadas, esses, desde que sejam aderentes ao Protocolo Agroambiental e estejam cumprindo as respectivas metas, poderão se ajustar no prazo de 15 anos. Esse período é justificado pelo grande investimento que deve ser feito, especialmente nos projetos mais antigos, para fechamento de circuitos de água e instalação de novas tecnologias para o reúso da água.

Vale ressaltar que muitas das condicionantes ambientais da Resolução SMA nº 88/2008 estão alinhadas com os termos do Protocolo Agroambiental. Isso significa que, independentemente da existência da legislação, grande parte das indústrias paulistas já havia, de forma voluntária, formalizado compromisso para adoção das referida práticas.

8.3.3. Aplicação da vinhaça em solo agrícola - fertirrigação

A vinhaça é utilizada pelas indústrias na fertirrigação do solo agrícola, repondo os sais e outros nutrientes extraídos pela cana durante se crescimento e amadurecimento. Seu uso traz grandes benefícios, gerando ganhos de produtividade agrícola com redução da necessidade de emprego de fertilizantes.

A legislação brasileira proíbe o lançamento da vinhaça em corpos hídricos (Portaria do Ministério do Interior nº 323, de 29 de novembro de 1978) e a Norma Técnica da Vinhaça proíbe a aplicação desta no solo em desacordo com os critérios nela estabelecidos.

No Estado de São Paulo, o armazenamento, o transporte e a aplicação da vinhaça no solo agrícola é regulamentada pela Norma Técnica P4.231 da CETESB - Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental – empresa pública vinculada à Secretaria Estadual do Meio Ambiente. A Norma originou-se da Câmara Ambiental do Setor Sucroalcooleiro, foro de discussão entre os agentes estaduais ambientais e os técnicos do setor sucroalcooleiro que tem como meta promover a melhoria da qualidade ambiental por meio da interação permanente entre o poder público e o setor produtivo do Estado de São Paulo.

A Norma, considerada avançada e única no Brasil, prevê:

1. Limite da dosagem da aplicação da vinhaça para enriquecimento do solo agrícola: a dosagem deverá ser calculada considerando a profundidade e a fertilidade do solo, a concentração de potássio na vinhaça e a extração média desse elemento pela cultura. Em linguagem técnica, a extração média de potássio na norma é definida 185 kg de K_2O por hectare por corte e a concentra-

ção máxima de potássio no solo não pode exceder 5% da Capacidade de Troca Catiônica - CTC.

2. Impermeabilização dos canais primários de vinhaça e dos tanques de armazenamos. De acordo com Portaria CTSA nº 1, de 28 de novembro de 2005, da Cetesb, os tanques de armazenamento devem ser impermeabilizado em até 6 anos e os canais primários de transporte em até 10 anos.
3. Apresentação anual, por cada indústria, de Plano de Aplicação da Vinhaça (PAV) a para permitir o acompanhamento e controle por parte da Cetesb do cumprimento da Norma Técnica.
4. Revisão periódica da norma com base em estudo custeado pela entidade de classe representativa dos produtores de etanol para a avaliação da qualidade das águas subterrâneas, do solo e avaliação dos parâmetros adotados na fórmula de dosagem. Os estudos vêm sendo realizados em áreas de aplicação de vinhaça previamente indicadas pela Cetesb.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

9. Referências bibliográficas

AGÊNCIA NACIONAL DAS ÁGUAS (ANA). **A água nos continentes.** Disponível em: <http://www.ana.gov.br/GestaoRecHidricos/InfoHidrologicas/mapasSIH/3-AguaNosContinentes.pdf>. Acesso em: 2008. (cartaz patrocinado pela ANA, PROÁGUA, Banco Mundial e UNESCO)

ALMEIDA, L. C.; ARRIGONI, E. DE B. & STINGEL, E. **Pragas da cana-de-açúcar.** Piracicaba, SP: Centro de Tecnologia Canavieira - CTC, 2005, 11p.

AMERICAN SOCIETY OF MECHANICAL ENGINEERS (ASME). **Consensus on operating pratices for the control of feedwater and boiler water chemistry in modern industrial boilers.** USA: ASME, 1994.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS (ABNT). **NBR 7229**: Projeto, construção e operação de sistema de tanques sépticos. Rio de Janeiro, 1993.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS(ABNT). **NBR 10.004**: resíduos sólidos – classificação. Rio de Janeiro, 2004.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS(ABNT). **NBR 13969**: Tanques sépticos - unidades de tratamento complementar e disposição final dos efluentes líquidos - projeto, construção e operação. Rio de Janeiro, 1997.

AZEVEDO NETTO, J. M. & GUILHERMO, A. A. **Manual de hidráulica.** 6. ed. São Paulo. Edgard Blucher, 1975.

BERTONI, J. & LOMBARDI NETO. **Conservação de solo.** 5. ed. São Paulo: Ícone, 2005. p. 355.

BOSCARIOL, F. C. Geração de água gelada através da vinhaça e suas aplicações: Dedini S/A Indústrias de Base. In: SIMPÓSIO INTERNACIONAL E MOSTRA DE TECNOLOGIA DA AGROINDÚSTRIA SUCROALCOOLEIRA - SIMTEC, 7., 2008, Engenho Central, Piracicaba, SP. **[Trabalhos apresentados]**. São Paulo, 03 de Julho de 2008.

BRAILE, P. M. & CAVALCANTI, J. E. W. A. **Manual de Tratamento de águas residuárias industriais.** São Paulo, SP : Cetesb, 1979.

BRANCO, S. M. **A Água origem, uso e preservação.** 5. ed. São Paulo: Editora Moderna, 1993. (Coleção Polêmica)

BRASIL. MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA (MME). EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA (EPE). **Balanço energético nacional 2007**: ano base 2006: sumário executivo. Rio de Janeiro: EPE, 2007. 60 p. Disponível em: <http://www.mme.gov.br/mme/galerias/arquivos/publicacoes/ben/arquivos/ben_2007/Sumario_Excutivo_BEN_2007.pdf>. Acesso em: 2009

BRASIL. MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA (MME). EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA (EPE). **Balanço Energético Nacional 2008**: ano base 2007. Rio de Janeiro: EPE, 2008. 244 p. Disponível em: <http://www.mme.gov.br/mme/galerias/arquivos/publicacoes/ben/arquivos/ben_2008/BEN_Portugues_2008.pdf>. Acesso em: 2009.

CENTRO DE TECNOLOGIA CANAVIEIRA (CTC). **Controle mútuo industrial - centro-sul - anual - 2008/2009**: relatório anual do banco de dados. Piracicaba, SP, 2009. Disponível em: <HTTP://www.ctcanavieira.com.br>. Acesso em: 02/01/2009.

CENTRO DE TECNOLOGIA CANAVIEIRA (CTC). **Manual de controle químico da fabricação de açúcar.** Ed. 2005 (versão 01). Piracicaba, SP: CTC – Centro de Tecnologia Canavieira, 2005.

CHEN, J. C. P.; CHOU, C. C. **Cane sugar handbook**: a manual for cane sugar manufacturers and their chemists, 12. ed. [S.l.]: John Wiley & Sons Inc., 1993.

COMPANHIA DE TECNOLOIA E SANEAMENTO AMBIENTAL (CETESB). **Utilização de restilo como fertilizante em solos cultiváveis com cana-de-açúcar**: relatório final. São Paulo, SP, 1982.

CONDE, A. J. & DONZELLI, J. L. Manejo conservacionista do solo para áreas de colheita mecanizada de cana queimada e sem queimar. In: SEMINÁRIO DE TECNOLOGIA AGRONÔMICA, 7., 1997, Piracicaba. **[Trabalhos apresentados]**. Piracicaba, 1997.

CONSELHO DOS PRODUTORES DE CANA-DE-AÇÚCAR, AÇÚCAR E ETANOL DO ESTADO DE SÃO PAULO (CONSECANA). **Manual de instruções.** 4. ed. São Paulo, Piracicaba, 2003.

CONSELHO ESTADUAL DE RECURSOS HÍDRICOS (CRH-SP). **Plano Estadual de Recursos Hídricos**: primeiro plano do estado de São Paulo: 1990: síntese. São Paulo, 1994.

CONSELHO ESTADUAL DE RECURSOS HÍDRICOS (CRH-SP). **Plano Estadual de Recursos Hídricos 2004/2007**: relatório 1: síntese dos planos de bacia, CHR, CORHI, CONSÓRCIO JMR Engecorps. São Paulo, junho, 2004.

COOPERATIVA CENTRAL DOS PRODUTORES DE AÇÚCAR E ETANOL DO ESTADO DE SÃO PAULO (COPERSUCAR). **Circuitos de águas de usinas de açúcar e destilaria de álcool: balanço hídrico**. Piracicaba, SP : Apostila do CEA - Curso de Engenharia Açucareira, CTC - Centro de Tecnologia Copersucar, 1984. 72 p.

COOPERATIVA DOS PRODUTORES DE CANA, AÇÚCAR E ETANOL DO ESTADO DE SÃO PAULO (COPERSUCAR). **Circuitos Hidráulicos para Transporte de resíduos líquidos - projeto e operação.** Piracicaba, SP: Centro de Tecnologia Copersucar, 1988, 32p. (Cadernos Copersucar, Série Agronômica; n. 18).

COOPERATIVA CENTRAL DOS PRODUTORES DE AÇÚCAR E ETANOL DO ESTADO DE SÃO PAULO (COPERSUCAR). **Combate à poluição**: avaliação do programa Copersucar. Piracicaba, SP: CTC – Centro de Tecnologia Copersucar, 1980. 45p.

COOPERATIVA DOS PRODUTORES DE CANA, AÇÚCAR E ETANOL DO ESTADO DE SÃO PAULO (COPERSUCAR). **Estação de tratamento de água - ETA.** 1. ed. Piracicaba, São Paulo: Centro de Tecnologia Copersucar, 1985, 12p. (Cadernos Copersucar, Série Industrial; nº 17)

COOPERATIVA DOS PRODUTORES DE CANA, AÇÚCAR E ETANOL DO ESTADO DE SÃO PAULO (COPERSUCAR). **Manual de Operação de Sistemas de Fertirrigação por Aspersão**. 2. ed. Piracicaba, SP: Divisão Central de Engenharia Agrícola - CTAG, Seção de Hidráulica Agrícola - CTAG-3, CTC - Centro de Tecnologia Copersucar, 1998, 84p.

COOPERATIVA DOS PRODUTORES DE CANA, AÇÚCAR E ETANOL DO ESTADO DE SÃO PAULO (COPERSUCAR). **Academia do Açúcar e do Álcool - Cana-de-Açúcar.** Disponível em: <www.copersucar. com.br>. Acesso em: 6 de agosto, 2006.

CRISTOFOLETTI, A. J. ; SHINTAKU, A. & OLIVEIRA, D. T. **Utilização de policloretos de alumínio (PCA) no processo de clarificação.** Piracicaba, SP: CTC - Centro de Tecnologia Copersucar - CTC, 1607/1998.

DEPARTAMENTO DE ÁGUA E ENERGIA ELÉTRICA DO ESTADO DE SÃO PAULO (DAEE). **Plano estadual de recursos hídricos – 2004/2007**: resumo. São Paulo, SP, 2006.

ELIA NETO, A & NAKAHODO, T. **Caracterização físico-química da vinhaça**: relatório técnico da seção de tecnologia de tratamento de águas do centro de tecnologia Copersucar. Piracicaba, 1995. 26p. (Projeto nº 9500278)

ELIA NETO, A & ZOTELLI, L. C. **Caracterização das águas residuárias para reúso agrícola.** Piracicaba, SP: Centro de Tecnologia Canavieira (CTC), 2008. 31p.

ELIA NETO, A. **"Workshop" sobre cobrança pelo uso da água** – CBH-PCJ. Relatório da Palestra para o Workshop Cobrança pelo Uso da Água, Comitê Bacia Hidrográfica Piracicaba, Capivari e Jundiaí 1996 - Piracicaba, SP, 1996. 8p.

ELIA NETO, A. & LEITE, H. T. C. **Controle**

operacional do tratamento de águas de caldeiras: relatório técnico RT 808-97/98, CTTI-3.5. Piracicaba, SP: Centro de Tecnologia Copersucar, 1997. 83p.

ELIA NETO, A. In: WORKSHOP PROJETO PPPP: ASPECTOS AMBIENTAIS DA CADEIA DO ETANOL DE CANA-DE-AÇÚCAR - PAINEL I. São Paulo, abril de 2008. Disponível em: <http://www.apta.sp.gov.br/cana/anexos/apresentacao_painel_1_andre.pdf>. Acesso em: 2008

ELIA NETO, A.; NAKAHODO, T. & ROSSEL, C. E. V. **Biodigestão da vinhaça com reator anaeróbio de manta de lodo.** Relatório técnico da Seção de Tecnologia de Processos Industriais, Piracicaba, 1988. 30p.

ELIA NETO, A.; ZOTELLI, L. C. & HASSUANI, S. J. **Estudo da distância econômica da aplicação agrícola da vinhaça natural e concentrada por evaporação.** Piracicaba: Centro de Tecnologia Canavieira (CTC), 2008.

ELIA NETO, A.; ZOTELLI, L. C.; ESPÓSITO, M. & PAES, L. A. D. **Relatório síntese do controle mútuo agroindustrial módulo industrial – safra 07/08.** Piracicaba, SP: CTC – Centro de Tecnologia Canavieira, 8 de abril de 2008. (Projeto 91994 – CONTROLE MÚTUO AGROINDUSTRIAL – CMAI)

ELIA NETO, A. Captação e uso de água no processamento da cana-de-açúcar. In: MACEDO, I. C. et al. **A energia da cana-de-açúcar:** doze estudos sobre a agroindústria da cana-de-açúcar no Brasil e a sua sustentabilidade. São Paulo: ÚNICA, 2005. p. 104 a 110.

FARONI, C. E.; DONZELLI, J. L.; FORTI, J. A.; PENATTI, C. P. & BERTOLANI, F. C. **Tabelas de recomendação de adubação NPK de plantio e de soqueiras - safra 07/08:** relatório técnico de pesquisa e desenvolvimento (interno). Piracicaba: Centro de Tecnologia Canavieira (CTC), 2008. 57p.

FERNANDES, A. C. **Desempenho da agroindústria da cana-de-açúcar no Brasil (1970 a 1995).** Piracicaba: Centro de Tecnologia Copersucar (CTC), 1996.

FERREIRA, E. S. & MONTEIRO, A. O. Efeitos da aplicação da vinhaça nas propriedades químicas, físicas e biológicas do solo. **Boletim Técnico Copersucar**, São Paulo, Piracicaba, n. 37, p. 3-7, jan. 1987.

FOOD AND AGRICULTURE ORGANIZATION (FAO); THE UNITED NATIONS (ONU). **RENEWABLE WATER RESOURCES, DEPENDENCY RATIO, AND WATER WITHDRAWALS**: water resources, development and management service. 2003. AQUASTAT Information System on Water and Agriculture: Review of World Water Resources by Country. Disponível em: <http://www.fao.org/waicent/faoinfo/agricult/agl/aglw/aquasta;/water_res/index.htm>. Acesso em: 2003.

FORMAGGIO, G. & FINGUERUT, J. **Fechamento de Dornas**: recuperação do etanol dos Gases: RT – 506-91/92. Piracicaba: Copersucar, (CTC), 1990.

GLOEDEN, E. **Monitoramento da qualidade da água das zonas não saturada e saturada em área de fertirrigação com vinhaça**. 1994. 164 f. Dissertação (Mestrado em Geociências) - IGEO/USP, São Paulo, 1994.

GUAZZELLI, M. A. N.; PAES L. A. D. **Utilização da vinhaça**: alternativas e viabilidade técnico-econômica: RT 834. Piracicaba: Centro de Tecnologia Copersucar (CTC), 1998, 19p.

HAMAIDE, Sybille de La. Crise deve desacelerar produção mundial de Etanol em 2009. **Portal Exame**, 4 nov. 2008. Disponível em: <http://origin.portalexame.abril.com.br/agencias/reuters/reuters-negocios/detail/crise-deve-esacelerar-producao-mundial-etanol-2009-licht-168564.shtml>. Acesso em: 28/03/2009.

HASSUDA, S. **Impactos da infiltração da vinhaça de cana no aqüífero Bauru**. 1989. Dissertação (Mestrado em Geociências) - Universidade de São Paulo, Instituto de Geociências, São Paulo, 1989.

HOMEM, G. O.; LEITE, H. T. C. & NAKAHODO, T. **Condensados de processo**: caracterização e tratamento: relatório técnico RT 1004 99-00. Piracicaba: Centro de Tecnologia Copersucar (CTC), 2000. 10p.

HUGOT, E. **Manual da engenharia açucareira**. São Paulo: Editora Mestre Jou, 1977. 2 v.

JOAQUIM, A. C.; DONZELLI, J. L.; QUA-

DROS, A. C.; SARTO, L. F. Potencial de produção de cana-de-açúcar. In: SEMINÁRIO COPERSUCAR DE TECNOLOGIA AGRONÔMICA, 7., 1997, Piracicaba/SP. **Anais**... Piracicaba: Centro de Tecnologia Copersucar, 1997. P. 68-76

JUNQUEIRA, E. D. A Cana-de-açúcar, origem e influência. **Informativo ABAG** - Associação Brasileira do Agronegócio. Disponível em: <http\\:www.jornaldacana. com.br>. Acesso em: 17 de junhode 2006.

LAMÔNICA, H. M, **Potencial de geração de excedentes de energia elétrica a partir da biodigestão da vinhaça**. Campinas: AGRENEB, 2006a.

LAMÔNICA, H. M. Energia da cana-de-açúcar. In: SEMINÁRIO SOLUÇÕES PARA A AGRICULTURA DO PAÍS: PROJETO CRESCE BRASIL, 8., 2006, Piracicaba, Sindicato dos Engenheiros do Estado de São Paulo (SEESP), 2006.

LAMÔNICA, H. M., ZOTELLI, L. C. & ELIA NETO, A. **Custo do biogás e da eletricidade produzidos com a biodigestão da vinhaça – safra 2007/2008**. Piracicaba: Centro de Tecnologia Canavieira (CTC), 2008.

MACEDO, I. C. **A energia da cana-de-açúcar**: doze estudos sobre a agroindústria da cana-de-açúcar no Brasil e a sua sustentabilidade. São Paulo: ÚNICA, 2005.

MATIOLI, C. S. **Aspectos técnicos-econômicos e critérios básicos para otimização de sistemas de fertirrigação de lavouras canavieiras com vinhaça**. 1989. 195 f. Dissertação (Mestrado) - ESALQ-USP, São Paulo, Piracicaba, 1989.

MCCARTHY, P. L. **Anaerobic waste treatment fundamentals - part three**: toxic materials and their control. [S.l.]: Public Works, 1964.

OLIC, N. B. Recursos hídricos das regiões brasileiras: aspectos, usos e conflitos. **Revista Pangea**: quinzenário de política, economia e cultura, 5 maio 2003. Disponível em: <http://www.clubemundo.com.br/revistapangea/show_news.asp?n=188&ed=4>. Acesso em: 2009.

PENATTI, C. P. & DONZELLI, J. L. **Uso da vinhaça na lavoura de cana-de-açúcar**: relatório técnico. Piracicaba: Centro de Tecnologia Copersucar (CTC), 2000.

PERTICARRARI, J. G. **Sulcador para abertura de canais**. Boletim Técnico COPERSUCAR. Piracicaba: Centro de Tecnologia Copersucar (CTC), 1983.

PRODUÇÃO MUNDIAL DE AÇÚCAR SERÁ MENOR A PARTIR DE 2009. **Jornal da cana**, agosto de 2008.

REIN, P. W. **Cane sugar engineering**. Berlin, 2007. 367 p.

RODRIGUES, A. de P. Cenários para o Etanol. In: ENCONTRO DE NEGÓCIOS DE ENERGIA, 7., 2006, São Paulo. **Fórum** ... São Paulo: Método eventos empresariais, 2006. [Trabalho apresentado]. Disponível em: <http://www.encontrodeenergia.com.br/2006/downloads.htm>. Acesso em: 2009.

ROSENFELD, U. Irrigação e Fertirrigação nas Sub-Regiões de SP e GO. In : SIMPÓSIO DE TECNOLOGIA DE PRODUÇÃO DE CANA-DE-AÇÚCAR, GAPE/FEALQ, Piracicaba, 04/07/2003.

SANTOS FILHO, D. F. **Tecnologia de tratamento de água**. Rio de Janeiro: Almeida Neves Editores Ltda., 1976.

SEMINÁRIO DE TECNOLOGIA INDUSTRIAL, 1, 1983, Piracicaba, São Paulo. **[Trabalhos apresentados]**. São Paulo, Piracicaba: COOPERATIVA CENTRAL DOS PRODUTORES DE AÇÚCAR E ETANOL DO ESTADO DE SÃO PAULO (COPERSUCAR), 1983. 483p.

SOUSA S. A. V. Vinhaça: os avanços do uso de vinhaça. In: MACEDO, I. C. (org). **A Energia da Cana-de-açúcar**: doze estudos sobre a agroindústria da cana-de-açúcar no Brasil e sua sustentabilidade. São Paulo: Editora Berlendis & Vertecchia, 2005. p.165-171.

UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR (UNICA). A Indústria da cana-de-açúcar: etanol - açúcar - bioeletricidade e responsabilidade social: a sustentabilidade da cana-de-açúcar brasileira. Folheto informativo publicado em 2008.

UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR (UNICA). **Açúcar e álcool do Brasil**: commodities da energia e do meio ambiente. São Paulo, SP, Maio, 2004.

UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR (UNICA). **Avaliação da Área de cana disponível para colheita na safra 2008/09.** CANASAT. Disponível em: <http://www.unica.com.br/downloads/estatisticas/canasat_2008.pdf>. Acesso em: 2009.

UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR (UNICA). **Cana-de-açúcar processada pelas usinas brasileiras.** Disponível em: <http://www.unica.com.br/downloads/estatisticas/processcanabrasil.xls>. Acesso em: 07/03/2009.

UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR (UNICA). **Mapa da cana-de-açúcar no Brasil**: etanol - açúcar – bioeletricidade. São Paulo, 2008a. (folheto vistadivina, 1. ed.)

UNIVERSIDADE DA ÁGUA (UNIAGUA). **Água no planeta**: situação da água no Brasil. Disponível em: <ttp://www.uniagua.org.br/public_html/website/default.asp?tp=3&pag=aguaplaneta.htm>. Acesso em: jan. 2007.

VUKALOVITCH, M. P. **Thermodynamic properties of water and steam, tables and diagram**. Moscow: Publishig House, 1967.

WORLD RESOURCES INSTITUTE (WRI), **Earthtrends datas tables**: FRESHWATER RESOURCES 2005. Disponível: <http://earthtrends.wri.org/pdf_library/data_tables/wat2_2005.pdf>. Acesso em: 2007.

Sobre os autores

André Elia Neto: engenheiro civil-sanitarista, formado pela Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo (EESC-USP) no ano de 1977 e especializado em meio ambiente. Vem atuando na área de meio ambiente e recursos hídricos desde então, ou um pouco antes como estagiário no Escritório Técnico do engenheiro Antonio Francisco Carvalho Moura Campos, antigo funcionário do extinto FESB. Iniciou-se profissionalmente na Cetesb (Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental, ligada à Secretaria do Meio Ambiente do governo de São Paulo) no período de 1978 a 1982, nas áreas de controle e projetos de efluentes líquidos, passando a trabalhar em seguida até a presente data, no CTC - Centro de Tecnologia Canavieira, empresa de pesquisa sucessora do Centro de Tecnologia Copersucar, nas áreas de P&D (Pesquisa e Desenvolvimento) e de assessoria ambiental e recursos hídricos para as usinas de açúcar e etanol. Tem representado o segmento de usuários industriais de água pela UNICA, nos Comitês de Bacia do PCJ (Rios Piracicaba, Capivari e Jundiaí) e do Mogi, no CRH - Conselho Estadual de Recursos Hídricos do Estado de São Paulo e no CNRH - Conselho Nacional de Recursos Hídricos, como suplente, participante de diversas Câmaras Técnicas. Representa o CTC na Câmara Ambiental Sucroalcooleira da Cetesb/SMA-SP.

Alberto Shintaku: engenheiro químico, formado pela Universidade Federal de São Carlos, UFSCar, no ano de 1982, especializado em segurança do alimento, pela Faculdade de Engenharia de Alimentos – FEA/DEA/Unicamp, com título de Mestre em Engenharia de Alimentos pela Faculdade de Engenharia de Alimentos, FEA/DEA/Unicamp, e atualmente inscrito como doutorando na mesma instituição. Iniciou a carreira profissional como engenheiro de processos na CNEN - Comissão Nacional de Energia Nuclear, no desenvolvimento de combustível nuclear, e como engenheiro de processos na Granol Ind. Com. e Exportação, com extração e refino de óleos vegetais. Vem atuando desde 1987 no CTC - Centro de Tecnologia Canavieira, antigo Centro de Tecnologia Copersucar, na área industrial de processos de tratamento do caldo e de fabricação de açúcar, como especialista em projetos de pesquisa, implantação e transferência de tecnologia nas áreas de tratamento do caldo, produção de açúcar e balanços de massa, hídricos e térmicos, além de ministrar treinamentos gerenciais na área. Atualmente ocupa o cargo de líder de produto no processo de fabricação de açúcar, na área de Mercados & Oportunidades do CTC.

Jorge Luis Donzelli: engenheiro agrônomo, especialista em solos e pedologia. Formado na UNESP, Jaboticabal, e com especialização em irrigação e drenagem/ESALQ-USP. Trabalhou no IAC e foi chefe da Seção de Manejo de Solos na Copersucar. Executou trabalhos como Gestor de Programas de Pesquisa e Desenvolvimento no CTC e atualmente é Coordenador de Pesquisa Tecnológica – Programa Agronomia do CTC.

Armene José Conde: engenheiro agrônomo, formado pela Escola Superior de Agronomia de Paraguaçu Paulista em 1981. Cursou o CECCA (Curso de Especialização da Cultura da Cana-de-Açúcar) no Centro de Tecnologia Copersucar, em 1982. Tem especialização em Gestão de Agronegócio (ESALQ-UDOP) 2005. Iniciou a carreira profissional na Usina Açucareira Quatá, em 1982, como chefe de desenvolvimento agronômico. Em 1988, entrou no Centro de Tecnologia Copersucar e trabalhou até 2001 como engenheiro especialista em manejo e conservação de solos. Trabalhou de 2001 a 2005 como consultor autônomo para usinas sucroalcooleiras. De 2006 até o final de 2007 como Coordenador de Plantio e Tratos Culturais da Usina São Martinho de Pradópolis. Atualmente é Gerente Regional de Produtos do Centro de Tecnologia Canavieira na regional de Piracicaba.

Anícia Aparecida Baptistello Pio: engenheira civil, formada pela Escola de Engenharia Mauá em 1984 e M.Sc. em Gerenciamento de Recursos Hídricos, pela Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, em 2005. Tem especialização em sistemas de gestão da qualidade, sendo certificada pela American Society for Quality – ASQ, com o título de Engenheira da Qualidade Certificada – CQE desde 1993. No setor público, exerceu os cargos de Diretora de Planejamento Geral do Departamento de Águas e Energia Elétrica (DAEE), sendo responsável pelos processos de outorga de direitos de uso dos recursos hídricos. Foi também Coordenadora de Recursos Hídricos, Secretária Executiva do Fundo Estadual de Recursos Hídricos (FEHIDRO) e Conselheira Suplente do Conselho Estadual do Meio Ambiente pela Secretaria de Recursos Hídricos, Saneamento e Obras do Estado de São Paulo. No setor privado, atua como especialista do Departamento de Meio Ambiente da Federação das Indústrias do Estado de São Paulo – FIESP, representando a entidade como Conselheira Titular do Conselho Estadual de Recursos Hídricos e do Conselho de Orientações do FEHIDRO. Além disso, exerce o cargo de Diretora Secretária da Unidade Internacional da American Society for Quality - IMU/ASQ, no Brasil.

Francesco Giannetti: bacharel em Direito e especialista em Direito Tributário pela Pontifícia Universidade Católica de São Paulo (PUC/SP), sendo responsável pela Assessoria Jurídica da União da Indústria da Cana-de-Açúcar (UNICA) desde 2005. Atua no setor sucroenergético há mais de 10 anos.

ANA
AGÊNCIA NACIONAL DE ÁGUAS



FIESP

UNICA
UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR
ETANOL • AÇÚCAR • ENERGIA SÃO PAULO • BRASIL

CTC
Centro de Tecnologia Canavieira

UNESCO
Organização das Nações Unidas para a Educação, a Ciência e a Cultura

Banco Mundial
The World Bank

Ministério do Meio Ambiente

BRASIL
UM PAÍS DE TODOS
GOVERNO FEDERAL

ISBN 978-85-89629-61-4

