

ESCOLA POLITÉCNICA DA USP
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

PMC 581 - PROJETO MECÂNICO II

TEMA DO TRABALHO: "PROJETO DE UM GERADOR DE VAPOR PARA INCINERAÇÃO
DO LIXO DE UMA CIDADE COM 3 MILHÕES DE HABITAN-
TES".

PROF. ORIENTADOR : HILDO PERA

PROF. COORDENADOR DA ÁREA DE
ENERGIA E FLUÍDOS : JURANDIR ITIZO YANAGIHARA

ALUNO:

RICARDO SANTO FERRO Nº 1508580
04/12/92

T.F.
1992

Í N D I C E

	Página
LISTA DE SÍMBOLOS.....	01
I. INTRODUÇÃO.....	05
II. ESTUDO DA VIABILIDADE DA INCINERAÇÃO DO LIXO COM APROVEITAMENTO ENERGÉTICO (PRODUÇÃO DE VAPOR) PARA DESTINAÇÃO FINAL DOS RESÍDUOS SÓLIDOS DE UMA CIDADE COM 3 (TRÊS) MILHÕES DE HABITANTES.....	08
III. INFORMAÇÕES PARA O PROJETO DE UM GERADOR DE VAPOR PARA INCINERAÇÃO DO LIXO DE UMA CIDADE COM 3 MILHÕES DE HABITANTES.....	11
III.I - Introdução.....	11
III.2 - Considerações Preliminares.....	11
III.2.a) Quantidade de resíduos - QR.....	11
III.2.b) Poder Calorífico Inferior - PCI...	12
III.2.c) Composição Química.....	12
III.2.d) Alimentação da Fornalha.....	12
III.2.e) Subconjuntos da Caldeira.....	13
III.2.f) Qualidade do vapor.....	13
III.2.g) Tiragem e tratamento de água.....	13
IV. DIMENSIONAMENTO DE VAPOR.....	13
IV.1 - Introdução.....	13
IV.2 - Câmara de Combustão.....	13
IV.2.a) Cálculo do volume da câmara necessária - Vc.....	13
IV.3 - Cálculo da Vazão dos gases.....	15
IV.4 - Balanço Energético.....	16
IV.4.a) Calor total Qt.....	16

IV.4.b) Calor necessário para produzir o vapor (\dot{Q}_v).....	16
IV.4.b.1) Cálculo da descarga de vapor D.....	16
IV.4.c) Cálculo do calor absorvido no <u>economizador</u> (\dot{Q}_{ec}).....	17
IV.4.d) Cálculo do calor absorvido na <u>faix</u> de convecção.....	17
IV.4.e) Cálculo do calor absorvido na câmara de combustão.....	17
IV.4.f) Figura Demonstrativa do Balanço..	19
IV.5 - Dimensionamento do feixe de convecção.....	19
IV.5.a) Cálculo de ΔT_f	20
IV.5.b) Cálculo do coeficiente global de transferência de calor.....	20
IV.5.b.1) Cálculo da Resistência Rtubo.....	20
IV.5.b.2) Cálculo do coeficiente haf.....	20
IV.5.b.3) Cálculo do coeficiente hgf.....	21
IV.5.b.4) Cálculo da área de <u>passagem</u> dos gases.....	22
IV.6 - Dimensionamento do Economizador.....	23
IV.6.a) Cálculo do ΔT_e	23
IV.6.b) Cálculo do coeficiente global de transferência de calor Ve.....	23
IV.6.b.1) Cálculo de resistência Rtubo.....	23

IV.6.b.2) Cálculo do coeficiente hge.....	24
IV.6.b.3) Cálculo do coeficiente hae.....	25
IV.6.b.4) Cálculo da área de pa <u>s</u> sagem dos gases.....	26
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	27

LISTA DE SÍMBOLOS

- 1) A_{ec} = Área do economizador, m^2
- 2) A_f = Área do feixe de convecção, m^2
- 3) B = Consumo de combustível, Kg/h
- 4) C_g = Carga por m^2 necessária para a queima, $kg/m^2 \cdot h$
- 5) C_n = Constante de irradiação, $Kcal/h \cdot m^2 \cdot k$.
- 6) C_p = Calor específico médio dos gases do combustão a pressão constante e a determinada temperatura

$$\frac{KJ}{Kg \cdot ^\circ C}$$
- 7) C_v = Carga térmica do volume da câmara, $Kcal/h \cdot m^3$
- 8) d = diâmetro hidráulico do tubo, m .
- 9) D = Descarga de vapor, $t \text{ vapor}/h$
- 10) dc = porcentagem de resíduos não aproveitados pelas centrais de compostagem e reciclagem.
- 11) e = espessura do tubo, m .
- 12) E = emissividade da fornalha.
- 13) H_{aa} = entalpia da água de alimentação a temperatura ambiente, $Kcal/kg$.
- 14) h_{aal} = entalpia da água de alimentação à temperatura de alimentação, $kcal/kg$.
- 15) h_{ae} = coeficiente de transferência de calor por convecção da água no interior dos tubos do economizador, $W/m^2 \cdot ^\circ C$
- 16) h_{af} = Coeficiente de transferência de calor na evaporação da água no interior do tubo no feixe da convecção, $W/m^2 \cdot ^\circ C$.
- 17) h_c = Altura média da câmara, m .
- 18) h_{gas} = entalpia dos gases de combustão, $kcal/Nm^3$

- 19) h_{ge} = Coeficiente de transferência de calor por convecção dos gases para as paredes do tubo no economizador, $W/m^2 \cdot ^\circ C$.
- 20) h_{gf} = Coeficiente de transferência de calor por convecção dos gases para as paredes do tubo no feixe de convecção, $W/m^2 \cdot ^\circ C$.
- 21) h_v = entalpia do vapor à pressão de 21 kcal/kg.
- 22) \bar{K}_{gas} = Condutividade térmica média dos gases de combustão a determinada temperatura, $W/m \cdot ^\circ C$
- 23) K_{tubo} = Condutividade térmica do material do tubo, $W/m \cdot ^\circ C$
- 24) λ = passo longitudinal, m.
- 25) n = número de habitantes da cidade.
- 26) Nu = número de Nusselt
- 27) p = média de kg de resíduo produzido por um habitante em um dia.
- 28) PCI = Poder Calorífico Inferior, $Kcal/kg$.
- 29) Pr = número de Prandtl
- 30) \dot{Q}_{ec} = calor absorvido no economizador, $Kcal/h$.
- 31) \dot{Q}_f = calor absorvido no feixe de convecção, $Kcal/kg$.
- 32) \dot{Q}_{irr} = calor absorvido na câmara de combustão, $Kcal/kg$
- 33) \dot{Q}_r = quantidade de resíduos, tr/h
- 34) \dot{Q}_t = Quantidade total de calor fornecida, $Kcal/h$
- 35) \dot{Q}_v = Calor necessário para a produção de vapor, $Kcal/h$.
- 36) r = porcentagem de resíduos não aproveitados pelas centrais de compostagem e reciclagem.
- 37) Re = número de Reynolds.
- 38) R_{tubo} = Resistência de condução oferecida pelas paredes do tubo.
- 39) S_g = Área de Grelha tipo Martin, m^2

- 40) S_{irr} = Superfície irradiada
- 41) t = passo transversal, m.
- 42) t_{ea} = temperatura da água de alimentação na entrada do economizador, °C
- 43) t_{ee} = temperatura dos gases na entrada do economizador, °C.
- 44) t_{ef} = temperatura dos gases na entrada do feixe de convecção, °C.
- 45) t_p = temperatura da parede do tubo, °C.
- 46) t_r = temperatura remanescente ou de saída da câmara de combustão, °C.
- 47) t_{sa} = temperatura da água de alimentação na saída do economizador, °C.
- 48) t_{se} = temperatura dos gases na saída do economizador, °C
- 49) t_{sf} = temperatura dos gases na saída do feixe de convecção, °C.
- 50) t_v = temperatura do vapor a pressão de saturação, °C.
- 51) U_e = coeficiente global de transferência de calor no economizador, $W/m^2\text{ }^\circ\text{C}$.
- 52) U_f = Coeficiente global de transferência de calor no feixe de convecção, $\text{Kcal}/\text{h}.\text{m}^2\text{ }^\circ\text{C}$.
- 53) V_c = Volume da câmara de combustão, m^3 .
- 54) V_g^{ru} = volume dos gases reais úmidos, Nm^3/h
- 55) ΔT_e = média logarítmica dos fluidos no economizador, °C
- 56) ΔT_f = média logarítmica da temperatura dos fluidos no feixe de convecção, °C.
- 57) $\bar{\mu}_{\text{gas}}$ = viscosidade dinâmica média dos gases de combustão a determinada temperatura, $\text{Kg}/\text{m.s}$.

58) η = rendimento do gerador de vapor.

59) $\bar{\rho}$ = densidade média dos gases de combustão a determinada temperatura, kg/m^3 .

I. INTRODUÇÃO

A destinação final dos resíduos sólidos gerados pela população urbana, rural e por atividades industriais, é hoje um problema mundial, intensificado nas últimas décadas pelo aumento demográfico, consumo e atividades econômicas.

A solução mais barata encontrada e adotada por muitos países e cidades, é sem dúvida, o aterro sanitário. O aterro sanitário é basicamente uma área imensa onde são depositados "montes de lixo" que são compactados e cobertos com material inerte, cinzas por exemplo. As grandes desvantagens desta solução para destinação final de resíduos sólidos são:

- a) tamanho do terreno requerido;
- b) capacidade de recebimento dos resíduos limitada, e consequentemente vida pré-determinada.
- c) possibilidade de contaminação do solo pelo "chorume"
- d) deve estar situado distante de áreas povoadas;
- e) não pode estar situado em áreas de proteção de mananciais;
- f) apresenta alto custo de transporte e construção de vias de acesso;
- g) causa poluição visual;
- h) uma má administração pode torná-lo um "lixão", que é uma fonte de disseminação de doenças e epidemias.
- i) não gera receita nenhuma, exceto por um possível aproveitamento do metano (produto da decomposição anaeróbica, principalmente);

Estas desvantagens motivaram a busca de outras soluções para a destinação final dos resíduos sólidos.

A reciclagem e a compostagem surgiram como soluções para reduzir os resíduos finais e ainda gerar receitas. A compostagem utiliza a "matéria orgânica do lixo" (restos de alimentos, por exemplo) para a fabricação de adubos orgânicos que podem ser usados na agricultura. A reciclagem, como o próprio nome diz, reaproveita materiais encontrados no lixo, tais como: vidros, plásticos, trapos, borrachas, papel, papelão, metais, etc. Infelizmente, tanto a reciclagem como a compostagem apresentam de maneira geral, um rejeito da ordem de 30 a 40%, que devem ter um destino determinado.

Um conceito que hoje vem se mostrando importantíssimo e indispensável para a compostagem, reciclagem e destinação final é a coleta seletiva de lixo. Nos lugares onde isto foi implantado, os resultados alcançados foram satisfatórios. A cidade de Curitiba é um bom exemplo.

Surgiu também nos últimos anos, outra solução para a destinação final dos resíduos sólidos: A incineração. Esta prática era utilizada apenas para resíduos hospitalares e os classificados como perigosos, porém atualmente ela busca a eliminação total dos resíduos com aproveitamento energético seja para geração de energia elétrica ou simplesmente vapor. Pode-se destacar algumas vantagens da incineração:

- apresenta um volume pequeno de cinzas e incombustíveis como rejeito;

- o calor gerado na queima é amplamente aproveitado;
- não ocupa grandes áreas;
- pode situar-se dentro da zona urbana ou proximidades;
- a princípio, possuir vida muito longa.

Seu grande inconveniente, é sem dúvida, o alto preço das instalações.

II. ESTUDO DA VIABILIDADE DA INCINERAÇÃO DO LIXO COM APROVEITAMENTO ENERGÉTICO (PRODUÇÃO DE VAPOR) PARA DESTINAÇÃO FINAL DOS RESÍDUOS SÓLIDOS DE UMA CIDADE COM 3 (TRÊS) MILHÕES DE HABITANTES

Serão enunciadas e analisadas (2) duas propostas.

Proposta A - Será realizada coleta seletiva de lixo, sendo parte dos resíduos encaminhados para centrais de compostagem e reciclagem. Todos os resíduos rejeitados e outros que não passaram pelas centrais deverão ser encaminhados para aterros sanitários energéticos (com aproveitamento do gás metano).

Proposta B - Será realizada coleta seletiva de lixo, sendo parte dos resíduos encaminhados para centrais de compostagem e reciclagem. Todos os resíduos rejeitados e outros que não passaram pelas centrais deverão ser incinerados com aproveitamento energético, sendo o pequeno volume de cinzas e incombustíveis encaminhados para pequenos aterros sanitários.

Abaixo, será construída uma tabela que submete as propostas a alguns critérios que possuem pesos diferenciados. Após a confecção da tabela, será calculado uma média final, baseada nas avaliações por critério e importância do critério.

Avaliações por proposta

Critério	Peso	Proposta A	Proposta B
1) Preço da Instalação	4	10	1
2) Área utilizada e vida útil da instalação	5	3	10
3) Gastos para garantir o funcionamento da instalação (todos os processos, energia, transporte, vias do acesso, etc)	2	6	7
4) Poluição gerada (visual, solo, ar, água)	5	5	7
5) Receita gerada	1	2	7

Média da proposta A (MPA)

$$MPA = \frac{10 \cdot (4) + 3(5) + 6(2) + 5(5) + 2(1)}{17} = \frac{94}{17} = 5,53$$

Média da proposta B (MPB)

$$MPB = \frac{1(4) + 10(5) + 7(2) + 7(5) + 7(1)}{17} = \frac{110}{17} = 6,47$$

Como MPB > MPA a proposta B pode ser considerada como a mais viável.

Observações: Para elaboração dos critérios, notas e pesos foram considerados os seguintes fatos:

- 1) uma cidade com recursos financeiros e condições tecnológicas para adotar qualquer proposta.

2) uma cidade com pequena e média disponibilidade de grandes áreas livres.

* CONCLUSÃO:

A incineração dos resíduos com aproveitamento energético para geração de vapor e/ou energia elétrica, mostrou-se uma boa solução para a destinação final dos resíduos sólidos.

III. INFORMAÇÕES BÁSICAS PARA O PROJETO DE UM GERADOR DE VAPOR
PARA INCINERAÇÃO DO LIXO DE UMA CIDADE COM 3 MILHÕES DE HABITANTES

III.1. Introdução

O Tema incineração do lixo resultante de uma cidade com 3 milhões de habitantes, deixa a desejar em termos de uma definição clara da situação, pois o "lixo" varia com muitos fatores, tais como: geográficos, climáticos, sócio-econômicos, turísticos, industriais, hábitos populacionais, etc. Neste projeto será utilizado pelo autor, valores médios de composição química, quantidade de resíduos, e outras grandezas que forem necessárias, baseados em literatura técnica especializada, pesquisas e levantamentos de dados de entidades confiáveis.

III.2. Considerações Preliminares

III.2.a) Quantidade de resíduos - Q_r

1) Será considerado uma cidade que realiza uma eficiente coleta seletiva de lixo, onde 50% dos resíduos passam por centrais de reciclagem e compostagem, sendo que estas apresentam um rejeito da ordem de 35%

2) Será adotada uma média de 1 kg. (um quilo) de resíduos por habitante por dia.

Posto isto, a quantidade de resíduos pode ser determinada:

$$Q_r = n.p (r + dc)$$

$$Q_r = 3.000.000. 1,0 (0,5 + (0,35. 0,05))$$

$$Q_r = 2025 \frac{\text{tres}}{\text{h}} = 85 \frac{\text{tres}}{\text{h}}$$

Levando em consideração a enorme quantidade de resíduos gerados, será projetado um equipamento com capacidade de queimar 42,5 tres/h ou 1020 tres/dia. Para atender a cidade proposta, serão necessárias duas unidades.

III.2.b) Poder Calorífico Inferior - PCI

Será considerado um poder calorífico inferior médio da ordem de 1500 $\frac{\text{kcal}}{\text{kg resíduo}}$ fonte: CETESB - lixo de São Paulo

III.2.c) Composição Química

A CESP - Companhia Energética de São Paulo, utilizou como parâmetro no dimensionamento dos equipamentos da usina termoelétrica o lixo, a seguinte composição química para o lixo de São Paulo Capital:

Carbono	(C)	-	47,8%	Observações: 1) a parte do combustível do lixo varia estatistica mente, em torno de 40%.
Hidrogênio	(Hz)	-	7,60%	
Oxigênio	(O ₂)	-	42,7%	
Nitrogênio	(N ₂)	-	1,60%	2) o lixo apresenta uma umidade de 60%
Enxofre	(S)	-	0,3%	

III.2.d) A alimentação da fornalha será mecanizada, usando grelha tipo Martin (consagrada para caldeiras que queimam lixo) que pos-

sui movimento alternativo vertical, o que possibilita um revolvimento do lixo, facilitando a entrada do ar do combustão e a própria combustão.

III.2.e) A caldeira possuirá câmara de combustão integralmente irradiada, feixe de convecção e economizador.

III.2.f) A caldeira irá produzir vapor saturado seco a pressão de 21 Kgf e 214°C
Cm²

III.2.g) A tiragem será mecanizada e a água de alimentação deve ter o tratamento necessário para evitar corrosão do equipamento.

IV. DIMENSIONAMENTO DO GERADOR DE VAPOR

IV.1. Introdução

Serão dimensionados a câmara de combustão, o feixe de convecção e o economizador. O dimensionamento se direcionará no sentido de fornecer dimensões, arranjos físicos e quantidades de calor envolvidas em cada subconjunto citado. Não serão enfocados o cálculo estrutural e os sistemas de insuflação de ar, exaustão de gases e tratamento da água de alimentação.

IV.2. Câmara de Combustão

IV.2.a) Cálculo do volume da câmara necessária - V_c .

O volume da câmara pode ser estimado, segundo a referênc-

cia 01, da seguinte maneira:

$$\frac{V_c}{C_v} = \frac{Q_t}{C_v} \quad \text{onde: } Q_t = B \cdot P_C I$$

$\text{e } C_v = 150.000 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3 \text{ h}} \text{ (Ref.01)}$

$$V_c = \frac{42.500.1500}{150.000}$$

$V_c = 425 \text{ m}^3$

IV.2.b) Cálculo da área da grelha (Sg)

$$S_g = \frac{B}{C_g} \quad \text{onde: } C_g = 675 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{h}} \quad \text{(Ref.01)}$$

$$S_g = \frac{42.500}{675} = 63 \text{ m}^2$$

$S_g = 63 \text{ m}^2$

Sabe-se que constroem módulos de grelha de 7 x 5,5 m. Adotando-se 7 m. de comprimento, obtém-se 2 módulos de largura 4,5 m. Portanto serão adotados dois conjuntos de grelha com 4,5 m x 7 m.

IV.2.c) Altura média da câmara (hc)

Será adotado uma câmara de seção retangular com as seguintes dimensões: $l_1 = 3,5 \text{ m}$
 $l_2 = 9,0 \text{ m.}$

$$h_c = \frac{V_c}{S_c} = \frac{425}{3,5 \cdot 9} = 13,5$$

$$hc = 13,5 \text{ m}$$

IV.3. Cálculo da Vazão dos gases

De acordo com a composição química dada no ítem II-c, pode-se calcular as seguintes quantidades:

Para 1 kg. de resíduo:	Oxigênio necessário
Carbono	0,478 kg
Hidrogênio	0,076 kg
Enxofre	0,003 kg
Nitrogênio	inerte
Oxigênio	0,427 kg
	<u>(-0,427)kg</u>
	TOTAL O_2 1,461 kg

Para 1,461 kg de O_2 , obtém-se 4,835 kg. de N_2 e portanto necessita-se de 6,296 kg. de ar para a combustão de 1 kg. de lixo.

Admitindo-se um excesso de ar de 100% e uma umidade de 60%, obtém-se a tabela abaixo:

Gás	Quant.(kg)	% em peso	Peso molec.	Volume Um^3	% vol
CO_2	1,753	11,35	44	0,89243	6,96
H_2O comb.	0,686	4,44	18	0,85368	6,65
H_2O const	1,848	12,00	18	2,29973	17,94
N_2 de comb	4,851	31,41	28	3,8848	30,3
N_2 do excar	4,835	31,31	28	3,868	30,17
O_2 do excar	1,461	9,46	32	1,0227	7,97
SO_2	<u>0,006</u>	<u>0,03</u>	<u>64</u>	<u>2,10</u>	<u>0,01</u>
	15,44	100 %	-	12,82344	100 %

Como a parte combustível varia estatisticamente em torno de 40%, o valor calculado deve ser corrigido:

$$m = 15,44 \cdot 0,4 = 6,16 \quad \frac{\text{kg gases}}{\text{Kg resíduo}}$$

$$m = 12,82344 \cdot (0,4) = 5,1294 \frac{\text{Nm}^3}{\text{Kg resíduo}}$$

IV.4. Balanço Energético

IV.4.a) Calor total \dot{Q}_t

$$\dot{Q}_t = B \cdot PCI$$

$$\dot{Q}_t = 42500 \cdot 1500$$

$$\boxed{\dot{Q}_t = 63,75 \cdot 10^6 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}}$$

IV.4.b) Calor necessário para produzir o vapor (\dot{Q}_v)

$$\dot{Q}_v = D (h_v - h_{aa})$$

IV.4.b.1) Cálculo da descarga de vapor D

Adotando-se um rendimento de 85% para o gerador de vapor (valor de acordo com a ref. 01 para queima de combustíveis sólidos) :

$$\dot{Q}_v = \dot{Q}_t \cdot 0,85$$

$$D (h_v - h_{aa}) = B \cdot PCI \cdot 0,85$$

$$\text{ou} \quad D = \frac{B \cdot PCI \cdot 0,85}{h_v - h_{aa}} = \frac{63,75 \cdot 10^6 \cdot 0,85}{669,1 - 25} \approx 84,1$$

$$\boxed{D = 84,1 \frac{\text{t vapor}}{\text{h}} \quad \text{à pressão de 21} \frac{\text{Kgl}}{\text{Cm}^2} \quad \text{e } 214^\circ\text{C}}$$

IV.4.c) Cálculo do calor absorvido no economizador (Qec)

$$Q_{ec} = D (h_{a1} - h_{a2})$$

Admitindo uma temperatura de 130°C para a água de alimentação e de 25°C para a temperatura da água ambiente, obtém-se

$$Q_{ec} = 84100 (130,5 - 25)$$

$$Q_{ec} = 8,87255 \cdot 10^6 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

IV.4.d) Cálculo do calor absorvido na faixa de convecção

$$Q_f = D (h_v - h_{a1}) - Q_{irr}$$

$$Q_f = 84100 (669,1 - 130,5) - Q_{irr}$$

$$Q_f = 45,29626 \cdot 10^6 - Q_{irr}$$

IV.4.e) Cálculo do calor absorvido na câmara de combustão

$$Q_{irr} = E \cdot C_n \cdot S_{irr} \left[\left(\frac{T_r}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_p}{100} \right)^4 \right]$$

onde: $E = 0,6$

$$C_n = 4,96 \frac{\text{Kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \text{K}}$$

S_{irr} é a superfície de irradiação: para câmaras integralmente irradiadas, com tubos tangentes, esta superfície corresponde a superfície projetada.

$$S_{irr} = 2[(9 \cdot 13,5) + (3,5 \cdot 13,5)] + 3,5 \cdot 9 =$$

$$S_{irr} = 369 \text{ m}^2$$

T_p é a temperatura de saturação mais 6° (220°C)

$$Q_{irr} = 1098,144 \left[\left(\frac{T_r}{100} \right)^4 - 590,73 \right]$$

$$\text{Para } T_r = 700^\circ\text{C} = 973 \text{ K}$$

$$\dot{Q}_{irr} = 9,1939 \cdot 10^6 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

$$\dot{Q}_{saldo} = \dot{Q}_t - \dot{Q}_{irr} = 54,5561 \cdot 10^6 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

$$h_{\text{gás}} = \frac{\dot{Q}_{saldo}}{Vg^{\text{ru}}} = \frac{54,5561 \cdot 10^6}{42500,5,1294} = 250,3 \frac{\text{Kcal}}{\text{Nm}^3}$$

Entrando no ábaco da página 3-40 da Ref. 01, encontra-se a temperatura de 700°C.

Portanto,

$$\dot{Q}_{irr} = 9,1939 \cdot 10^6 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

De posse deste valor, calcula-se o calor necessário no feixe:

$$\dot{Q}_f = 36,10236 \cdot 10^6 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

Então para o feixe de convecção obtém-se:

temperatura de entrada = temperatura remanescente = 700°C

$$\dot{Q}_{entrada} = 54,5561 \cdot 10^6 \text{ Kcal/h}$$

$$\dot{Q}_f = 36,10236 \cdot 10^6 \text{ Kcal/h}$$

$$\dot{Q}_{saldo} = 18,4537 \cdot 10^6 \text{ Kcal/h}$$

$$h_{\text{gás}} = \frac{18,4537 \cdot 10^6}{218000} = 84,65 \frac{\text{Kcal}}{\text{Nm}^3}$$

Entrando no ábaco citado anteriormente, obtém-se a temperatura de saída do feixe de aproximadamente 255°C.

Para o economizador:

$$\dot{Q}_{\text{entrada}} = 18,4537 \cdot 10^6 \text{ Kcal/h}$$

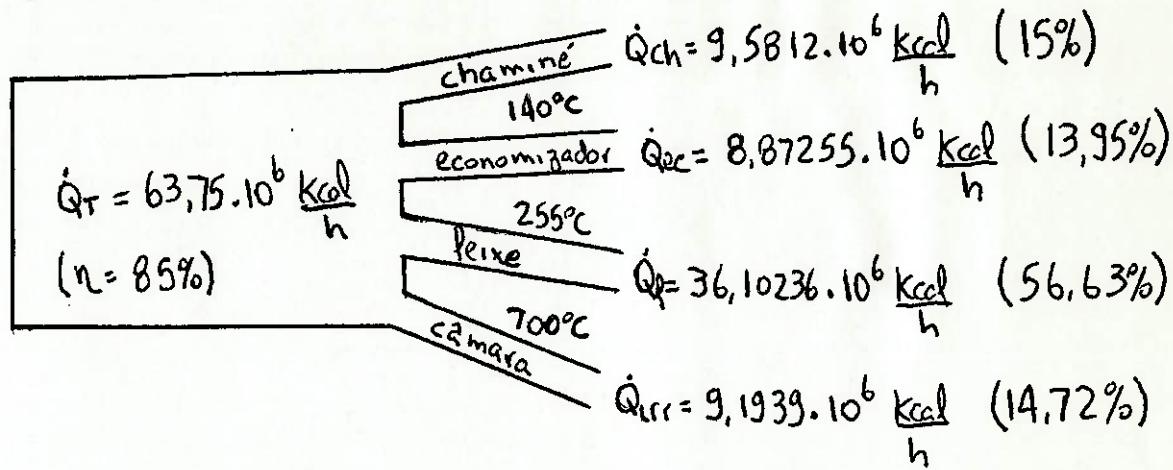
$$\dot{Q}_{\text{ec}} = 8,87255 \cdot 10^6 \text{ Kcal/h}$$

$$\dot{Q}_{\text{saldo}} = 9,5812 \cdot 10^6 \text{ Kcal/h}$$

$$\dot{h}_{\text{gas}} = \frac{9,5812 \cdot 10^6}{218000} \approx 44 \frac{\text{Kcal}}{\text{Nm}^3}$$

Entrando no mesmo ábaco, obtém-se para a temperatura do gás na saída do economizador o valor de 140°C

IV.4.f) Figura Demonstrativa do Balanço



IV.5. Dimensionamento do feixe de convecção

Sabe-se que:

$$\dot{Q}_f = U_f A_f \Delta T_f \quad \text{e} \quad \dot{Q}_f = 36,10236 \cdot 10^6 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

IV.5.a) Cálculo de ΔT_f

$$\Delta T_f = \frac{(t_{ef} - t_v) - (t_{sf} - t_v)}{\ln \left(\frac{t_{ef} - t_v}{t_{sf} - t_v} \right)}$$

$$\Delta T_f = \frac{(700 - 214) - (255 - 214)}{\ln \left(\frac{700 - 214}{255 - 214} \right)} = 182,4^\circ\text{C}$$

$\Delta T_f = 182,4^\circ\text{C}$

IV.5.b) Cálculo do coeficiente global de transferência de calor

O coeficiente global pode ser calculado da seguinte maneira:

$$U_f = \frac{1}{\frac{1}{h_{gf}} + R_{tubo} \frac{1}{h_{af}}}$$

IV.5.b.1) A resistência do tubo pode ser calculado da seguinte maneira:

$$R_{tubo} = \frac{e}{K_+} \quad \text{onde "e" é a espessura do tubo}$$

$$R_{tubo} = \frac{0,005}{39} \quad "K_+" \text{ é a condutividade}$$

$$R_{tubo} = 1,28 \cdot 10^{-4} \quad \text{térmica do material do tubo}$$

IV.5.b.2) O coeficiente h_{af} pode ser estimado em $5.800 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ\text{C}}$ para a evaporação da água no interior do tubo.

IV.5.b.3) Cálculo do coeficiente h_{fg}

Baseado na temperatura média dos gases no feixe de convecção (477°C) e na composição dada no ítem III.2.C, pode-se obter:

$$\bar{\rho}_{\text{gás}} = 0,361 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\bar{C}_{\text{pgás}} = 1.3575 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}^{\circ}\text{C}}$$

$$\bar{M}_{\text{gás}} = 32,33 \cdot 10^{-6} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}$$

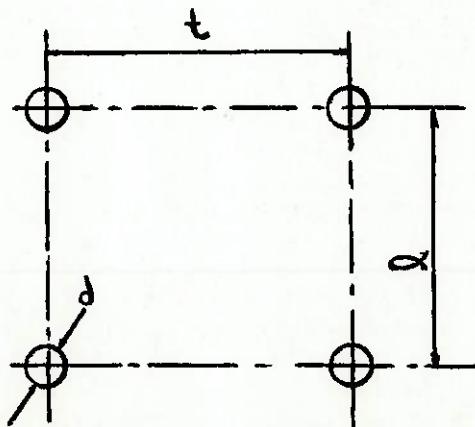
$$\bar{K}_{\text{gás}} = 0,054654 \frac{\text{W}}{\text{m.}^{\circ}\text{C}}$$

Segundo a referência 01 (fórmula 6.617) o número de Nusselt pode ser avaliado da seguinte maneira:

$$\text{Nu} = 0,287 \cdot f_b \cdot \text{Re}^{0,61} \cdot \text{Pr}^{\frac{1}{3}}$$

Onde: f_b considera o nº de fileiras de tubos
- para $n >$ obten-se $f_b = 1,0$

f_a é um fator de disposição que função do número de Re ,
e das relações t/d e ℓ/d



Para uma velocidade dos gases de 12 m/s e $d = 0,076$ m pode-se calcular:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot d}{\mu} = \frac{0,361 \cdot 0,076 \cdot 12}{32,33 \cdot 10^{-6}} = 10.183,5$$

$$Pr = \frac{\mu \cdot C_p}{K} = \frac{32,33 \cdot 10^{-6} \cdot 1357,5}{0,054654} = 0,803$$

Portanto, $Nu = 70,42853$

$$\text{Como } Nu = \frac{h_{gfd}}{K} \text{ ou } h_{gp} = \frac{Nu \cdot K}{d} = \frac{70,42853 \cdot 0,054654}{0,076}$$

$$h_{gfd} = 50,65 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

Com todos os coeficientes calculados obtém-se:

$$U_f = \frac{1}{\frac{1}{50,65} + \frac{0,005}{39} + \frac{1}{5800}} =$$

$$U_f = 49,9 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} = 42,92 \frac{Kcal}{hm^2 \cdot ^\circ C}$$

Com os valores calculados nos itens anteriores:

$$A_f = \frac{Q_f}{U_f \Delta T_f} = \frac{36,10236 \cdot 10^6}{42,92 \cdot 182,4} = 4611,6 \text{ m}^2$$

$A_{feixe} = 4611,6 \text{ m}^2$

IV.5.b.4) Cálculo da área de passagem dos gases

Sabe-se que:

$$m_{gases} = \rho V A$$

$$42500.6.16 = 0,361. 12.A. 3600$$

Portanto:

$$A = 16,8 \text{ m}^2$$

IV.6. Dimensionamento do Economizador

Sabe-se que:

$$A_{ec} = \frac{Q_{ec}}{U_e \cdot \Delta T_e} \quad \text{e} \quad Q_{ec} = 8,87255 \cdot 10^6 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

IV.6.a) Cálculo do ΔT_e

$$\Delta T_e = \frac{(t_{se} - t_{sa}) - (t_{ee} - t_{ea})}{\ln \left(\frac{t_{se} - t_{sa}}{t_{ee} - t_{ea}} \right)}$$

$$\Delta T_e = \frac{(140 - 130) - (255 - 25)}{\ln \left(\frac{140 - 130}{255 - 25} \right)} = 70,2^\circ\text{C}$$

IV.6.b) Cálculo do coeficiente global de transferência de calor V_e

O coeficiente global pode ser calculado da seguinte maneira:

$$V_e = \frac{1}{\frac{1}{h_{ge}} + R_{tubo} + \frac{1}{h_{ae}}}$$

IV.6.b.1) A Resistência do tubo pode ser calculada da seguinte maneira:

$$R_{tubo} = \frac{e}{K_{tubo}} = \frac{0,004}{39} = 1,025 \cdot 10^{-4}$$

IV.6.b.2) O coeficiente de convecção h_{ge} dos gases pode ser calculado da maneira análoga ao do feixe de convecção:

$$Nu = 0,287 \cdot fa \cdot fb \cdot Re^{0,61} \cdot Pr^{\frac{1}{3}}$$

As propriedades avaliadas a temperatura média de $197,5^{\circ}\text{C}$ valem:

$$\bar{\rho}_{\text{gás}} = 0,7055 \text{ kg/m}^3$$

$$\bar{\mu}_{\text{gás}} = 22,614 \cdot 10^{-6} \text{ Kg/m.s}$$

$$\bar{K}_{\text{gás}} = 0,03597 \text{ W/m}^{\circ}\text{C}$$

$$\bar{C}_{\rho\text{gás}} = 1270 \text{ J/kg}^{\circ}\text{C}$$

Admitindo-se uma velocidade de 10 m/s para os gases e diâmetro de 0,05508m, pode-se calcular:

$$Re = \frac{\rho v d}{\mu} = 15.848,3$$

$$Pr = \frac{\mu \cdot C_p}{K} = 0,7984$$

$$fa = 0,96 \quad fb = j \text{ (mais de 10 fileiras)}$$

(ábaco A6.6.5 - Ref. 01)

Com isso,

$$Nu = 93,23$$

$$\text{Como } Nu = \frac{h_{ge} \cdot d}{K} \quad \text{ou} \quad h_{ge} = \frac{Nu \cdot K}{d}$$

$$h_{ge} = 66,0 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

IV.6.b.3) Cálculo do coeficiente de convecção h_{ae} (interior do tubo)

O número de Nusselt pode ser avaliado da seguinte maneira, para escoamento turbulento em aquecimento:

$$Nu = 0,023 Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4}$$

As propriedades da água a temperatura média de $77^\circ C$ valem:

$$\rho = 973,7 \frac{kg}{m^3} \quad Cp = 4191 J/Kg \cdot ^\circ C$$

$$\mu = 3,72 \cdot 10^{-4} \frac{kg}{m \cdot s} \quad K = 0,668 \frac{W}{m \cdot ^\circ C}$$

Admitindo-se uma velocidade média de $1,0 \frac{m}{s}$ no interior do tubo, obtem-se:

$$Re = \frac{\rho v d}{\mu} = 1,33 \cdot 10^5$$

$$Pr = \frac{\mu \cdot Cp}{K} = 2,33$$

Portanto, $Nu = 405,2$

$$\text{Como } Nu = \frac{h_{ae} \cdot d}{K} \quad \text{ou} \quad h_{ae} = \frac{Nu \cdot K}{d}$$

$$h_{ae} = 5328,2 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

Com todos coeficientes calculados pode-se obter o valor de U_e

$$U_e = \frac{1}{\frac{1}{66} + \frac{0,004}{39} + \frac{1}{5328,2}}$$

$$U_e = 64,65 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} = 55,6 \frac{kcal}{hm^2 \cdot ^\circ C}$$

Com os valores calculados nos ítems anteriores:

$$A_{ec} = \frac{8,87255 \cdot 10^6}{55,670,2} = 2273,2 \text{ m}^2$$

$A_{ec} = 2273,2 \text{ m}^2$

IV.6.b.4) Cálculo da área de passagem dos gases pela equação de continuidade:

$$\dot{m} = \rho \cdot V \cdot A$$

$$A = \frac{42500 \cdot 6 \cdot 16}{0,7055 \cdot 10 \cdot 3600}$$

$A = 10,31 \text{ m}^2$