

Simulação em caldeira de recuperação

MFN -0438

N CHAMADA:

TITULO: Simulação em caldeira de recuperação

AUTOR(ES): IACONIS, M.A.C.

EDICAO:

IDIOMA: português

ASSUNTO: 03. recuperação / energia térmica

TIPO: Congresso

EVENTO: Congresso Anual da ABCP, 21

PROMOTOR: ABTCP

CIDADE: São Paulo

DATA: 21-25.11.1988

IMPRESSÃO: Sao Paulo, 1988, ABTCP

PAG/VOLUME: p.181-202,

FONTE: Congresso Anual da ABCP, 21, 1988, São Paulo,
p.181-202

AUTOR ENTIDADE:

DESCRIPTOR: caldeiras de recuperação, balanço de massa, balanço
de energia, simulação de processo, balanço térmico

RESUMO: Este trabalho consta de uma modelagem matemática em caldeira de de recuperação com seus acessórios (evaporador de contato direto, tanque de mistura, aquecedor de licor negro e precipitador eletrostático) obtida por balanços materiais e energéticos, bem como sua implementação em microcomputador com um número reduzido de dados de entrada. Utilizou-se como máquina para o cálculo um PC/AT da linha IBM provido de planilha de cálculo

Marco Antonio Corvino Iaconis
OKTE Engenharia e Consultoria Ltda. - São Paulo - Brasil
II Curso Pan Americano de Especialização em Celulose e Papel
(CTCP/ IPT)

1- RESUMO

Este trabalho consta de uma modelagem matemática em caldeira de recuperação com seus acessórios (evaporador de contato direto, tanque de mistura, aquecedor de licor negro e precipitador eletrostático) obtida por balanços materiais e energéticos, bem como sua implementação em microcomputador com um número reduzido de dados de entrada.

Utilizou-se como máquina para o cálculo um PC/AT da linha IBM provido de planilha de cálculo.

2- INTRODUÇÃO

Devido à grande dinâmica dos conhecimentos em engenharia paralelos à informática, e a necessidade de um conhecimento mais detalhado dos processos químicos para se alcançar uma maior eficiência em um determinado projeto, nós, da OKTE Engenharia e Consultoria Ltda procuramos buscar esta eficiência fazendo uso cada vez maior da informática (ferramenta esta de grande poder) obtendo cálculos mais exatos em menor tempo e com a possibilidade de repetição destes cálculos em diversas situações.

Sendo o conjunto da caldeira de recuperação um dos mais complexos e importantes dentro da indústria de celulose é de vital importância a existência de um sistema de fácil acesso para que, em um curto espaço de tempo, tenhamos o ponto de equilíbrio de operação de todo este conjunto.

De modo que, com o menor número de variáveis possíveis, ou seja, somente com alguns dados, o sistema encontrará todos os outros completando aqueles que valem ser obtidos.

Este trabalho faz parte de outro mais amplo onde, após se ter encontrado os dados de equilíbrio do complexo da caldeira, poderemos dimensioná-la para satisfazer as condições de operação encontradas nesta primeira fase. Este dimensionamento por sua vez, englobará todos os parâmetros internos da caldeira como: número e diâmetro de tubos; largura das paredes. etc.

O uso deste sistema é destinado tanto para avaliar a performance em caldeira de recuperação, quanto para auxiliar em seu projeto. Este auxílio deve-se ao fato de que para os cálculos, faz-se necessário somente o conhecimento prévio dos dados relevantes ao licor provindo dos evaporadores de contato indireto. Portanto, não há necessidade de conhecimento prévio dos dados intrínsecos ao conjunto da caldeira, a menos dos parâmetros de projeto.

3- OBJETIVO

O principal objetivo é a implementação de uma metodologia de cálculo em uma máquina de uso comum para simular uma dada situação, em todo o conjunto da caldeira de recuperação.

Desta forma, encontram-se as condições de operação para um posterior dimensionamento da caldeira propriamente dita.

Para esta simulação torna-se necessário apenas o conhecimento dos dados do licor negro forte, provindo dos evaporadores de contato indireto, visto que estes são os únicos mensuráveis no caso de uma nova instalação de caldeira de recuperação.

A utilização deste sistema computacional como subrotina de um segundo programa de dimensionamento de caldeira é outro objetivo a ser atingido, em um posterior trabalho.

4- BENEFÍCIOS

A OKTE, procurando suprir a necessidade de respostas rápidas e precisas no atendimento de exigências dos clientes quando da tomada de decisão, fará grande uso deste sistema para o confronto de determinadas situações e para a obtenção de dados que auxiliarão não só no projeto da caldeira de recuperação, mas também de toda uma unidade fabril. Este sistema poderá avaliar também, a operação de uma dada caldeira, determinando até mesmo sua eficiência.

Neste sistema, torna-se possível a mudança de uma variável calculada para uma variável de entrada o que proporciona maior realidade nos cálculos.

5- METODOLOGIA

Utilizou-se apenas balanços elementares, mássicos e energéticos, segundo o esquema da fig. 1 e a equação de Borg que determina as porcentagens de enxofre e SO_2 contidos nos gases, em relação ao enxofre no bico queimador do licor negro.

Os balanços foram divididos em diversas fases, como se segue:

5.1- Fase 1

Inicialmente, traçou-se o volume de controle somente da caldeira deixando, como parâmetro de projeto, as temperaturas do fundido, do ar para combustão, e a consistência do licor.

Assumiu-se valores iniciais para iterações das seguintes variáveis: composição de elementar e de inorgânicos no sólido do licor negro; vazão total do licor e temperatura dos gases.

Com isto encontrou-se todas as outras variáveis referentes à caldeira.

5.2- Fase 2

O volume de controle nesta fase engloba todos os acessórios da caldeira como: precipitador eletrostático ;

evaporador de contato direto; tanque de mistura e aquecedor de licor negro.

A variável inicialmente assumida é a vazão do make-up, podendo ou não ser recalculada, considerando-se as perdas de enxofre na chaminé

Nesta fase encontra-se a vazão de vapor na saída final dos gases (chaminé) e do vapor para aquecimento do licor negro, sabendo-se que a temperatura no precipitador eletrostático é parâmetro de projeto e o mesmo é adiabático.

5.3- Fase 3

Posteriormente, fez-se os balanços no evaporador e no precipitador onde o parâmetro de projeto é a porcentagem de pó retido em ambos.

Considerou-se que a temperatura do licor na saída é a de ebulição. Deste modo, obteve-se aos valores referentes à saída de licor e à temperatura na linha intermediária entre a caldeira e o evaporador (fechando iteração para esta variável, que foi estimada na 1ª fase).

5.4- Fase 4

Finalmente, chegou-se aos balanços do tanque de mistura e do aquecedor.

Como o make-up foi considerado parâmetro ou assumido na segunda fase e o vapor de aquecimento também foi encontrado nesta mesma fase, obteve-se os novos valores para a linha do bico queimador de licor negro. Sendo assim, tem-se a iteração destes valores.

Para se encontrar o novo valor da vazão do make up fez-se o balanço global de enxofre.

Não se fez necessário o uso de um método de convergência em especial. Organizou-se, simplesmente, as equações para serem resolvidas simultaneamente, de modo a convergir para o ponto de equilíbrio com convergência nas variáveis de composições e vazão do licor no bico queimador, temperatura na saída da caldeira e, se necessário, a vazão de make-up.

Todas as equações e variáveis utilizadas estão no anexo 1.

6- CONSIDERAÇÕES

- 1- Assumiu-se que o evaporador retém 20% de pó que sai com os gases da caldeira. Maiores detalhes em (Walther 1971) (?). São necessários estudos mais detalhados sobre este equipamento.
- 2- Teores de inorgânicos seguem os métodos TAPPI T625-65-64 e T624-65-64.
- 3- Não foi considerada a fração de NaOH, NaCl e inertes nos balanços. Todo sódio não ligado ao enxofre foi considerado como Na_2CO_3 .
- 4- A vazão de ar inclui ar primário, secundário, terciário e infiltrações, considerados todos a uma mesma temperatura média.

- 5- Todo make-up é dado como Na_2SO_4 .
- 6- Assume-se que todo o enxofre passa para SO_3 para produzir Na_2SO_4 na bomba calorimétrica.
- 7- Para encontrar o vapor produzido utilizou-se água saturada a 450°C , transformada em vapor superaquecido a 350°C e 48 Kg/cm^2 .
- 8- Não foram consideradas as reações de CO_2 com Na_2S no evaporador. Para maiores detalhes ver (Safkanen e outros) (7) e (Murray) (8).
- 9- O precipitador é adiabático.
- 10- Hipóteses simplificadoras:
 - Não há injeção de óleo
 - Queima total
 - Sem orgânicos nos fundidos
 - Não foram consideradas as perdas por convecção, condução e radiação.
 - Não há saída de orgânicos na chaminé
 - Todo nitrogênio de entrada sai na forma de N_2 .
 - Todo sódio no licor está ligado somente aos inorgânicos.

7- RESULTADOS OBTIDOS

Ver anexo 2

8- ANÁLISE DOS DADOS

Os resultados obtidos foram realistas pois, comparado com os dados de literatura (1) apresentaram pequenos desvios, 0,24% de desvio médio. Ver anexo 3.

Para comparação, usou-se os dados de entrada da mesma literatura, passando até mesmo a vazão do make-up para uma variável de entrada, deixando de ser calculada. Ver anexo 3.

Os gráficos apresentaram bons resultados qualitativos mas a parte quantitativa não pôde ser avaliada pois as condições de operação nas obtenções dos gráficos (2) não eram conhecidas. Vale ressaltar que o gráfico de emissão de SO_2 em função do teor de sólido no bico injetor, não tem o exato comportamento encontrado em literatura (3), pois este apresenta um comportamento exponencial negativo ($y=e^{-x}$) e o calculado provém do modelo de Borg (4) que resulta na formação de duas retas concorrentes, o que se aproxima consideravelmente ao da literatura (3).

9- CONCLUSÕES

Este trabalho foi dado como satisfatório pois foram atingidos todos os objetivos pre-determinados (montagem do modelo matemático), implementação em micro computador e a possibilidade de uso como uma subrotina) com resultados confiáveis.

O tempo de convergência é extremamente curto. Em apenas alguns segundos é encontrado o ponto de equilíbrio com a mudança de qualquer dado de entrada, pois o programa não fecha cada iteração separadamente. Ele refaz as iterações simultaneamente.

Pelo fato deste sistema ter sido montado em planilha de cálculo é facilmente acessado para sofrer modificações ou acrescentar mais cálculos, podendo-se modificar até mesmo os tipos dos acessórios da caldeira.

10- RECOMENDAÇÕES

Aconselha-se que para se fazer uso deste programa como parte de um simulador global, ou seja, de toda uma indústria, deve-se mudar a linguagem de programação utilizando-se, por exemplo, o Fortran IV.

Uma segunda recomendação é que o usuário deste simulador tenha um pequeno conhecimento de planilha de cálculo eletrônica (LOTUS - 123).

11- REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- (¹) INSTITUTO DE PESQUISAS TECNOLÓGICAS DO ESTADO DE SÃO PAULO - IPT. Manual de recomendações para conservação de energia na indústria de celulose e papel. São Paulo, 1985. (Pub.IPT nº 1628).
- (²) SCHREIBER, G. Cálculo da eficiência térmica de caldeira de recuperação. In: CURSO ABCP. Três Barras, 1987.
- (³) ASSUMPÇÃO, R.M.V. Processos químicos de produção de pastas celulósicas. In: II Curso Pan-Americano de Especialização em Celulose e Papel. São Paulo, 1987.
- (⁴) BORG, A. & WARNQVIST, B. Matematisk Modell för svavelutsläpp från sodahusaggregat. Svensk Papperstidning, 77 (1):4, 1974.
- (⁵) WALTHER, J.E. The role of the direct contact evaporator in controlling Kraft recovery furnaces emissions. TAPPI, 72 (10):65 - 67, 1971.
- (⁶) ASSUMPÇÃO, R.M.V. et alii. Propriedades de engenharia do licor negro de sulfato de eucalyptus spp. In CONGRESSO LATINO AMERICANO DE CELULOSE E PAPEL, 3. São Paulo, nov.21-26, 1983. S.l.p., s.c.p., s.d.p. 643-784 p.
- (⁷) SARKANEN, et alii. Kraft odor. TAPPI, 53 (5):766-783 May, 1970.
- (⁸) MURRAY, F.E. & RAYNER, N.B. Emissions of hydrogen sulfide from kraft black liquor during direct contact evaporation. TAPPI, 48 (10):588-593, oct., 1965.

12- NOMENCLATURA

M	- Vazão Mássica (t/h)
X	- Teor (%)
N	- Vazão Molar (Mmol/h)
(S)	- Porcentagem de enxofre do licor negro que sai da caldeira na forma de compostos de enxofre' (⁴) (% molar)
(SO ₂)	- Porcentagem de enxofre do licor negro que sai nos gases da caldeira na forma de (SO ₂) (⁴) (% molar)
F	- Fator de carga da caldeira (t licor negro / t nominal de licor negro)
Fr	- Fator de redução
Um	- Umidade relativa (%)
AUX	- Vazão de oxigênio teórico (Mmol/h)
EXE	- Excesso de ar (%)
V	- Vazão volumétrica
T	- Temperatura (oC)
PCS	- Poder calorífico superior (MJ/t)
H	- Entalpia (MJ/t)
Cp	- Calor específico (MJ/toC)
Fev	- Porcentagem depó retido no evaporador (%)
Epe	- Eficiencia do precipitador (%)
MM _i	- Massa molecular / atômica do elemento i

SOBREÍNDICE

número	- Número da linha
r	- Reação

SUBÍNDICE

in	- Licor negro
ss	- Sólido seco
△	- Na ₂ CO ₃ , Na ₂ SO ₄ , Na ₂ S e Na ₂ S ₂ O ₃
□	- C, S, N ₂ , H ₂

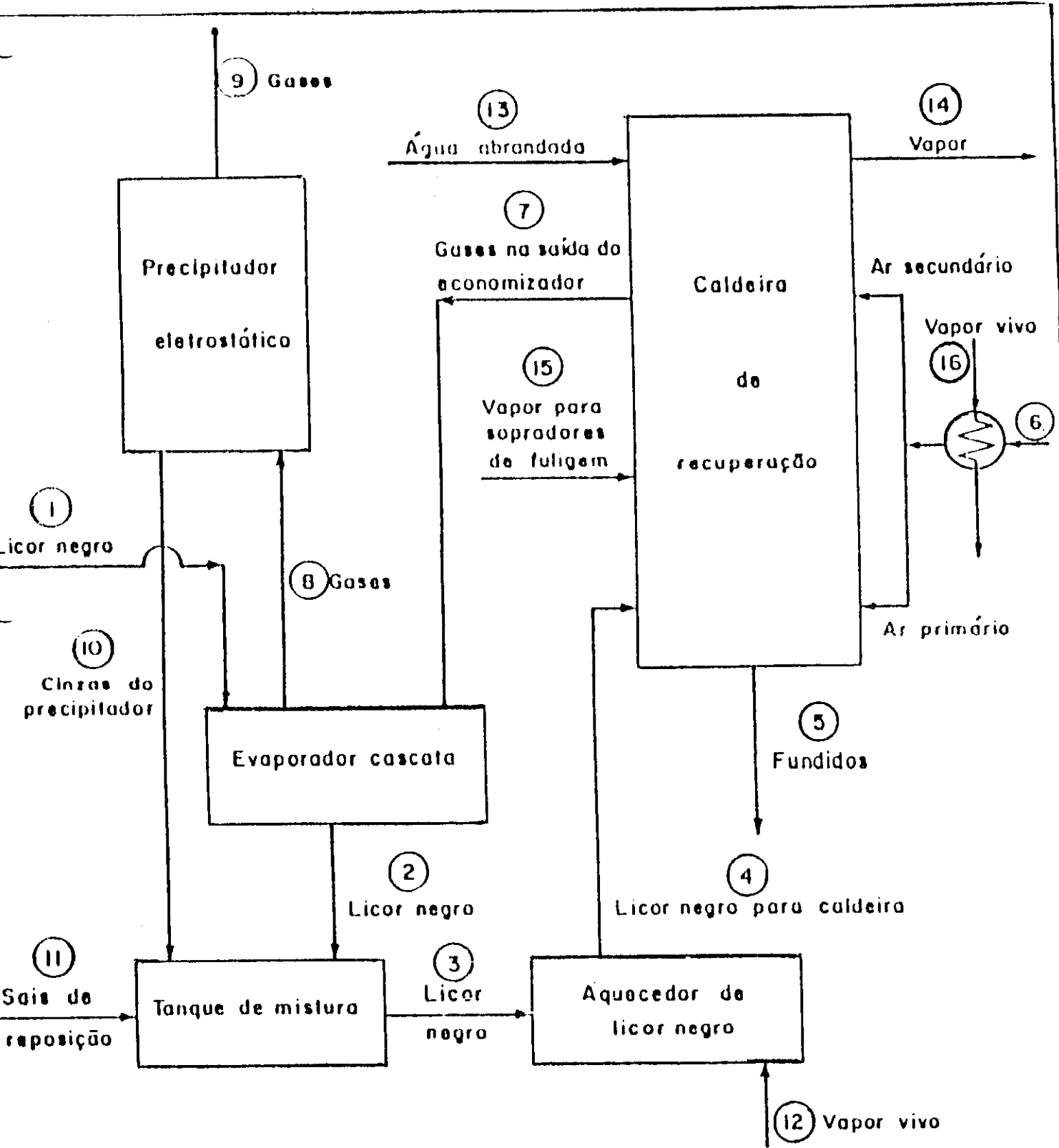
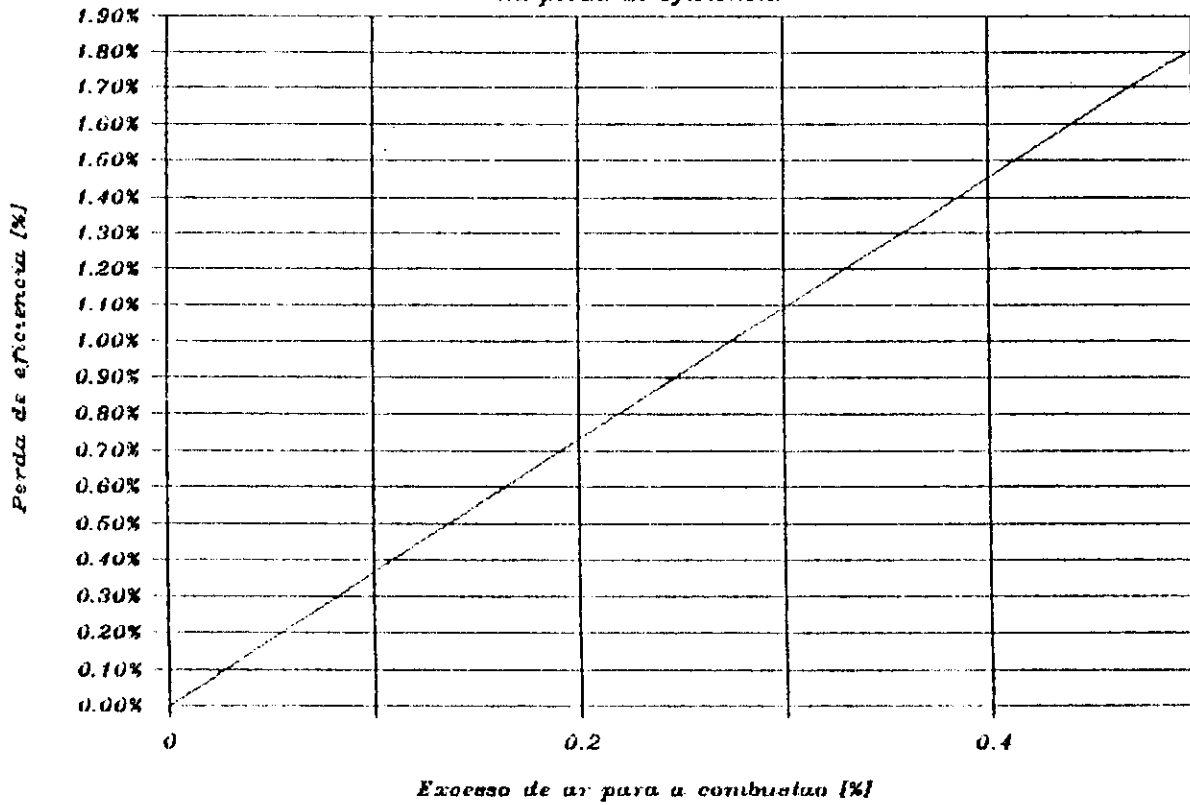


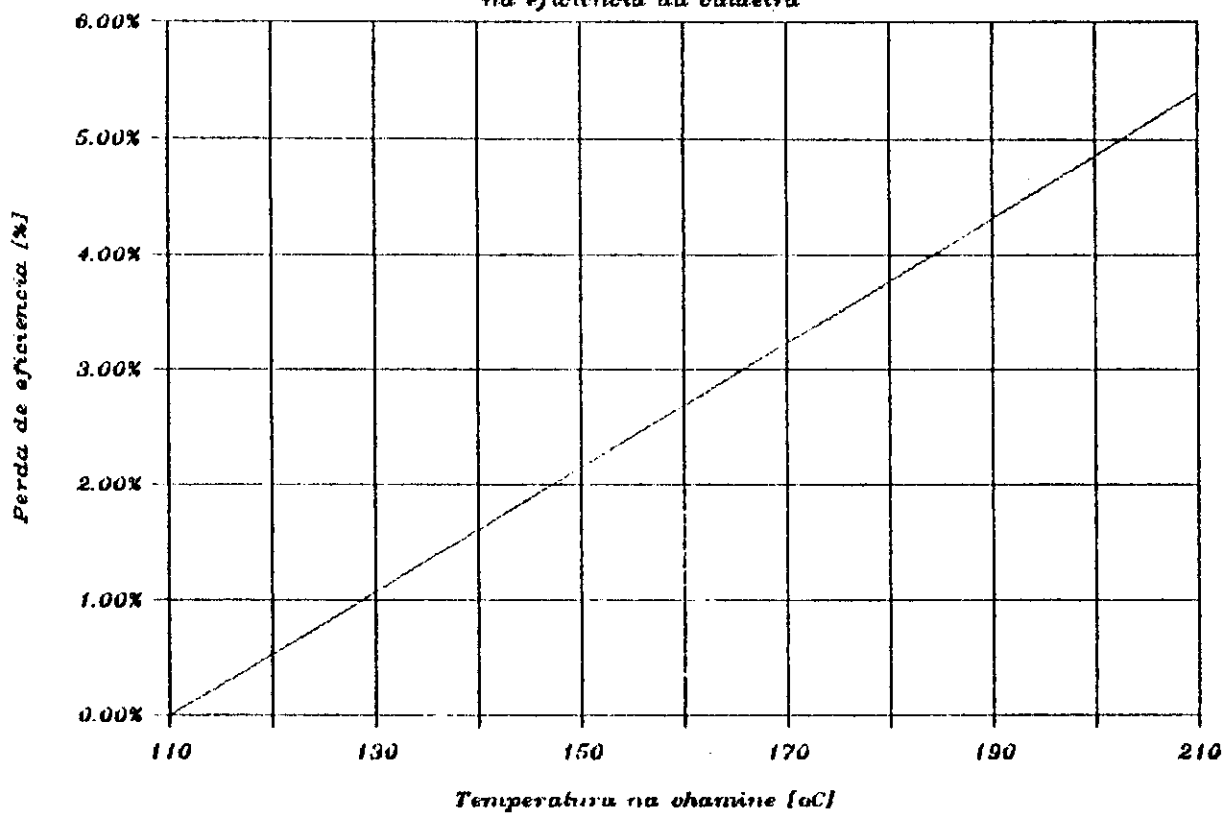
FIGURA 1.

Fluxograma simplificado do módulo de caldeira de recuperação

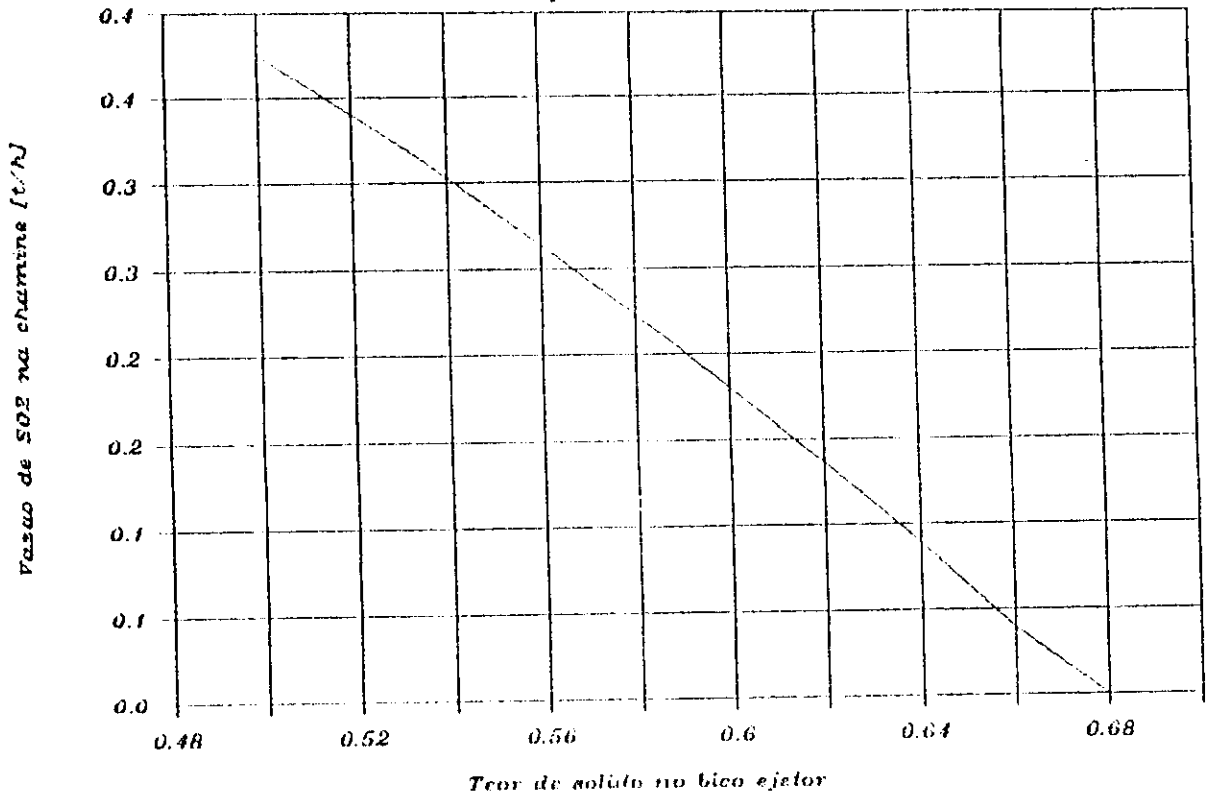
*Figura 2 – Efeito do excesso de ar
na perda de eficiência*



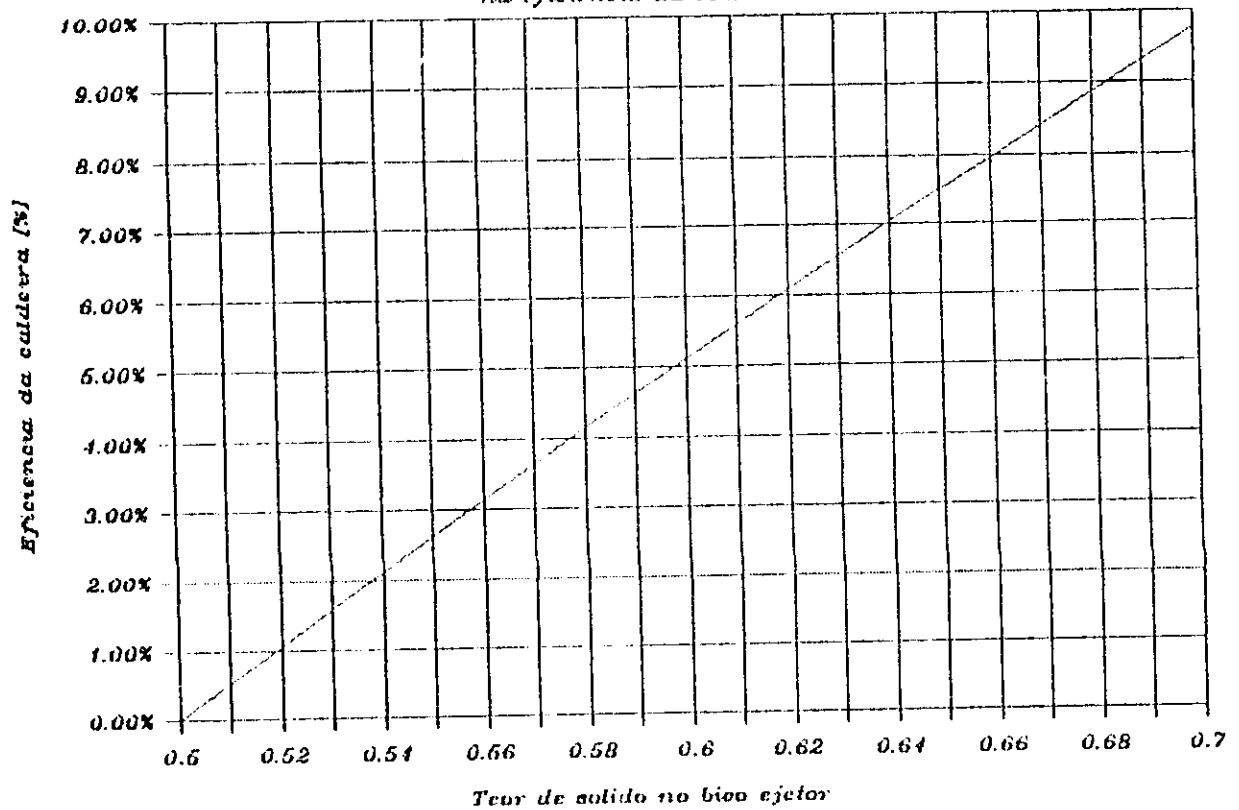
*Figura 3 – Efeito da temp. da chamine
na eficiência da caldeira*



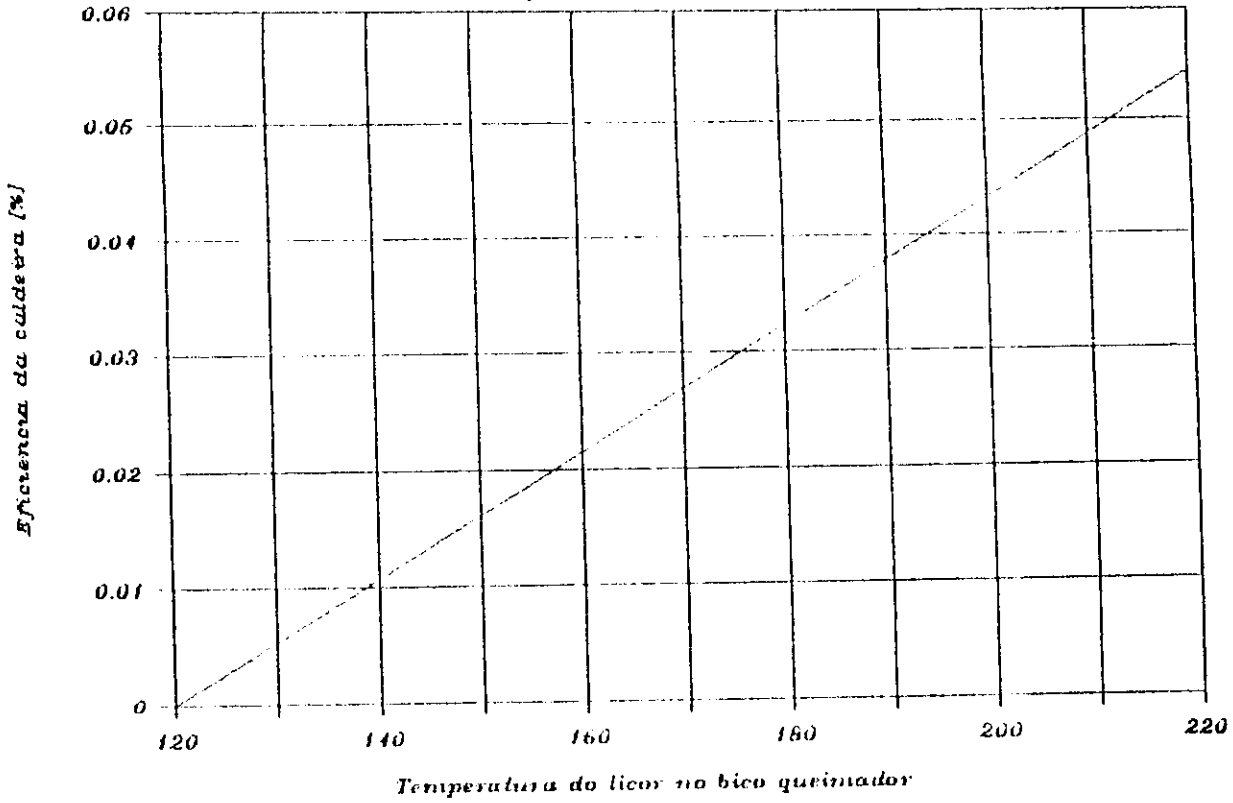
*Figura 4 - Efeito do teor de solido
na producao de SO2*



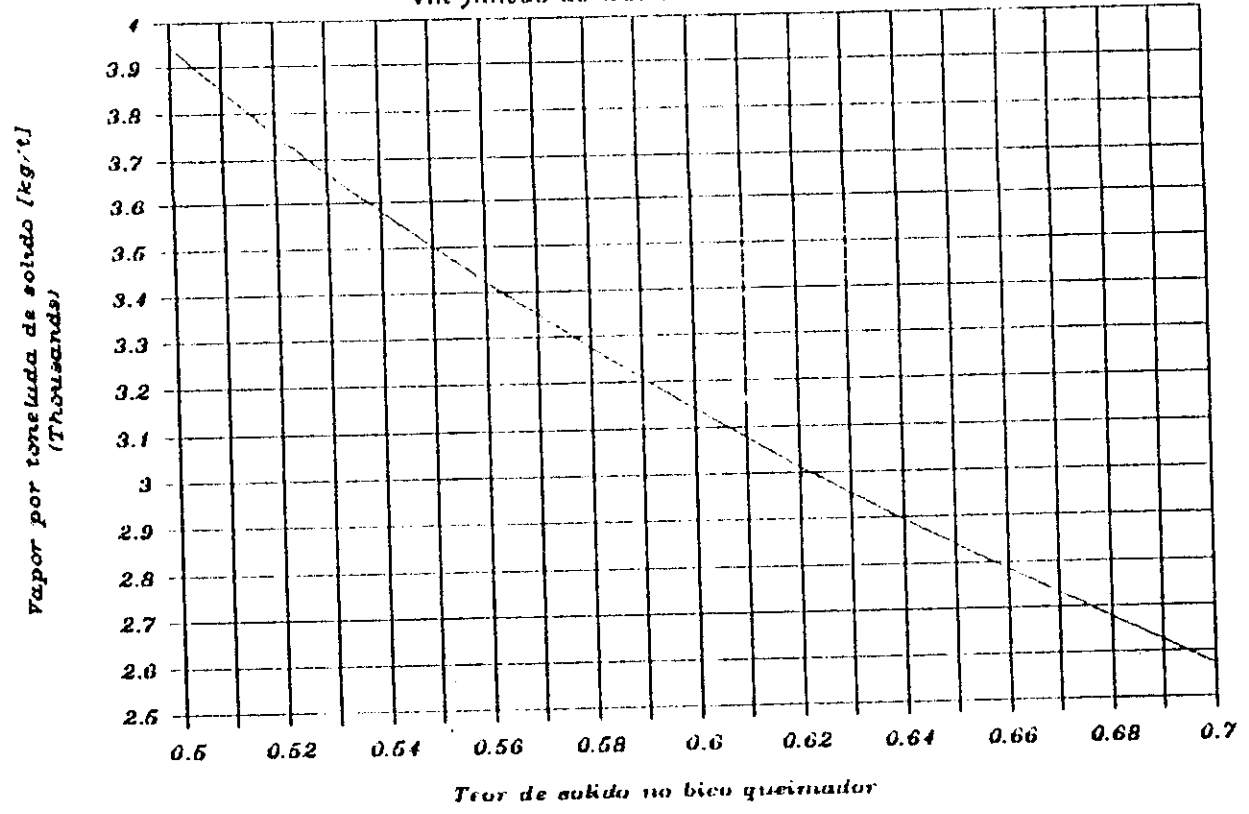
*Figura 5 - Efeito do teor de solido
na eficiencia da caldeira*



*Figura 6 - Efeito da temp. do bico
na eficiencia da caldeira*



*Figura 7 - Producao de vapor especifico
em funcao do teor de solido no bico*



ANEXO 1 - Variáveis e Equações

1ª FASE: balanço somente na caldeira.

Parâmetros de projeto:

$$X_{so}^1 \cdot T_{in}^1 \cdot F \cdot Fr \cdot PCS \cdot EXE \cdot M_{H_2O}^{15}$$

Valores inicialmente assumidos:

$$M_{in}^1 \cdot X^1 \cdot X^1 \cdot T$$

Equações:

$$M_{so}^1 = M_{in}^1 \cdot X_{so}^1$$

$$M_{H_2O}^1 = M_{in}^1 - M_{so}^1$$

$$M_{\Delta}^1 = M_{so}^1 \cdot X_{\Delta}^1$$

$$N_{Na_2}^1 = M_{so}^1 \cdot \frac{X^1}{MM_{Na_2}}$$

considerando que todo o Na está somente ligado aos compostos inorgânicos

$$N_{Na_2}^1 = M_{so}^1 \sum_{\Delta} \frac{X_{\Delta}^1}{MM_{\Delta}}$$

$$X_{Na_2}^1 = \frac{N_{Na_2}^1 \cdot 16}{M_{so}^1}$$

Balanço de enxofre.

$$(S)^7 = \left(41.7 \cdot \frac{N_{S}^1}{N_{Na_2}^1} + 15.4 \right) \cdot \frac{F}{100}$$

$$(SO_2)^7 = \left(44.4 \cdot \frac{N_{S}^1}{N_{Na_2}^1} - 96.0 \cdot X_{so}^1 + 66.6 \right) \cdot \frac{F}{100}$$

$$\text{Se } (SO_2)^7 < 0 \quad \left\{ \begin{array}{l} M_{Na_2CO_3}^7 = -(SO_2)^7 \cdot N_S^7 \cdot 106 \\ (SO_2)^7 = 0 \end{array} \right.$$

$$\text{Se } (SO_2)^7 >= 0 \quad M_{Na_2CO_3}^7 = 0$$

$$M_{SO_2}^7 = N_S^4 \cdot (SO_2)^7 \cdot 64$$

$$M_{Na_2SO_4}^7 = N_S^4 \cdot ((S)^7 - (SO_2)^7) \cdot 142$$

$$(S)^5 = 1 - (S)^7$$

$$M_{Na_2S}^5 = N_S^4 \cdot (S)^5 \cdot 78 \cdot Fr$$

$$M_{Na_2SO_4}^5 = N_S^4 \cdot (S)^5 \cdot 148 \cdot (1 - Fr)$$

Balanço de Sódio

$$M_{Na_2CO_3}^5 = \left(N_{Na_2}^4 - \frac{M_{Na_2SO_4}^7}{142} - \frac{M_{Na_2CO_3}^7}{106} - \frac{M_{Na_2S}^5}{78} - \frac{M_{Na_2SO_4}^5}{142} \right) \cdot 106$$

Balanço de Carbono

$$N_C^1 = \frac{X_C^4 \cdot M_{CO_2}^1}{12}$$

$$M_{CO_2}^7 = \left(N_C^1 - \frac{M_{Na_2CO_3}^5}{106} - \frac{M_{Na_2CO_3}^7}{106} \right) \cdot 44$$

Balanço de Oxigênio

$$X_{O_2}^4 = 1 - \left(\sum O^4 + X_{Na_2}^4 \right)$$

$$N_{O_2}^4 = \frac{M_{CO_2}^1 \cdot X_{O_2}^4}{32}$$

uma vez que o oxigênio contido no vapor do sopradores e do ar para combustão sai na mesma forma que entrou, temos a seguinte quantidade de ar teórico:

$$AUX = \frac{1}{2} \cdot \left(\frac{2}{44} \cdot M_{CO_2}^7 + \frac{4}{142} \cdot M_{Na_2SO_4}^7 + \frac{2}{64} \cdot M_{SO_2}^7 + \frac{3}{106} \cdot M_{Na_2CO_3}^7 + \frac{3}{106} \cdot M_{Na_2CO_3}^5 + \frac{4}{142} \cdot M_{Na_2SO_4}^5 + M_{H_2O}^r - 2 \cdot N_{Na_2}^1 \right)$$

$$N_{O_2}^6 = (EXE + 1) \cdot AUX$$

$$N_{N_2}^6 = \frac{0.79}{0.21} \cdot N_{O_2}^6$$

$$M_{H_2O}^6 = \frac{(N_{O_2}^6 + N_{N_2}^6)}{(1 - U_m)} \cdot U_m \cdot 18$$

Balanco de Hidrogênio

$$M_{H_2O}^r = X_{H_2}^1 \cdot 18$$

$$M_{H_2O}^7 = (M^r + M^1 + M^{15} + M^6)_{H_2O}$$

$$N_{N_2}^7 = N_{N_2}^6 + N_{N_2}^1$$

$$N_{O_2}^7 = AUX \cdot EXE + \frac{M_{SO_2}^7}{64} + \frac{M_{CO_2}^7}{44} + \frac{3}{2} \cdot \frac{M_{Na_2CO_3}^7}{106} + 2 \cdot \frac{M_{Na_2CO_3}^7}{142}$$

Balanco de Energia na Caldeira

- calor liberado pela combustão

$$PC = M_{so}^1 \cdot PCS$$

- entalpia de redução

$$H_{Na_2S}^r = (M_{Na_2S}^7 - M_{Na_2S}^1) \cdot \Delta H_{Na_2S}^r$$

$$H_{SO_2}^r = M_{SO_2}^7 \cdot \Delta H_{SO_2}^r$$

- entalpia das entradas

licor

$$H_{1n}^1 = M_{1n}^1 \cdot cp_{1n}^1 \cdot T_{1n}^1$$

ar

$$H_{ar}^6 = M_{H_2O}^6 \cdot \left(2501 - cp_{H_2O}^6 \cdot T^6 \right) + \left(M_{O_2}^6 \cdot cp_{O_2}^6 + M_{N_2}^6 \cdot cp_{N_2}^6 \right) \cdot T^6$$

vapor de sopragem

$$H^{15} = M^{15} \cdot \lambda^{15}$$

- entalpia associada a saída de fundidos

$$H^5 = M_t^5 \cdot \left(cp^5 \cdot T^5 + \Delta H_f \right)$$

como T^7 foi assumido

$$H^7 = M^7 \cdot 2501 + \left(M_{N_2}^7 \cdot cp_{N_2}^7 + M_{O_2}^7 \cdot cp_{O_2}^7 + M_{CO_2}^7 \cdot cp_{CO_2}^7 + M_{SO_2}^7 \cdot cp_{SO_2}^7 + M_{Na_2SO_4}^7 \cdot cp_{Na_2SO_4}^7 + M_{Na_2CO_3}^7 \cdot cp_{Na_2CO_3}^7 + M_{H_2O}^7 \cdot cp_{H_2O}^7 \right)$$

Portanto o calor gerado pela caldeira é:

$$Q = PC + H_{1n}^1 + H^{15} - H_{Na_2S}^r - H_{SO_2}^r - H^5 - H^7$$

2ª FASE - balanço englobando evaporador,
precipitador, tanque de mistura e aquecedor.

Parâmetros de projeto:

T^9 . Fev . Epe

Valores inicialmente assumidos

M_t^{11}

Dados de entrada:

$$X_{ee}^1 \cdot M_{in}^1 \cdot T_{in}^1 \cdot X_{\Delta}^1 \cdot X_o^1$$

Equações:

$$M_{in}^1 = M_{ee}^1 + X_{ee}^1$$

$$M_{H_2O}^1 = M_{in}^1 - M_{ee}^1$$

$$M_{\Delta}^1 = M_{ee}^1 \cdot X_{\Delta}$$

$$N_o^1 = M_{ee}^1 \cdot \frac{X_o}{MM_o}$$

Balanco da água e energia

$$M^9 = (M^1 + M^7 + M^{12} - M^4) \cdot H_2O$$

$$H^{12} = H^4 + H^9 - H^1 - H^{11} - H^7$$

Balanco de massa

$$M_{CO_2}^9 = M_{CO_2}^7$$

$$M_{SO_2}^9 = M_{SO_2}^7$$

$$M_{O_2}^9 = M_{O_2}^7$$

$$M_{N_2}^9 = M_{N_2}^7$$

$$M_{Na_2CO_3}^9 = (1-E_{pe}) \cdot (1-F_{ev}) \cdot M_{Na_2CO_3}^9$$

$$M_{Na_2SO_4}^9 = (1-E_{pe}) \cdot (1-F_{ev}) \cdot M_{Na_2SO_4}^9$$

deve-se resolver as equações a cima simultaneamente com as seguintes

$$H^{12} = \frac{M^{12}}{\lambda^{12}}$$

$$H^9 = M_{H_2O}^9 \cdot 2501 + \left(M_{CO_2}^9 \cdot cp_{CO_2}^9 + M_{SO_2}^9 \cdot cp_{SO_2}^9 + M_{O_2}^9 \cdot cp_{O_2}^9 + M_{N_2}^9 \cdot cp_{N_2}^9 + M_{Na_2CO_3}^9 \cdot cp_{Na_2CO_3}^9 + M_{Na_2SO_4}^9 \cdot cp_{Na_2SO_4}^9 + M_{H_2O}^9 \cdot cp_{H_2O}^9 \right)$$

portanto teremos:

$$M_{H_2O}^9 \cdot M^{12} \cdot H^9 \cdot H^{12}$$

3ª FASE - balanço no evaporador e precipitador

como o evaporador foi considerado adiabático

$$T^8 = T^9 = T^{10}$$

$$M_{H_2O}^8 = M_{H_2O}^9$$

$$M_{H_2O}^2 = (M^1 + M^7 - M^8)_{H_2O}$$

$$M_{sa}^2 = M_{sa}^1 + (M_{Na_2CO_3}^7 + M_{Na_2SO_4}^7) \cdot F_{ev}$$

$$M_{Na_2CO_3}^8 = (1 - F_{ev}) \cdot M_{Na_2CO_3}^7$$

$$M_{Na_2SO_4}^8 = (1 - F_{ev}) \cdot M_{Na_2SO_4}^7$$

$$M_{Na_2CO_3}^{10} = E_{pe} \cdot M_{Na_2CO_3}^8$$

$$M_{Na_2SO_4}^{10} = E_{pe} \cdot M_{Na_2SO_4}^8$$

4ª FASE - balanço no tanque de mistura e aquecedor

$$M_{sa}^3 = M_{sa}^2 + M_t^{11} + M_{Na_2SO_4}^{10} + M_{Na_2CO_3}^{10}$$

$$M_{H_2O}^3 = M_{H_2O}^2$$

$$M_{ln}^4 = M_{ln}^3 + M^3$$

EQUAÇÕES DE ITERAÇÕES:

- para a variável T^7

$$H^7 = H^8 + H^2 - H^1$$

$$T^7 = \frac{H^7 + M_{H_2O}^7}{\left(M_{CO_2}^7 \cdot cp_{CO_2}^7 + M_{SO_2}^7 \cdot cp_{SO_2}^7 + M_{O_2}^7 \cdot cp_{O_2}^7 + M_{N_2}^7 \cdot cp_{N_2}^7 + M_{Na_2CO_3}^7 \cdot cp_{Na_2CO_3}^7 + M_{Na_2SO_4}^7 \cdot cp_{Na_2SO_4}^7 + M_{H_2O}^7 \cdot cp_{H_2O}^7 \right)}$$

para a variável N^{11}

$$N_9^9 = \frac{M_{SO_2}^9}{64} + \frac{M_{Na_2SO_3}^9}{142}$$

$$N_8^{11} = N_9^9$$

$$M^{11} = N_8^{11} \cdot 142$$

para as variáveis da linha 4

Utilizando-se os valores encontrados para as linhas 7,8,10 e 11, encontra-se as vazões elementares e mássicas para a linha 3 e, desta maneira, chega-se aos novos valores para a linha 4, fechando-se a iteração.

ANEXO 2 - DADOS OBTIDOS (OUTPUT)

SIMULACAO DA CALDEIRA DE RECUPERACAO

Pressao ambiente	atm	1
Umidade relativa		60.0%
Pressao vapor	atm	0.03229
Umidade em base umida		1.94%
Oxigenio teorico	Mmol/h	0.581859
Excesso de ar		29.8%
Agua formada na combustao	t/h	6.226
Fator de carga		1.1
Porcentagem enxofre		34.70%
Porcentagem de sulfato		4.84%
Fator de reducao		95.0%
Po retido no evaporador		20.0%
Agua evaporada	t/h	8.72
Efficiencia do precipitador		98.0%
Poder calorifico superior	MJ/t	7800
Entalpia de fusao	MJ/t	276.5
Entalpia de red. do Na2SO4	MJ/t	12110
Entalpia de reducao do SO3	MJ/t	1534

Balanco termico na caldeira para determinacao do calor gerado.

Energias saindo da caldeira:	MJ/h	Mcal/h
Reducao do Na2SO4 --> Na2S	2307	551
Reducao do SO3 --> SO2	209	50
Saida dos gases	124658	29774
Fundido	11705	2796
Perda por radiacao (ver tab.)	3232	772
Outras perdas	8079	1930
Total	150190	35872
Energias entrando na caldeira:	MJ/h	Mcal/h
Gerada pela combustao	280780	67063
Sopragem	11221	2680
Ar quente	16095	3844
Licor na linha 4	15081	3602
Total	323176	77189
Calor gerado	172986	41317

Balanco termico para determinacao da eficiencia.

Energias entrando:	MJ/h	Mcal/h	
Devido a combustao	280780	67063	
Contida no licor negro (1)	13048	3116	
Pelo soprador e aquecedor	13447	3212	
Calor sensivel do ar umido	16095	3844	
Energia no make-up	15	4	
TOTAL	323385	77239	
			perda/
Energias saindo:	MJ/h	Mcal/h	total entrada
Energia total na chamine	124866	29824	38.61%
Nos fundidos	11705	2796	3.62%
Reducao do Na2SO4 --> Na2S	2307	551	0.71%
Reducao do SO3 --> SO2	209	50	0.06%
Perda por radiacao (ver tab.)	3232	772	1.00%
Outras perdas	8079	1930	2.50%
TOTAL	150399	35922	46.51%
Calor gerado	172986	41317	
Confere com o calculado anteriormente			
Eficiencia	53.49%		

Vapor superaquecido formado (350 oC e 48 kgf)
a partir de agua a 45oC

60.03 t/h
3011 kg de vapor /ton de solido

Discriminacao e unidade		1	2	3	4	5	6	7	8
Vazao massica total	t/h	41.53	33.18	35.19	36.00	9.84	105.00	135.16	143.50
Vazao massica de solido	t/h	19.93	20.31	22.32	22.32			1.86	1.49
Vazao massica de agua	t/h	21.60	12.87	12.87	13.68		1.28	25.19	33.90
Teor de solido	%	48.00%	61.20%	63.42%	62.00%				
Densidade	t/m ³	1.31	1.39	1.41	1.39				
Vazao volumetrica	m ³ /h	31.58	23.79	24.91	25.85		8.22E+04	1.11E+05	5.76E+04
Temperatura	oC	90.00	109.46	107.06	120.00	800.00	120.00	378.87	230.00
t do composto/t de solido									
Na2CO3		0.5773	0.3704		0.3370	76.32%			
Na2S		0.0971	0.0953		0.0867	21.61%			
Na2SO4		0.0009	0.0192		0.1076	2.07%			
Na2S2O3		0.0000	0.0000		0.0000				
t do composto/t de gas									
SO2								0.102%	0.096%
CO2								16.9%	15.9%
t do composto/t de sol. ou mistura									
C		0.3516	0.3451		0.3140				
S		0.0436	0.0459		0.0630				
H2		0.0347	0.0341		0.0310				
N2		0.0145	0.0142		0.0130				
Na2		0.2213	0.2232		0.2323				
O2		0.3345	0.3354		0.3467				
Vazao de cada composto									
Na2CO3	t/h	7.521	7.521	7.521	7.521	7.512		0.000	0.000
Na2S	t/h	1.936	1.936	1.936	1.936	2.127			
Na2SO4	t/h	0.018	0.391	2.402	2.402	0.204		1.864	1.491
Na2S2O3	t/h	0.000	0.000	0.000	0.000				
SO2	t/h							0.136	0.136
CO2	t/h							22.581	22.581
Vazao de todos elementos, a menos os da agua									
C	Mol/h	0.584	0.584	0.584	0.584	0.071		0.513	0.513
S	Mol/h	0.027	0.030	0.044	0.044	0.029		0.015	0.013
H2	Mol/h	0.346	0.346	0.346	0.346				
Na2	Mol/h	0.095	0.099	0.113	0.113	0.100		0.013	0.011
O2	Mol/h	0.208	0.214	0.242	0.242	0.109	0.755	0.715	0.710
N2	Mol/h	0.010	0.010	0.010	0.010		2.841	2.852	2.852
12854.33									
Entalpia	MJ	13047.5	12455.7	12754.3	15080.6	11705.4	16095.4	124657.6	125249.4
Vazao de N2 como gas	t/h						79.55339	79.04244	79.84244
Vazao de O2 como gas	t/h						24.16811	5.548613	5.548613

Discriminacao e unidade		9	10	11	12	13	14	15	16
Vazao massica total	t/h	142.04	1.46	0.5500	0.8044			4.00	
Vazao massica de solido	t/h	0.03	1.46	0.5500					4.00
Vazao massica de agua	t/h	33.90			0.8044				
Teor de solido	%								
Densidade	t/m3								
Vazao volumetrica	m3/h	15.74E+04							
Temperatura	oC	230.00	170.00	25.00					
t do composto/t de solido									
	Na2CO3								
	Na2S								
	Na2SO4								
	Na2S2O3								
t do composto/t de gas									
	SO2	0.0962							
	CO2	15.92							
t do composto/t de sol. ou mistura									
	C								
	S								
	H2								
	N2								
	Na2								
	O2								
Vazao de cada composto									
	Na2CO3	t/h	0.000	0.000					
	Na2S	t/h							
	Na2SO4	t/h	0.030	1.461	0.550				
	Na2S2O3	t/h							
	SO2	t/h	0.136						
	CO2	t/h	22.581						
Vazao de todos elementos, a menos os da agua									
	C	mmol/h	0.513	0.000	0.000				
	S	mmol/h	0.002	0.010	0.002				
	H2	mmol/h							
	Na2	mmol/h	0.000	0.010	0.004				
	O2	mmol/h	0.689	0.021	0.008				
	N2	mmol/h	2.852						
						2326.260			
Entalpia		MJ	124865.9	283.4	15.1	2226.2		11220.6	
Vazao de N2 como gas	t/h		179.84244						
Vazao de O2 como gas	t/h		15.548613						

ANEXO 3 - COMPARAÇÃO COM A LITERATURA

			Literatura	Calculado	Variacao
Linha 1	Vazao total	t/h	41.53	41.53	
	Consistencia		0.48	0.48	
Linha 2	Consistencia		0.6	0.611997	2.00%
	Vazao total	t/h	33.85	33.18175	-1.97%
Linha 3	Temperatura	oC	105	107.0649	1.97%
	Vazao total	t/h	35.88	35.19298	-1.91%
	Consistencia		0.6227	0.634171	1.84%
Linha 4	Temperatura	oC	120	120	
	Consistencia		0.62	0.62	
	Teor de Na2SO4		0.1076	0.107621	0.02%
	Teor de Na2S		0.08673	0.086745	0.02%
	Teor de Na2S2O3		0	0	
	Teor de Na2CO3		0.337	0.336997	-0.00%
	Teor de C		0.314	0.314042	0.01%
	Teor de H		0.031	0.030993	-0.02%
	Teor de N		0.013	0.012951	-0.38%
	Teor de S		0.063	0.063014	0.02%
	Vazao total	t/h	36.5	35.99741	-1.38%
	Vazao de solido	t/h	22.63	22.31839	-1.38%
	Vazao de Na2SO4	t/h	2.435	2.401936	-1.36%
	Vazao de Na2S	t/h	1.963	1.936028	-1.37%
	Vazao de Na2S2O3	t/h	0	0	
	Vazao de Na2CO3	t/h	7.626	7.521249	-1.37%
Linha 5	Temperatura	oC	800	800	
	Vazao de Na2S	t/h	2.158	2.126572	-1.46%
	Vazao de Na2SO4	t/h	0.2068	0.203760	-1.47%
	Vazao de Na2CO3	t/h	7.617	7.511897	-1.38%
	Vazao total	t/h	9.982	9.842230	-1.40%
Linha 6	Vazao volumetrica	m3/h	100000	82152.01	-17.85%
	Temperatura	oC	120	120	
Linha 7	Temperatura	oC	370	378.8747	2.40%
	Vazao de Na2CO3	t/h	0	0	
	Vazao de SO2	t/h	0.1383	0.136011	-1.66%
	Vazao de Na2SO4	t/h	1.891	1.863816	-1.44%
	Vazao de CO2	t/h	22.89	22.58128	-1.35%
	Vazao de H2O	t/h	32.01	25.18350	-21.33%
	Vazao volumetrica	t/h	94630	110640.9	16.92%
	Vazao dos gases secos	t/h	128.7		
	Vazao total	t/h	162.6	135.1556	-16.88%
Linha 8	Vazao de H2O evaporada	t/h	8.056	8.721008	8.25%
Linha 10	Temperatura	oC	170	170	
	Vazao de cinzas	t/h	1.482	1.461231	-1.40%
Linha 12	Vazao	t/h	0.62	0.804424	29.77%
	Calor gerado		155800	172986.1	11.03%
Media das variacoes					-0.14%