

ESCOLA POLITÉCNICA DA USP
CURSO DE ENGENHARIA MECANICA

PMC 581 - PROJETO MECANICO II

TEMA:

CALDEIRA MOVIDA

A BAGACO DE CANA

NOME: RODRIGO GARCIA SISTI
NUSP: 1560899
ORIENT.: PROF. DR. HILDO PERA
DATA: 02.12.1992

CALDEIRA DE VAPOR MOVIDA A

BAGACO DE CANA

AUTOR: RODRIGO GARCIA SISTI

ORIENTADOR: PROF. DR. HILDO PERA

EPUSP - 1992

INDICE

1. Introdução	3
2. Justificação do Projeto	11
3. Dados de Projeto	16
4. Escolha da Caldeira	17
5. Cálculos Térmicos	18
6. Resumo dos Cálculos	28
7. Bibliografia	29

1. INTRODUÇÃO

A história da produção de açúcar e álcool no Brasil confunde-se com a própria história do país.

Desde a época de colônia o cultivo da cana tem tido papel relevante para o desenvolvimento econômico e social do país, que apresenta características geográficas (grande área agricultável) e climáticas (clima tropical) altamente favoráveis ao desenvolvimento dessa cultura.

Já neste século, no início da década de setenta, a agroindústria da cana passava por um processo de modernização e ampliação da capacidade de produção, estimulada pelos elevados preços do açúcar no mercado internacional, possibilitando um volume maior de divisas obtidas com a exportação.

Ao mesmo tempo, com as crises do petróleo de 73 e 79, o mundo se viu com a necessidade de buscar um combustível alternativo e renovável. Em 73 o Brasil importava 80% do petróleo que consumia, o que revelava uma vulnerabilidade estratégica do país, sendo o setor de transportes rodoviários o mais afetado caso houvesse a interrupção dessas importações (99% desse setor dependia dos derivados de petróleo). A estratégia escolhida pelo Brasil baseou-se no desenvolvimento de um programa de produção de álcool etílico em larga escala, obtido a partir da cana-de-açúcar. Surgiu assim o PROALCOOL.

Com altos incentivos do governo, o setor sucroalcooleiro atingiu um alto nível de crescimento anual, uma média de 36%, e os desenvolvimentos tecnológicos aliados às técnicas de

cultivo e produção acompanharam esses números.

Esses desenvolvimentos podem ser divididos entre tecnologia do cultivo e tecnologia da produção.

Como tecnologia do cultivo podemos citar as técnicas de plantação, irrigação, colheita, desenvolvimento de espécies mais produtivas e o transporte.

Como tecnologia da produção estão englobadas todas as medidas de conservação de energia adotadas na usina buscando não apenas uma maior eficiência, mas também a autosuficiência energética da usina, sendo deste modo uma unidade autônoma que produz excedentes acima de seu consumo interno.

Atualmente a produção nacional de açúcar está estabilizada em torno de 8 milhões de toneladas anuais. Por ser um produto de primeira necessidade, a maioria das nações tem buscado a autosuficiência na produção de açúcar, utilizando produtos como o milho e a beterraba e gerando políticas protecionistas que dificultam as exportações do açúcar brasileiro. Ocasionalmente a situação torna-se favorável, quando ocorre a quebra na produção de açúcar dos outros países exportadores e a procura pelo produto demanda uma elevação nos preços, porém esse fato não é previsível, não permitindo um planejamento baseado nessa possibilidade.

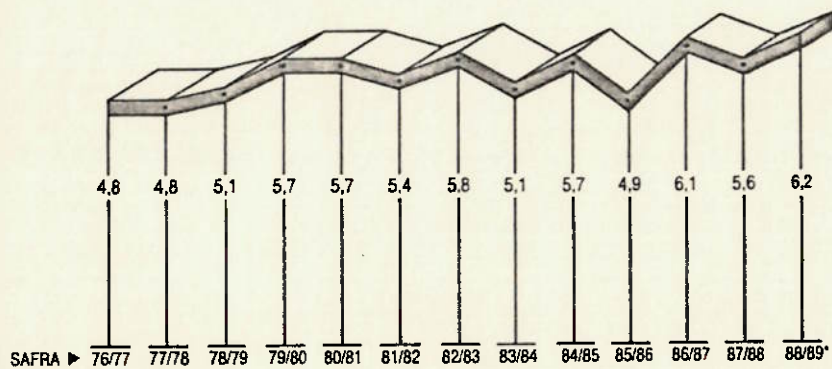
Quanto ao consumo interno, o que se verifica é que a maior parte da produção destina-se ao consumidor final (cerca de 60%), enquanto que a indústria consome cerca de 40% do total. O consumo per capita de açúcar no Brasil situa-se em torno de 40 kg por ano.

PRODUÇÃO DE AÇÚCAR (em milhões de toneladas)

Safrá	Brasil	Centro-Sul		Norte-Nordeste	
		vol.	%	vol.	%
75/76	5,9	3,9	66	2,0	34
76/77	7,2	4,5	63	2,7	37
77/78	8,3	5,5	66	2,8	34
78/79	7,3	4,5	61	2,8	39
79/80	6,6	4,1	61	2,5	39
80/81	8,1	5,1	63	3,0	37
81/82	7,9	5,1	65	2,8	35
82/83	8,8	5,6	63	3,2	37
83/84	9,1	5,5	61	3,6	39
84/85	8,8	5,3	60	3,5	40
85/86	7,8	4,6	59	3,2	41
86/87	8,1	4,8	59	3,3	41
87/88	8,0	4,8	61	3,2	39
88/89	8,1	5,3	65	2,8	35

Fonte: IAA

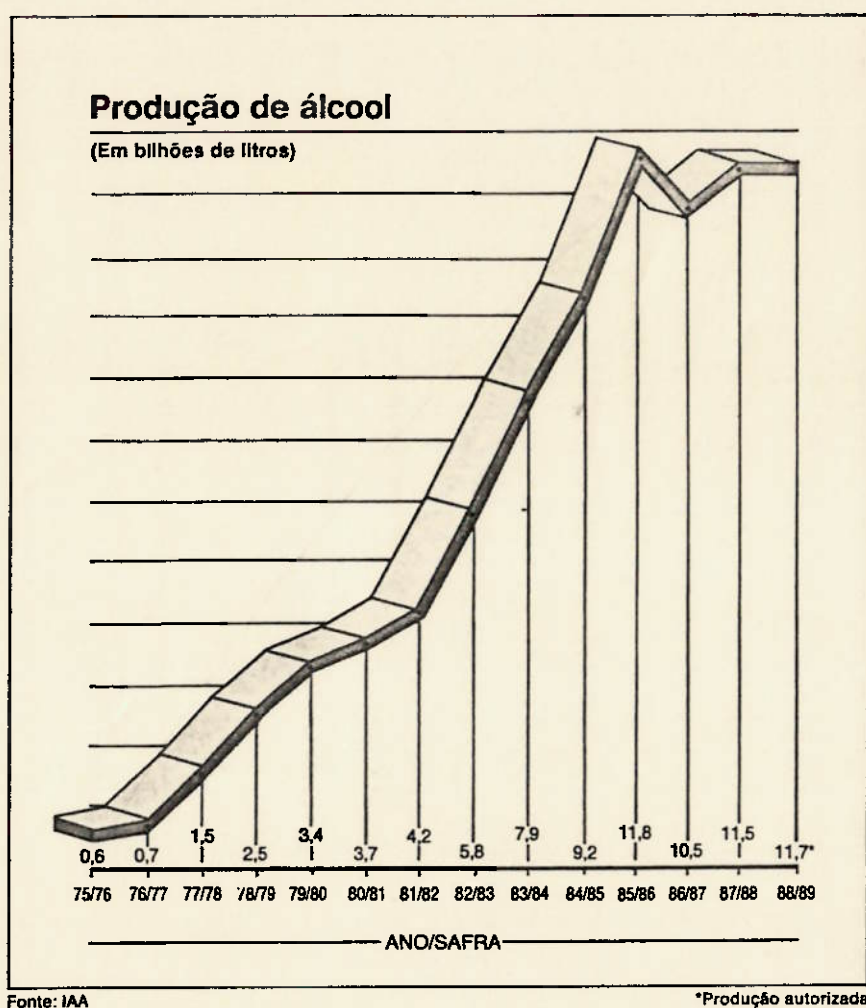
Consumo de açúcar (mercado interno) (Em mil toneladas)



Fonte: IAA

*Consumo estimado

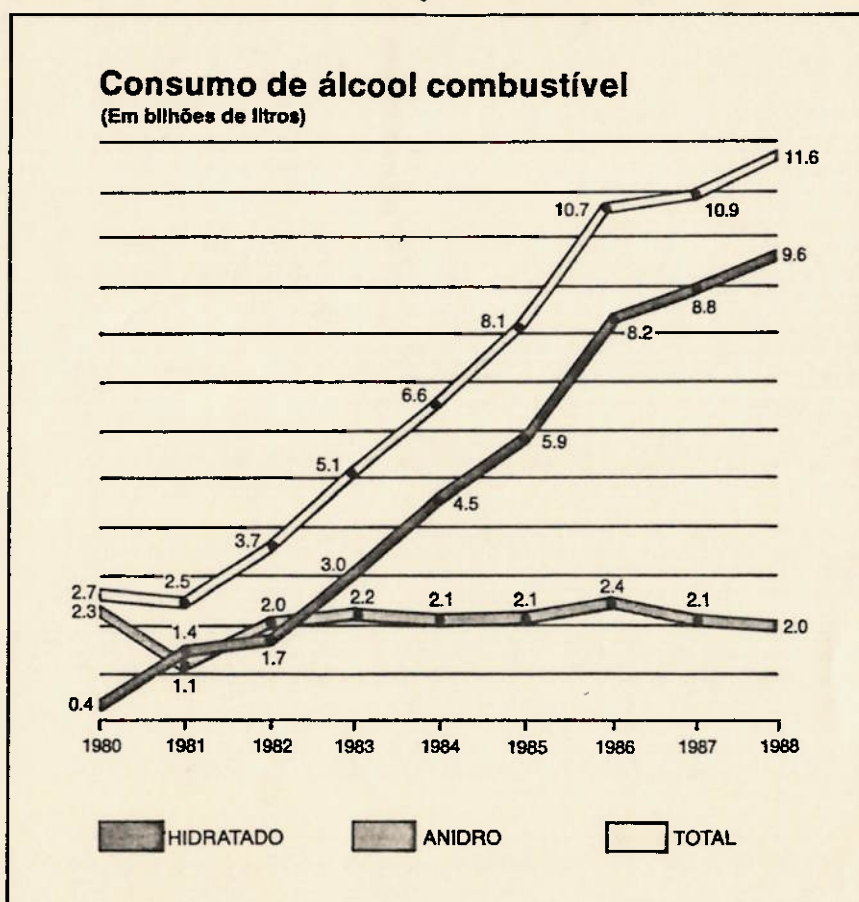
A produção nacional de álcool apresentou nos últimos 20 anos incrementos elevados devidos ao PROALCOOL. Em 1973, a produção situava-se em torno de 500 milhões de litros e abastecia principalmente a indústria alcoolquímica. Na última safra (90/81) a produção atingiu valores próximos de 12 bilhões de litros, apresentando uma tendência à estabilização nesse volume.



Isso se deve à reorientação nos rumos do PROALCOOL devido à queda do preço do barril de petróleo no final da década de 80, o que levou as montadoras a incrementarem a produção de automóveis movidos a gasolina.

O consumo interno de álcool hidratado também vem acompanhando a tendência à estabilização tendo o seu crescimento mais acentuado entre 1975 e 1985.

O consumo de álcool anidro manteve-se estável durante todo esse período, com valores em torno de 2 bilhões de litros anuais. Esse álcool destina-se à mistura com a gasolina (na proporção de 22%) a fim de oferecer ao país um combustível de melhor qualidade. Porém, a partir de 1989, a porcentagem de álcool anidro na gasolina vem decrescendo devido à escassez temporária do produto, chegando a 12% em média no país (apenas na Grande São Paulo a porcentagem continua em 22%), mas devendo ser restabelecida tão logo a produção se normalize.



Hoje em dia, cerca de 92% do álcool produzido no país destina-se ao uso como combustível. Devido a políticas protecionistas de outros países as exportações são baixas, porém a necessidade mundial do produto como matriz energética pode reverter esse quadro nos próximos anos.

Com essa evolução na produção de açúcar e álcool, o que se percebe na produção de cana-de-açúcar é um comportamento semelhante. Desde 1975 até 1985 a produção sofreu progressivos incrementos, mantendo-se razoavelmente estável nos anos seguintes. Atualmente o Brasil é o maior produtor mundial de álcool etílico e o segundo maior produtor mundial de açúcar.

EVOLUÇÃO DA PRODUÇÃO DE CANA NO BRASIL

(em milhões de toneladas)

Safra	Brasil	Norte-Nordeste	%	Centro-Sul	%
75/76	68.3	25.6	37.5	42.7	62.5
76/77	87.8	34.5	39.3	53.3	60.7
77/78	104.6	35.7	34.1	69.0	65.9
78/79	107.6	36.2	33.6	71.5	66.4
79/80	117.6	37.9	32.2	79.7	67.8
80/81	132.5	44.0	33.2	88.4	66.8
81/82	133.3	41.8	31.3	91.5	68.7
82/83	166.7	50.2	30.1	116.5	69.9
83/84	198.0	52.2	26.4	145.8	73.6
84/85	202.9	57.1	28.1	145.8	71.9
85/86	223.7	61.1	27.3	162.6	72.7
86/87	217.0	64.0	29.5	153.0	70.5
87/88	223.3	54.5	24.4	168.8	75.6
88/89	218.7	52.1	23.8	166.6	76.2

Fonte: IAA

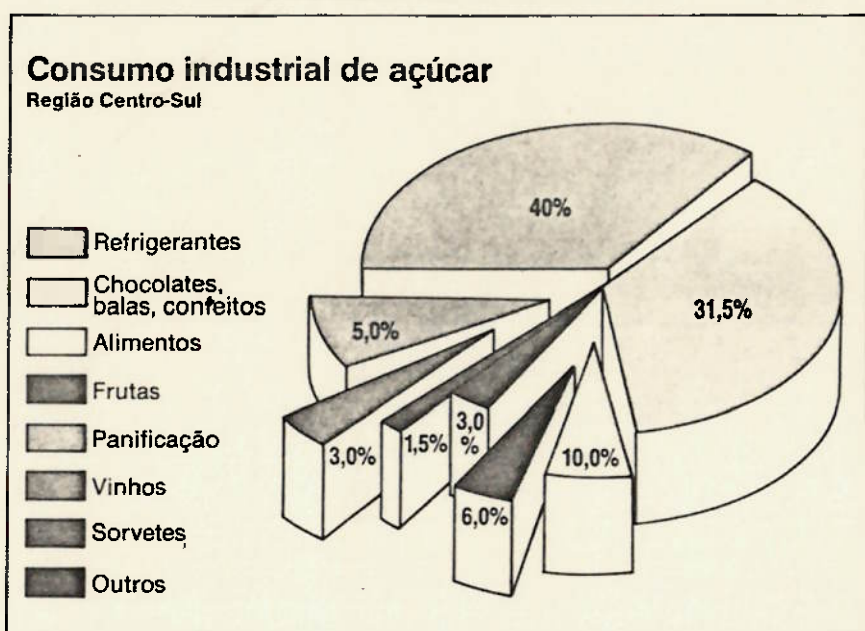
Quanto às características regionais, o que se percebe é que cerca de 60% da produção de açúcar e 82% da produção de álcool do país está localizada na Região Centro-Sul, sendo São Paulo o responsável pela produção de 46,4% do açúcar e 65,1% do álcool do país, dividida entre 143 unidades produtoras (do total de 412 unidades produtoras em todo o país).

NÚMERO DE UNIDADES PRODUTORAS - SAFRA 1987/88

Região Estado	Total	Açúcar	Álcool		
			Total	Anexas	Autônomas
Norte/Nordeste	122	82	96	56	40
Amazonas	1	0	1	0	1
Rondônia	1	0	1	0	1
Pará	4	1	3	0	3
Maranhão	3	1	3	1	2
Piauí	1	0	1	0	1
Ceará	4	2	4	2	2
R.G.Norte	5	2	5	2	3
Paraíba	15	7	13	5	8
Pernambuco	42	35	27	20	7
Alagoas	36	27	31	22	9
Sergipe	5	3	4	2	2
Bahia	5	4	3	2	1
Centro-Sul	290	114	278	102	176
Minas Gerais	44	14	40	10	30
Espírito Santo	6	1	6	1	5
Rio de Janeiro	18	16	17	15	2
São Paulo	150	73	144	67	77
Paraná	27	4	27	4	23
Santa Catarina	4	2	3	1	2
R.G. do Sul	3	1	3	1	2
Mato Grosso	10	1	10	1	9
Mato Grosso Sul	10	0	10	0	10
Goiás	18	2	18	2	16
Brasil	412	196	374	158	216

Fonte: COPERSUCAR

As técnicas utilizadas na Região Centro-Sul mostram-se mais produtivas que as utilizadas na Região Norte-Nordeste, com utilização mais racional dos recursos. Porém, para se fazer uma análise nesse sentido é necessário ir mais fundo nas razões políticas, sociais e econômicas que levaram ao forte desequilíbrio econômico e social percebido entre essas regiões.



O campo de desenvolvimentos nessa área mostra-se bastante extenso, pois ainda há muito por ser feito para melhorar o rendimento das unidades produtoras de açúcar e álcool do país. Este trabalho busca focar a parte referente à geração de vapor nas usinas.

2. JUSTIFICACAO DO PROJETO

A redução de custos em todos os setores econômicos mostra-se como a única alternativa a fim de estabelecer uma economia nacional forte e competitiva.

O aumento de produtividade decorrente da eliminação ou redução de perdas nos processos justifica a busca de novas tecnologias que permitam racionalizar o uso de recursos.

Além disso, a questão ambiental vem a cada dia ganhando mais peso, forçando os países a procurarem alternativas para seus processos industriais.

No setor da agroindústria canavieira os maiores problemas são os subprodutos da fabricação de açúcar e álcool. Porém, muitas novas utilizações já estão surgindo:

Vinhaça: fertilizante, produção de metano, ração animal

Oleo fusel: indústria de tintas

Leveduras: ração animal

HTM: ração animal

Bagaco de cana: energético, ração animal

Verifica-se que o que no passado era tratado como resíduo passou a ocupar um papel importante na produção.

O uso do bagaco de cana como fonte energética para alimentação de caldeiras já está totalmente difundida entre as usinas nacionais, e torna-se uma questão fundamental para a autosuficiência energética das unidades. Utilizar o bagaco para esse fim tornou-se uma questão de sobrevivência.

Atualmente, a sobra de bagaço de cana nas usinas é pequena, da ordem de 8%, sendo o restante consumido internamente.

O uso do bagaço de cana estimulou a criação de vários trabalhos sobre tecnologia de secagem, estocagem e utilização, demonstrando a possibilidade de alcançar níveis de desempenho nunca antes imaginados.

O bagaço apresenta-se, no campo das biomassas existentes no universo da usina, como o melhor concorrente do óleo combustível, pelas seguintes vantagens:

- Proporcionar uma lavoura organizada, cujos custos são debitados do produto nobre, o açúcar e o álcool;
- Ter um sistema de transporte campo-indústria organizado e correndo por conta do produto nobre;
- Ser produzido em grandes quantidades, concentradas na usina, que o libera semi-beneficiado, graças ao trabalho de moagem.

Para utilização como combustível, uma característica fundamental é o poder calorífico, que é função da umidade e do teor de açúcar no bagaço. Como o teor de açúcar é normalmente baixo, a umidade assume o papel de fator limitante do poder calorífico. Como exemplo, o bagaço com 50% de umidade apresenta PCI por volta de 1800 kcal/kg.

Para a redução da umidade do bagaço podem-se utilizar secadores, pois a secagem natural faz com que ocorra fermentação do produto ao longo do tempo, alterando suas propriedades e reduzindo, assim, seu poder calorífico.

A temperatura de ignição decresce com o decréscimo da

umidade, chegando a 300 - 400°C para 30 - 40% de umidade. A temperatura de chama aumenta com a diminuição da umidade, chegando a valores acima de 1100°C para o bagaço com 35% de umidade.

O bagaço é formado basicamente por (base seca):

- Celulose: 50 a 60%;
- Hemicelulose: 20 a 25%;
- Lignina: 20 a 25%.

Após a extração do caldo, o bagaço apresenta um teor de umidade na faixa de 45 a 55%.

A análise do bagaço na base seca nos fornece:

- c : 46,3%
- h : 6,4%
- o : 43,3%
- s : 0,1%
- cinzas : 3,8%

Com essas características, o bagaço apresenta estrutura parecida com a da madeira, fazendo com que tenha comportamento semelhante durante a combustão. Assim, é possível substituir (ou complementar) o bagaço por lenha nas caldeiras, principalmente no início da safra, quando há escassez de bagaço.

Comparando os valores do PCI do bagaço com o PCI dos combustíveis derivados de petróleo e o álcool, vemos que estes levam vantagem sobre aquele; porém devemos considerar o volume de bagaço disponível na usina e a necessidade de sua utilização, por motivos aqui já expostos.

Considera-se neste trabalho que o bagaço a ser queimado esteja moído e bem triturado, o que é normal devido ao processo de moagem. Para garantir a granulometria, é utilizado um triturador após a moagem.

Para o uso em usinas de açúcar e álcool, o que se produz normalmente é vapor superaquecido, para mover as turbinas a vapor que tocam os geradores elétricos. O vapor que sai dessas turbinas, em geral saturado com temperatura em torno de 130°C, é utilizado nos processos de evaporação, cozimento, fermentação e destilação, entre outros, pois uma temperatura alta demais poderia levar à deterioração do caldo. No retorno à caldeira, o condensado se encontra a uma temperatura média de 90°C.

Além desses equipamentos, é possível utilizar também turbinas de condensação para aproveitar ainda mais a entalpia do vapor produzido.

Ao longo dos anos, a utilização do bagaço como fonte de energia elétrica nas usinas vem aumentando, chegando hoje em dia a suprir 69% (em média) do total consumido, sendo o restante da energia elétrica adquirido das concessionárias.

A autosuficiência das usinas em energia elétrica é fundamental. Isso traria ao Estado de São Paulo uma capacidade adicional de 250 MW e permitiria uma distribuição mais uniforme da rede elétrica.

A existência de equipamentos de geração de vapor de baixa eficiência ainda hoje em dia deve-se à recente mudança de enfoque do bagaço de residuo para combustível. Com a visão ao mercado mundial, o aumento de eficiência nos processos torna-se obrigatório, de modo que se consigam reduzir cada vez mais os custos de produção e aumentar a competitividade do açúcar e do álcool nacionais no mercado externo.

Dessa forma, a busca por geradores de vapor mais eficientes, operando a pressões mais altas, e utilizando o bagaço da cana como combustível, é fundamental.

Esse trabalho dedica-se a isso e procura mostrar que esse desenvolvimento é totalmente justificável, contribuindo para o aumento de produtividade do setor, com retorno do investimento a médio prazo.

3. DADOS DO PROJETO

- descarga de vapor: 80 tv/h;
- pressão de vapor: 30 kgf/cm²;
- temperatura do vapor: 350°C;
- rendimento mínimo: 85%;
- temperatura do ar pré-aquecido: 105°C;
- temperatura da água de alimentação: 105°C;
- temperatura ambiente: 25°C;
- pressão ambiente: 0,94 kgf/cm²;
- umidade do bagaço: 50%;

4. ESCOLHA DA CALDEIRA

Utilizando-se bagaço de cana como combustível, as caldeiras geralmente escolhidas são de três tipos: fornalha celular, grelha inclinada e grelha basculante.

A princípio utilizava-se fornalha celular. Porém, devido a seu baixo rendimento por não possuir câmara integralmente irradiada, sua utilização nos dias de hoje é bastante restrita. Outro problema que surge neste tipo de caldeira é a incrustação devida ao açúcar e a cera presentes no bagaço, que leva à necessidade de se fazer uma limpeza completa ao fim da safra.

O outro tipo de caldeira utilizada, de grelha inclinada, também apresenta rendimento menor que a caldeira de grelha basculante. Por esse motivo, hoje em dia o uso desta caldeira é o mais difundido entre as usinas de açúcar e álcool.

Na caldeira de grelha basculante, as cinzas são recolhidas através da basculação da grelha, geralmente a cada período de 4 horas, o que impede a formação de incrustações. Além disso, é insuflado ar aquecido por debaixo da grelha, que ajuda a secar o bagaço e faz com que a queima se realize praticamente em suspensão, aumentando a eficiência do sistema.

Sendo assim, a solução mais racional para a queima de bagaço de cana com alto rendimento térmico é a caldeira de grelha basculante, com câmara integralmente irradiada e pré-aquecimento de ar. Essa é a escolha vigente a partir desse ponto para o trabalho.

5. CALCULOS TÉRMICOS

5.1. Cálculos Iniciais

- Composição do bagaço úmido:

c 23,15%

h 3,2%

o 21,65%

z 1,95%

s 0,05%

w 50%

- PCI do bagaço úmido:

PCI do bagaço seco: 4180 kcal/kg

PCI do bagaço com 50% de umidade:

entalpia de condensação da água: 540,6 kcal/kg

$PCI = 0,5 \times 4180 - 0,5 \times 540,6 = 1820$ kcal/kg

- Consumo de bagaço:

$$B = [Dx(h_v - h_a)] / (PCI \times r)$$

onde:

D = descarga de vapor

h_v = entalpia do vapor superaquecido

h_a = entalpia da água de alimentação (105°C)

r = rendimento

$$B = (80000 \times (744,2 - 105,08)) / (1820 \times 0,85) = 33050,8 \text{ kg/h}$$

- Volume de ar teórico:

$$\begin{aligned} V_{art} &= 8,876 \times c + 26,47 \times (h - o/8) + 3,32 \times s = \\ &= 2,0548 + 0,1307 + 0,0017 = 2,19 \text{ Nm}^3/\text{kg comb} \end{aligned}$$

- Volume de gases úmidos teórico:

$$V_{gtu} = 1,8535xc + 0,693xs + 0,79xV_{art} + (8xh+w)x1,24 = \\ 0,4291 + 0,0003 + 1,7279 + 0,9771 = 3,134 \text{ Nm}^3/\text{kg comb}$$

- Excesso de ar:

TAB T.3.1.4 da ref.[1]:

$$n = 1,3$$

- Volume de gases de combustão real:

$$V_{gru} = V_{gtu} + (n-1)xV_{art} = 3,134 + 0,3x2,19 = \\ = 3,79 \text{ Nm}^3/\text{kg comb}$$

- Volume de ar real:

$$V_{arr} = 1,3x2,19 = 2,84 \text{ Nm}^3/\text{kg comb}$$

- Volume de ar total:

$$V_{artt} = V_{arr}xB = 2,84x33050,8 = 93976,6 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

- Volume de gases de combustão total:

$$V_{gtt} = V_{gru}xB = 3,79x33050,8 = 125262,5 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

- Massa de ar teórica:

$$G_{art} = 11,582xc + 34,52x(h-o/8) + 4,34xs = \\ = 2,6812 + 0,1704 + 0,0022 = 2,854 \text{ kg/kg comb}$$

- Massa de gases úmidos teórica:

$$G_{gtu} = 3,664xc + 8,94x(h+w) + 1,996xs + 0,77xG_{art} = \\ = 0,8482 + 4,7561 + 0,001 + 2,1976 = 7,8 \text{ kg/kg comb}$$

- Massa de gases úmidos real:

$$G_{gru} = G_{gtu} + (n-1)xG_{art} = 6,66 \text{ kg/kg comb}$$

- Massa de gases total:

$$G_{gtt} = G_{gru}xB = 282218,8 \text{ kg/h}$$

- Vaporização específica:

$$D/B = 80000/33050,8 = 2,42 \text{ kg vapor/kg comb}$$

- Area do suporte:

adotando-se $C_g = 1800000 \text{ kcal/m}^2\text{h}$ (ref.[1]):

$$S_g = (B \times PCI) / C_g = (1820 \times 33050,8) / 1800000 = \\ = 33,42 \text{ m}^2$$

- Volume da câmara:

adotando-se $C_v = 280000 \text{ kcal/m}^3\text{h}$ (ref.[1]):

$$V = (B \times PCI) / C_v = (33050,8 \times 1820) / 280000 = 214 \text{ m}^3$$

- Dimensões da câmara:

São utilizadas 3 grelhas de 1,6 m de largura, portanto a largura da grelha será:

$$L1 = 1,6 \times 3 = 4,8 \text{ m}$$

o comprimento das grelhas é dado pela área do suporte:

$$L2 = 33,41 / 4,8 = 7,3 \text{ m}$$

a altura da câmara é dada pelo volume da câmara:

$$H = V / S_g = 214 / 33,42 = 6,4 \text{ m}$$

- Areas das paredes e do teto da câmara:

$$S1 = 51,2 \text{ m}^2 \quad \text{-----parede}$$

$$S2 = 26,75 \text{ m}^2 \quad \text{-----teto}$$

$$S3 = 33,44 \text{ m}^2 \quad \text{-----parede}$$

5.2. Cálculo das Trocas de Calor

- Calor total introduzido na câmara:

$$Q_t = B \times PCI + V_{g\text{tt}} \times C_{\text{par}} \times (T_{\text{arpréaq}} - T_{\text{aramb}}) = \\ = 33050,8 \times 1820 + 93876,6 \times 0,31 \times (105 - 25) = 62483075,7 \text{ kcal/h}$$

- Calor necessário para vaporizar a água:

$$Q_v = D \times (h_{\text{vs}} - h_{\text{aalim}})$$

onde:

h_{vS} = entalpia do vapor saturado a 30 kgf/cm²

$h_{aa\text{lin}}$ = entalpia da água de alimentação

$Q_v = 45201600$ kcal/h

- Calor necessário para superaquecer o vapor:

$$Q_s = D \times (h_{sS} - h_{vS})$$

onde:

h_{sS} = entalpia do vapor superaquecido de projeto

$$Q_s = 80000 \times (744,2 - 670,1) = 5928000 \text{ kcal/h}$$

- Calor necessário para pré-aquecer o ar:

$$Q_p = V_{g\text{tt}} \times C_{\text{par}} \times (T_{\text{arpréaq}} - T_{\text{aramb}}) = \\ = 2330619,6 \text{ kcal/h}$$

5.3. Cálculo da Irradiação

- Para câmara integralmente irradiada, $\phi = 1$

- $C_i = 3,4$ ábaco A.6.3.13 da ref. [1]

- Area irradiada: $S = 2 \times S_1 + 2 \times S_2 + S_3 = 189,34 \text{ m}^2$

- Temperatura dos tubos: $T_p = 232,8 + 273 = 505,8 \text{ K}$

- Entalpia dos gases:

$$h_{g1} = 62483075,7 / 125262,5 = 499 \text{ kcal/Nm}^3$$

- Area reduzida:

$$S_{\text{red}} = (1000 \times C_i \times S) / (4 \times V_{g\text{tt}}) = 1,3$$

- Do ábaco A.6.3.3 da ref. [1], temos a temperatura remanescente:

$$t_{r2} = 970^\circ\text{C} = 1243 \text{ K}$$

- Calor irradiado:

$$Q_i = C_i \times S \times [(T_r/100)^4 - (T_p/100)^4] = \\ = 14946247,6 \text{ kcal/h}$$

- Calor remanescente:

$$Q_{r2} = Q_t - Q_i = 47536828,1 \text{ kcal/h}$$

- De onde se obtém a entalpia dos gases após a câmara:

$$h_{g2} = 47536828,1/125262,5 = 379,5 \text{ kcal/Nm}^3$$

que permite a obtenção da temperatura remanescente:

$$t_{r2} = 1020^\circ\text{C}$$

- Portanto, é preciso reiterar:

utilizando $t_r = 985^\circ = 1258\text{K}$, encontramos:

$$- Q_i = 15701582 \text{ kcal/h}$$

$$- Q'_{r2} = 46781493,7 \text{ kcal/h}$$

$$- h'_{g2} = 373,5 \text{ kcal/Nm}^3$$

$$- t'_r = 985^\circ\text{C}$$

- Perda por irradiação (1%):

$$P_i = 0,01 \times 15701582 = 157156,2 \text{ kcal/h}$$

- Calor remanescente real:

$$Q_{r2} = Q'_{r1} - P_i = 46781493,7 - 157156,2 = \\ = 46624337,5 \text{ kcal/h}$$

- Entalpia real dos gases:

$$h_{g2} = 372,2 \text{ kcal/Nm}^3$$

- Temperatura remanescente:

$$t_{r2} = 984^\circ\text{C}$$

5.4. Cálculo do Superaquecedor

- Área de passagem dos gases:

$$A = (1/3) \times 8 \times 6,4 = 17,07 \text{ m}^2$$

- Velocidade dos gases:

$$V = V_{gtt} / (3600 \times A) = 125262,5 / (3600 \times 17,07) = 9,4 \text{ m/s}$$

- Diâmetro dos tubos: 2" = 51 mm

- Temperatura da parede dos tubos:

$$T_p = T_v + 50^\circ\text{C} = 232,08 + 50 = 282,08^\circ\text{C}$$

- Temperatura dos gases: 984°C

- Calor trocado:

$$Q_s = 5828000 \text{ kcal/kg}$$

- Cálculo do coeficiente de troca de calor por convecção:

- Lado dos gases:

$$\mu_i = 0,171 \text{ kg/hm} \quad \text{ábaco A.3.3.14 da ref. [1]}$$

$$k_f = 0,070 \text{ kcal/hm}^\circ\text{C}$$

$$C_p = 0,84 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$$

Utilizamos a correlação 6.17 da ref[2]:

$$(\alpha_{\text{fagxd}})/k_f = C \times \text{Re}^n \times \text{Pr}^{1/3}$$

$$\text{Reynolds: } \text{Re} = (\mu \text{xd})/\mu_i$$

onde:

μ = massa de gases que atravessa uma seção unitária

$$\mu = G_{\text{gtt}}/A = 282219,9/17,07 = 16533 \text{ kg/m}^2\text{h}$$

$$\text{Re} = (16533 \times 51 \times 10^{-3})/0,172 = 4902$$

Para esse valor de Re, temos:

$$C = 0,193$$

$$n = 0,616$$

$$\text{Pr} = (C_p \times \mu_i)/k_f = (0,84 \times 0,172)/0,070 = 2,06$$

Assim, substituindo-se esses valores na correlação, chegamos

ao seguinte resultado:

$$\alpha_{\text{fag}} = 64,3 \text{ kcal/m}^2\text{h}^\circ\text{C}$$

- Lado do vapor:

Utilizamos a correlação 6.4 da ref.[2]:

$$\alpha_{fv} = (k_{fv}/d) \times 0,023 \times [(V_{xd})/n_i]^{0,8} \times [(C_{pv} \times m_{i_v})/k_{fv}]^{0,4}$$

$$k_{fv} = 29,2 \text{ kcal/hm}^\circ\text{C}$$

$$m_{i_v} = 0,061344 \text{ kg/mh}$$

$$C_{pv} = 0,47 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$$

$$r\delta = 0,4405 \text{ kg/m}^3$$

$$n_i = 3,86 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

Assim, calculamos o valor de α_{fv} :

$$\alpha_{fv} = 10330,5 \text{ kcal/m}^2\text{h}^\circ\text{C}$$

- Cálculo do coeficiente total:

$$\alpha = 1/(1/\alpha_{fg} + 1/\alpha_{fv}) = 64 \text{ kcal/m}^2\text{h}^\circ\text{C}$$

- Área de troca de calor necessária (área lateral dos tubos):

$$S = Q_s / [\alpha (T_g - T_p)] = \\ = 5928000 / [64 \times (984 - 282,08)] = 132 \text{ m}^2$$

- Entalpia dos gases após o superaquecedor:

$$Q_{r3} = Q_{r2} - Q_s = 40696337,5 \text{ kcal/h}$$

$$h_{g3} = 40696337,5 / 125262,5 = 324,9 \text{ kcal/Nm}^3$$

$$t_{r3} = 870^\circ\text{C} \text{ \textit{ábaco A.3.3.8 da ref [1]}}$$

5.4. Cálculo do Feixe de Convecção

- Calor necessário no feixe de convecção:

$$Q_{conv} = Q_v - Q_i = 45201600 - 15701582 = 29500018 \text{ kcal/h}$$

- Número de chicanas: 2

- Distribuição quicôncia

- Altura da passagem dos gases: 5,2 m

- Área de passagem dos gases:

$$A = (1/3) \times 8 \times 5,2 = 13,87 \text{ m}^2$$

- Distância entre as fileiras: 0,156 m

- Diâmetro dos tubos: 3"=76 mm
- Número de tubos transversais: 15
- Número de fileiras longitudinais: $7,3/0,156=46,8 \rightarrow 47$
- Velocidade dos gases:

$$V = (V_{gtt} \times t_{r3}) / (A \times 273 \times 3600) =$$

$$= [125262,5 \times (273 + 870)] / (13,87 \times 273 \times 3600) = 10,5 \text{ m/s}$$

- Cálculo do coeficiente de troca de calor:

- lado dos gases:

$$m_i = 0,166 \text{ kg/hm}$$

$$k_f = 0,064 \text{ kcal/hm}^\circ\text{C}$$

$$C_p = 0,83 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$$

$$m = G_{gtt} / A = 282219,9 / 13,87 = 20347,5 \text{ kg/m}^2\text{h}$$

- Utilizamos a mesma correlação 8.17 da ref. [2], porém com as seguintes modificações:

$$C = 0,535$$

$$n = 0,568$$

que são específicas para feixes de tubos quadrados de mesma geometria aqui adotada

Assim, chegamos ao seguinte resultado:

$$\alpha_{fag} = 104,5 \text{ kcal/m}^2\text{h}^\circ\text{C}$$

- lado da água:

adotamos $\alpha_{faa} = 10000 \text{ kcal/m}^2\text{h}^\circ\text{C}$ por sugestão da ref. [1]

- Coeficiente total de troca de calor:

$$\alpha = 1 / (1/\alpha_{fag} + 1/\alpha_{faa}) = 103,42 \text{ kcal/m}^2\text{h}^\circ\text{C}$$

- Entalpia dos gases após o feixe de convecção:

$$Q_{r4} = Q_{r3} - Q_{conv} = 40696337,5 - 29500018 = 11196319,5 \text{ kcal/h}$$

$$h_{g4} = 11196319,5 / 125262,5 = 89,4 \text{ kcal/Nm}^3$$

$$t_{r4}=268^{\circ}\text{C} \quad \text{ábaco A.3.3.8 da ref. [1]}$$

- Diferença média logaritmica de temperatura:

$$t'1=t'2=232,08^{\circ}\text{C}$$

$$t1=870^{\circ}\text{C}$$

$$t2=268^{\circ}\text{C}$$

$$\text{deltat1}=870-232,08=637,92^{\circ}\text{C}$$

$$\text{deltat2}=268-232,08=35,92^{\circ}\text{C}$$

$$\begin{aligned} \text{DeltaTln} &= (\text{deltat1}-\text{deltat2})/\ln(\text{deltat1}/\text{deltat2})= \\ &= 602/\ln 17 = 209,3 \end{aligned}$$

- Area de troca de calor necessária (área lateral dos tubos):

$$\begin{aligned} S &= Q_{\text{conv}}/(\text{alfaxDeltaTln}) = 29500018/(103,42 \times 209,3) = \\ &= 1362,85 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

5.5. Cálculo do Pré-aquecedor de Ar

- Calor necessário para pré-aquecer o ar:

$$Q_p = 2330619,6 \text{ kcal/h}$$

- Entalpia dos gases após o pré-aquecedor:

$$Q_{r5} = Q_{r4} - Q_p = 11196319,5 - 2330619,6 = 8865700 \text{ kcal/h}$$

$$h_{g5} = 8865700/125262,5 = 70,8 \text{ kcal/Nm}^3$$

$$t_{r5} = 205^{\circ}\text{C} \quad (\text{temperatura da chaminé})$$

- Assume-se um coeficiente de troca de calor:

$$\text{alfa} = 18 \text{ kcal/m}^2\text{h}^{\circ}\text{C} \quad \text{da ref. [1]}$$

- Cálculo da área de troca de calor:

$$\begin{aligned} S &= Q_p/[\text{alfax}(t_{r4}-t_{r5})] = \\ &= 2330619,6/(18 \times 63) = 2055,22 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- OBS: em nenhum cálculo foram incluídas as resistências térmicas das paredes dos tubos por serem estas de ordem de grandeza inferior à dos coeficientes alfa de convecção.

6. RESUMO DOS CALCULOS

	CALOR TROCADO	CALOR RESIDUAL	AREA DE TROCA
	kcal/h	kcal/h	m ²
COMBUSTIVEL	-----	62483075,7	-----
PAREDES DE AGUA	15701582,0	46781483,7	189,34
SUPERAQUECEDOR	5828000,0	40696337,5	132,00
FEIXE DE CONVECCAO	29500337,5	11186319,5	1362,85
PRE AQUECEDOR DE AR	2330619,6	8865700,0	2055,22

TEMPERATURA DE CHAMINE

205⁰C

São Paulo, 2 de dezembro de 1982.

Rodrigo Garcia Sisti

7. BIBLIOGRAFIA

- [1] Pera, Hildo
Geradores de Vapor - Um Compêndio sobre Conversão de Energia
com Vistas à Preservação da Ecologia
Ed. Fama
2ª Edição
1990 - SP
- [2] Holman, J. P.
Transferência de Calor
Macgraw-Hill
1983 - SP
- [3] Van Wylen, G. J. e Sonntag, R. E.
Fundamentos de Termodinâmica Clássica
Ed. Edgard Blucher Ltda.
Tradução da 2ª Edição Americana
2ª Reimpressão
1988 - SP
- [4] Camargo, Carlos Augusto de
Conservação de Energia na Indústria do Açúcar e do Alcool
IPT
1990 - SP
- [5] COOPERSUCAR
Agroindústria Canavieira: Um Perfil
1991 - SP