

ESCOLA POLITÉCNICA DA UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

TRABALHO DE FORMATURA

PROJETO DE UMA UNIDADE DE RECUPERAÇÃO DE CALOR SENSÍVEL

EM FÁBRICA DE ÁCIDO SULFÚRICO

NOME : Paulo César Caron Prado
Nº USP : 8271069
TURMA : Mecânica
CURSO : Energia e Fluidos
ORIENTADOR: Professor Doutor Hildo Pera
DATA : 19.11.92

ÍNDICE

I-	INTRODUÇÃO.....	página 1
I.1-	GENERALIDADES.....	página 2
I.2-	APROVEITAMENTO ENERGÉTICO.....	página 3
I.3-	RECUPERAÇÃO DE CALOR SENSÍVEL.....	página 4
I.4-	CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO DE CALOR SENSÍVEL.....	página 5
I.5-	A INDÚSTRIA DE ÁCIDO SULFÚRICO.....	página 7
II-	JUSTIFICAÇÃO DO PROJETO.....	página 8
II.1-	ANÁLISE DA NECESSIDADE.....	página 8
II.2-	ESPECIFICAÇÕES TÉCNICAS.....	página 10
II.3-	SÍNTESE DE SOLUÇÕES.....	página 11
II.4-	EXEQUIBILIDADE FÍSICA.....	página 12
II.5-	VALOR ECONÔMICO.....	página 13
II.6-	VIABILIDADE FINANCEIRA.....	página 14
II.7-	CONCLUSÃO.....	página 15
III-	ENUNCIADO DOS DADOS DO PROJETO.....	página 16
IV-	PROJETO BÁSICO.....	página 17
IV.1-	ESCOLHA DA MELHOR SOLUÇÃO.....	página 18
IV.2-	MODELAGEM DO PROJETO.....	página 19
IV.2.1-	CONSTRUÇÃO DE MODELOS ICÔNICOS.....	página 20
IV.2.2-	CONSTRUÇÃO DE MODELOS MATEMÁTICOS(CÁLCULOS).....	página 21

IV.2.2.1-	DETERMINAÇÃO DA DESCARGA DE VAPOR.....	página 22
IV.2.2.2-	DETERMINAÇÃO DO VOLUME DE AR TEÓRICO, VOLUME DE GÁS TEÓRICO, EXCESSO DE AR, VOLUME DE GÁS REAL E VOLUME DE AR REAL....	página 26
IV.2.2.3-	ESCOLHA DOS TUBOS DA CALDEIRA.....	página 29
IV.2.2.4-	CÁLCULO DO DIÂMETRO DO TAMBOR.....	página 33
IV.2.2.5-	DETERMINAÇÃO DA ESPESSURA DA PAREDE DO TAMBOR.....	página 36
IV.2.2.6-	DETERMINAÇÃO DA ESPESSURA DOS FUNDOS PLANOS.....	página 39

V-	BIBLIOGRAFIA.....	página 41
----	-------------------	-----------

VI-	APÊNDICE.....	página 42
	FIGURA1.....	página 43
	FIGURA2.....	página 44
	FIGURA3.....	página 45
	FIGURA4.....	página 46
	FIGURA5.....	página 47
	FIGURA6.....	página 48
	FIGURA7.....	página 49
	FIGURA8.....	página 50
	FIGURA9.....	página 51
	FLUXOGRAMA DO EQUIPAMENTO.....	página 52
	DESENHO EM ESCALA NO FORMATO A1.....	página 53

I- INTRODUÇÃO

Considerar-se-ão, ao longo desta introdução, alguns tópicos que auxiliarão na descrição do projeto da unidade de recuperação de calor sensível em uma fábrica de ácido sulfúrico. Esses tópicos serão: Generalidades, Aproveitamento energético, Recuperação de calor sensível, Caldeiras de recuperação de calor sensível e Indústria de ácido sulfúrico.

I.1- GENERALIDADES

Ao longo do ano de 1992, com o auxílio e incentivo do professor Doutor Hildo Pera, foi elaborado este trabalho de formatura que visa o projeto de uma caldeira de recuperação de calor sensível. Esta caldeira será utilizada especificamente no processo de obtenção de ácido sulfúrico, dadas as características peculiares desse processo.

Para a elaboração deste trabalho, além da mencionada ajuda do professor Hildo Pera, foram realizadas visitas à unidade da Alby Eletroquímica S.A. localizada na cidade de Jundiaí-SP. Foram também realizadas as necessárias consultas bibliográficas sobre manufatura de ácido sulfúrico e sobre caldeiras de recuperação.

Cabe mencionar que ao longo desse trabalho foram elaborados o estudo de viabilidade e o projeto básico, não tendo sido, portanto, elaborado o projeto executivo, fato esse que fugiria ao escopo do trabalho de formatura.

Finalmente, o autor afirma que este trabalho serve apenas como base para a elaboração de um projeto detalhado de uma unidade de recuperação de calor sensível, o qual deve levar em conta todas as peculiares características de determinada planta de manufatura de ácido sulfúrico.

I.2- APROVEITAMENTO ENERGÉTICO

Os meios científicos, durante as últimas décadas, vêm aprimorando as técnicas de transformação de energia visando diminuir a dissipação da mesma, e consequentemente preservar a espécie humana, já que a dissipação está intimamente ligada à degradação do meio ambiente.

Além disso, há o aspecto econômico, relacionado à busca do melhor aproveitamento de energia, visando o maior rendimento energético possível, através da eliminação das perdas.

Cabe destacar que ao longo de sua história o homem sempre consumiu combustíveis abundantemente, já que a oferta dos mesmos sempre foi grande. Esse desperdício de energia calorífica tornou-se uma preocupação mundial a partir de 1973 quando ocorreu a crise do petróleo, que provocou uma calamidade de proporções mundiais.

Até que novas fontes energéticas sejam descobertas e plenamente desenvolvidas, o homem tem a obrigação de melhor aproveitar os recursos energéticos disponíveis através da diminuição do desperdício de energia.

Observa-se ainda que antes da crise do petróleo, qualquer projeto de melhoria de aproveitamento energético era desconsiderado devido ao baixo custo do combustível e dos altos investimentos necessários. Essa situação é diferente nos dias atuais, onde há um retorno certo e rápido do investimento devido ao elevado custo do combustível.

1.3- RECUPERAÇÃO DE CALOR SENSÍVEL

Com a introdução de uma caldeira,, pode-se recuperar o calor disponível de um processo de queima de um combustível.

A eficiência do sistema de recuperação está baseado na relação entre a quantidade de calor disponível nos gases residuais do processo primário de queima e a quantidade de calor aproveitado na forma de vapor. Esse calor está relacionado com a temperatura de saída dos gases no processo primário.

A seguinte relação é válida:

$$Q = V_{ru} \times C_p \times (T_e - T_s)$$

onde V_{ru} : volume real dos gases produzidos na queima

C_p : calor específico médio a pressão constante dos gases

T_e : temperatura dos gases na entrada da caldeira

T_s : temperatura dos gases na saída da caldeira

Q : quantidade de calor aproveitada

Na figura 1 há uma representação esquemática do processo.

Observa-se que depois dos gases passarem pela caldeira, eles ainda contêm considerável quantidade de calor, ou seja ainda têm uma temperatura alta. O melhor aproveitamento da caldeira se dará quando da menor temperatura de saída dos gases da mesma.

É importante destacar que é economicamente inviável a utilização total do calor disponível.

Outra fórmula associada é:

$$Q_v = D_v \times (h_v - h_a)$$

onde D_v : descarga de vapor

h_v : entalpia do vapor à pressão da caldeira

h_a : entalpia da água de alimentação

Q_v : quantidade de calor do vapor

Portanto, temos:

$$D_v = \frac{V_{ru} \times C_p \times (T_e - T_s)}{h_v - h_a}$$

I.4- CALDEIRAS DE RECUPERAÇÃO DE CALOR SENSÍVEL

São as chamadas "Waste-Heat Boiler", uma das melhores formas de reaproveitamento energético dos gases residuais de processos manufatureiros.

Na metade do século XIX, as primeiras unidades produzidas apresentavam baixo rendimento e só conseguiam operar com gases residuais de altíssimas temperaturas (em torno de 1200 graus Celsius).

No entanto, após a Primeira Guerra mundial, a tecnologia evoluiu a ponto de conseguir retirar calor disponível em gases residuais a temperatura de 400 graus Celsius).

As caldeiras de recuperação diferem das caldeiras à combustível devido aos seguintes fatores:

- A troca de calor se dá basicamente por convecção, já que os gases apresentam baixa temperatura, o que significa o não aproveitamento da troca por irradiação.

- A relação entre o peso dos gases e a evaporação é maior (devido a baixa temperatura).

- Operando por convecção, o fluxo deve ser turbulento. Para isso, a velocidade dos gases deve ser alta.

Há dois tipos de caldeiras de recuperação:

- flamotubulares

- aquotubulares

As comparações entre os dois tipos são:

- ambas apresentam a mesma eficiência na transferência de calor.

- A flamotubular necessita menor presença de refratários.

- A flamotubular é mais hermética quanto a infiltração de ar.

- A flamotubular apresenta menor perda por irradiação.

A flamotubular apresenta uma perda de carga maior, já que as velocidades necessárias para troca de calor são maiores.

- A flamotubular apresenta um custo menor. Característica essa importantíssima nos dias atuais.

-A aquotubular apresenta uma pressão de operação maior sendo a apropriada para associações a centrais elétricas.

A seleção da caldeira de recuperação de calor sensível é baseada nas seguintes considerações:

- natureza química, temperatura e corrosividade dos gases.
- quantidade, conteúdo e natureza da fuligem.
- recursos disponíveis.
- localização desejável para o fluxo de saída dos gases.
- espaço disponível.
- se os gases estão sob pressão positiva ou negativa.
- outros requisitos específicos para o processo considerado.

As figuras 2,3,4 e 5 apresentam exemplos de caldeiras de recuperação utilizadas usualmente.

I.5- INDÚSTRIA DO ÁCIDO SULFÚRICO

A produção de ácido sulfúrico tem sido aceita através do mundo todo como um termômetro para a atividade industrial. Sua universalidade faz com que seja indispensável na indústria química e de processos. É difícil encontrar um artigo de comércio que não tenha tido contato com ácido sulfúrico durante a sua fabricação ou de seus componentes.

A utilização do ácido sulfúrico se dá como agente desidratador, catalizador, reagente ativo em processos químicos, solvente e absorvente. Ele é usado nos processos industriais em concentrações diluídas para controle de Ph de soluções salinas para fortalecer ácidos fórmicos usados em tingimento, explosivos e indústria farmacêutica. Ele é produzido e fornecido em classes de exata pureza para a estocagem de baterias, rayon, tintura e indústria farmacêutica, e em classes menos exatas para uso em aço, química pesada e indústria de superfosfatos. O ácido sulfúrico não é um produto "one-way". Depois de utilizado inicialmente em explosivos, petróleo, e indústria de tingimento, ele pode ser utilizado em outros processos industriais. O ácido sulfúrico é produzidos por dois processos: por câmara e por contato.

O consumo de ácido sulfúrico nas várias indústrias está declinando a uma taxa constante. O progresso exige que os produtores esforcem-se continuamente para diminuir o consumo de ácido por unidade de produto manufaturado. Os usos atuais do ácido sulfúrico são na indústria de detergentes, na extração de urânio, níquel, cobalto e no campo da química fluorada. Os registros indicam que o ácido sulfúrico tem se constituído num importante segmento da indústria mundial.

II- JUSTIFICAÇÃO DO PROJETO

II.1- ANÁLISE DA NECESSIDADE

O equipamento denominado caldeira de recuperação, como o próprio nome afirma, serve para recuperar o calor desprendido através de um processo de queima qualquer, e, com isso, gerar vapor para ser utilizado em outros processos.

No caso da fabricação de ácido sulfúrico essa possibilidade de recuperação ocorre pois os gases de combustão, compostos por SO_2 , O_2 e N_2 , saem do forno com temperaturas muito altas (entre 870 e 1260°C). Além disso, esses gases devem ser utilizados na continuidade do processo a uma temperatura mais baixa (entre 300 e 400°C). Dessa forma, esses dois fatores justificam a necessidade de um equipamento que realize essa função de gerar calor e resfriar a determinada mistura de gases.

O projeto deve beneficiar diretamente os empresários ligados à área de produção de ácido sulfúrico, mas indiretamente, o benefício mais importante advirá à sociedade como um todo, já que com um menor desperdício de energia, há uma menor degradação do meio ambiente, preocupação essa a mais importante para o futuro do planeta Terra.

A utilização do ácido sulfúrico na indústria, conhecida desde 1797, está hoje em dia localizada na fabricação de detergentes, na extração de urânio, níquel, cobalto, e no campo da indústria química de fluorados. Os registros indicam que o ácido sulfúrico tem sido um importante insumo para a indústria em geral, e a tendência do mercado é de crescimento nas próximas décadas. Nota-se, portanto, que durante a vida útil do produto projetado neste trabalho, a tendência evolutiva do mercado é considerável.

O usuário, ou seja, o fabricante de ácido sulfúrico será satisfeito através da redução dos custos de fabricação.

Deve-se mencionar que qualquer investimento que vise à redução dos custos de fabricação de uma empresa através da recuperação de energia deve ser considerado nos dias de hoje.

Diante do não conhecimento da oferta global de

combustíveis em geral, qualquer aproveitamento de calor representa uma economia significativa.

O retorno do investimento na maioria dos casos se verifica dentro de prazos bastante curtos.

A redução dos custos de produção em alguns exemplos chega a resultados muito favoráveis.

A vida útil de uma caldeira de recuperação é muito longa devido à simplicidade de sua estrutura, que apresenta fácil manutenção e operação.

II.2- ESPECIFICAÇÕES TÉCNICAS

Estabelecer-se-á um conjunto de requisitos funcionais, operacionais e construtivos a serem atendidos pelo produto:

- ser dimensionado para reduzir a temperatura de saída dos gases a um menor valor possível dentro das possibilidades termodinâmicas e econômicas. Observa-se que a temperatura de saída dos gases limite é a temperatura ambiente.

- ser projetado para operar em contra-corrente, escoamento cuja troca de calor é mais acentuada.

- possuir um bom isolamento térmico para a redução das perdas por irradiação.

- permitir fácil acesso para inspeções e limpezas.

- vida útil dos principais componentes não inferior a dois anos com uso diário de 16 horas.

- nenhuma falha que interrompa o funcionamento nos primeiros dois anos de uso.

- capacidade: gerar em torno de 4000 kg/h de vapor saturado seco a pressão de 18 kgf/cm².

- peso máximo: 3 toneladas.

- $T_s = T_v + (70 \sim 80^\circ\text{C})$

onde T_s : temperatura de saída dos gases.

T_v : temperatura de vaporização da água à pressão da caldeira.

entradas desejáveis: gases residuais a temperatura entre 870 e 1260°C.

saídas desejáveis: vapor saturado seco a 18 kgf/cm² (4000 kg/h).

entradas indesejáveis: muito material particulado, comandos inadequados, choques físicos ou térmicos.

saídas indesejáveis: gases a temperatura menor que a temperatura de orvalho (corrosão) e vazamentos.

II.3- SÍNTESE DE SOLUÇÕES

As três concepções gerais de caldeiras de recuperação de calor sensível a serem analisadas quanto às suas funções são, espectivamente:

- A - caldeira aquotubular
- B - caldeira flamotubular vertical
- C - caldeira flamotubular horizontal

SOLUÇÃO A: Apresenta alto custo de aquisição; é de difícil manutenção; o rendimento obtido é alto; a pressão de trabalho é alta (acima de 18 kgf/cm²); a produção de vapor é alta (acima de 6000 kgv/h); a transportabilidade é difícil; exige muita utilização de refratários; o espaço ocupado é grande e a possibilidade de compactação é baixa.

SOLUÇÃO B: Apresenta baixo custo de aquisição; é de fácil manutenção; o rendimento obtido é baixo (em torno de 65%); a pressão de trabalho é baixa (menor que 10 kgf/cm²); a produção de vapor é baixa; a transportabilidade é fácil; exige pouca utilização de refratários; o espaço ocupado é pequeno e a possibilidade de compactação é baixa.

SOLUÇÃO C: Apresenta baixo custo de aquisição; é de fácil manutenção; o rendimento obtido é baixo (entre 60 e 65%); a pressão de trabalho é média (entre 10 e 18 kgf/cm²); a produção de vapor é média; a transportabilidade é difícil; exige pouca utilização de refratários; o espaço ocupado é pequeno e possui uma alta possibilidade de compactação.

Nota-se que a concepção B não atende à especificação de capacidade de geração de vapor e pressão de trabalho.

II.4- EXEQUIBILIDADE FÍSICA

Todos os tipos de soluções geradas no item anterior são exequíveis fisicamente dada as possibilidades tecnológicas disponíveis atuais.

II.5- VALOR ECONÔMICO

Analisando o problema do ponto de vista econômico, abandona-se a solução A devido ao custo excessivo para a sua aquisição.

Já para as soluções B e C, o valor correspondente à redução dos custos de produção de ácido sulfúrico é alto em relação ao custo global de aquisição e ao custo operacional durante a vida útil do equipamento.

Como já foi afirmado, o retorno do investimento na maioria dos casos se verifica dentro de prazos bastante curtos.

II.6- VIABILIDADE FINANCEIRA

O estudo de viabilidade financeira deverá ser feito levando em conta as disponibilidades financeiras em termos de instalações, máquinas, dispositivos e eventual pessoal a ser contratado para operar a caldeira.

Para as duas soluções, os investimentos são altos, porém o retorno é rápido.

II.7- CONCLUSÃO

Desse estudo de viabilidade, foram geradas três concepções para a caldeira de recuperação a ser projetada:

- A - caldeira aquotubular
- B - caldeira flamotubular vertical
- C - caldeira flamotubular horizontal

A solução A foi descartada devido ao alto custo de aquisição.

A solução B foi descartada pois ela não atende à especificação de produzir em torno de 4000 kg de vapor por hora a uma pressão de trabalho de 18 kgf/cm².

Portanto, a elaboração do projeto será baseada numa concepção de caldeira flamotubular horizontal.

III- ENUNCIADO DOS DADOS DO PROJETO

Produção de H_2SO_4120 t/dia

Pressão do vapor.....18 kgf/cm²

Qualidade do vapor.....saturado seco

Temperatura da água de alimentação.....105°C

Temperatura de entrada dos gases.....990°C

Temperatura de saída dos gases.....380°C

IV_ PROJETO BÁSICO

O projeto básico preliminar ou, como é mais conhecido, anteprojeto, visa estabelecer a concepção global do projeto, até o ponto em que se tenha elementos necessários para o início da fase seguinte, o projeto executivo.

Cabe lembrar, novamente, que a elaboração do projeto executivo não foi solicitada pelo orientador do trabalho, o professor Hildo Pera.

IV.1- ESCOLHA DA MELHOR SOLUÇÃO

Conforme pôde ser atestado no item II.7 deste trabalho, das três soluções geradas pelo estudo de viabilidade, apenas a solução C (referente à caldeira flamotubular horizontal) foi selecionada, sendo descartadas as soluções A e B por motivos técnicos e econômicos.

Dessa forma, a escolha da melhor solução não é necessária, pois uma única solução foi considerada viável pelo estudo anterior e, aparentemente, é aquela que possui maiores possibilidades de sucesso.

Se porventura, ao final do estudo de viabilidade restassem duas soluções, essa etapa do projeto básico consistiria em comparar as soluções possíveis, determinando as vantagens e desvantagens de cada uma e escolher a melhor.

Já tendo sido definida a solução a ser projetada (caldeira flamotubular horizontal), ela deverá ser definida e caracterizada, ou seja, consolidada completamente.

IV.2- MODELAGEM DO PROJETO

A partir desse ponto, a continuação do projeto exige que o produto seja apresentado de uma forma mais concreta.

O projeto será representado por modelos.

Dois tipos de modelos serão apresentados: icônicos (através do desenho em papel vegetal em escala no formato A1), e simbólicos (através dos cálculos a serem apresentados no item IV.2.2, a partir dos dados do projeto apresentados no item III).

É interessante notar que o outro tipo de modelos, analógicos, materializado na forma de um protótipo, não será realizado, em virtude da não requisição do professor orientador.

IV.2.1- CONSTRUÇÃO DE MODELOS ICÔNICOS

Vide desenho em escala em papel vegetal no formato A1 no Apêndice.

IV.2.2- CONSTRUÇÃO DE MODELOS MATEMÁTICOS
(APRESENTAÇÃO DOS CÁLCULOS)

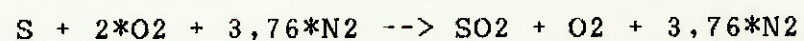
A partir de agora serão apresentados todos os cálculos que foram feitos para o projeto em questão.

IV.2.2.1 - DETERMINAÇÃO DA DESCARGA DE VAPOR

IV- APRESENTAÇÃO DOS CÁLCULOS

IV.1- DETERMINAÇÃO DA DESCARGA DE VAPOR

A reação que ocorre no forno para a produção de SO₂ é:



Essa reação é altamente exotérmica, liberando apreciável quantidade de calor que se traduz numa alta temperatura dos gases de saída do forno.

Os gases de combustão têm a seguinte composição volumétrica, em média (ref.1):

% em Volume

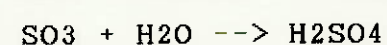
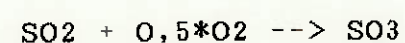
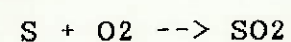
SO₂.....10,7

O₂.....10,1

N₂.....79,2

Esses gases saem do forno à temperatura de 990°C.

As reações que ocorrem para a obtenção de ácido sulfúrico são:



Ou seja, são necessários 32 kg de S para produzir 98,07 kg de H₂SO₄.

A instalação produzirá 120 toneladas de H₂SO₄ por dia, ou seja, 5 toneladas por hora.

O gás que sai do forno tem a seguinte composição:

Nm³/h em %

SO₂.....1114,8...10,3

O₂.....1137,6...10,5

N₂.....8558,4...79,2

Total.....10810,8...100,0

Calcular-se-á neste momento o calor específico da mistura de gases.

$$\text{Para o SO}_2: \text{Cpm} = \frac{9.15 + 0.055 \cdot t}{M} = \frac{9.15 + 0.055 \cdot t}{64.06}$$

onde t é a temperatura em graus Celsius e M é a massa molecular em kg/kmol.

$$\text{Para } 900^\circ\text{C} \rightarrow \text{Cp} = 0.9928 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$$

$$\text{Para } 380^\circ\text{C} \rightarrow \text{Cp} = 0.4691 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$$

$$\text{Na média, Cpm} = 0.7310 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$$

$$\text{Para o O}_2: \text{Cpm} = \frac{6.95 + 0.00106 \cdot t}{M} = \frac{6.95 + 0.00106 \cdot t}{32.00}$$

$$\text{Para } 990^\circ\text{C} \rightarrow \text{Cp} = 0.2500 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$$

$$\text{Para } 380^\circ\text{C} \rightarrow \text{Cp} = 0.2298 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$$

$$\text{Na média, Cpm} = 0.2399 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$$

$$\text{Para o N}_2: \text{Cpm} = \frac{6.95 + 0.00106 \cdot t}{M} = \frac{6.95 + 0.00106 \cdot t}{28.016}$$

$$\text{Para } 990^\circ\text{C} \rightarrow \text{Cp} = 0.2855 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$$

$$\text{Para } 380^\circ\text{C} \rightarrow 0.2625 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$$

$$\text{Na média, Cpm} = 0.2740 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$$

Finalmente, para a mistura de gases:

$$\text{Cpm} = 0.103 \cdot 0.7310 + 0.105 \cdot 0.2399 + 0.792 \cdot 0.2740$$

$$\text{Logo, Cpm} = 0.3175 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$$

Como o peso específico da mistura de gases em relação ao ar é 1.093, temos: $\text{Cpm} = 0.3175 \cdot 1.093 = 0.3470 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$

O calor disponível para a geração de vapor será:

$$\text{Qd} = V \cdot \text{Cpm} \cdot (\text{Ts} - \text{Te}) = 10810.8 \cdot 0.3470 \cdot (990 - 380)$$

$$\text{Ou seja, Qd} = 2288322 \text{ kcal/h}$$

$$\text{A } 105^\circ\text{C} \rightarrow h = h_l = 105.08 \text{ kcal/kg}$$

$$\text{A } 18 \text{ kgf/cm}^2 \rightarrow h = h_v = 668.2 \text{ kcal/kg}$$

$$\text{A diferença de entalpia é, portanto, igual a } 563.12$$

kcal/kg.

$$\text{Produção de vapor: Dv} = \frac{2288322}{563.12} = 4064 \text{ kg/h}$$

Se o circuito for fechado, como ocorre em modernas instalações, a água condensada retorna à caldeira com entalpia equivalente à entalpia da fase líquida. Então, admitindo 3% de perda por irradiação:

A diferença de entalpia fica, portanto, igual a 458.1 kcal/kg (668.2 - 210.1)

A produção de vapor, por outro lado, fica:

$$Dv = \frac{2288322 * 0.97}{458.1} = 4895 \text{ kg/h}$$

IV.2.2.2- DETERMINAÇÃO DO VOLUME DE AR TEÓRICO, VOLUME DE GÁS
TEÓRICO, EXCESSO DE AR, VOLUME DE GÁS REAL E VOLUME DE AR REAL

IV.2- DETERMINAÇÃO DO VOLUME DE AR TEÓRICO, VOLUME DE GÁS TEÓRICO, EXCESSO DE AR, VOLUME DE GÁS REAL E VOLUME DE AR REAL

Segundo Pera, o volume de ar teórico pode ser obtido através da seguinte expressão:

$$V_{art} = \frac{1.01 \cdot PCI}{1000} + 0.5$$

onde PCI é o poder calorífico inferior do combustível.

No caso, $PCI = 2214 \text{ kcal/kg}$.

Logo, $V_{art} = 2.736 \text{ Nm}^3/\text{kg comb.}$

Do mesmo modo, o volume de gás teórico pode ser calculado por:

$$V_{gt} = \frac{0.85 \cdot PCI}{1000} + 1.65$$

Logo, $V_{gt} = 3.621 \text{ Nm}^3/\text{kg comb.}$

Temos que para produzir 98.076 kg de H_2SO_4 são necessários 32 kg de enxofre. Portanto para produzir 5000 kg de H_2SO_4 por hora são necessários:

$$\frac{5000 \cdot 32}{98.076} = 1631.4 \text{ kg S/h}$$

Logo, $V_{gt} = 3.621 \text{ Nm}^3/\text{kg S} \cdot 1631.4 \text{ kg S/h} \Rightarrow$
 $V_{gt} = 5907.3 \text{ Nm}^3/\text{h}$

Temos que a seguinte expressão é válida:

$$V_{gr} = V_{gt} + (n-1) \cdot V_{art}$$

Logo, o excesso de ar (n) pode ser calculado por:

$$n = \frac{V_{gr} - V_{gt}}{V_{art}} + 1 = \frac{10810.8 - 5907.3}{2.736 \cdot 1631.4} + 1 \Rightarrow n = 2.10$$

Observa-se que o volume de gás real já havia sido obtido no item anterior.

O volume de ar real é dado por:

$$\text{Var} = n * \text{Vart} = 2.10 * 2.736 \Rightarrow \text{Var} = 5.7456 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

IV.2.2.3- ESCOLHA DOS TUBOS DA CALDEIRA

IV.3- ESCOLHA DOS TUBOS DA CALDEIRA

A velocidade dos gases de combustão que escoam ao longo dos tubos deve ser superior a 60 pés/s, ou seja, 18 m/s.

Essa condição deve ser obedecida para que não haja a necessidade de utilização de tubos curvos. Como em nosso projeto deseja-se utilizar apenas tubos retos, vamos adotar uma velocidade de 20 m/s à temperatura média dos gases.

Nota-se que a temperatura média dos gases é dada por:

$$T_m = \frac{990 + 380}{2} = 685^\circ\text{C}$$

O volume real de gases de combustão é dado por:

$$V_{gr} = 10810.8 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Portanto, o volume real de gases à temperatura média é dado por:

$$V_{grm} = \frac{10810.8 * 958}{273} = 37936.8 \text{ m}^3/\text{h}$$

Note que $685 + 273 = 958 \text{ K}$.

Passando para o Sistema Internacional de Unidades:

$$V_{grm} = \frac{37936.8}{3600} = 10.54 \text{ m}^3/\text{s}$$

A área transversal total dos tubos é obtida por:

$$S = \frac{V_{grm}}{v} = \frac{10.54}{20} \Rightarrow S = 0.527 \text{ m}^2$$

De acordo com a norma ANSI B.36.10 da ABNT, vamos utilizar o seguinte tubo de aço carbono:

$\varnothing = 2''$ - SCH40, cujo diâmetro interno é igual a 52.50 mm e a espessura é igual a 3.91 mm.

Portanto a área da seção transversal de cada tubo é:

$$A = \frac{\pi * d_i^2}{4} = \frac{3.1415 * (0.0525)^2}{4} = 0.00216 \text{ m}^2$$

O número de tubos a serem utilizados é dado por:

$$n = \frac{S}{A} = 244 \text{ tubos}$$

Sendo esse número menor que 1340 tubos, o dimensionamento pode ser considerado satisfatório.

Para a determinação do comprimento dos tubos, devemos determinar a área total de troca de calor.

A expressão a ser utilizada para a determinação dessa

área (S) é:

$$S = \frac{Q_d}{U \Delta t_{\log}}$$

onde Qd: calor disponível para a geração de vapor.

U : coeficiente global de transmissão de calor.

$\Delta t_{\log}$: diferença média logarítmica de

temperatura.

Temos que: $U =$

$$\frac{1}{\frac{1}{h_g} + \frac{e}{K} + \frac{1}{h_a}}$$

h_g : coeficiente de transmissão de calor

por convecção (kcal/h.m².°C)

e: espessura do tubo (m)

K: condutibilidade térmica do material

(kcal/h.m.°C)

h_a: coeficiente de transmissão de calor

por convecção através da água

(kcal/h.m².°C)

Como a resistência térmica do gás é muito maior que a

resistência térmica da água e do tubo, vem:

$$U = h_g$$

Utilizamos a seguinte fórmula empírica para a

obtenção de h_g (Schack):

$$h_g = [3.6 + 0.26 \cdot (T_m/100) - 0.0076 \cdot (T_m/100)^2] \cdot C_o\% / d\%$$

T_m: temperatura média dos gases

d: diâmetro interno dos tubos

C_o: velocidade dos gases nas condições normais de

pressão e temperatura

Temos que $C_o = v \cdot 264 \cdot p$

$$\frac{273 + T_m}{273 + 685}$$

Logo $C_o = 20 \cdot 264 \cdot 1.013$

$$\frac{273 + 685}{273 + 685}$$

$$C_o = 5.583 \text{ m/s}$$

Sabemos que $d = 0.0525$ m.
 Substituindo os valores, obtemos:
 $h_g = 38.12 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$
 $U = h_g = 38.12 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$

$$\Delta t_{log} = t_e - t_s$$

$$\frac{\ln t_e}{t_s}$$

onde t_e : temperatura de entrada dos gases na caldeira
 (990°C)
 t_s : temperatura de saída dos gases da caldeira
 (380°C)

$t_e = t_e - t_v = 990 - 206.1 = 783.9^\circ\text{C}$
 $t_s = t_s - t_v = 380 - 206.1 = 173.9^\circ\text{C}$
 Substituindo os valores, vem:

$$\Delta t_{log} = 405.1^\circ\text{C}$$

$Q_d = 2288322 \text{ kcal/h}$ (já calculado no item IV.1)
 Finalmente, obtemos o valor da área total de troca de

calor:

$$S = 2288322 / (38.12 * 405.1) = > S = 148.2 \text{ m}^2$$

Por outro lado, $S = \pi * d * L * n = \pi * 0.0525 * 24 * L$

Iguando as duas expressões, obtemos o valor do

comprimento do tubo L :

$$L = 3.683 \text{ m}$$

Segundo Shields, para caldeiras horizontais L deve

ser menor do que 7.3152 m. Ou seja, o dimensionamento está

coerente.

IV.2.2.4 - CÁLULO DO DIÂMETRO DO TAMBOR

IV.4 - CÁLCULO DO DIÂMETRO DO TAMBOR

Para o dimensionamento do diâmetro do tambor, vamos fazer uma análise geométrica da distribuição dos tubos na caldeira.

Vamos utilizar a distribuição dos tubos quincôncia. Sendo o diâmetro de cada tubo igual a 2 polegadas, a distância entre os centros de dois tubos consecutivos na direção horizontal será:

$$H = 2 * 25.4 + 25.4 = 76.2 \text{ mm}$$

Como pode ser atestado na figura 6, que apresenta a distribuição dos tubos na caldeira, a distância entre os centros de tubos em fileiras consecutivas (na vertical) é:

$$V = \text{tg}(60^\circ) * 38.1 = 66.0 \text{ mm}$$

Observamos que uma área de $66.0 * 76.2 = 5029 \text{ mm}^2$

abrange um espaço entre duas fileiras consecutivas.

Considerando 244 tubos, a área da seção transversal da

caldeira ocupada pelos tubos deve ser igual a:

$$A = 5029 * (244\% + 1)^2 \sim 5029 * (16+1)^2 = 1.4534 \text{ m}^2$$

Conforme pode ser atestado na figura 7, que mostra um

esboço da seção transversal do tambor, a área da câmara de vapor

é determinada por uma altura mínima de 350 mm ao longo do raio do

tambor.

Além disso, a área da porta de inspeção será

considerada como a área de uma circunferência de diâmetro 300

mm.

Portanto, a área da seção transversal ocupada pelos

tubos também pode ser dada por:

$$A = p_1 * R^2 - \frac{p_1 * B * R^2}{180 * 2} - [R^2 + (R - 0.35)^2 + 2 * R * (R - 0.35) * \cos \frac{180}{2}] * \frac{1}{2}$$

$$\frac{2}{* (R - 0.35) * 2} - \frac{4}{p1 * (0.3)^2}$$

Considerando $\beta = 150^\circ$, vem:

$$A = p_1 * R^2 - 1.309 * R^2 [2.5176 * R^2 - 0.8812 * R + 0.1225]^{1/2} * (R - 0.35) - 0.0707$$

Iguando as duas expressões, o valor de R que satisfaz a igualdade é:

estatística a igualdade é:

$$R = 0.780 \text{ m} \Rightarrow D = 1.560 \text{ m}$$

Considerando uma segurança de 10%, obtenho o valor do

clãmeto do tambor:

$$Dt = 1.716 \text{ m}$$

IV.2.2.5 - DETERMINAÇÃO DA ESPESSURA DA PAREDE DO TAMBO

IV.5 - DETERMINAÇÃO DA ESPESSURA DA PAREDE DO TAMBOR

Para a construção da caldeira deverão ser observadas as normas vigentes que são elaboradas por motivo de segurança.

As normas para o procedimento de seleção e de cálculo

de estanqueidade dos componentes integrantes das caldeiras

procedem principalmente da Alemanha, Inglaterra, E.U.A. e França.

Os demais países, tendo por base estas normas

publicadas por órgãos como A.S.M.E., DIN e B.S.I., elaboram suas

próprias normas.

No Brasil, a A.B.N.T., através da norma NB-227,

inciou um código destinado ao projeto e construção de caldeiras

estacionárias, procurando apoiar nas normas citadas. Entretanto,

predominam nos projetos do país os códigos da A.S.M.E., DIN e

B.S.I.

Em nosso projeto, vamos utilizar a norma alemã DIN.

Para o tambor, vale a expressão:

$$p = \frac{S}{\sigma} \cdot \eta \cdot \ln \left(\frac{d_e}{d_i} \right)$$

onde p: pressão interna.

σ : tensão admissível do material.

S: coeficiente de segurança.

η : fator que considera o enfraquecimento devido às

soldas e furações.

d_e: diâmetro externo da peça.

d_i: diâmetro interno da peça.

Os seguintes parâmetros devem ser considerados para a

utilização daquela expressão:

Temperatura de cálculo:

De acordo com a norma alemã, para paredes não expostas

a chama direta, adota-se a temperatura de vapor, que é igual a

206,1°C.

Tensão admissível:

Como a temperatura de cálculo é menor que 350°C, a

tensão admissível adotada será o limite de escoamento a quente.

Por limite de escoamento a quente entende-se, de

acordo com a norma DIN-50112, a máxima solicitação de um material

que este ainda suporta para a carga estática e que porém, em

certas circunstâncias, pode produzir apreciável deformação

permanente.

Na norma DIN-17155, encontramos as características de

chapas para construção de caldeiras. Para a temperatura de

206.1°C, vamos utilizar o material H1A, que apresenta uma tensão

admissível igual a 17.8 kgf/mm² = 1780 kgf/cm².

A tabela de materiais encontra-se na figura 8.

Coeficiente de segurança:

Tratando-se de uma chapa soldada, para geradores d

vapor terrestres, utiliza-se S = 1.5.

 η :

Para tambor soldado: $\eta = 0.8$

Vamos então calcular:

Temos que $p = \frac{S}{\eta} \ln(de/di)$

S

Ou seja, $de = di \cdot e^{\frac{p \cdot S}{\eta}}$ $\Rightarrow$

$\Rightarrow de = 1.716 \cdot e^{\frac{(18 \cdot 1.5 / 1780 \cdot 0.8)}{0.8}}$

Logo, $de = 1.749$ m

Para o cálculo de tambores, é prevista pela norma uma

constante c para a consideração de tolerância na espessura da

chapa e desgaste da mesma com o tempo.

Contudo, para $e > 30$ mm, $c = 0$.

Portanto $e = de - di + c = 1749 - 1716 + 0 \Rightarrow e = 33$ mm.

Utilizaremos, então, uma chapa com espessura 1 1/2".

IV.2.2.6 - DETERMINAÇÃO DA ESPESSURA DOS FUNDOS PLANOS

IV.6 - DETERMINAÇÃO DA ESPESSURA DOS FUNDOS PLANOS

Vamos utilizar um fundo plano com os próprios tubos de passagem dos gases de combustão servindo como tirantes. Os tubos tirantes estarão distribuídos regularmente conforme a figura 9.

A espessura é dada por:

$$e = C \sqrt{\frac{p(a^2 + b^2)}{100 \cdot \frac{S}{C}}} + c$$

onde $a = V \cdot 2 = 66.0 \cdot 2 = 132.0 \text{ mm}$

$b = H \cdot 2 = 76.2 \cdot 2 = 152.4 \text{ mm}$

C: coeficiente que depende das condições de

carga.

Adotando $C=1$ e $c=1 \text{ mm}$, vem:

$e = 3.5 \text{ mm}$

Vamos adotar uma chapa de espessura $\frac{1}{2}$ ".

V- BIBLIOGRAFIA

- 1 - Hildo Pera, "Geradores de Vapor" - Editora Fama 1990.
- 2 - Carl D. Shields, "Types, Characteristics and Functions" - McGraw-Hill 1961.
- 3 - Ennio Ravaglia, "Projeto de um Gerador de Vapor de Agua" - Departamento de Livros e Publicações do Grêmio Politécnico 1961.
- 4 - Andrew M. Fairlie, "Sulfuric Acid Manufacture" - EPUSP
- 5 - Reinhold Duecker, "Manufacture of Sulfuric Acid"
- 6 - Alfred Schack, "Industrial Heat Transfer
- 7 - Gordon J. Van Wylen & Richard Sonntag, "Fundamentos da Termodinâmica Clássica" - Ed. Edgar Blücher Ltda. 1976

VI - APÉNDICE

FIGURA 1 - Esquema princípio de uma caldeira de recuperação de calor sensível tipo flamatubular

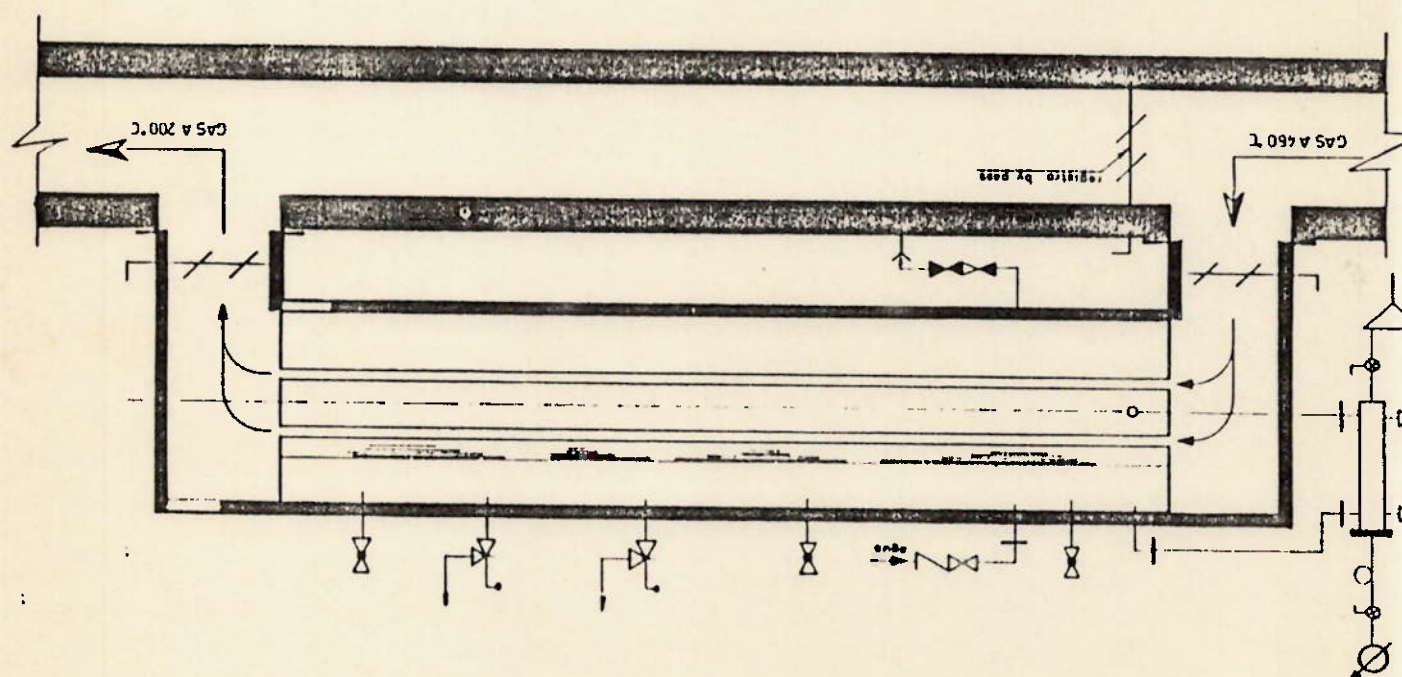


FIGURA2 - Unidade de recuperação de calor sensível tipo flamotubular

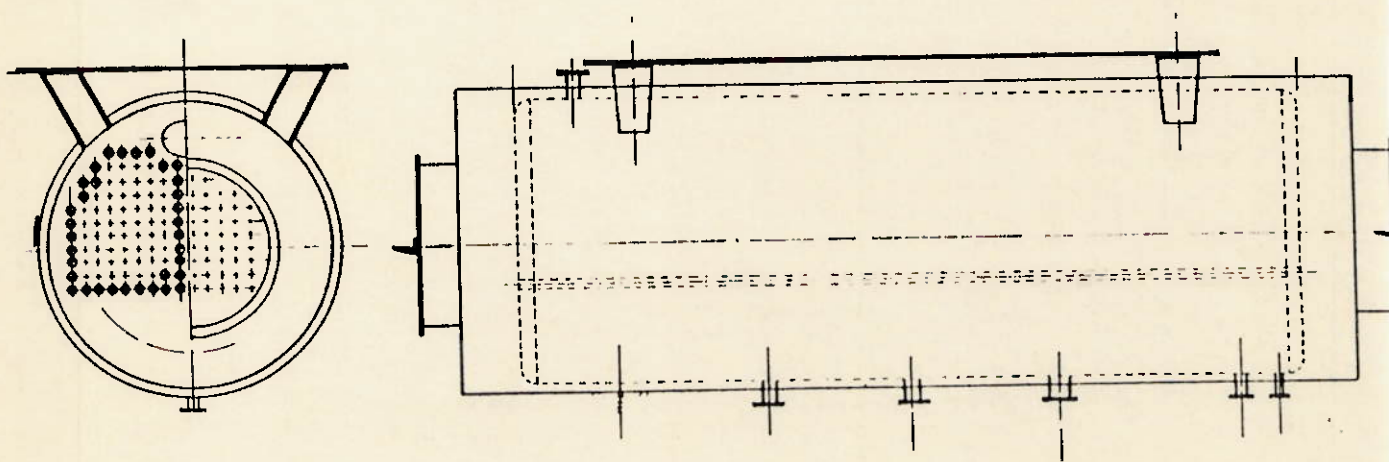


FIGURA3 - Caldeira de recuperação de calor sensível contido em gases de combustão equipada com superaquecedor e economizador

FIGURA3 - Unidade de recuperação de calor sensível tipo flamatubular

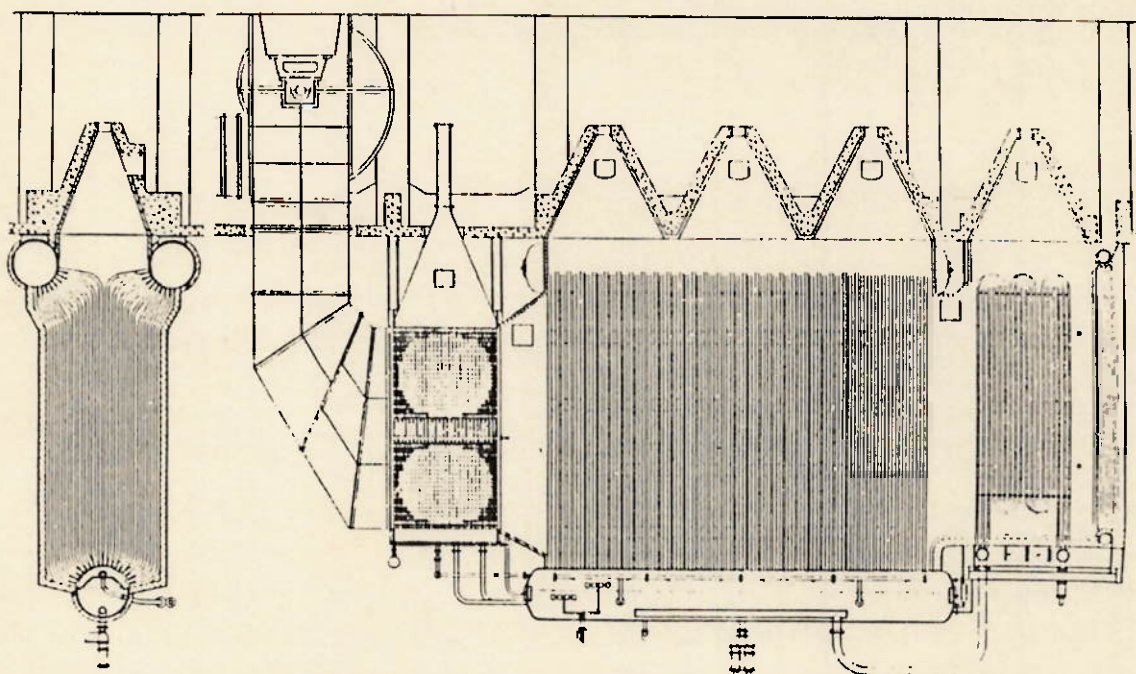


FIGURA 4 - Unidade de recuperação de calor sensível tipo
flamotubular

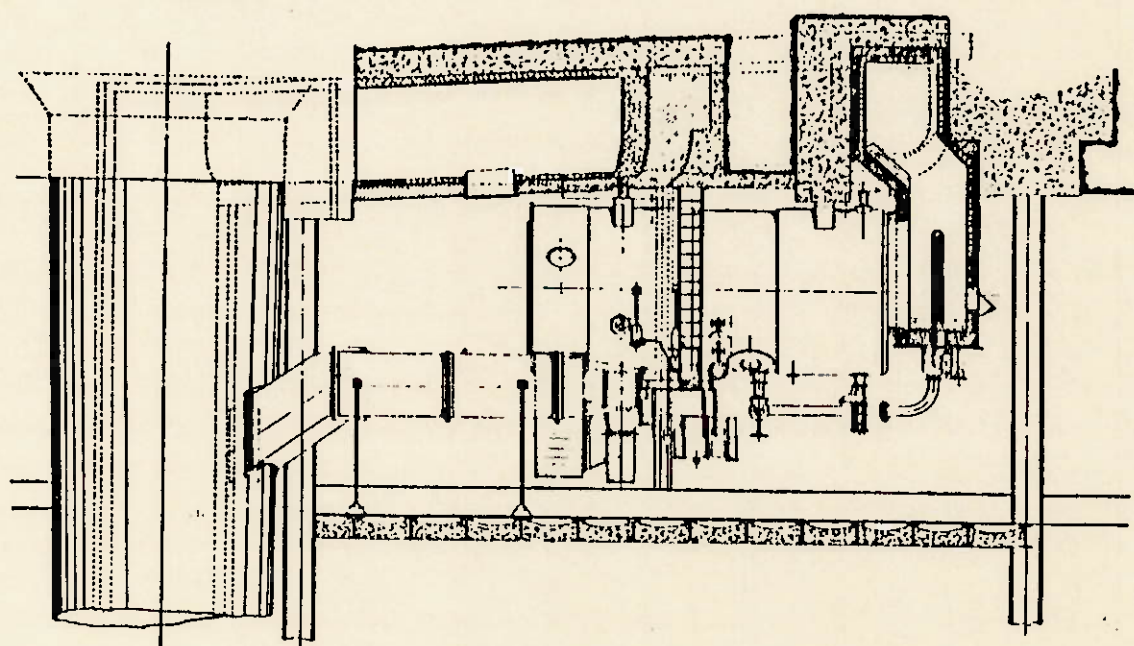
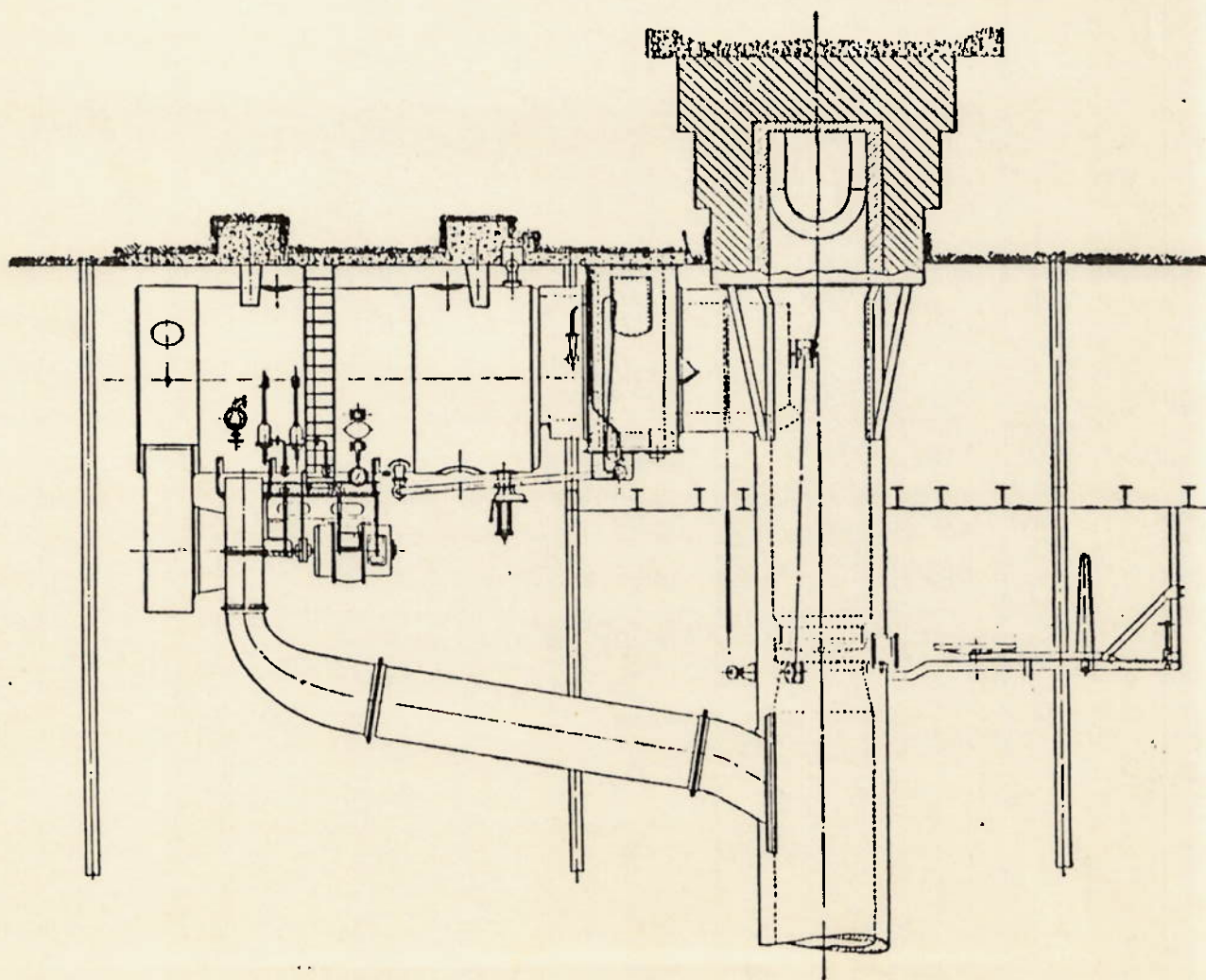


FIGURA5 - Unidade de recuperação de calor sensível tipo flamatubular



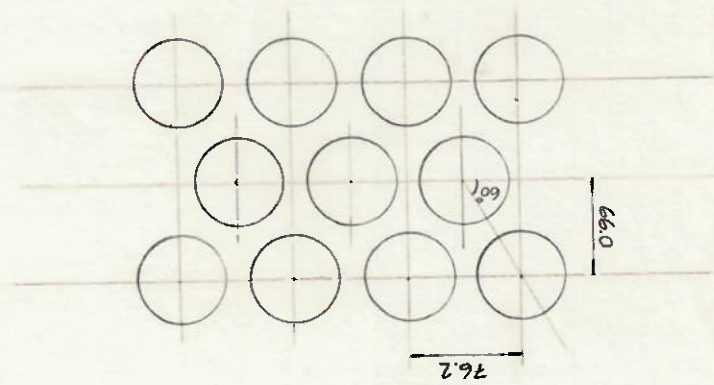
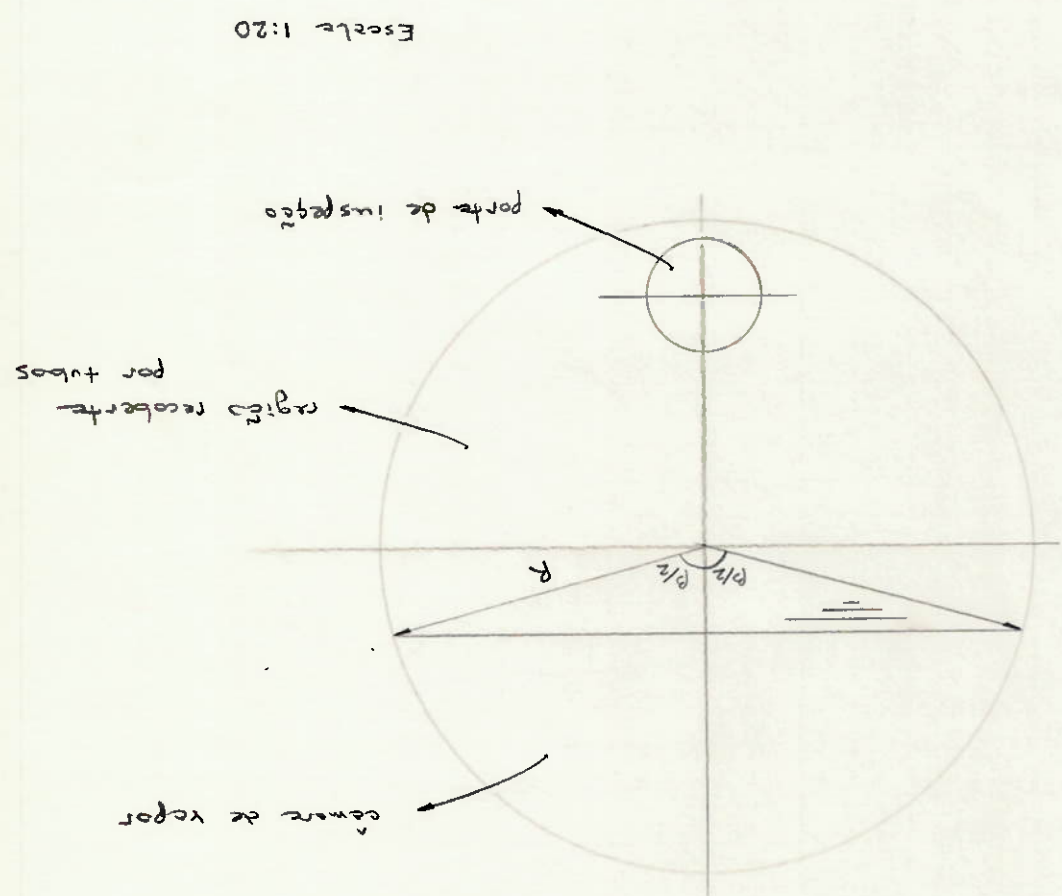


FIGURA 6 : Distribuição dos tubos na caldeira.

FIGURA 7: Esboço da seção transversal do tambor.



50

Nota: Estes valores são válidos para espessuras até 60 mm

52

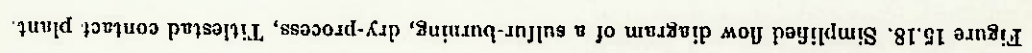


Figure 15.18. Simplified flow diagram of a sulfur-burning, dry-process, Tiltstad contact plant.

DESENHO EM ESCALA NO FORMATO A1

