

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.

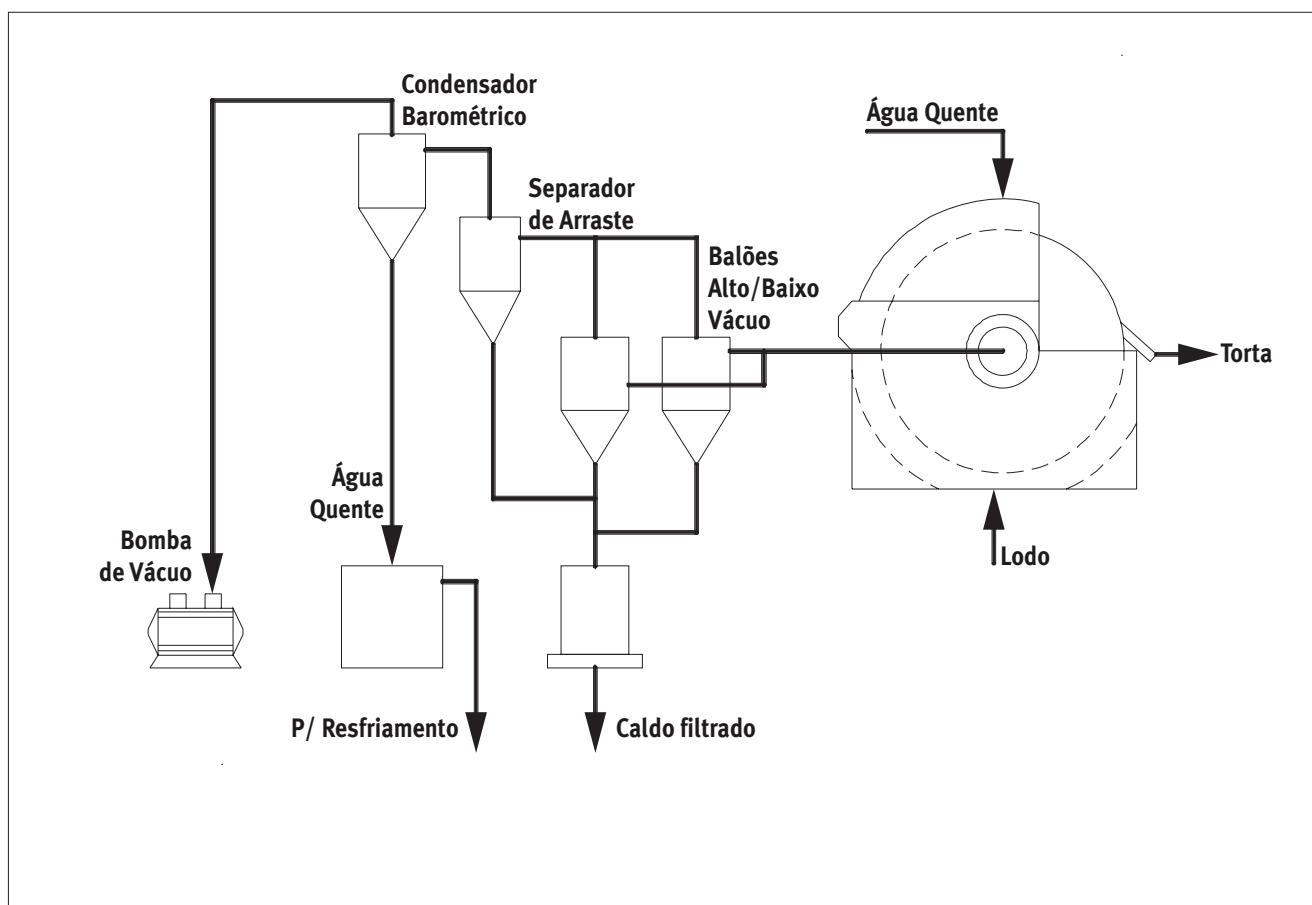


Figura 33 - Esquema do sistema de produção de vácuo e condensação dos vapores da lavagem da torta em filtros rotativos.

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 con-

sideram 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:

$$\begin{aligned}
 C_{caldo_{entra}} &= C_{evap} + C_{caldo_{sai}} \\
 mc_{entra} * Cp_{caldo-e} * T_{entra} &= m_{evap} * Hv + mc_{sai} * Cp_{caldo-s} * T_{sai} = \\
 &= m_{evap} * Hv + (mc_{entra} - m_{evap}) * Cp_{caldo-s} * T_{sai} \Rightarrow \\
 m_{evap} &= mc_{entra} * \left(\frac{Cp_{caldo-e} * T_{entra} - Cp_{caldo-s} * T_{sai}}{Hv - Cp_{caldo-s} * T_{sai}} \right) = mc_{entra} * \left(\frac{Cp_{caldo} * (T_{entra} - T_{sai})}{Hv - Cp_{caldo} * T_{sai}} \right) = \\
 &= 200 * \left(\frac{0,94 * (90 - 63)}{624,42 - 0,94 * 63} \right) = 9,0 [kg / t cana]
 \end{aligned}$$

Em que:

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

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

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

C_{evap} = 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;

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

$Cp_{caldo-s}$ = 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:

$$\begin{aligned}
 m_{\text{água fria}} &= m_{evap} * \left(\frac{Hv - Cp_{\text{água-s}} * Ta_{sai}}{Cp_{\text{água-s}} * Ta_{sai} - Cp_{\text{água-e}} * Ta_{sentra}} \right) = m_{evap} * \left(\frac{Hv - Cp_{\text{água}} * Ta_{sai}}{Cp_{\text{água}} * (Ta_{sai} - Ta_{sentra})} \right) = \\
 &= 9 * \left(\frac{624,42 - 1 * 51}{1 * (51 - 32)} \right) = 272. [kg / t cana] \approx 0,3. [m^3 / t cana]
 \end{aligned}$$

Em que:

$m_{\text{água fria}}$ = massa de água fria para a condensação = 272 kg/t cana = 0,3 m³/t cana;

$Cp_{\text{água}}$ = calor específico da água = 1 cal/g.°C;

$Cp_{\text{água-e}}$ = calor específico da água na entrada do condensador = 1 cal/g.°C;

$Cp_{\text{água-s}}$ = calor específico da água na saída do condensador = 1 cal/g.°C;

H_v = 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, $T_{\text{vapor}} - \Delta T_{\text{aproximação}} = 63^\circ\text{C} - 12^\circ\text{C} = 51^\circ\text{C}$.

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.

brica: 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. 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 fá-

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.

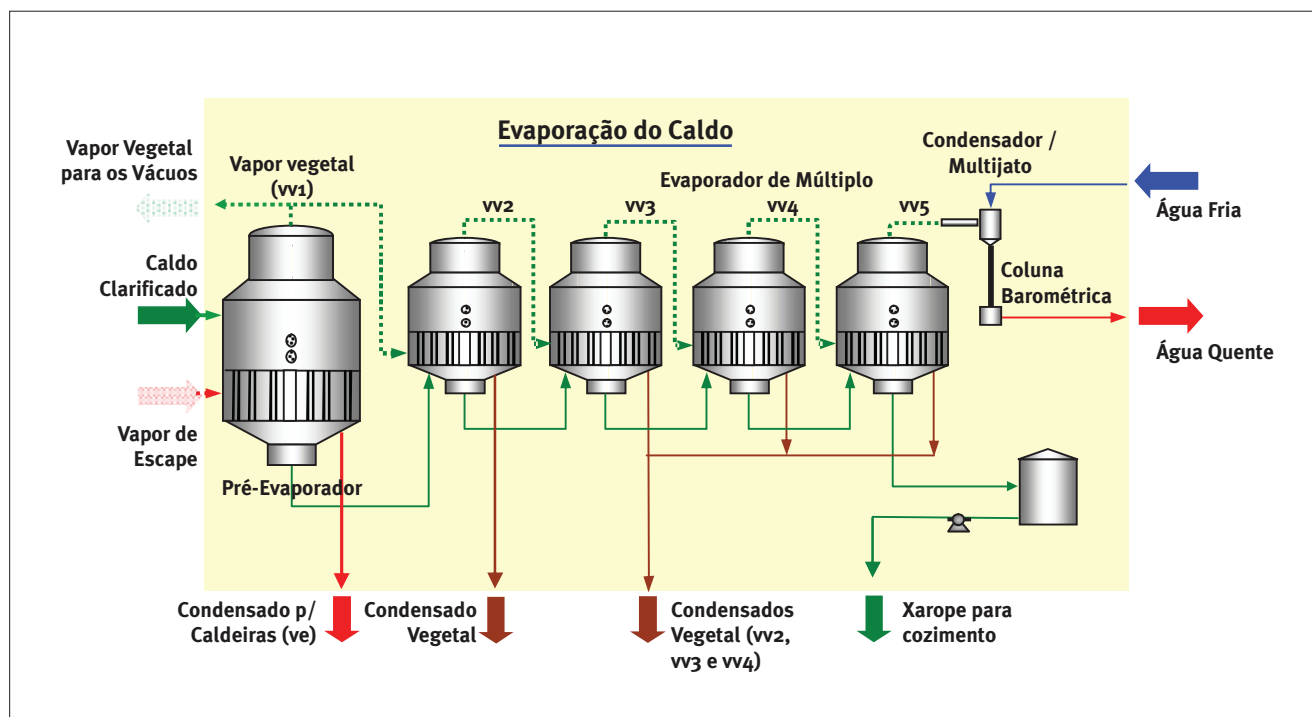


Figura 34 - Fluxograma do setor de evaporação do caldo da fábrica de açúcar.

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 (1º 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 quádruplos 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.

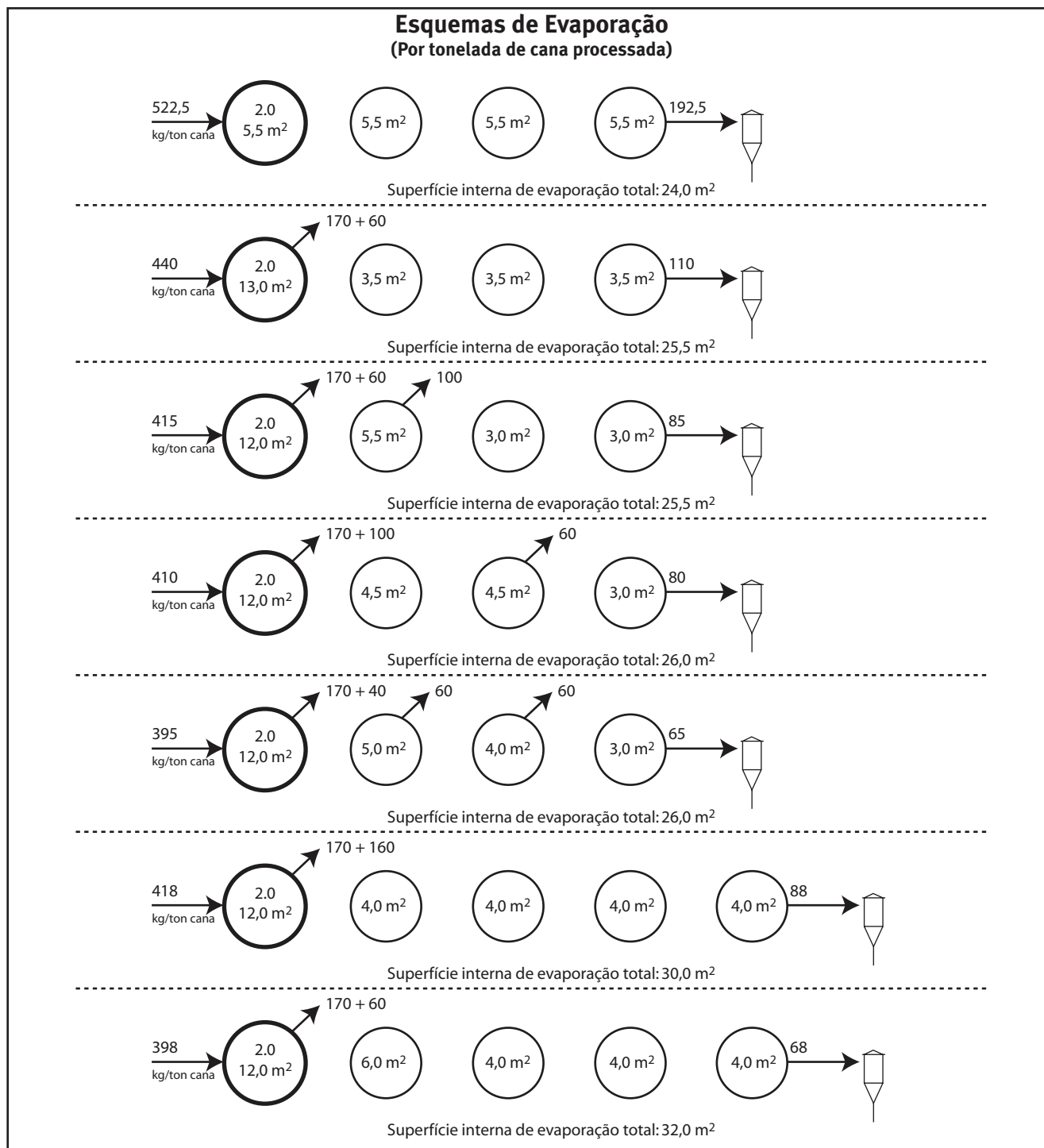


Figura 35 - Arranjos dos sistemas de evaporação de múltiplo efeito (fonte: CTC/COPERSUCAR).

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 1º 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:

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

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

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

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 quádruplo 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,

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

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

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.

Esquemáticamente a evaporação pode ser mensurada da seguinte forma:

- vapor escape na 1ª. caixa: $Tx_{caixa} + Tx_{aquec} + Tx_{coz} = 0,084 + 0,16 + 0,17 = 0,414 \text{ t/t cana}$
 - vapor vegetal na 2ª. caixa: $Tx_{caixa} = 0,084 \text{ t/t cana}$
 - vapor vegetal na 3ª. caixa: $Tx_{caixa} = 0,084 \text{ t/t cana}$
 - vapor vegetal na 4ª. caixa: $Tx_{caixa} = 0,084 \text{ t/t cana}$
 - vapor vegetal na 5ª. caixa: $Tx_{caixa} = 0,084 \text{ t/t cana}$
-
- Total de água evaporada: $5 * Tx_{caixa} + Tx_{aquec} + Tx_{coz} = 5 * 0,084 + 0,16 + 0,17 = 0,750 \text{ t/t cana}$
 - Total de vapor injetado: $Tx_{caixa} + Tx_{aquec} + Tx_{coz} = 0,084 + 0,16 + 0,17 = 0,414 \text{ t/t cana}$

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:

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

Em que:

B_{sai} = Brix de saída da respectiva caixa [°B]

B_{entra} = Brix de entrada da respectiva caixa [°B]

m_{entra} = 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:

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

Em que:

Sx = superfície de aquecimento do respectivo efeito x, [m²/t cana]; e

ΔT_{util} = 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:

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

Em que:

ΔT_{util} = 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:

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

Em que:

$SI_{adicional}$ = superfície adicional de aquecimento do 1º 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 1º efeito = 115°C;

T_{caldo} = temperatura do caldo clarificado para o 1º 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 1º efeito (pré-evaporador)

Parâmetros	Vapor Escape	1º efeito	2º efeito	3º efeito	4º efeito	5º efeito
Pressão absoluta [kgf/cm ²]	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
$\Delta T_{\text{útil}}$, 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.m ² .°C)]	-	3,938	2,961	2,258	1,642	0,916
Superfície de aquecimento [m ²]	-	12,0+2,0	11,7	2,9	2,8	1,8
Superfície total [m ²]		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 início 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 auxílio 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).

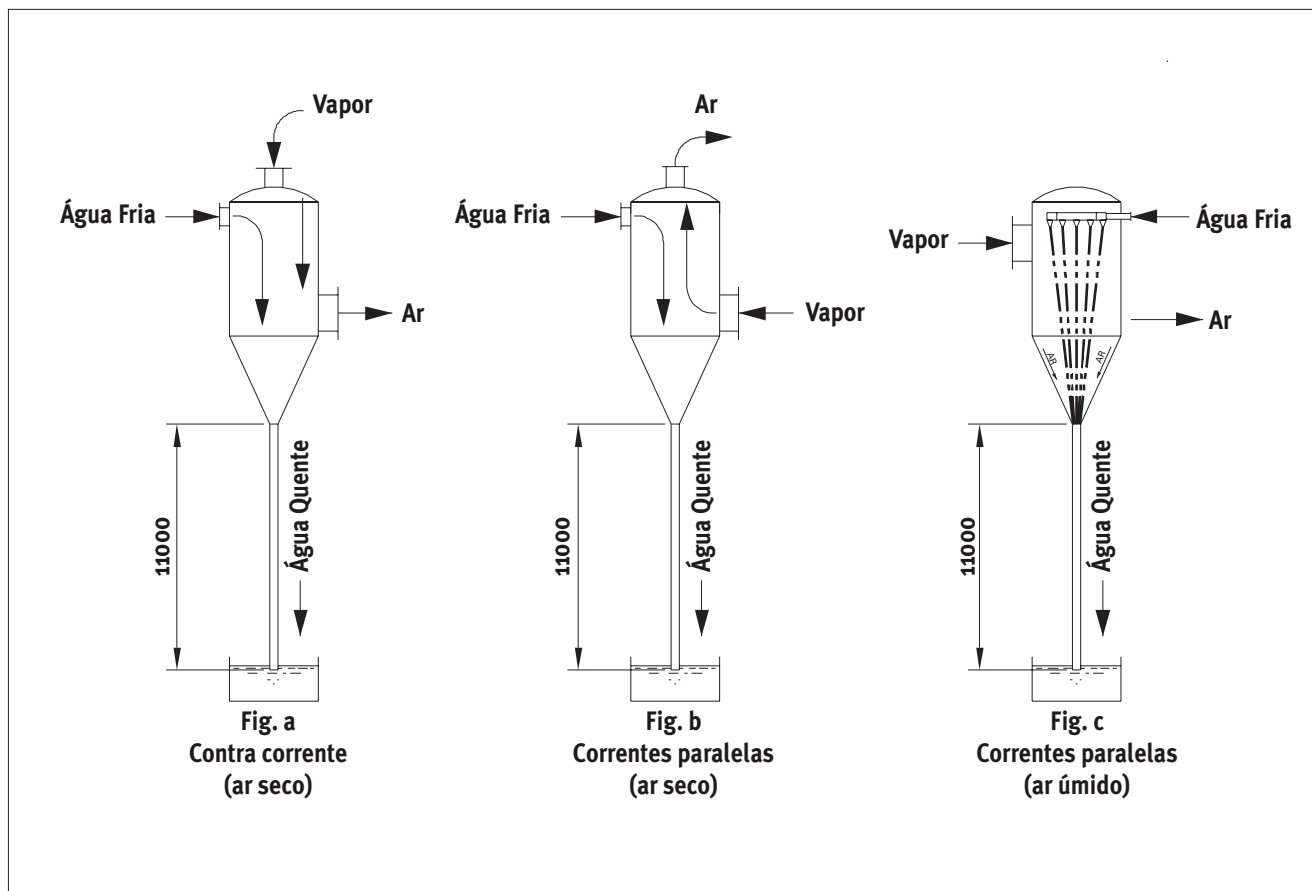


Figura 36 - Esquemas de condensadores barométricos utilizados na evaporação e no cozimento (COPERSUCAR, 1983).

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 $2,2''\text{Hg}$, a taxa de uso de água ($T_{x_{\text{água}}}$) é calculada analogamente ao das colunas dos filtros, através de um ba-

lanço 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:

$$m_{\text{água fria}} = m_{\text{evap}} * \left(\frac{H_v - C_{p_{\text{água-s}}} * T_{a_{\text{sai}}}}{C_{p_{\text{água-s}}} * T_{a_{\text{sai}}} - C_{p_{\text{água-e}}} * T_{a_{\text{entra}}}} \right) = m_{\text{vap}} * \left(\frac{H_v - C_{p_{\text{água-s}}} * T_{a_{\text{sai}}}}{C_{p_{\text{água}}} * (T_{a_{\text{sai}}} - T_{a_{\text{entra}}})} \right) \Rightarrow$$

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

$$m_{\text{água fria}} = T_{x_{\text{água}}} * m_{\text{evap}} = 45 * 0,084 = 3,78 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{t cana}} \right]$$

Neste caso:

$$m_{\text{água fria}} = 3,78 \text{ t/t}_{\text{cana}} \text{ (3,78 m}^3\text{/t cana);}$$

$$m_{\text{evap}} = 84,0 \text{ kg/t}_{\text{cana}}, = 0,084 \text{ t/t cana;}$$

$$T_{x_{\text{água}}} = 41,4 \text{ kg/kg, com adoção de } 45 \text{ kg/kg;}$$

H_v = entalpia do vapor à temperatura de 54°C (VUKALOVITCH, 1967), ou estimado pela fórmula:

$$H_v = 607 + 0,3 * T_v = 607 + 0,3 * 54 = 623,2 \text{ cal/g;}$$

$$T_{a_{\text{entra}}} = 30^\circ\text{C;}$$

$$T_{a_{\text{sai}}} = T_{\text{vapor}} - \Delta T_{\text{aproximação}} = 54^\circ\text{C} - 10^\circ\text{C} = 44^\circ\text{C.}$$

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:

$$Q_{b_{\text{fria}}} = m_{\text{vap}} * D_{\text{cv}} * T_{x_{\text{água}}} = 0,084 * 6 * 0,100 = 0,050 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{t cana}} \right]$$

Em que:

$Q_{b_{\text{fria}}}$ vazão de água fria utilizada para o selo da bomba de ar, = 0,050 m³/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;

$T_{x_{\text{água}}}$ taxa de água para os selos da bomba de ar = 100 L/cv = 0,100 m³/cv.

Deste modo o condensador demanda um total de água de 3,83 m³/t cana açúcar, tomando-se como referência o valor arredondado de 4 m³/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 m³/t cana, tomando-se como referência o valor arredondado de 5,0 m³/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 DBO₅ 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

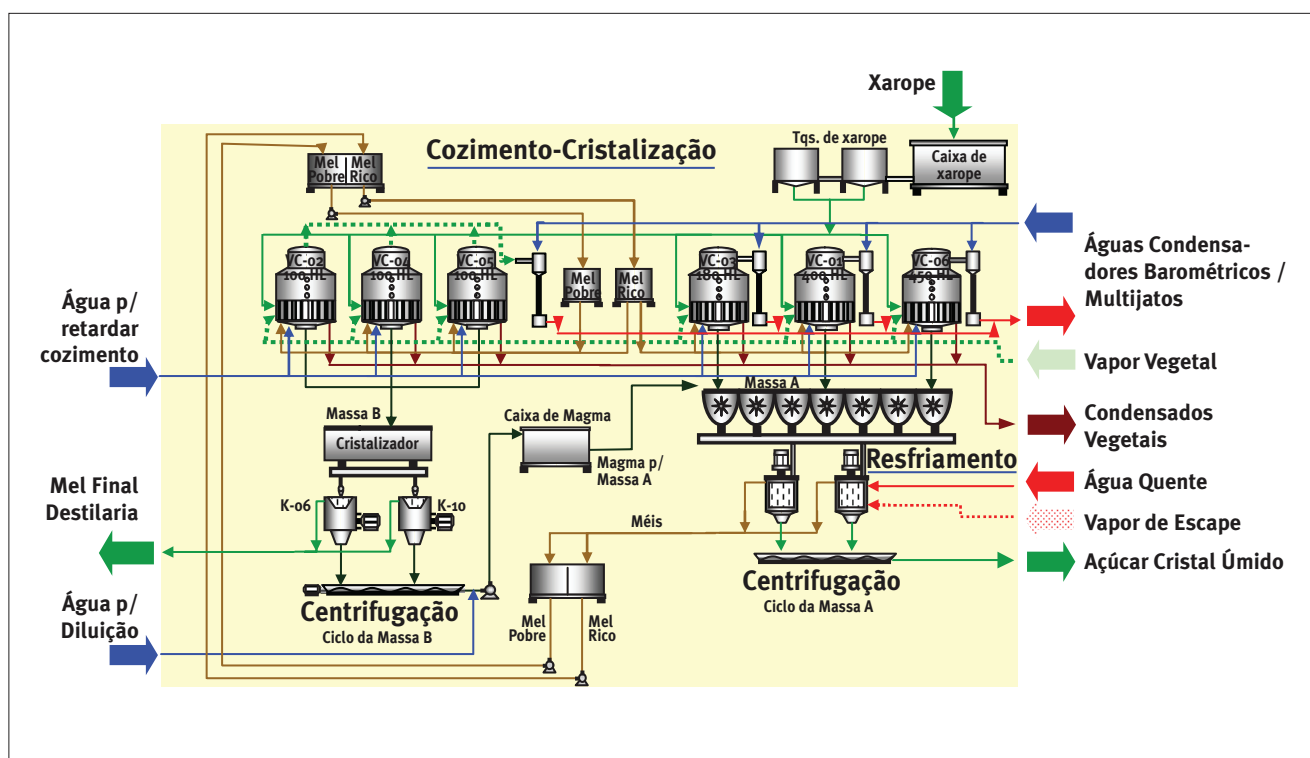


Figura 37 - Fluxograma dos setores de cozimento, cristalização e centrifugação da fábrica de açúcar.

1,7 kg/cm² e temperatura de 115°C, necessário para o cozimento vem do pré-evaporador, ou seja o vv1 (vapor vegetal do 1º 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 cálculo 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:

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

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

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

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

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

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:

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

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 ($Tx_{\text{água}}$) 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:

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

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

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

Em que:

$m_{\text{água fria}}$, 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];

$Tx_{\text{água}}$, taxa de água por vapor, resultando = 41,4 [kg/kg], adotando-se 45 [kg/kg];

$Cp_{\text{água}}$, $Cp_{\text{água-s}}$, 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, $T_{\text{vapor}} - \Delta T_{\text{aproximação}} = 54 - 10 = 44$ [°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:

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

Em que:

$Q_{\text{bomba ar}}$ = 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

$Tx_{\text{água}}$ = taxa de água para os selos da bomba de ar = 100 L/cv = 0,100 m³/cv.

O resultado é de 7,7 m³/t cana, ou aproximadamente 8 m³/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 m³/t cana, para o presente caso.

No final o uso de água pode variar de 7,65 a 9,5 m³/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 m³/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 DBO₅ 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 maiores 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 m²/hL até 1,0 m²/hL.

A taxa evaporativa média ao longo do cozimento é 35 kg/m².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 m²/hL, para uma capacidade próxima de cozedor de 10 hL/t cana.h. A quantidade de vapor desprendido e conseqüentemente a água necessária para o retardamento do cozimento, é obtida com a Equação 28:

Eq. 28:

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

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

Em que:

$Tx_{\text{retardamento}}$ = taxa de água utilizada para o retardamento do cozimento = 0,25 m³/t cana açúcar, neste caso;

$S_{\text{cozimento}}$ = superfície de aquecimento por volume de cozedor = 0,7 m²/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 m³ 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 m³/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 centrifugação 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:

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

Em que:

$Tx_{açúcar}$ = taxa de água utilizada para a lavagem do açúcar = 0,010 m³/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 m³/t cana. Desta forma, o uso de água e vapor nesta operação de lavagem de açúcar situa-se em 0,030 m³/t cana.

5.1.3.8. Água para retentor de pó açúcar

Na seção de ensaço 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 m³/t cana. Quando se atinge um Brix determinado (na faixa de 10 a 14°B), ocorre uma sangria contínua do sistema, estimada em 10% da calda em circulação, ou seja, necessita-se repor água no sistema na intensidade de 0,04 m³/t cana açúcar.

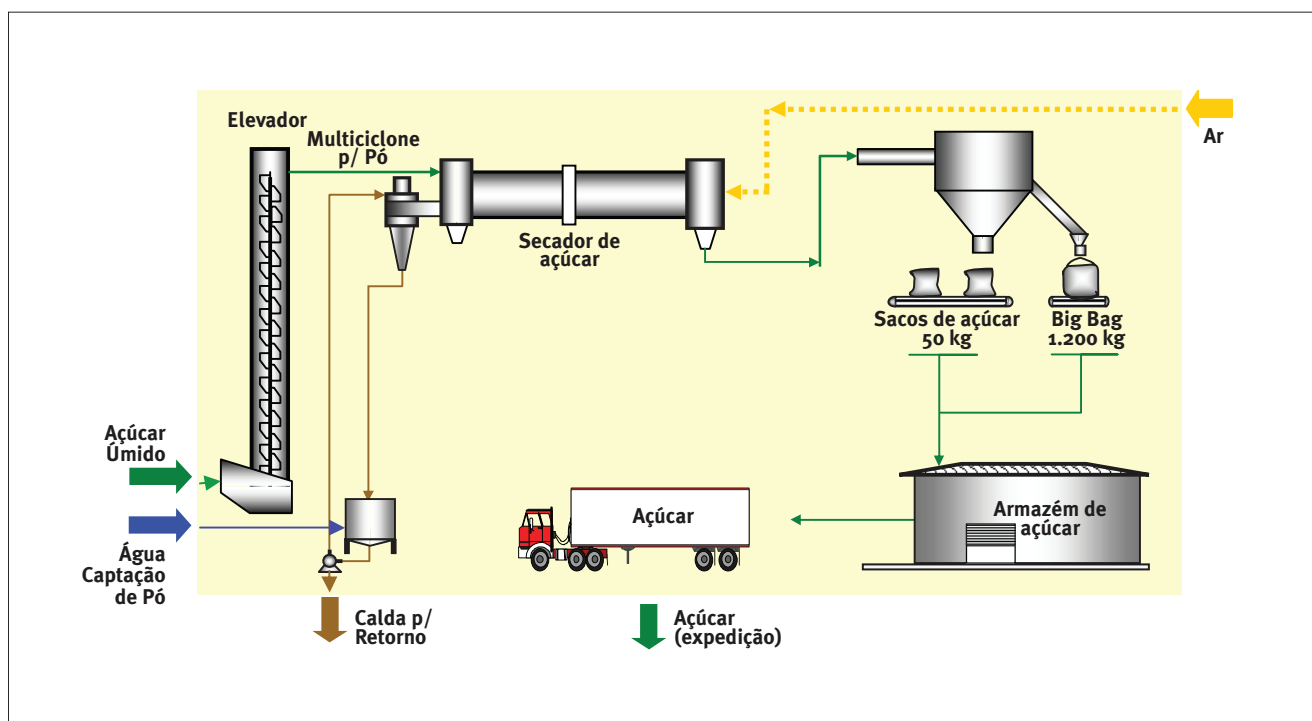


Figura 38 - Fluxograma do setor de secagem e ensaço do açúcar.

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.

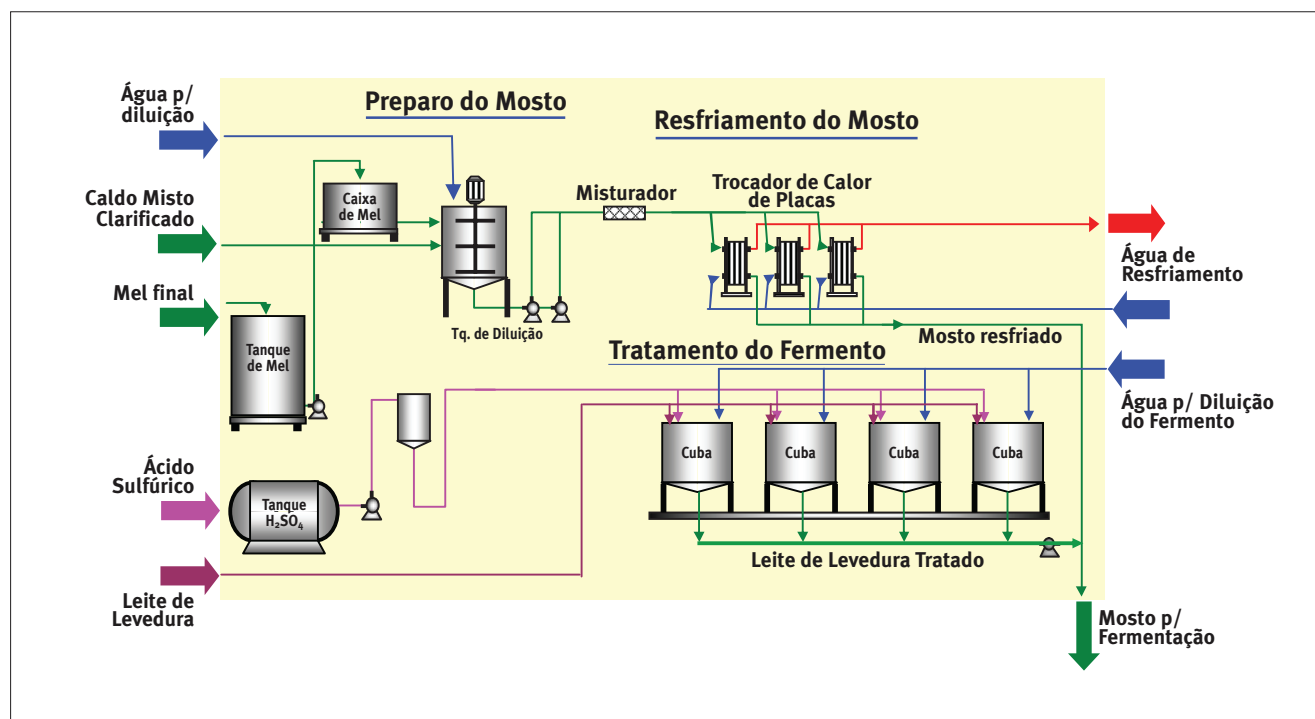


Figura 39 - Fluxograma das operações de preparo do mosto e tratamento do mosto para a fermentação.

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:

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

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

substituindo - se :

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

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

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

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

Em que:

$Tx_{\text{diluição}}$ = taxa de água de diluição de méis = 0,20 m³/t cana açúcar, no caso;

$Tx_{\text{méis}}$ = taxa de produção de méis na fábrica de açúcar = 67 kg/t cana açúcar, em média;

m_{mosto} = massa de mosto [kg];

$m_{\text{méis}}$ = massa de méis a diluir [kg];

$m_{\text{água}}$ = massa de água para a diluição [kg];

$ART_{\text{méis}}$ = 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:

$$Tx_{\text{diluição}} = \frac{20}{18} \approx 10 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{m}^3 \text{álcool}_{\text{residual}}} \right]$$

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, provendo 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:

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

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

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

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

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

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];

$m_{\text{água}}$ = 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 $1 - 0,006 * 20 = 0,88 \text{ cal/g } ^\circ\text{C}$;

$Cp_{\text{água}}$ = calor específico da água = 1,0 cal/g °C;

$\Delta T_{\text{água}}$ = 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 ácido 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:

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

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

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

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

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

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

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

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

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

Em que:

m_{vinho} = massa de vinho [kg], resultando em 100%;

m_{leite} = 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 turbi-

nado 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:

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

ou, como:

$$P_{etanol} = 85 \left[\frac{L}{t \text{cana}} \right]$$

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

Em que:

$Tx_{\text{água}}$, taxa de uso de água para diluição do fermento, resultando em 0,5 m³/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 (CO₂) 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.

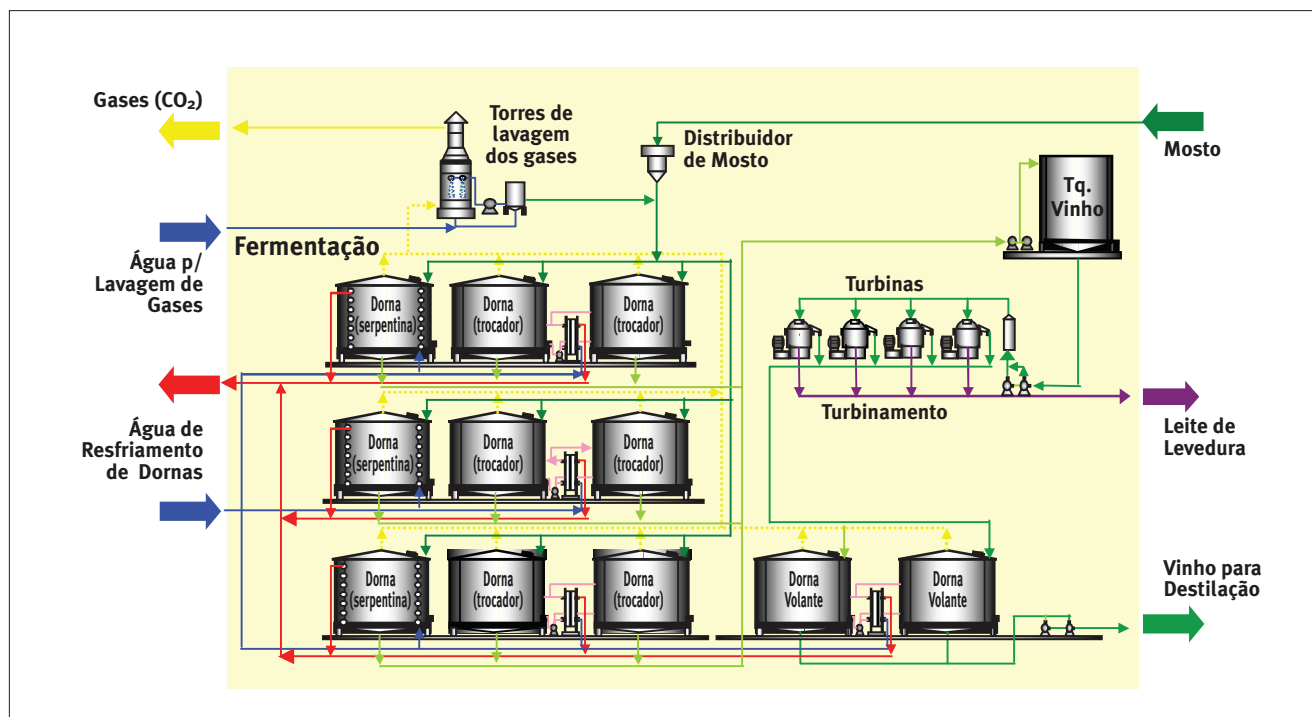


Figura 40 - Fluxograma das operações da fermentação do mosto.

As reações bioquímicas na fermentação alcoólica de transformação dos açúcares a etanol são exotérmicas, com grande despreendimento 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.

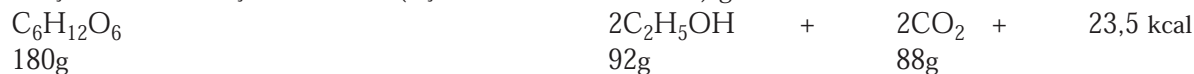
Teoricamente, há um despreendimento de calor de 54 kcal/mol sacarose a ser removido pela água de resfriamento considerando as eficiências industriais de transformação da sacarose em etanol (estequiometricamente 1,85 kg sacarose/kg etanol, ou 1,467 kg sacarose/L etanol), conforme as equações de Gay-Lussac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

Eq. 34:

- Reação da hidrólise da sacarose em glicose e frutose



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



- Reação de fermentação final a partir da sacarose



A quantidade de água de resfriamento necessária pode ser estimada conforme a Equação 35, consideran-

do-se também a qualidade térmica da água a ser utilizada (água fria disponível):

Eq. 35:

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

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

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

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

Como:

$$R_{fermentação} = 0,85$$

$$R_{destilação} = 0,95$$

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

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

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%;

$GL_{etanol \text{ hidratado}}$ = 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 m³/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 (CO₂), 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.

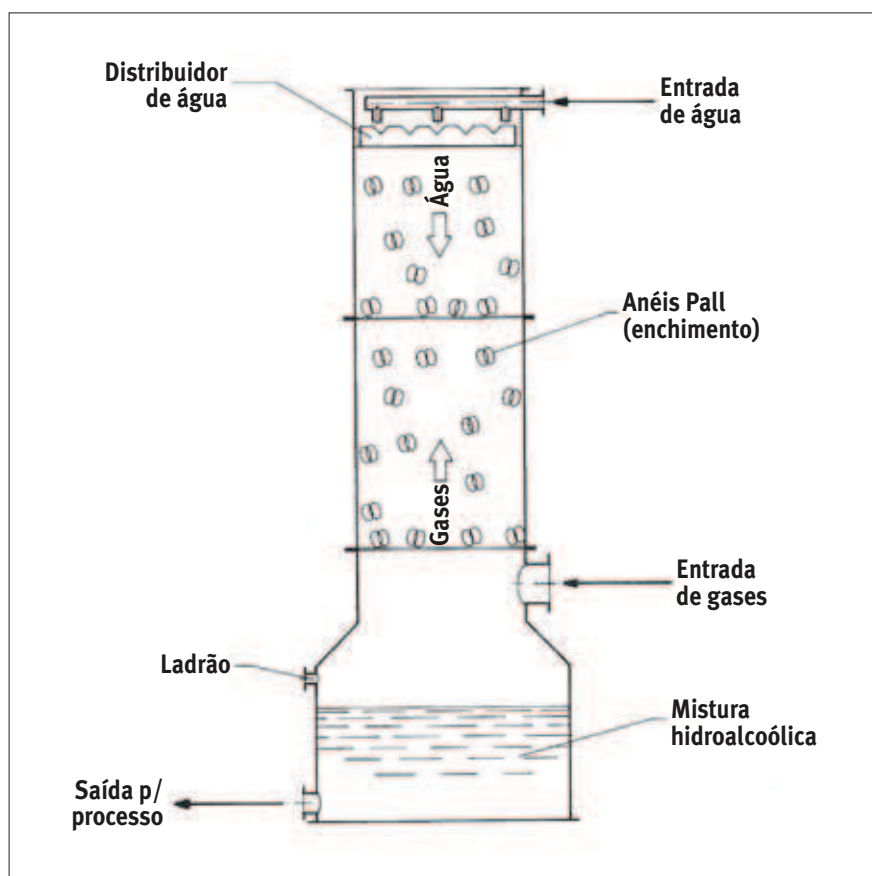


Figura 41 - Esquema da coluna com recheio de lavagem de gás CO₂ da fermentação (COPERSUCAR, 1983).

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 $0,5^\circ\text{GL}$. 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 [°C]	[°GL]					
	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 $3,6 \text{ m}^3/\text{m}^3_{\text{etanol}}$, e, no caso da torre com pratos valvulados, $1,5 \text{ m}^3/\text{m}^3_{\text{etanol}}$. Equivale a dizer que o consumo de água em uma torre de lavagem de gases liberados na fermentação é de $0,31 \text{ m}^3/\text{t}$ cana etanol e, na torre de pratos valvulados, de $0,13 \text{ m}^3/\text{t}$ 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 con-

densado ou incorporado como resíduo na vinhaça e flegmaça conforme o tipo de aquecimento: vapor de borbotagem ou vapor indireto.

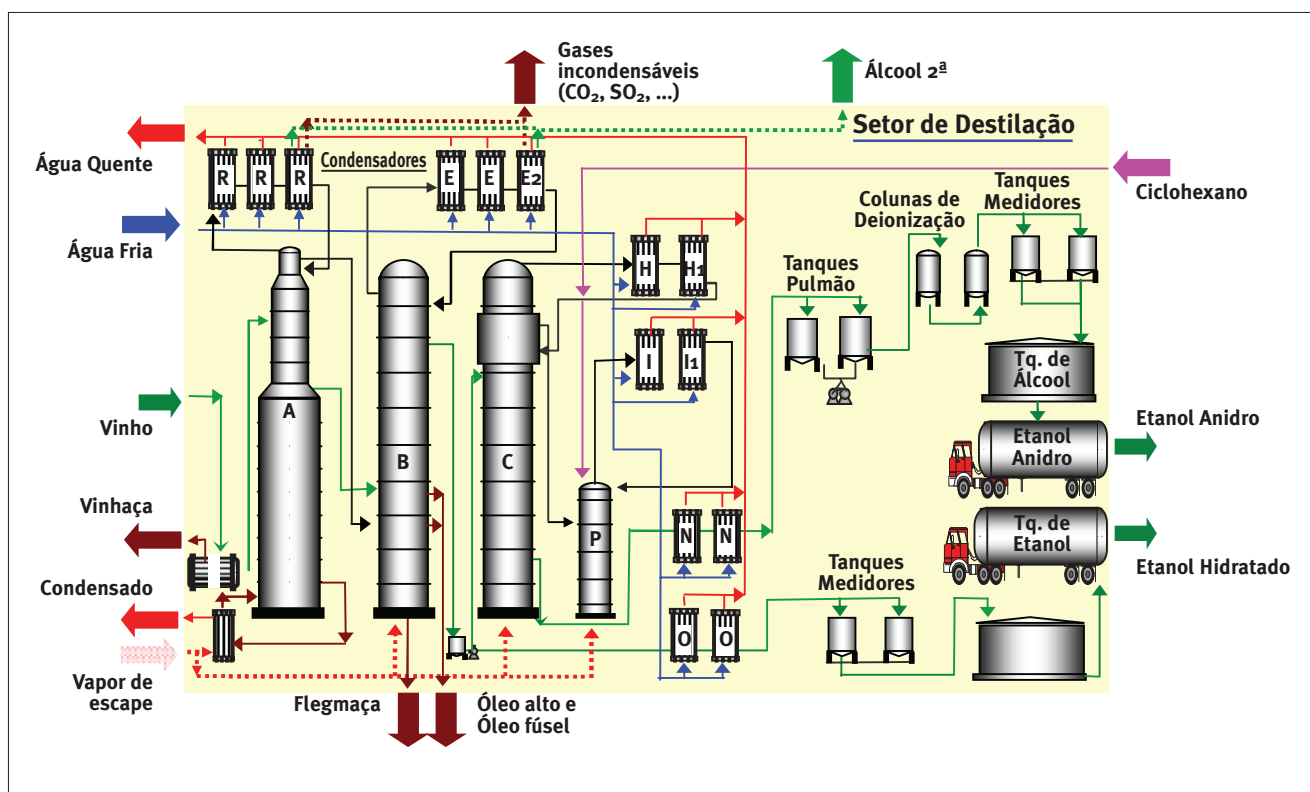


Figura 42 - Fluxograma das operações da destilação do etanol.

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 124°C e 1,26 kg/cm² (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 simplificadaamente 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 ($T_{x_{cond}}$) conforme a Equação 36 e seu desenvolvimento.

Eq. 36:

Balanço _de _massa : entrada = saída

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

Balanço _entalpico :

$$m_{\text{vinho}} \cdot Cp_{\text{vinho}} \cdot T_{\text{vinho}} + m_{\text{vap}} \cdot H_{\text{vap}} + m_{\text{águaEntrada}} \cdot Cp_{\text{água}} \cdot T_{\text{águaEntrada}} = m_{\text{flegmaça}} \cdot Cp_{\text{flegmaça}} \cdot T_{\text{flegmaça}} + \\ + m_{\text{etanol}} \cdot Cp_{\text{etanol}} \cdot T_{\text{etanol}} + m_{\text{vinhaça}} \cdot Cp_{\text{vinhaça}} \cdot T_{\text{vinhaça}} + m_{\text{águaSaida}} \cdot Cp_{\text{água}} \cdot T_{\text{águaSaida}}$$

dividindo - se :

$$\frac{m_{\text{vinho}}}{V_{\text{etanol}}} \cdot Cp_{\text{vinho}} \cdot T_{\text{vinho}} + \frac{m_{\text{vap}}}{V_{\text{etanol}}} \cdot H_{\text{vap}} + \frac{m_{\text{águaEntrada}}}{V_{\text{etanol}}} \cdot Cp_{\text{água}} \cdot T_{\text{águaEntrada}} = \frac{m_{\text{flegmaça}}}{V_{\text{etanol}}} \cdot Cp_{\text{flegmaça}} \cdot T_{\text{flegmaça}} + \\ + \frac{m_{\text{etanol}}}{V_{\text{etanol}}} \cdot Cp_{\text{etanol}} \cdot T_{\text{etanol}} + \frac{m_{\text{vinhaça}}}{V_{\text{etanol}}} \cdot Cp_{\text{vinhaça}} \cdot T_{\text{vinhaça}} + \frac{m_{\text{águaSaida}}}{V_{\text{etanol}}} \cdot Cp_{\text{água}} \cdot T_{\text{águaSaida}}$$

igualando - se : $m_{\text{águaEntrada}} = m_{\text{águaSaida}} = m_{\text{água}}$

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

portanto,

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

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

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

Analogamente para o anidro:

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

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

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 m³/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/cm²), 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.

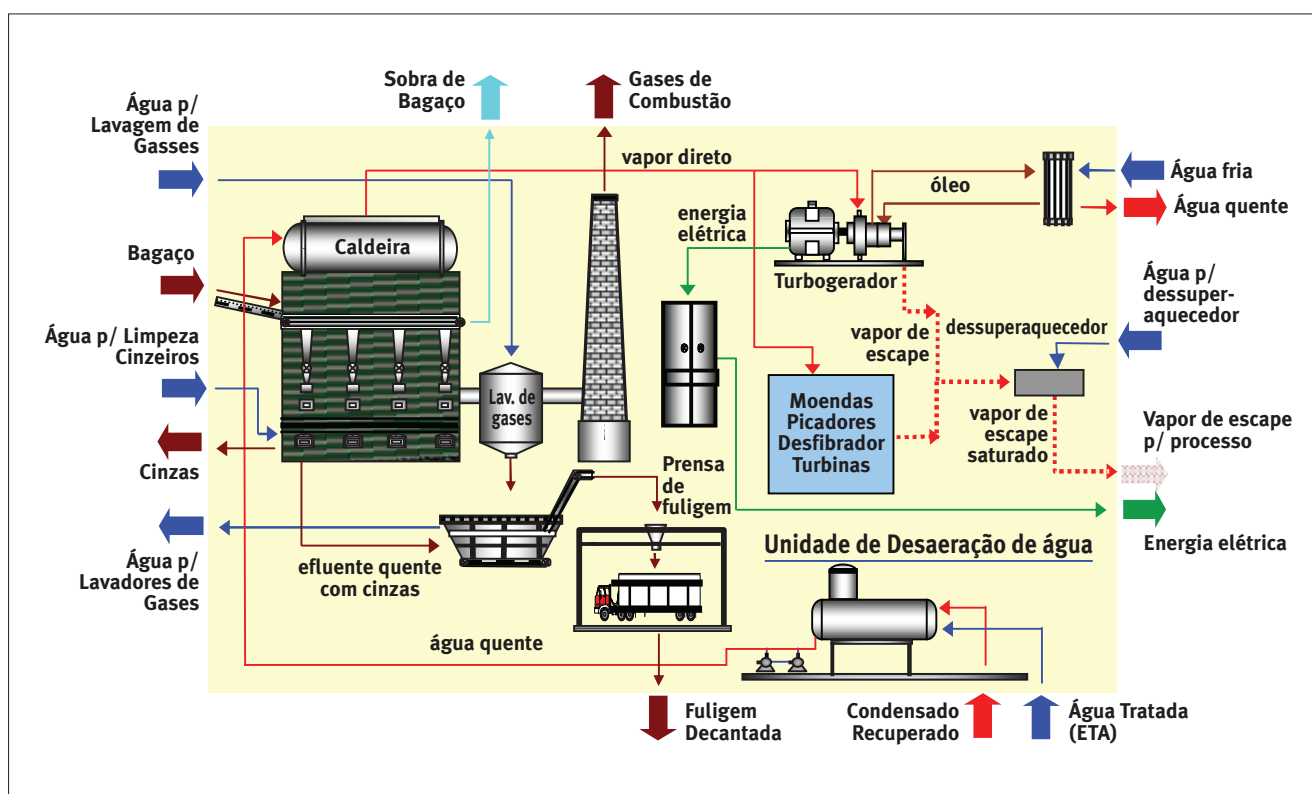


Figura 43 - Fluxograma das operações da área de produção de energia.

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.

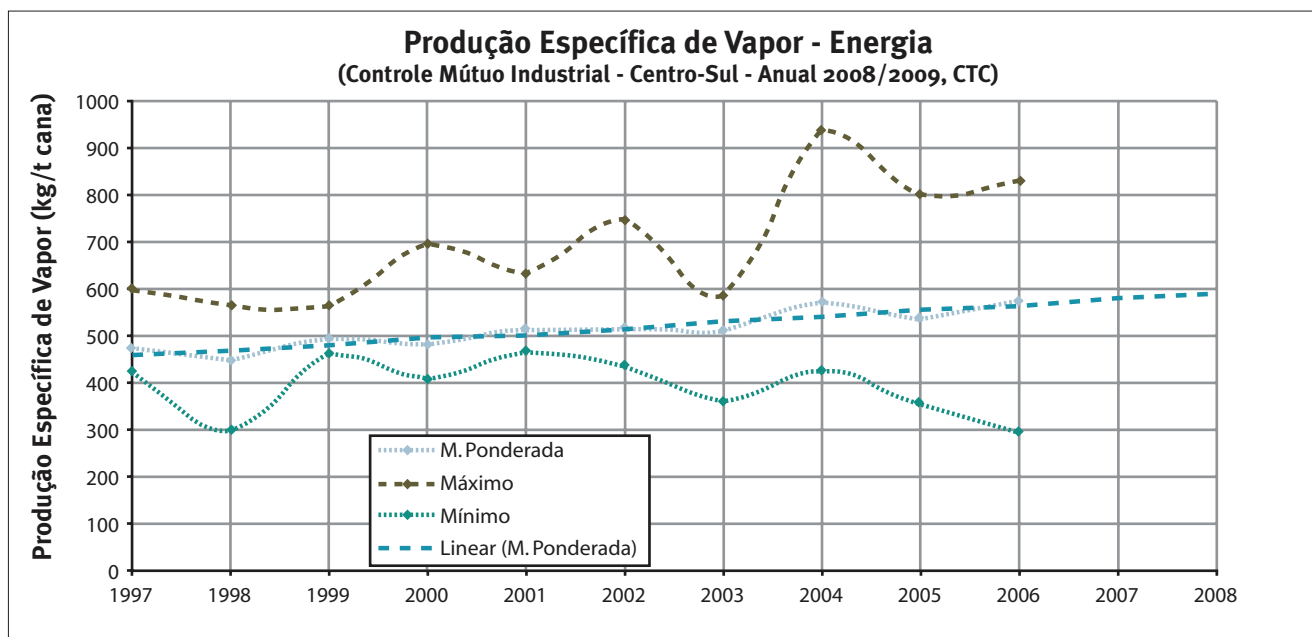


Figura 44 - Variação da média anual da produção específica de vapor (kg/t cana) nas usinas da Região Canavieira do Centro-Sul (CTC, 2009).

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 ($1,3 \text{ kg/cm}^2$ 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.

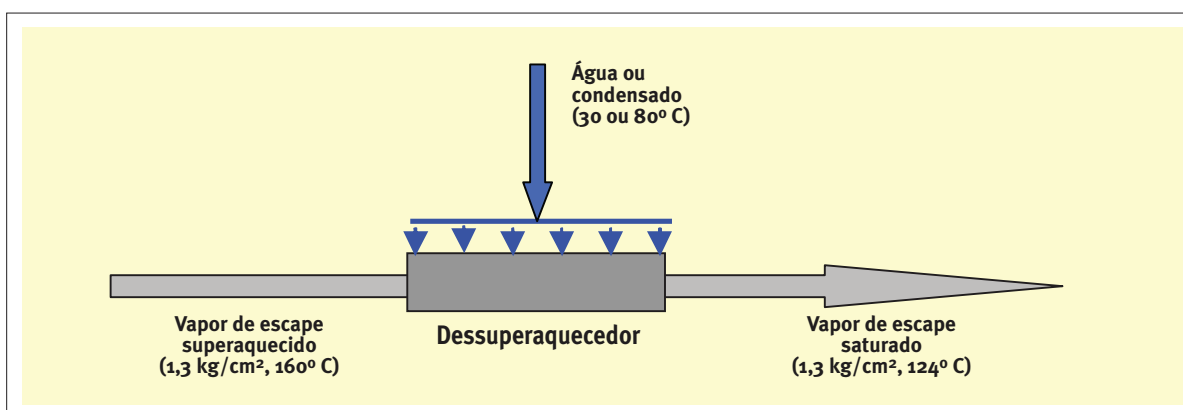


Figura 45 - Esquema do dessuperaquecimento do vapor de escape.

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 :

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

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

como :

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

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

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

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

Em que:

$Tx_{desuper}$ = 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];

$m_{vap.super}$ = 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 N°. 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 N°. 8.468, de 1976, no caso do Estado de São Paulo, e Resolução CONA-

MA N° 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/cm²), 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 (µg/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/Nm³, 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/Nm³, porém na maioria dos casos estudados, este equipamento permite atender um parâmetro de emis-

são em torno de 250 mg/Nm³. 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

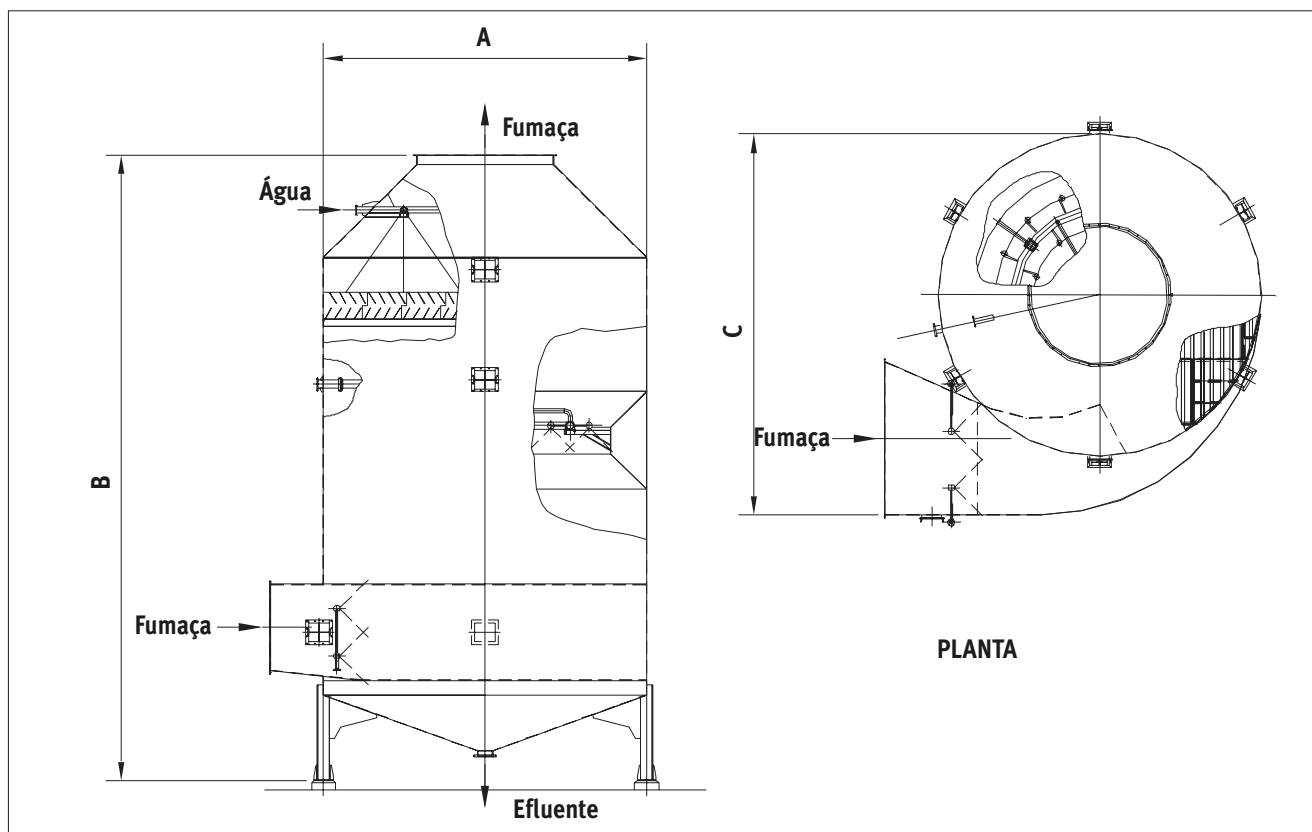


Figura 46 - Esquema de um lavador de gases das caldeiras modelo CTC.

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 m³/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 m³/t vapor produzido, equivalendo a 0,25 m³/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 relati-

vamente 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.

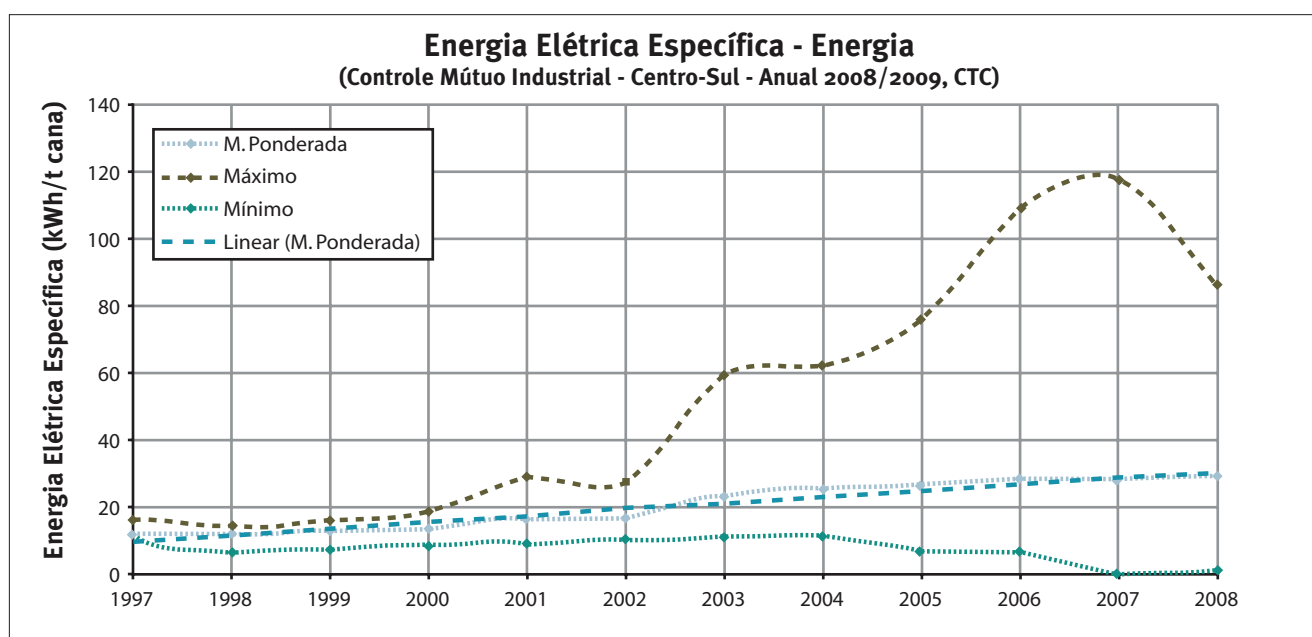


Figura 47 - Variação da média anual da geração específica de energia elétrica (kWh/t cana) nas usinas da Região Canaveira do Centro-Sul (CTC, 2009).

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 m³/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 m³/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 cogear 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

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

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

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

Em que:

$Tx_{condensação}$ = 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 m³/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 pos-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 postratamento 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	
<i>Escherichia coli</i> 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)	
<i>Escherichia coli</i> 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 Dicloroetano	30 µg/L
Diclorometano	20 µg/L
Estireno	20 µg/L
Tetracloroeto de Carbono	2 µg/L
Tetracloroetano	40 µg/L
Triclorobenzenos	20 µg/L
Tricloroetano	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 filtração

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 escoar 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 m³/m².dia. Podem ser precedidos de sistema de aeração para remoção de ferro, que é oxidado formando compostos insolúveis a serem removidos no filtro.

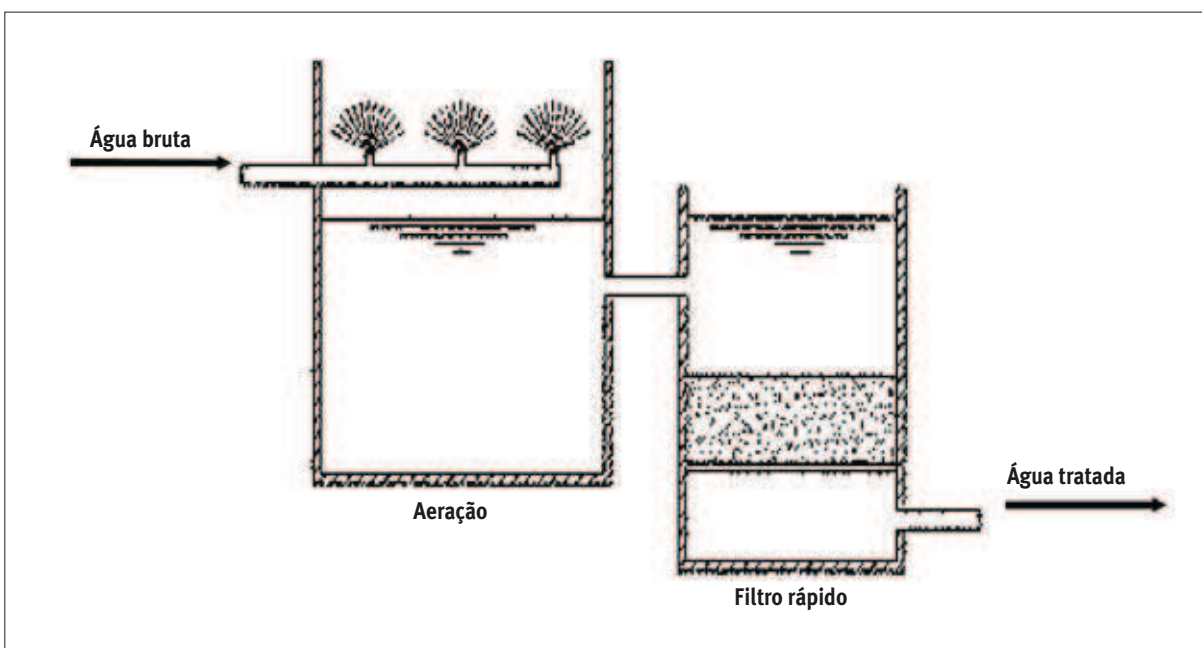


Figura 48 - Esquema de um filtro rápido por gravidade, precedido de aeração (adaptado de COPERSUCAR, 1985).

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 m³/m².dia. Podem ser verticais e horizontais, conforme ilustrado nas Figura 49 e Figura 50.

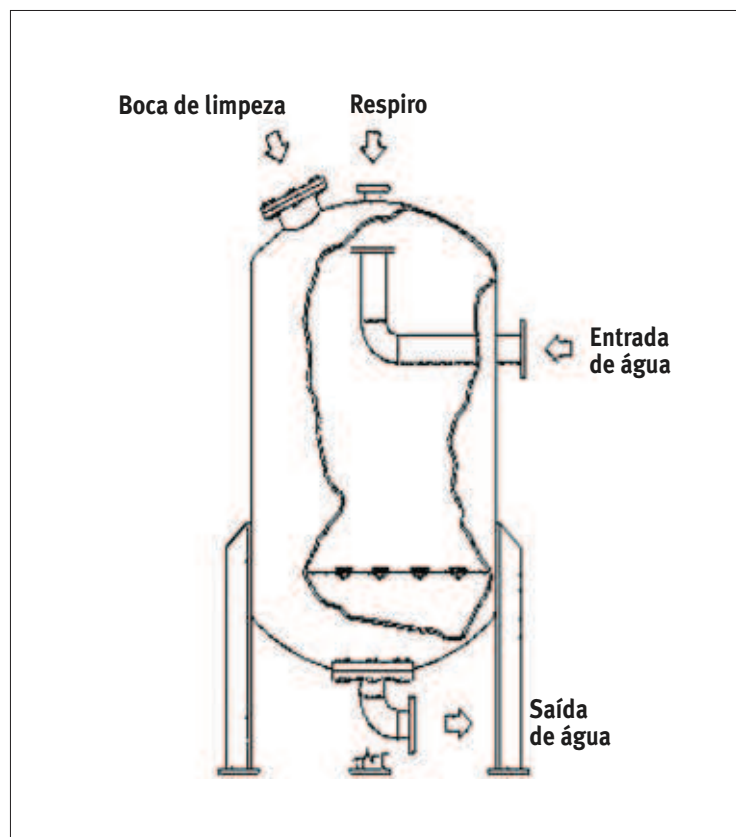


Figura 49 - Filtro rápido vertical de pressão.

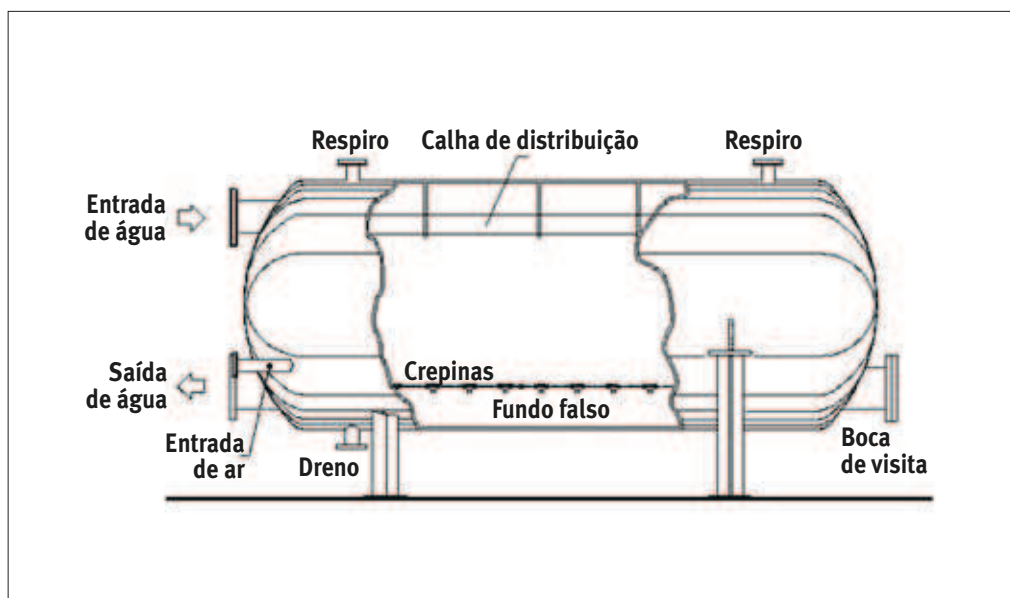


Figura 50 - Filtro rápido horizontal de pressão.

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.

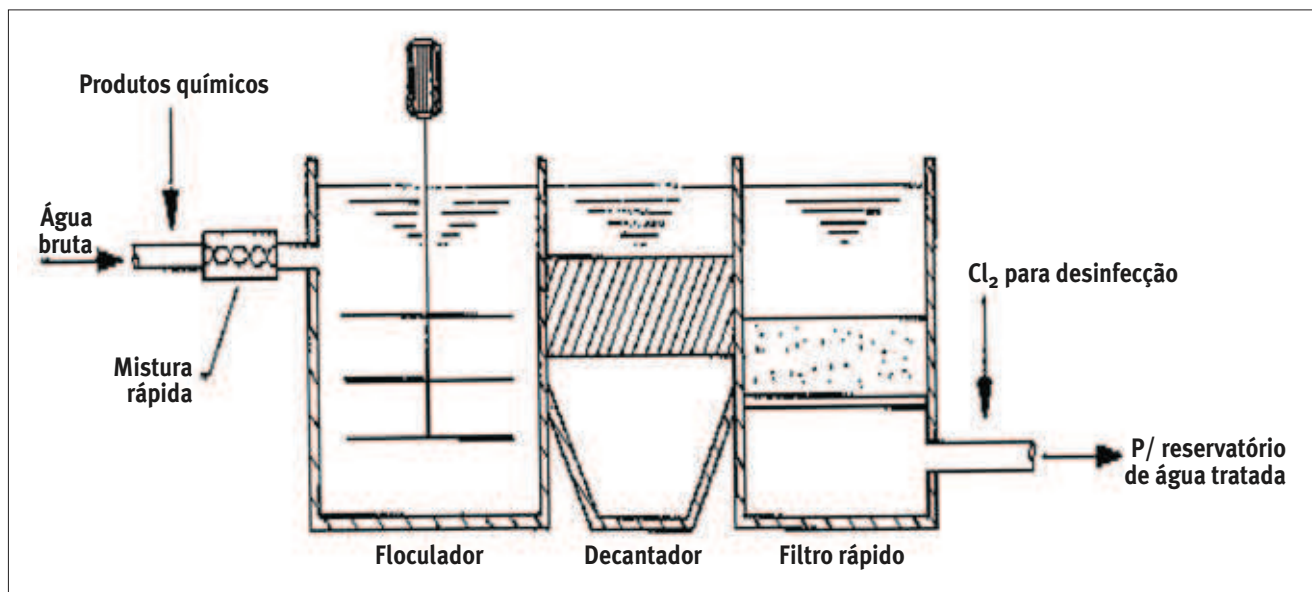
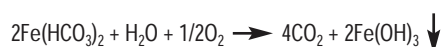


Figura 51 - Esquema de uma ETA convencional (COPERSUCAR, 1985).

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:

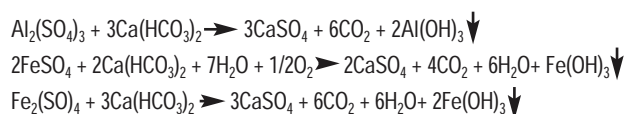


- Pré-cloração

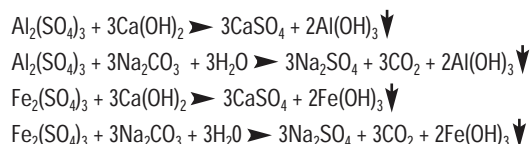
A pré-cloração consiste na injeção de um agente oxidante (como o hipoclorito de sódio), na linha de recalque para a ETA, com a finalidade de oxidar a matéria orgânica e inorgânica presente na água bruta. Bactérias e outros organismos vivos são facilmente removidos quando “mortos”. A pré-cloração também 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 ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$), sulfato ferroso (FeSO_4), sulfato férrico ($\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$), cloreto férrico (FeCl_3) e aluminato de sódio (NaAlO_2). Algumas reações que ocorrem com a alcalinidade natural são:



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:



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 micron 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 m³/m².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 m³/m².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 m³/m².dia, sendo normalmente construídas duas unidades que funcionam em paralelo e possibilitam a contralavagem de um filtro enquanto o outro está em operação.

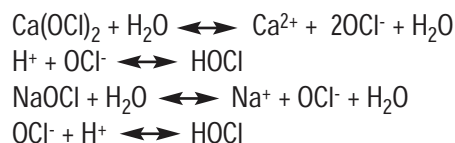
- Contralavagem

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 disposição 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:



O cloro, quando adicionado à 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.

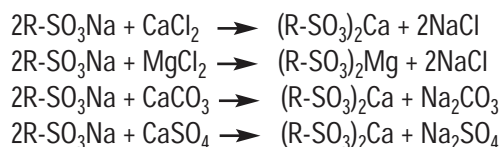
5.2.3. Abrandamento de água

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:

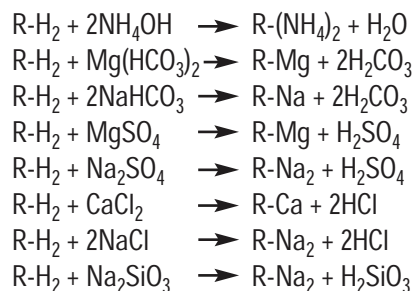
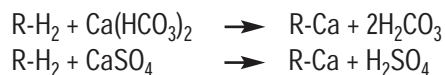


Após o período de operação estabelecido, a resina esgota a sua capacidade de troca, requerendo uma regeneração com uma solução a 10% de cloreto de sódio, normalmente feita no mesmo sentido do fluxo, em seguida se faz uma contralavagem com água limpa para expandir o leito e remover materiais retidos na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

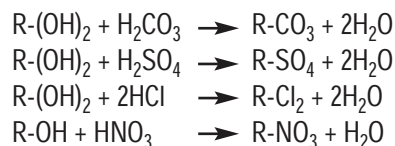
5.2.4. Desmineralização de águas

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:



- Reações de troca na coluna com resinas aniônicas:



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 $0,001 \mu\text{m}$ 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.

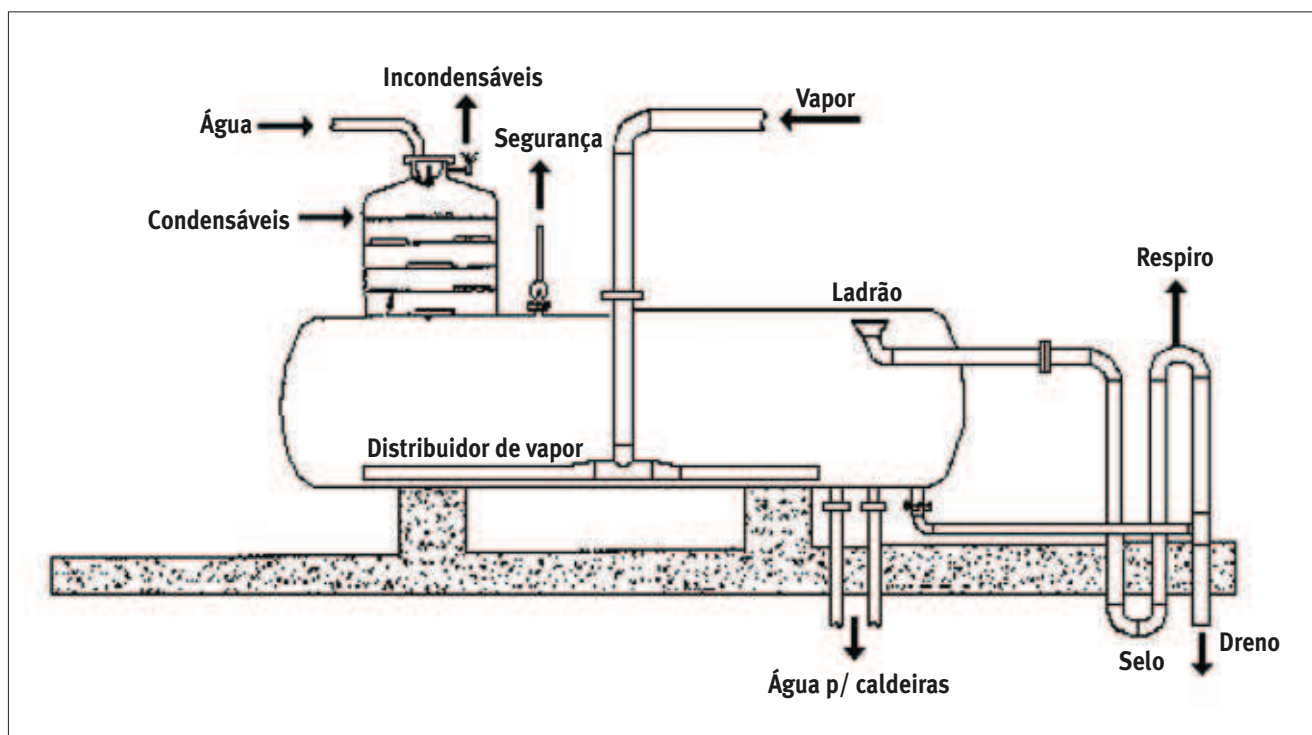


Figura 52 - Esquema do desaerador tipo horizontal utilizado no setor sucroenergético.

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/cm ²
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 alimen-

tação 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 - Consequências 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 carregamento 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.

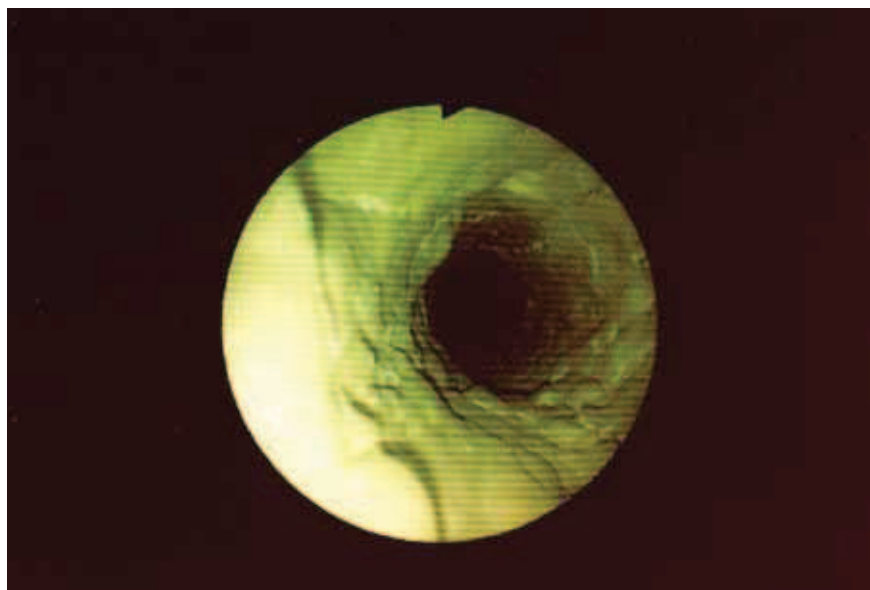


FOTO: ACERVO CTC

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):



Brucita (não aderente):



Hematita:



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 ($3\text{MgO} \cdot 2\text{SiO}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$), a anacita ($\text{Na}_2\text{Al}_2\text{Si}_2\text{O}_7 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$), a hidroxiapatita ($3\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2 \cdot \text{Ca(OH)}_2$), 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.

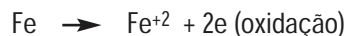
No primeiro caso, ocorrem reações químicas entre a superfície de um metal e um gás ou um líquido, onde não haja eletrólito. O oxigênio é o principal agente deste tipo de corrosão, pois apresenta alta reatividade

de com quase todos os metais, reagindo exotermicamente e formando compostos estáveis. Os metais também são corroídos em contato com líquidos anidros inorgânicos e orgânicos.

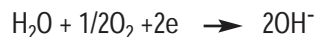
Na corrosão eletrolítica, o metal é exposto ao contato da água ou soluções contendo gases e sais dissolvidos, compondo um meio no qual pode ocorrer a eletrólise. Neste processo, os metais formam pilhas, havendo corrosão no ânodo (eletrodo negativo em que os íons metálicos passam para a solução) e proteção 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 ($P_{\text{elet.}} = -0,44$ volts) sofrerá corrosão em contato com o cobre ($P_{\text{elet.}} = +0,522$ volts), em uma solução aquosa.

Ânodo:



Cátodo:



- 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 contém 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 ma-

téria 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).

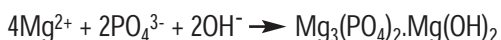
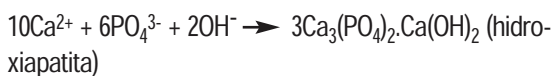
Tabela 27 - Tipos de programas de tratamento interno de águas de caldeiras

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				•

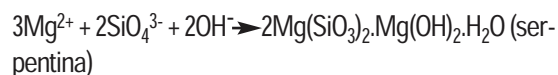
Numa descrição sucinta das características de cada programa de tratamento de tratamento tem-se:

- 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 ($\text{Na}_5\text{P}_3\text{O}_{10}$) com 57% de P_2O_5 e o fosfato trissódico ($\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$) 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:



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



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 adicionados 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/cm²), 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/cm ²)	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/cm ²)	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 ($\text{NaH}_2\text{PO}_4 + \text{Na}_3\text{PO}_4 \rightarrow 2\text{Na}_2\text{HPO}_4$), resultando o fosfato.

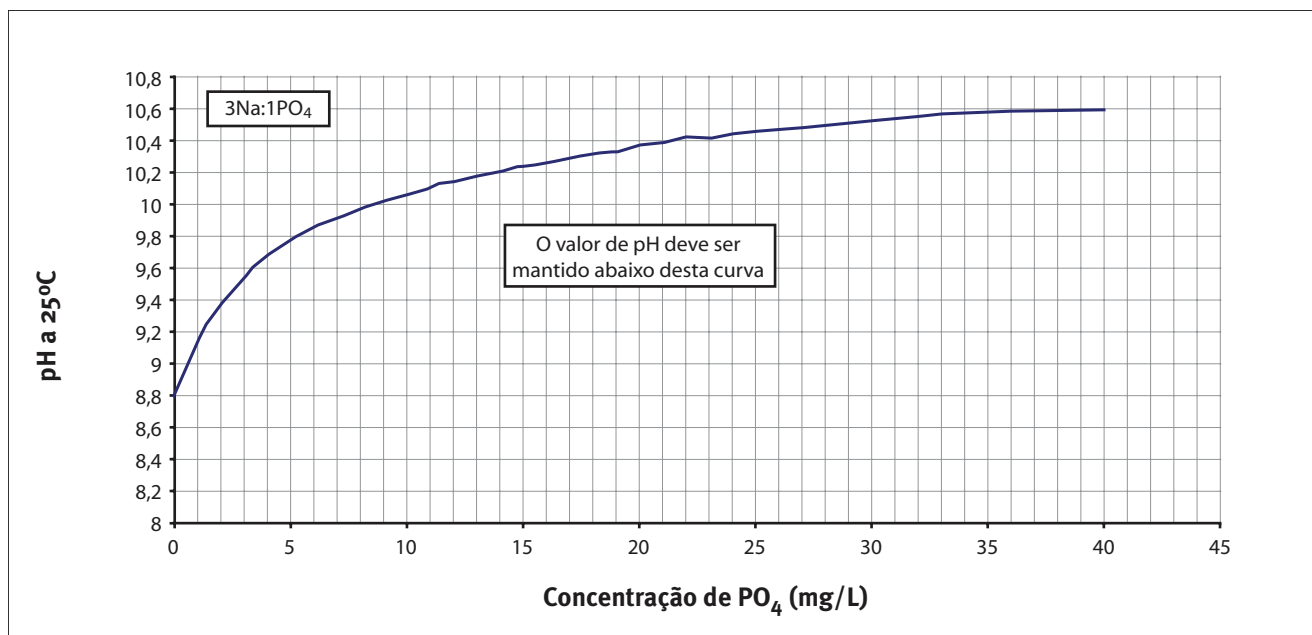


Figura 56 - Método do fosfato coordenado (SANTOS FILHO, 1976).

- 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.

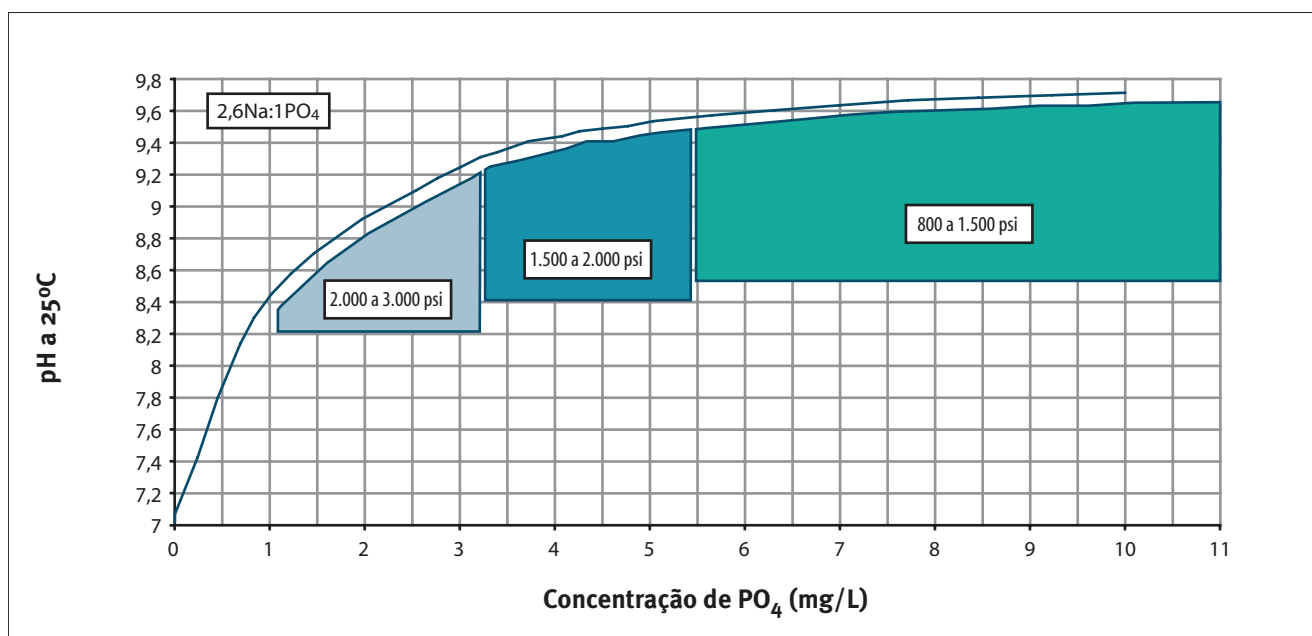


Figura 57 - Método de tratamento congruente (SANTOS FILHO, 1976).

- 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 DBO₅/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 DBO₅/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 des-

tes. Mesmo os despejos mais recalcitrantes, como vinhaça e purgas de sistemas de reutilização, que apresentavam 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 DBO₅) 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 estabi-

lização, 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 m³/t cana	5 - 6	amb.	5 - 10	280 - 700	180 - 500	0
Resfriamento de equipamentos (moendas, turbinas e turbogeradores)		0,715 m³/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 m³/t cana total (podendo variar de 2 a 5 m³/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 m³/ 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 6°C 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 m³/ 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 DBO₅) 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 m³/t cana), condensadores barométricos ou multijatos da evaporação (de 4 a 5 mm³/t cana açúcar), e dos vácuos cozedores (de 8 a 15 mm³/t cana açúcar). Para o caso de um “mix” de produção de 50% etanol e açúcar, resultam em média 7 a 10 mm³/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 DBO₅ e temperatura.

Da mesma forma, o efluente efetivo referente à 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 às águas em circuito fechado.

A quantidade de efluentes é a soma dos usos apresentados anteriormente: 35 m³/m³ etanol para resfriamento do caldo para mosto, 60 a 80 m³/m³ etanol para resfriamento das dornas de 80 a 120 m³/m³ etanol para os condensadores de etanol, totalizando cerca de 200 m³/m³ etanol.

- 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 m³/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 m³/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 m³/t cana açúcar (ou 50 a 60 L/kg açúcar), com temperaturas variando de 60 a 80°C e nível de qualidade 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 reaproveitadas 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.

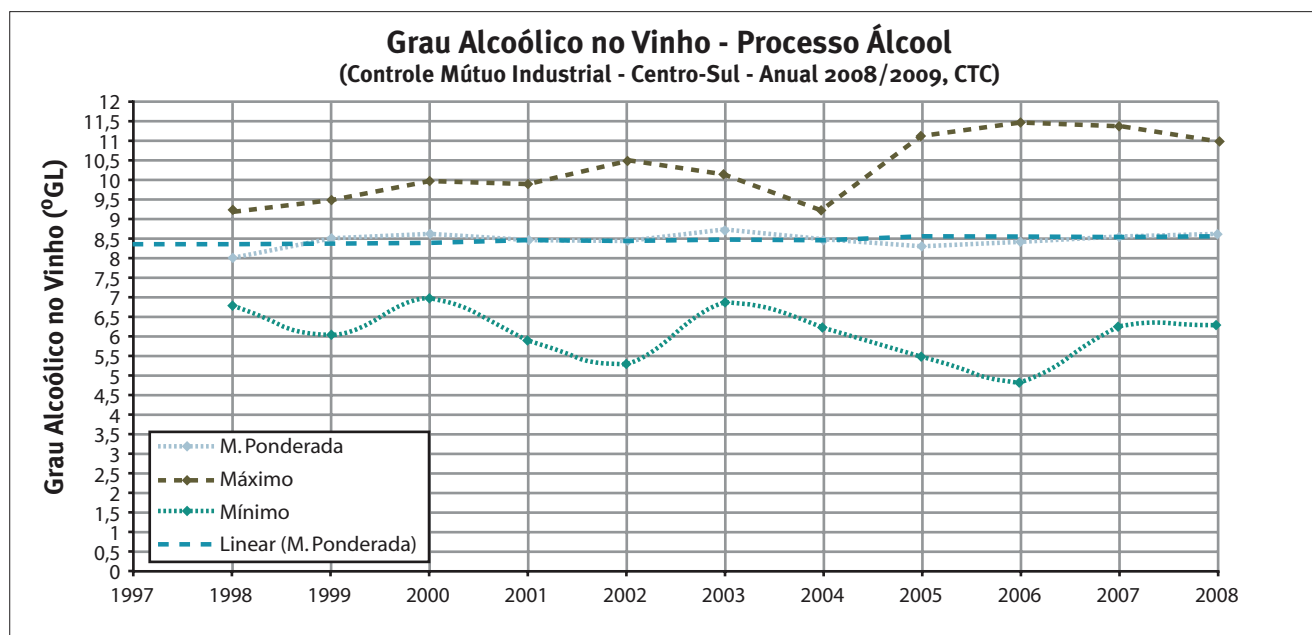


Figura 58 - Variações das médias, máximas e mínimas anuais do grau alcoólico do vinho (°GL) nas usinas da Região Canavieira do Centro-Sul (CTC, 2009).

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 NAKA-HODO (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 gDBO₅/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:

$$m_{\text{vinho}} + m_{\text{vap}} = m_{\text{flegma}} + m_{\text{etanol 2a}} + m_{\text{vinhaça}}$$

dividindo-se

$$\frac{m_{\text{vinho}}}{V_{\text{etanol}}} + \frac{m_{\text{vap}}}{V_{\text{etanol}}} = \frac{m_{\text{flegma}}}{V_{\text{etanol}}} + \frac{m_{\text{etanol 2a}}}{V_{\text{etanol}}} + \frac{m_{\text{vinhaça}}}{V_{\text{etanol}}}$$

onde:

$$Tx_{\text{vinhaça}} = \frac{m_{\text{vinhaça}}}{V_{\text{etanol}}}$$

$$\frac{m_{\text{vinho}}}{V_{\text{etanol}}} = \frac{d_{\text{vinho}} * GL_{\text{etanol}}}{GL_{\text{vinho}}} = \frac{1 * 100}{8,5} = 11,76 \left[\frac{\text{kg vinho}}{\text{L etanol}} \right]$$

$$\frac{m_{\text{vap}}}{V_{\text{etanol}}} = Tx_{\text{vapor-A}}$$

$$\frac{m_{\text{flegma}}}{V_{\text{etanol}}} = 2,0 \left[\frac{\text{kg flegma}}{\text{L etanol}} \right]$$

$$\frac{m_{\text{etanol 2a}}}{V_{\text{etanol}}} \approx 0,1 \left[\frac{\text{kg etanol 2a}}{\text{L etanol}} \right]$$

$$Tx_{\text{vinhaça}} = 11,76 + 2,5 - 2 - 0,1 = 12,2 \left[\frac{\text{kg vinhaça}}{\text{L etanol}} \right]$$

Em que:

$Tx_{\text{vinhaça}}$ = taxa de produção de vinhaça por etanol ~ 12 L/L etanol;

V_{etanol} = volume de etanol produzido [L];

$m_{\text{vinhaça}}$ = 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];

$m_{\text{etanol 2a}}$ = massa de etanol de 2ª produzido na coluna "A" [kg];

d_{vinho} = densidade do vinho, aproximadamente = 1,0 kg/L;

$Tx_{\text{vapor-A}}$ = 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.

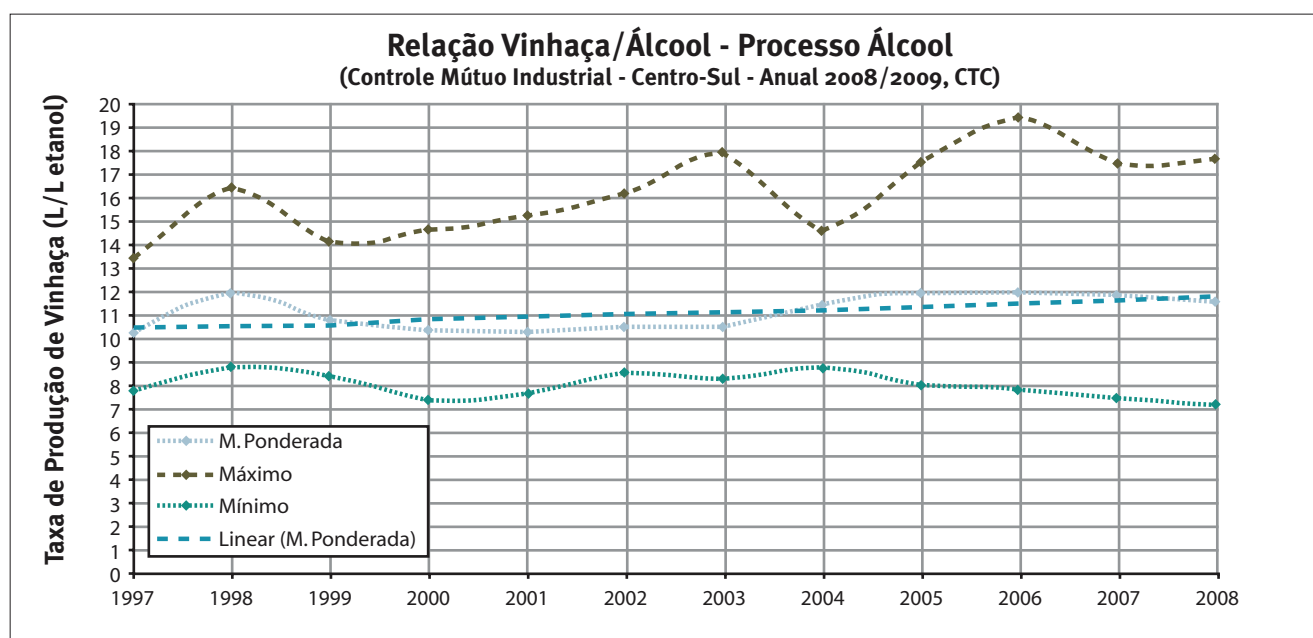


Figura 59 - Variações da média, máxima e mínima anuais da taxa de produção de vinhaça (L/L etanol) nas usinas da Região Canavieira do Centro-Sul (CTC, 2009).

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 DBO₅/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.

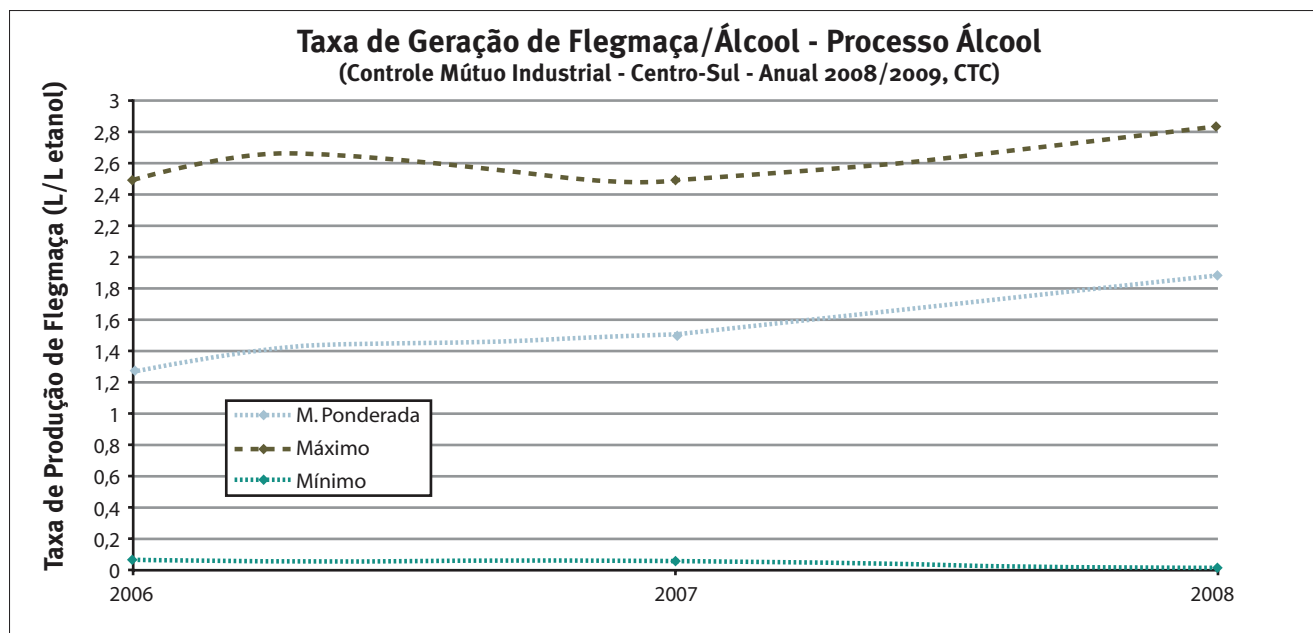


Figura 6o - Variações das médias, máximas e mínimas anuais da taxa de produção de flegmaça (L/L etanol), nos últimos 3 anos, nas usinas da Região Canavieira do Centro-Sul (CTC, 2009).

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:

$$Tx_{flegmaça} = \frac{m_{flegmaça}}{V_{etanol}}$$

$$\frac{m_{vap}}{V_{etanol}} = Tx_{vapor-B}$$

$$\frac{m_{flegma}}{V_{etanol}} = \frac{d_{flegma} * 100}{GL_{flegma}} = \frac{0,9 * 100}{45} = 2,0 \left[\frac{kg \text{ flegma}}{L \text{ etanol}} \right]$$

$$Tx_{flegmaça} = 2,0 + 1,5 - 1 = 2,5 \left[\frac{kg \text{ flegmaça}}{L \text{ etanol}} \right]$$

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 “re-boiler”), 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 utiliza-

das 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 varia-

ções 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 ^(*)	-	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.

- (*) 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 nas 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.	5º Efeito			4º Efeito			3º Efeito			2º Efeito			1º 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 1º efeito como reposição de água de caldeira de baixa pressão.

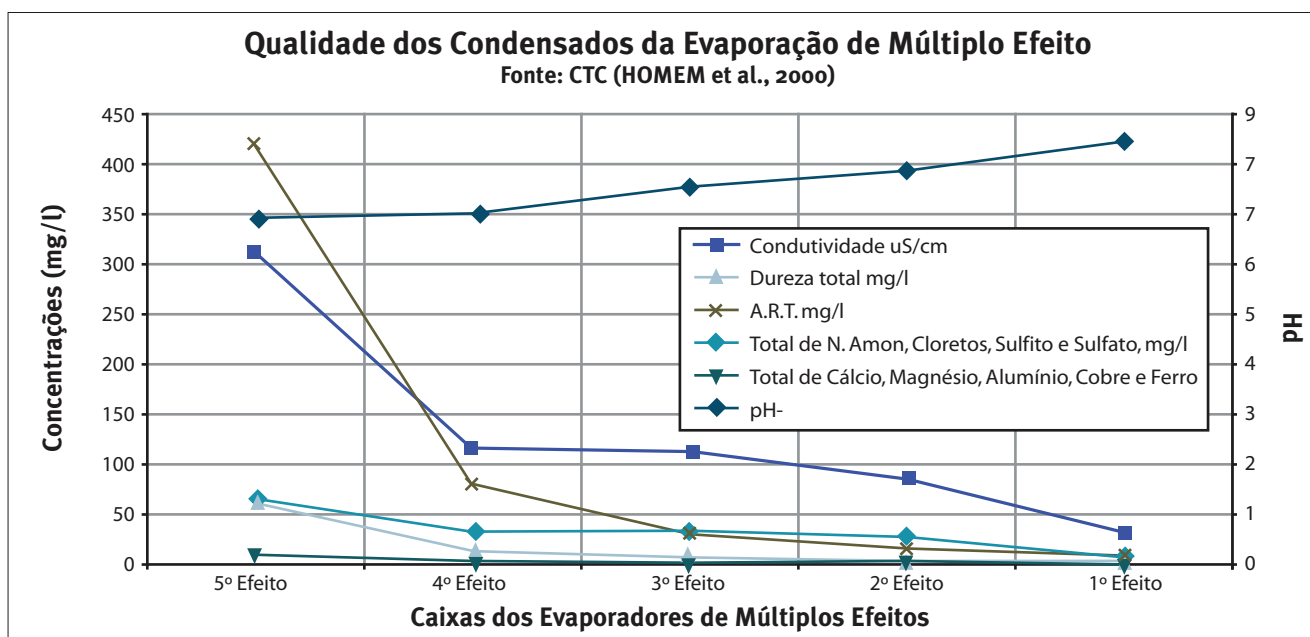


Figura 61 - Variação da qualidade dos condensados do setor de evaporação (HOMEM et al., 2000).

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 po-

luidor 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 ₂ O)	mg/L	8,85	1,4	20
RAS ^(*)	-	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.

- (*) 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 levantamen-

tos 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 ^(*)	CTC, 2007 ^(*)	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 ^(*)		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: (*) ELIA NETO & NAKAHODO, 1995; e (*) 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
DBO ₅ (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 ₂ O ₅)	100 - 290	10 - 210	9 - 200
Potássio (mg/L K ₂ O)	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
DBO ₅ (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

An aerial photograph of an industrial complex, likely a refinery or chemical plant. In the foreground, there are several large, white, cylindrical storage tanks arranged in rows. Behind them is a more complex industrial structure with various pipes, smaller tanks, and a tall smokestack emitting a plume of smoke. To the right of the main industrial building, there is a large, circular pond or reservoir. The facility is surrounded by green fields and some trees. The overall scene depicts a large-scale industrial operation in a rural or semi-rural setting.

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 m³/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 m³/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 m³/t cana, muito embora várias usinas já se situem em um maior patamar tecnológico, captando somente 1 m³/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 m³/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.

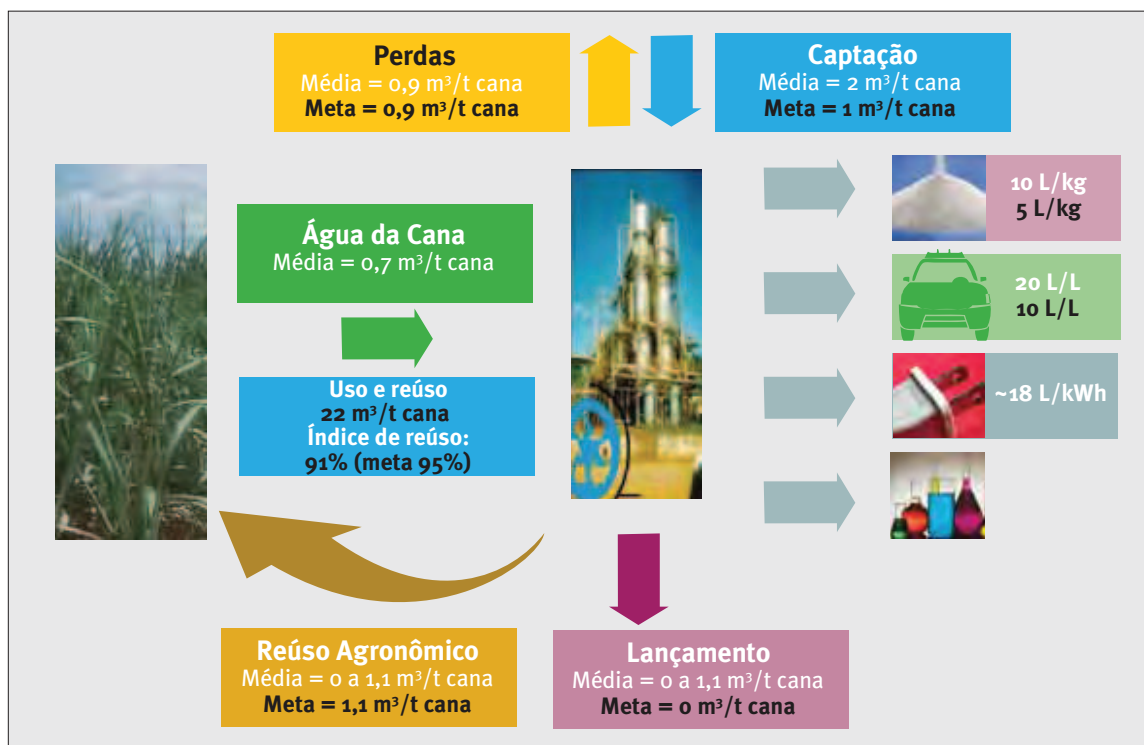


Figura 62 - Balanço médio global de água nas usinas sucroenergéticas.

6.2. Evolução do consumo de água

A captação de água na indústria canavieira cresceu 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 PRO-ÁLCOOL, 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 dis-

tribuição 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 re-

sultados, 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 captação próxima a 1m³/t cana.

Tabela 40 - Evolução das taxas de captação, consumo e lançamento de água na indústria canavieira (ELIA NETO, 2008)

Taxas (m ³ /t cana)	1990 ^(*)	1995 ^(*)	1997 ^(*)	2004 ^(*)
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 a 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).

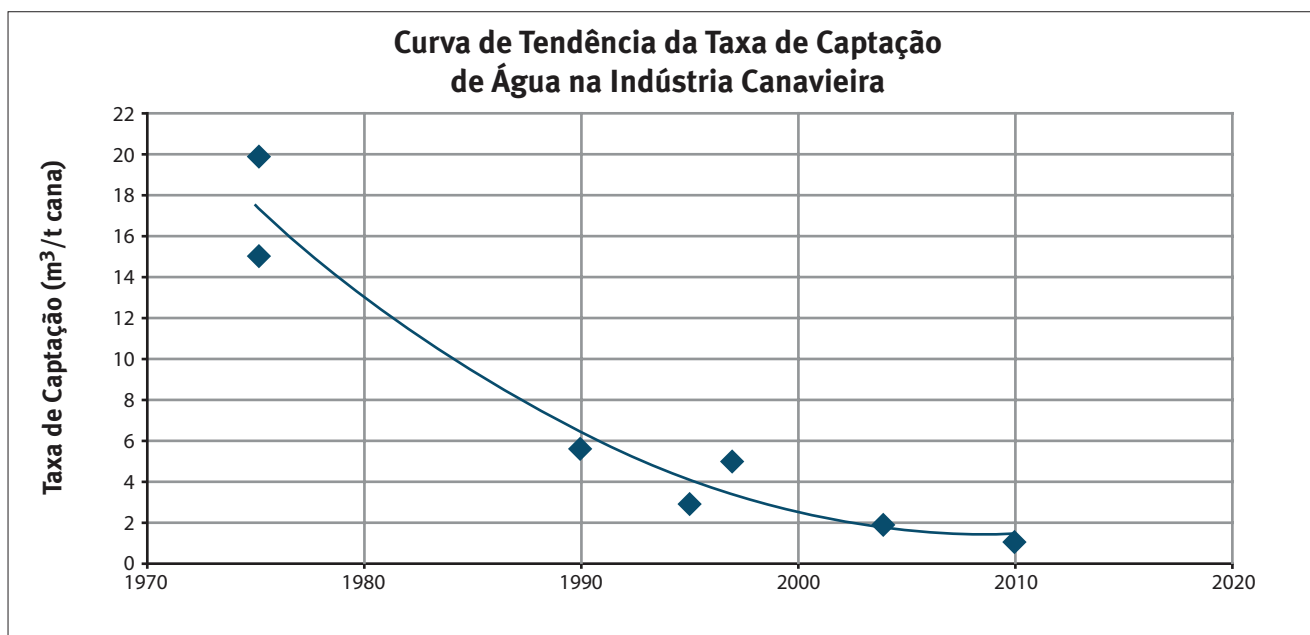


Figura 63 - Curva da tendência de decréscimo da captação de água a indústria canavieira.

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 (m³/t cana)		PERH – 1990 ⁽¹⁾				PERH – 2004/07 ⁽²⁾	
		1990		Ano 2010 (pior)		Estimativa p/ 2007	
		m³/s	%	m³/s	%	m³/s	%
Disponibilidade	Q _{referência}	2.105 m³/s				2.020 m³/s	
	Q _{7,10}	888 m³/s	893 m³/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 m³/t cana

O valor até certo ponto pessimista de 880 m³/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 m³/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 marcados a partir da demanda estabelecida em 1990 de 47 m³/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 m³/t cana.

Analogamente, estima-se a vazão específica de lançamento (32,3 m³/s, segundo o PERH-1990) em 3,8 m³/t cana e o consumo em 1,8 m³/t cana. Considerando a média de 1,85 m³/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 m³/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 m³/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 conseqüentemente, redução na captação de água, antevendo-se um novo patamar de 0,5m³/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 (moinhas, 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, decantadores 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.



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:

$$V_{\text{assoreado}} = \frac{M_{\text{cana}} * Tx_{\text{lav}} * Tx_{\text{terra}}}{D_{\text{aparente}}}$$

para usina média:

$$V_{\text{assoreado}} = \frac{2.000.000 * 2 * 0,030}{1,5} = 800.000, [m^3]$$

Em que:

$V_{\text{assoreado}}$ = volume da lagoa para o assoreamento da terra [m^3];

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 m^3 /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/ m^3 .

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.



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 m³/m².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 [m²];

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 m³/t cana;

Tx_{superf} = taxa superficial de decantação para caixas de areia = 1,2 m³/m².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:

$$n_{caixa} = \frac{A_{caixa}}{(c_{caixa} - c_{rampa}) * L_{caixa}}$$

$$c_{rampa} = \frac{h_{caixa}}{I_{caixa}} = 2 * \left(\frac{100}{10} \right) = 18.[m]$$

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:

$$V_{assoreado} = (c_{caixa} - c_{rampa}) * l_{caixa} * h_{caixa} = (80 - 20) * 20 * 2 = 2.400.[m^3]$$

$$Tx_{assoreado} = \frac{M_{cana} * Tx_{lav} * Tx_{terra}}{D_{aparente}} = \left(\frac{2.000.000}{200} \right) * \frac{2 * 0,030}{1,5} = 800.[m^3/dia]$$

$$T_{limpeza} = \frac{V_{assoreado}}{Tx_{assoreado}} = \frac{2.400}{800} = 3.[dias]$$