



## **A TERMOCOMPRESSÃO NA ECONOMIA ENERGÉTICA DAS USINAS AÇUCAREIRAS. ESTUDO DE CASO**

**Fernández P. Maria I.**

Universidade Estadual de Campinas –FEM/DE Caixa Postal 6122. Campinas. São Paulo. CEP:  
13083-970. Universidade de Oriente. –FEM/Centro de Estúdio de Eficiência Energética

**E-Mail:** [mariai@fem.unicamp.br](mailto:mariai@fem.unicamp.br)

**Nebra Silvia A.**

Universidade Estadual de Campinas –FEM/DE Caixa Postal 6122. Campinas. São Paulo. CEP:  
13083-970

**E-Mail:** [sanebra@fem.unicamp.br](mailto:sanebra@fem.unicamp.br)

***Resumo:** A economia energética dos sistemas de evaporação constitui centro de atenção do trabalho de minimização do consumo de vapor nas usinas açucareiras. No presente trabalho, aborda-se a questão da economia energética no sistema de evaporação da usina Cruz Alta mediante a utilização da termocompressão. São analisadas quatro variantes de instalação: o sistema atual que serve como referência (Caso A), o sistema com termocompressor no primeiro efeito (Caso B), o sistema com dois termocompressores, um no primeiro efeito e outro no terceiro efeito (Caso C) e o sistema com termocompressão nos efeitos terceiro e quarto (Caso D). É apresentada a avaliação energética mediante o cálculo dos principais índices energéticos tradicionalmente utilizados para tais sistemas. Na usina analisada, uma parte de vapor para o processo é estrangulada em válvulas redutoras de pressão, considerando a quantidade de exergia perdida com esta prática, a proposta de utilizar este vapor de altos parâmetros nos termocompressores aparece como uma solução viável a qual conduz a uma importante redução no consumo de vapor de processo.*

***Palavras chave:** Evaporação, múltiplo efeito, evaporadores, termocompressão*

### **1. INTRODUÇÃO**

O sistema de evaporação de múltiplos efeitos, responsável pelo maior consumo energético das usinas canavieiras, permite flexibilidade do esquema aplicado, sendo possíveis um número variado de formas de organização fundamentalmente no que se refere a número de efeitos, e as extrações de vapor vegetal, que influencia diretamente na quantidade de vapor de escape consumido pelo primeiro efeito e na eficiência energética e exergetica da usina.

Higa (1999), apresenta um estudo dos sistemas de evaporação mediante a aplicação do método “pinch point” chegando a conclusões acerca da distribuição mais eficiente das denominadas sangrias (extrações de vapor vegetal para o aquecimento de outros sistemas) sendo desejadas extrações nos últimos efeitos para melhor aproveitamento das energias dos diferentes fluxos de vapor, mas não aborda o caso da termocompressão.

Paz et alli (1997), apresentam a avaliação exergetica do sistema de evaporação e cozimento numa usina de açúcar de cana, mas consideram apenas a exergia física dos diferentes fluxos, desconsiderando a exergia química.

O objetivo deste trabalho é o estudo de caso do sistema de evaporação da usina Cruz Alta, município de Olímpia, São Paulo. Avalia-se o sistema de evaporação já instalado, e a substituição da válvula redutora de pressão por termocompressores nos diferentes efeitos de evaporação e sua influência nos principais índices energéticos e exergeticos do sistema, sendo consideradas quatro variantes, o sistema sem termocompressão- Caso A-, o sistema com termocompressor no primeiro

efeito- Caso B, o sistema com termocompressor no primeiro e terceiro efeito- Caso C- e o sistema com termocompressão no terceiro e quarto efeito -Caso D.

## 1.2. Sistema de Evaporação: Descrição

O sistema de evaporação da usina objeto de estudo, Fig.(1), é composto por um quádruplo efeito, com circulação em paralelo do caldo e os vapores, as áreas de troca térmica distribuem-se: 7000 m<sup>2</sup> no primeiro efeito, 7800 m<sup>2</sup> no segundo efeito, 1400 m<sup>2</sup> no terceiro, quarto e quinto efeito respectivamente. Os parâmetros de operação constam na Tab (1). O caldo clarificado vem do sistema de tratamento de caldo com uma concentração média de 14,42 °Brix e sai da evaporação com 64,42 °Brix. O vapor de aquecimento provém do escape dos turbogeradores e da válvula redutora de pressão do processo de fabricação, e tem uma pressão de 0,212 MPa. e 125 °C de temperatura.

Tabela 1.- Parâmetros de operação do sistema atual.

| Efeitos | P <sub>vaq</sub><br>(kPa) | T <sub>vaq</sub><br>K | P <sub>wi</sub><br>kPa | M <sub>vaqi</sub><br>t/h | M <sub>vvi</sub><br>t/h | M <sub>vvn</sub><br>t/h | T <sub>s</sub> <sup>i</sup><br>K | M <sub>ie</sub><br>t/h | M <sub>is</sub><br>t/h | Brix <sub>e</sub> | Brix <sub>s</sub> |
|---------|---------------------------|-----------------------|------------------------|--------------------------|-------------------------|-------------------------|----------------------------------|------------------------|------------------------|-------------------|-------------------|
| I       | 211,8                     | 398,15                | 158,3                  | 186,23                   | 178,52                  | 39,63                   | 386,65                           | 444,6                  | 266,15                 | 14,42             | 24,09             |
| II      | 158,3                     | 386,45                | 133,9                  | 138,89                   | 129,28                  | 110,48                  | 382,55                           | 266,15                 | 136,87                 | 24,09             | 46,85             |
| III     | 133,9                     | 381,15                | 103,3                  | 18,78                    | 15,83                   | 0                       | 375,35                           | 136,87                 | 121,03                 | 46,85             | 52,97             |
| IV      | 103,3                     | 373,65                | 67                     | 15,83                    | 12,76                   | 0                       | 364,13                           | 121,03                 | 108,29                 | 52,97             | 59,22             |
| V       | 67                        | 361,93                | 23,9                   | 12,76                    | 8,74                    | 0                       | 340,19                           | 108,29                 | 99,54                  | 59,22             | 64,42             |

Sendo:

P<sub>vaq</sub>- Pressão vapor de aquecimento.

T<sub>vaq</sub>-Temperatura vapor de aquecimento

P<sub>vvi</sub>- Pressão vapor vegetal efeito i.

M<sub>vaqi</sub>- Massa de vapor de aquecimento do efeito i.

M<sub>vvn</sub>- Massa de vapor vegetal do efeito i.

T<sub>s</sub><sup>i</sup>-Temperatura de saturação do caldo do efeito i.

M<sub>ie</sub>, M<sub>is</sub>- Massa de caldo na entrada e saída do efeito i, respectivamente.

Brix<sub>e</sub>-Concentração de entrada do caldo no efeito i

Brix<sub>s</sub>- Concentração de saída do caldo no efeito i.

## 3. MODELAGEM

A metodologia de cálculo, implementada no EES. 32® baseia-se nas Leis de Conservação da massa e da energia e nos índices energéticos tradicionalmente empregados para a avaliação de este tipo de sistemas, assim como na Segunda Lei da Termodinâmica na aplicação do conceito de exergia e dos balanços exergéticos aplicados aos diferentes esquemas objeto de estudo.

### 3.1. Balanço Energético

O calor (sensível e latente) do vapor de escape introduzido na calandra do evaporador é transferido ao caldo que circula e se evapora dentro dos tubos verticais do mesmo. No primeiro efeito o caldo entra a uma temperatura de 368,15 K, inferior à temperatura de saturação, consumindo calor sensível para o aquecimento até a saturação e também calor latente de mudança de fase, gerando o vapor vegetal como produto da separação, que segundo os princípios de Rilleaux vai alimentar as calandras dos efeitos seguintes e gerar pela sua vez, de modo aproximado, a mesma quantidade de vapor vegetal que aquela introduzida na calandra. (Hugot, 1986 ; Honig, 1969).

A quantidade de vapor de aquecimento necessário para a evaporação em cada um dos efeitos, calcula-se como:

$$M_{vi} = \frac{[M_{i-1}(h_{vi} - C_{pi}T_{i-1})] - [M_i(h_{vi} - C_{pi}T_s^i)]}{(h_{gvi} - h_{fvi}) \cdot h} \quad (1)$$

Onde:

$h_{vi}$ .- Entalpia do vapor vegetal à temperatura  $T_s^i$ , kJ/kg

$T_s^i$ .- Temperatura de saturação da solução no efeito, considerando a elevação do ponto de ebulição. °C.

$C_{pi-1}$ ,  $C_{pi}$ .- Calor específico do caldo na entrada e saída do efeito respectivamente, kJ/kg °C.

$h_{gvi}$ .-Entalpia do vapor de aquecimento, a temperatura e pressão de entrada no efeito i, KJ/kg.

$h_{fvi}$ .- Entalpia do condensado a pressão de entrada do vapor de aquecimento no efeito, KJ/kg.

$h=0,98$ .- Coeficiente de perdas de calor ao meio ambiente.

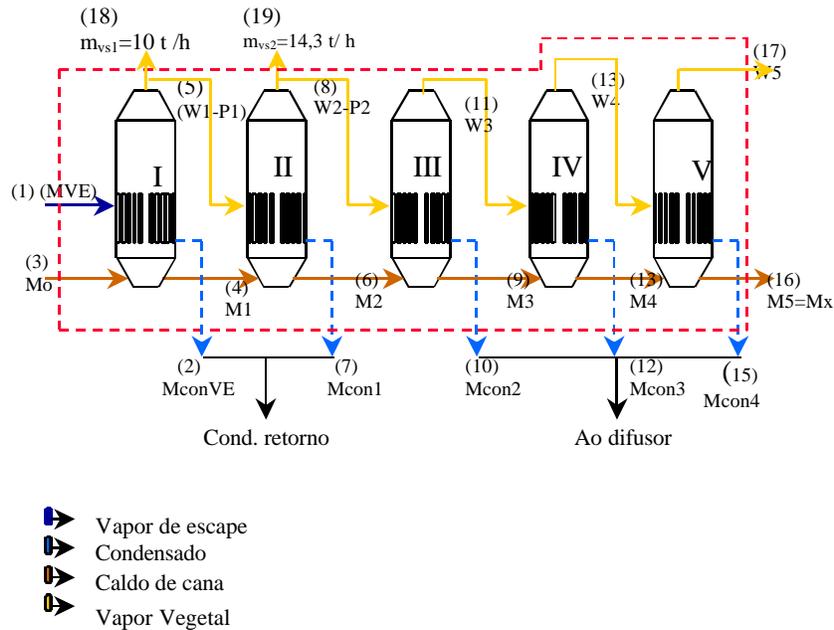


Figura 1.-Caso A. Esquema do sistema de evaporação atualmente instalado (caso de referência)

No caso do sistema em estudo, a definição da eficiência energética não é óbvia, razão pela qual encontra-se na literatura um variado numero de índices mássicos reportados na Tab (5). Para o cálculo das propriedades termofísicas, balanço de massa dos corpos e principais índices energéticos foram utilizadas as equações clássicas reportadas na literatura, Fernandez et alli (2001).

### 3.2. Balanço Exergético.

Para a determinação da exergía física do vapor, admite-se como sistema de referência aquele definido por Szargut (1985) à  $T_0=298,15$  K e  $P_0= 0,1$  MPa. Todos os valores de entalpia e entropia foram calculados mediante o programa EES.®

$$Ex_f = M_v[(h_i - h_0) - T_0 \cdot (s_i - s_0)] \quad (2)$$

Onde:

$M_v$ .- Massa de vapor no ponto i da instalação, kg/s.

$h_i$ .- Entalpia específica do vapor nas condições de P, e T no ponto i objeto de análise, kJ/kg

$h_0$ .- Entalpia específica do vapor nas condições de  $T_0$  e  $P_0$ , kJ/kg.

$T_0$ .- Temperatura do ambiente de referência. K.

$s_i$  .- Entropia específica do vapor nas condições de P e T do ponto i da instalação. kJ/kg K.

$s_o$  .-Entropia específica do vapor nas condições do ambiente de referência. kJ/kg K.

Por definição, a exergia química é aquela parte da exergia relativa ao valor de variação da energia livre correspondente aos processos de diluição e reações químicas necessárias para levar o fluxo em questão até o estado de equilíbrio com o entorno em termos da sua composição química.

Para os vapores de água a exergia química foi considerada 49,96 kJ/kg (Szargut, 1985)

De modo geral a exergia química de uma mistura não ideal, na qual o processo de mistura provoca variação da temperatura da mesma, caso do caldo da cana de açúcar, em que o equilíbrio das espécies químicas é atingido através de reações químicas e diluição no entorno, é calculada pela Eq.(3). (Szargut, 1985).

$$Ex_{ch} = \sum_{i=1}^n x_i e_i^{oo} + RT_o \sum_{i=1}^n x_i \ln a_i \quad (3)$$

onde:

$Ex_{chi}$ .- Exergia química do caldo no ponto i do múltiplo efeito.

$e_i^{oo}$  .- Exergia química da substancia pura a  $P_o$  e  $T_o$  (da água líquida e sacarose, no caso de caldo). Pode ser obtida na tabela fornecida por Szargut, (1985)

$RT_o \sum_{i=1}^n x_i \ln a_i$  - Exergia de mistura, é a exergia do processo de mistura dos componentes.

$$\ln(\gamma_{ag}^o) = - \left[ \frac{2121,4}{T_o + 273,15} \right] \cdot x_{sac} \cdot \left( 1 - (1,0038 \cdot x_{sac} - 0,24653 \cdot x_{sac}^2) \right) \quad (4)$$

$g_{ag}^o$  .- coeficiente de atividade da água na dissolução binária água - sacarose.  $a_{ow} = x_{ag} \cdot g_{ag}^o$   
 $x_{ag}$ , e  $x_{sac}$ , as frações molares da água e sacarose respectivamente

A Equação (5) para o cálculo da atividade da sacarose,  $\gamma_{sac}$ , foi obtida da integração da equação de Gibbs-Duhem tomando como referência a sacarose pura.

$$\ln\left(\frac{g_{saci}^o}{g^o}\right) = - \left( \frac{2121,4}{T_o} \right) \cdot \left( \ln(x_{suc}^i - x_{suc}^o) - 3,0076 \cdot (x_{suc}^i - x_{suc}^o) + 0,634005 \cdot (x_{suc}^{i2} - x_{suc}^{o2}) + 0,24653 \cdot (x_{suc}^{i3} - x_{suc}^{o3}) \right) \quad (5)$$

$$a_{saci} = g_{saci}^o \cdot x_{saci} \quad (6)$$

A quantificação das irreversibilidades calcula-se como a diferença entre as somatórias das exergias de entrada e de saída respectivamente, Eq. (7)

$$I = \sum E_{entrada} - \sum E_{saidas} \quad (7)$$

### 3.3. Eficiência exergética do sistema ( $\eta_{exer}$ )

De forma geral foi definida a eficiência exergética do sistema de evaporação, considerando sua condição de equipamento dissipativo, como a relação da somatoria das exergias dos fluxos de saída sobre a somatoria das exergias dos fluxos de entrada, ver Tab. (6) e Tab (7).

$$\eta_{exer} = \frac{\sum E_{saida}}{\sum E_{entrada}} \quad (8)$$

### 3.4. Análise do sistema considerando a termocompressão do vapor.

No caso desta usina, tem sentido a avaliação da possível utilização da termocompressão devido à existência de válvulas redutoras de pressão, cujo único objetivo é levar o vapor de alta pressão,

2063 kPa, e 572,15 K até os parâmetros requeridos no processo, neste caso do processo de evaporação, e conseqüente concentração do caldo. O algoritmo de cálculo descreve-se num trabalho anterior ( Fernandez et alli, 2001).

Tabela 2. Balanço de massa do esquema de evaporação Caso A.

| Efeitos | $P_{vaq}$<br>(kPa) | $T_{vaq}$<br>K | $P_{wi}$<br>kPa | $M_{vaqi}$<br>t/h | $M_{vi}$<br>t/h | $M_{vsi}$<br>t/h | $T_s^i$<br>K | $M_{ie}$<br>t/h | $M_{is}$<br>t/h | $Brix_e$ | $Brix_s$ |
|---------|--------------------|----------------|-----------------|-------------------|-----------------|------------------|--------------|-----------------|-----------------|----------|----------|
| I       | 211,8              | 398,15         | 158,3           | 216,11            | 204,98          | 39,63            | 386,65       | 444,6           | 239,65          | 14,42    | 26,75    |
| II      | 158,3              | 386,15         | 133,9           | 131,22            | 121,5           | 110,48           | 383,05       | 239,65          | 118,15          | 26,75    | 54,27    |
| III     | 133,9              | 381,15         | 103,3           | 11,27             | 9,03            | 0                | 375,85       | 118,15          | 109,12          | 54,27    | 58,75    |
| IV      | 103,3              | 373,65         | 67              | 9,03              | 6,595           | 0                | 364,42       | 109,12          | 102,53          | 58,75    | 62,53    |
| V       | 67                 | 361,93         | 23,9            | 6,595             | 3,006           | 0                | 339,47       | 102,53          | 99,54           | 62,53    | 64,42    |

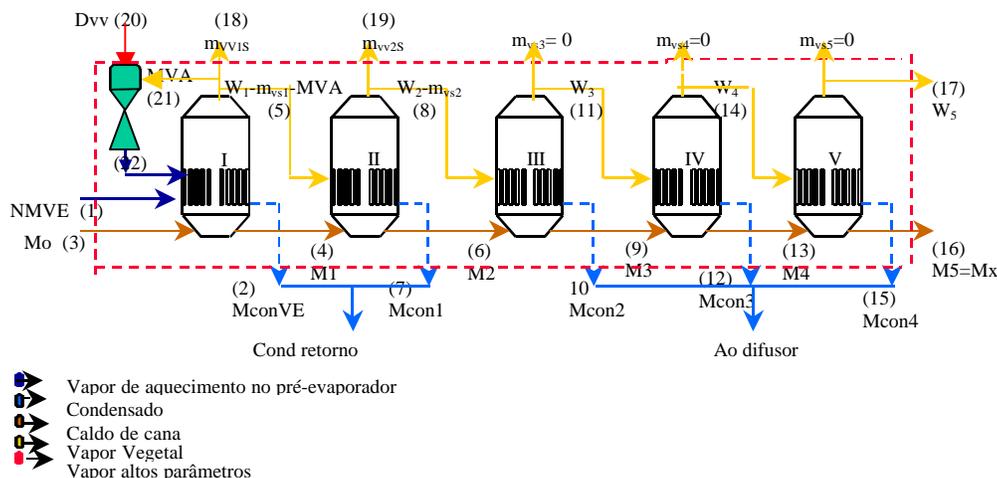


Figura 2.-.-Caso B. Esquema de evaporação com termo-compressor no primeiro efeito.

Tabela 3. Balanço de massa do esquema de evaporação Caso C.

| Efeitos | $P_{vaq}$<br>(kPa) | $T_{vaq}$<br>K | $P_{wi}$<br>kPa | $M_{vaqi}$<br>t/h | $M_{vi}$<br>t/h | $M_{vsi}$<br>t/h | $T_s^i$<br>K | $M_{ie}$<br>t/h | $M_{is}$<br>t/h | $Brix_e$ | $Brix_s$ |
|---------|--------------------|----------------|-----------------|-------------------|-----------------|------------------|--------------|-----------------|-----------------|----------|----------|
| I       | 211,8              | 398,15         | 158,3           | 186,41            | 178,67          | 21,6             | 386,65       | 444,6           | 266,00          | 14,42    | 24,11    |
| II      | 158,3              | 386,15         | 133,9           | 144,76            | 134,82          | 110,48           | 382,95       | 266,00          | 131,18          | 24,11    | 48,88    |
| III     | 133,9              | 381,15         | 103,3           | 24,59             | 21,21           | 18,02            | 376,45       | 131,18          | 109,98          | 48,88    | 58,31    |
| IV      | 103,3              | 373,65         | 67              | 9,44              | 7,02            | 0                | 365,1        | 109,98          | 102,96          | 58,31    | 62,28    |
| V       | 67                 | 361,93         | 23,9            | 7,02              | 3,42            | 0                | 340,19       | 102,96          | 99,54           | 62,28    | 64,42    |

Tabela 4. Balanço de massa do esquema de evaporação Caso D.

| Efeitos | $P_{vaq}$<br>(kPa) | $T_{vaq}$<br>K | $P_{wi}$<br>kPa | $M_{vaqi}$<br>t/h | $M_{vi}$<br>t/h | $M_{vsi}$<br>t/h | $T_s^i$<br>K | $M_{ie}$<br>t/h | $M_{is}$<br>t/h | $Brix_e$ | $Brix_s$ |
|---------|--------------------|----------------|-----------------|-------------------|-----------------|------------------|--------------|-----------------|-----------------|----------|----------|
| I       | 211,8              | 398,15         | 158,3           | 147,38            | 144,00          | -                | 386,55       | 444,6           | 300,64          | 14,42    | 21,33    |
| II      | 158,3              | 386,15         | 133,9           | 144,00            | 134,50          | 81,97            | 382,25       | 300,64          | 166,18          | 21,33    | 38,59    |
| III     | 133,9              | 381,15         | 103,3           | 52,49             | 47,65           | 25,57            | 375,85       | 166,18          | 119,12          | 38,59    | 53,83    |
| IV      | 103,3              | 373,65         | 67              | 21,47             | 18,05           | 13,06            | 365,3        | 119,12          | 101,09          | 53,83    | 63,44    |
| V       | 67                 | 361,93         | 23,9            | 4,98              | 1,54            | 0                | 340,19       | 101,09          | 99,54           | 63,44    | 64,42    |

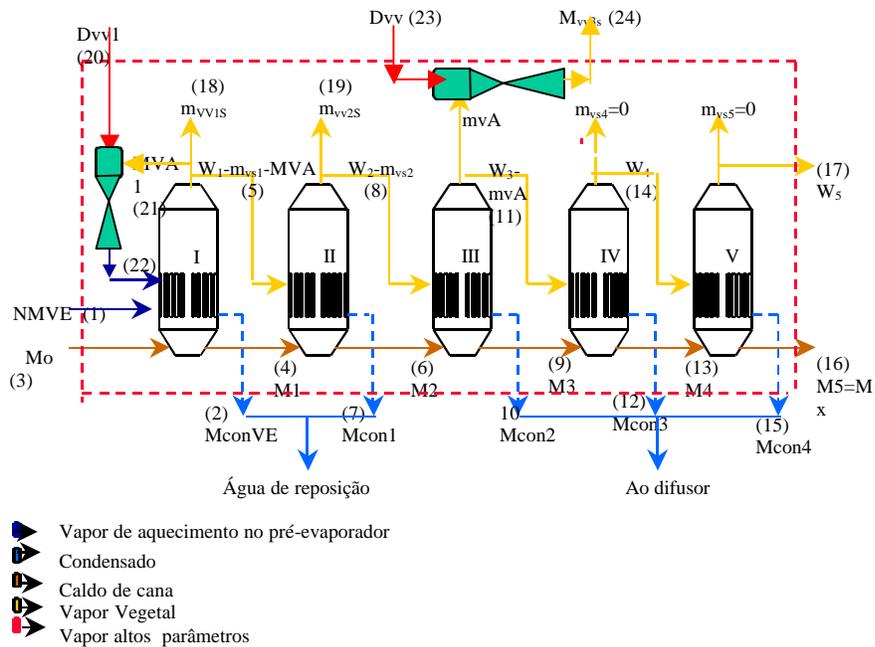


Figura 3.- Caso C. Esquema com termocompressão no primeiro e terceiro efeito

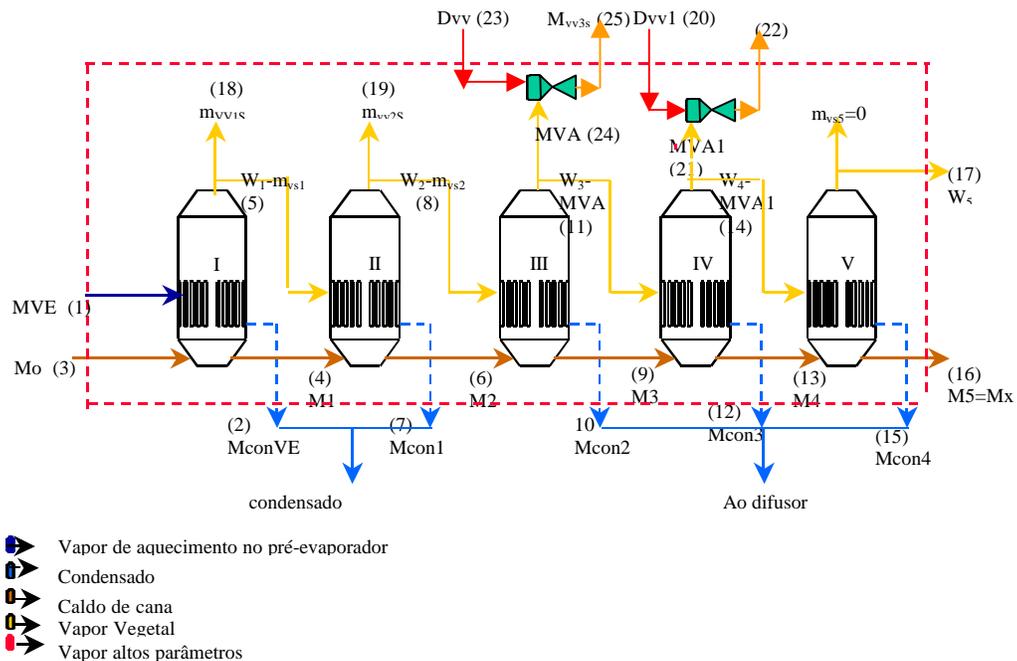


Figura 4.- Caso D. Esquema com recompressão térmica do vapor no terceiro e quarto efeitos.

Na Figura (5) apresenta-se a variação da concentração do caldo obtida mediante os balanços de massa para os quatro esquemas analisados, localiza-se a maior concentração do caldo no segundo efeito de onde é extraído o volume maior de vapor vegetal para o processo de cozimento.

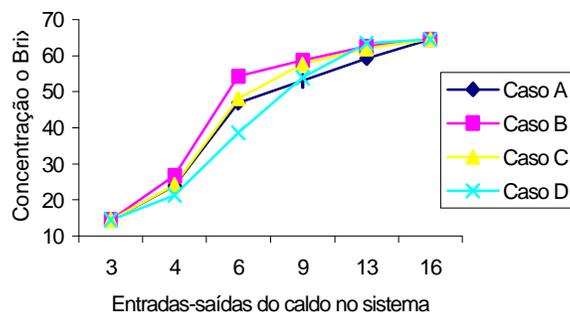


Figura 5.- Variação da concentração do caldo ao longo do múltiplo.

Tabela 5.- Principais índices de eficiência calculados no sistema

| Índice   | Caso A       | Caso B | Caso C | Caso D |
|--|--------------|--------|--------|--------|
| Consumo de vapor de escape kg/s  | 51,75        | 43,62  | 45,86  | 40,94  |
| $I_{veXar}$ .- Toneladas de vapor de escape consumido por toneladas xarope                   | 1,872        | 1,578  | 1,659  | 1,481  |
| $I_{veWt}$ .- Toneladas de vapor de escape consumido por toneladas de água evaporada.        | 0,5398       | 0,455  | 0,4784 | 0,427  |
| $I_{WtVe}$ .-Toneladas de vapor vegetal evaporado por toneladas de vapor de escape consumido | 1,853        | 2,198  | 2,09   | 2,342  |
| Ecvap.- Economia de vapor devido às sangrias. (t/h)  | 14,48        | 16,35  | 16,06  | 16,28  |
| PEX.- Toneladas de xarope produzido por toneladas de caldo clarificado.                      | 0,2238       | 0,2238 | 0,2238 | 0,2238 |
| CEER. Coeficiente de evaporação total kg/h m <sup>2</sup>                                    | 18,16        | 18,16  | 18,16  | 18,16  |
| Poupança global de vapor %   | O Referência | 15,68  | 11,38  | 20,89  |

Na Tabela (5), apresentam-se os principais índices energéticos, reportados na literatura revisada, com os quais são tradicionalmente avaliados os sistemas de evaporação.

O consumo de vapor de escape para todos os esquemas com termocompressão é menor que no sistema atualmente instalado, sendo obtido o menor valor de consumo no caso da instalação de termocompressor nos terceiro e quarto efeitos com uma poupança global de vapor de escape de 20,89 % respeito ao sistema sem termocompressão.

A economia de vapor devido às sangrias, cujo valor, representa a massa de vapor de escape que não se consome devido ao aproveitamento das sangrias, mostra que a maior economia de vapor encontra-se para os esquemas com termocompressão.

A produção específica de xarope do sistema, ou seja, a quantidade de xarope produzido por unidade de massa de caldo clarificado fornecido no primeiro efeito, de 0,2238, é idêntico para os quatro esquemas em estudo e próximo do valor reportado por Camargo, (1990), para uma instalação semelhante devido a que as vazões de xarope e caldo clarificado permanecem constantes.

Na tabela (8) pode ser constatado que há uma diminuição da exergia física específica o que se deve ao decréscimo dos parâmetros de operação, P, e T. O comportamento da exergia química específica é crescente em correspondência com o aumento da concentração do caldo, embora a exergia total tenha um comportamento decrescente, Fig (6) a causa da diminuição das vazões mássicas, nas saídas dos efeitos, produto da evaporação do vapor vegetal.

Tabela 6. Exergias de entrada aos diferentes volumes de controle

| Volume de Controle  | Caso A            | Caso B                  | Caso C                  | Caso D            |
|---------------------|-------------------|-------------------------|-------------------------|-------------------|
| Termocompressor I   |                   | $E_{x20}+E_{x21}$       | $E_{x20}+E_{x21}$       | -                 |
| I                   | $E_{x1}+E_{x3}$   | $E_{x1}+E_{x3}+E_{x22}$ | $E_{x1}+E_{x3}+E_{x22}$ | $E_{x1}+E_{x3}$   |
| II                  | $E_{x4}+E_{x5}$   | $E_{x4}+E_{x5}$         | $E_{x4}+E_{x5}$         | $E_{x4}+E_{x5}$   |
| Termocompressor III | -                 | -                       | $E_{x23}+E_{x24}$       | $E_{x23}+E_{x24}$ |
| III                 | $E_{x6}+E_{x8}$   | $E_{x6}+E_{x8}$         | $E_{x6}+E_{x8}$         | $E_{x6}+E_{x8}$   |
| Termocompressor IV  | -                 | -                       | -                       | $E_{x20}+E_{x21}$ |
| IV                  | $E_{x9}+E_{x11}$  | $E_{x9}+E_{x11}$        | $E_{x9}+E_{x11}$        | $E_{x9}+E_{x11}$  |
| V                   | $E_{x13}+E_{x14}$ | $E_{x13}+E_{x14}$       | $E_{x13}+E_{x14}$       |                   |

Tabela 7.- Exergias de saída dos diferentes volumes de controle

| Subsistema          | Caso A                         | Caso B                                 | Caso C                                 | Caso D                            |
|---------------------|--------------------------------|--|--|-----------------------------------|
| Termocompressor I   |                                | $E_{x22}$                              | $E_{x22}$                              | -                                 |
| I                   | $E_{x2}+E_{x4}+E_{x5}+E_{x18}$ | $E_{x2}+E_{x4}+E_{x5}+E_{x18}+E_{x22}$ | $E_{x2}+E_{x4}+E_{x5}+E_{x18}+E_{x22}$ | $E_{x2}+E_{x4}+E_{x5}$            |
| II                  | $E_{x6}+E_{x7}+E_{x8}+E_{x19}$ | $E_{x6}+E_{x7}+E_{x8}+E_{x19}$         | $E_{x6}+E_{x7}+E_{x8}+E_{x19}$         | $E_{x6}+E_{x7}+E_{x8}+E_{x19}$    |
| Termocompressor III |                                |  | $E_{x25}$                              | $E_{x25}$                         |
| III                 | $E_{x9}+E_{x10}+E_{x11}$       | $E_{x9}+E_{x10}+E_{x11}$               | $E_{x9}+E_{x10}+E_{x11}+E_{x24}$       | $E_{x9}+E_{x10}+E_{x11}+E_{x24}$  |
| Termocompressor IV  |                                |  |  | $E_{x22}$                         |
| IV                  | $E_{x12}+E_{x13}+E_{x14}$      | $E_{x12}+E_{x13}+E_{x14}$              | $E_{x12}+E_{x13}+E_{x14}$              | $E_{x12}+E_{x13}+E_{x14}+E_{x21}$ |
| V                   | $E_{x15}+E_{x16}+E_{x17}$      | $E_{x15}+E_{x16}+E_{x17}$              | $E_{x15}+E_{x16}+E_{x17}$              | $E_{x15}+E_{x16}+E_{x17}$         |

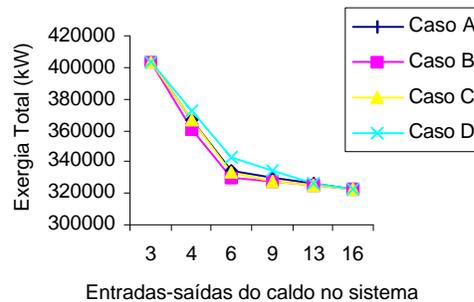


Figura 6.- Variação da exergia do caldo no múltiplo efeito.

Os valores obtidos das eficiências, Tab (10) mostram as maiores eficiências das áreas de evaporação para os sistemas com termocompressor sendo o maior valor obtido para o Caso B. A eficiência energética definida como a relação entre as energias de saída e as de entrada assim como

a eficiência exergetica tipo saídas/entradas resultam maiores no sistema sem termocompressão. Eficiências consideradas são significativas devido ao caráter dissipativo do sistema que não permite uma definição de um “produto” termodinâmico

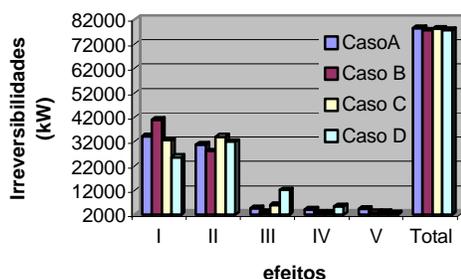


Figura 7.- Irreversibilidades

As irreversibilidades geradas em cada corpo, Fig (7), acompanham as variações de funcionamento do sistema com valores maiores para os corpos com evaporações mais altas e presença do termocompressor no volume de controle em análise.

Tabela 8.- Componentes física e química da exergia do caldo nas entradas e saídas dos efeitos.

| Fluxos | Exergia Física kJ/kg |        |        |        | Exergia Química kJ/kg |        |        |        |
|--------|----------------------|--------|--------|--------|-----------------------|--------|--------|--------|
|        | Caso A               | Caso B | Caso C | Caso D | Caso A                | Caso B | Caso C | Caso D |
| 3      | 247,6                | 247,6  | 245,9  | 245,9  | 3015                  | 3015   | 3015   | 3015   |
| 4      | 286,5                | 282,1  | 287,9  | 290,8  | 4504                  | 4934   | 4354   | 4054   |
| 6      | 241,5                | 231,1  | 240,3  | 252,3  | 7854                  | 8998   | 8004   | 6586   |
| 9      | 212,8                | 204,8  | 203,0  | 212,4  | 8777                  | 9708   | 10153  | 8832   |
| 13     | 172,4                | 167,5  | 167,6  | 168,3  | 9966                  | 10548  | 10807  | 10668  |
| 16     | 100,7                | 98,95  | 100,7  | 100,7  | 11556                 | 11556  | 11556  | 11556  |

Tabela 9 Exergia total do caldo nos pontos de entrada e saída aos efeitos.

| Fluxos | Exergia Total (kW) |        |        |        |
|--------|--------------------|--------|--------|--------|
|        | Caso A             | Caso B | Caso C | Caso D |
| 3      | 402824             | 402980 | 402770 | 402661 |
| 4      | 369439             | 362841 | 372062 | 378018 |
| 6      | 337853             | 332857 | 337118 | 345457 |
| 9      | 332967             | 329695 | 328407 | 332756 |
| 13     | 327919             | 326319 | 322726 | 326064 |
| 16     | 322296             | 322296 | 322296 | 322296 |

Tabela 10.- Valores das eficiências obtidas para os dois sistemas analisados.

| Eficiências           | Caso A | Caso B | Caso C | Caso D |
|-----------------------|--------|--------|--------|--------|
| Área Evap %           | 97,47  | 99,13  | 99,01  | 99,55  |
| Energética %          | 93,64  | 94,16  | 93,9   | 79,71  |
| Irreversibilidades kW | 78449  | 77618  | 78329  | 77824  |
| Exergética %          | 82,02  | 82,43  | 82,06  | 81,87  |

## 4. CONCLUSÕES

A utilização do conceito de exergia na análise comparativa dos sistemas, com termocompressão e sem termocompressão permite focalizar as irreversibilidades nos efeitos com termocompressor devido a que eles utilizam uma energia de maior qualidade. Os resultados obtidos mostram que a inclusão da utilização de vapor vivo nos termocompressores aumenta a geração de irreversibilidades em apenas um 1,5 % enquanto contribui para uma redução de consumo de vapor de 20,89 %.

## 5. Agradecimento

*Os autores agradecem à Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior, Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo (FAPESP), e ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq), entidades financiadoras deste projeto e especialmente ao pessoal da usina “Cruz Alta” pelas informações e ajuda oferecida.*

## 6. REFERÊNCIAS.

Paz D, Cárdenas G. J. Análisis exergético de um sistema de calentamiento- evaporación-cocimiento Int. Sugar Journal, 1997 VOL 99 NO1182S Pág 263- 270.

Higa M. Bannwart C. Estudo do consumo de energia em planta de açúcar usando os métodos Pinch Point e programação linear. Tese Mestrado, UNICAMP, 1999

Hugot E, 1986 Handbook of Cane Sugar Engineering, Sugar Series 7. Elsevier Sciences Publishing. (In Spanish)

Honig, P. 1969, Principios de Tecnologia Azucarera, Editorial Continental, S.A.

Fernandez Maria I, Nebra Silvia A. Comparação do Desempenho do Processo de Evaporação através de uma Análises de Custo Exergético. Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica 2001

Camargo C.A, Hakuo U.A, De Melo Ribeiro A M, Paiva Souza M. E. Ferriera dos Santos, N. 1990. Conservação de Energia na Industria do Açúcar e do Álcool. (Manual de Recomendações), IPT, editora Livraria Triangulo. São Paulo,

## A THERMOCOMPRESSION IN THE ENERGY ECONOMY OF SUGAR CANE FACTORY. A CASE STUDY.

**Fernández P. Maria I.**

Universidade Estadual de Campinas –FEM/DE Caixa Postal 6122. Campinas. São Paulo. CEP: 13083-970. Universidade de Oriente. –FEM/Centro de Estudos de Eficiência Energética

E\_Mail: [mariai@fem.unicamp.br](mailto:mariai@fem.unicamp.br)

**Nebra de P. Silvia A.**

Universidade Estadual de Campinas –FEM/DE Caixa Postal 6122. Campinas. São Paulo. CEP: 13083-970

E\_Mail: [sanebra@fem.unicamp.br](mailto:sanebra@fem.unicamp.br)

**Abstract:** The energetic economy of the evaporation system of Cruz Alta sugar factory was studied, being analyzed four different schemes: The reference system, a quintuple effect evaporator, actually working in the factory, denoted as Case A and three different modifications of these reference system. The Case B, in wich was introduced a thermocompressor at the first stage. The Case C, in wich were introduced two thermocompressors, one at the first stage and other at the third stage and finally the Case D, in wich were introduced thermocompressors at the third and four stages. The energetic evaluation was made by means of the principal energetic index traditionally used for these systems. In this sugar cane factory, a fraction of the vapor for the processes flow trough a pressure reduction valve, considering the exergy lost in these valve the proposal of using the high parameter ( P e T ) vapor at thermocompressors appear as a feasible solution that lead to an important vapor consumption reduction.

**Keywords:** evaporation systems, exergetic analysis, multiple-effect evaporators.