

Escola Politécnica da Universidade de São Paulo
Departamento de Engenharia Mecânica
Projeto Mecânico

PROJETO DE UMA CALDEIRA
PARA FÁBRICA DE ÁCIDO
SULFÚRICO

Autor Paschoal Spina Neto
Orientador Eng. Hildo Fera

- 1983 -

A G R A D E C I M E N T O S

Meus sinceros agradecimentos ao Prof. Hildo Pera pela sua colaboração na realização deste trabalho e a todos aqueles que direta ou indiretamente colaboraram na conclusão desta obra.

S U M Á R I O

O objetivo que tentamos atingir ao iniciar este trabalho foi o de traçar as linhas básicas do projeto de um equipamento capaz de produzir vapor a partir da recuperação do calor sensível dos gases produzidos pela queima do enxofre em determinados fornos. Por isto o trabalho enfoca tanto a produção do ácido sulfúrico, e aonde se encaixa a caldeira de recuperação e qual a sua função, bem como o projeto específico da caldeira.

O trabalho divide-se assim em dois capítulos. No primeiro, mencionamos os dois principais processos para a obtenção de ácido sulfúrico: o primeiro que utiliza o enxofre como matéria prima e o segundo, mais conhecido como "wast gas contact plant", onde a matéria prima pode ser tanto o minério de enxofre como outros produtos sulfurosos. Daí, então, descrevemos o processo e o equipamento utilizado no primeiro processo, onde então situamos a caldeira de recuperação no mesmo.

No segundo capítulo, começamos realizando os cálculos necessários para a determinação da quantidade de calor trocado na unidade de tempo, bem como a vazão de vapor d'água a ser produzido, bem como escolhemos o tipo de caldeira mais adequado. Daí, passamos aos cálculos destinados à determinação do diâmetro e comprimento dos tubos, bem como do diâmetro da parte cilíndrica da caldeira, da espessura da sua chapa, bem como a espessura dos fundos planos.

Ao final do volume, há uma relação das referências bibliográficas que foram consultadas para a realização do trabalho.

C O N T E Ú D O

Capítulo 1 - Produção de Ácido Sulfúrico	1
I-) Introdução	1
II-) Descrição do Processo e do Equipamento	1
Capítulo 2 = Projeto da Caldeira para Fábrica de Ácido Sulfú- rico	5
Cálculos Preliminares	5
I-) Introdução	5
II-) Determinação da Vazão dos Gases	5
III-) Determinação do C_p médio da mistura	6
IV-) Quantidade de Calor fornecido pelos Gases da Mistura	8
V-) Determinação da Descarga de Vapor	8
VI-) Tipo de Caldeira	9
Dimensionamento da Caldeira	9
I-) Determinação das Dimensões e Quantidade de Tubos	9
II-) Cálculo da Saída Principal de Vapor	14
III-) Determinação do Diâmetro do Corpo da Cal- deira.....	14
IV-) Cálculo da Espessura	16
A-) Da Parte Cilíndrica da Caldeira	17
B-) Dos Fundos Planos	18
Bibliografia.....	20

I-) Introdução

Existem 2 tipos básicos de processos para a fabricação do ácido sulfúrico pelo método denominado de Processo de Contato. O primeiro, e o mais comum, é aquele que utiliza o próprio enxofre como matéria prima. Este processo é o mais simples e o mais fácil de operar.

O outro processo geralmente mais conhecido como "wastgaz contact plant" tem muitas variações, mas distingue-se pelo fato de o dióxido de enxofre que é produzido estar contaminado com impurezas e uma quantidade excessiva de vapor d'água, devendo então passar por um sistema de purificação.

O gás ao deixar o sistema de purificação normalmente está a uma temperatura em torno de 40°C e deve ser aquecido até 440°C, através da troca de calor com os gases que deixam o primeiro e o último estágio do Conversor, unidade onde se processa a obtenção do trióxido de enxofre a partir do dióxido de enxofre.

Neste processo, o dióxido de enxofre poderá provir do minério de enxofre, ou do próprio ácido sulfúrico, ou do produto da combustão do enxofre em fornos, ou do próprio Conversor, ou então dos fornos de sulfeto de hidrogênio.

O processo que vamos descrever é o primeiro por ser o mais usado e pelo fato de que a caldeira que iremos projetar pertencer a este processo.

II-) Descrição do Processo e do Equipamento

O enxofre é derretido nos fornos partindo-se de uma temperatura de 21°C, aquecendo-se o mesmo até 129°C, quando então ele é derretido. A fusão do enxofre é obtida através da troca de calor entre vapor d'á-

gua e o enxofre, sendo que o primeiro é produzido num trocador de calor que será objeto do nosso projeto.

O enxofre derretido é atomizado a 135°C nos queimadores de enxofre em frente à saída do forno. O ar para queima do enxofre é primeiramente secado por intermédio da passagem do mesmo através de uma torre de secagem, estando o ar em contacto com uma contracorrente de ácido sulfúrico 93%. Esta pré-secagem do ar é importante para ~~minimizara~~ formação de ácido sulfúrico proveniente da reação do vapor d'água que se encontra no ar com o trióxido de enxofre proveniente do Conversor, resultando vapores de ácido sulfúrico no ar, o que é indesejável.

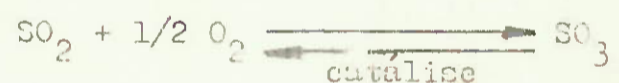
Do forno onde o enxofre é derretido, ele é pulverizado na Fornalha, onde então o ar é admitido para a produção de uma mistura de ar, SO₂ e SO₃, nas seguintes proporções:

SO ₂	—	11%
SO ₃	—	traços
O ₂	—	10%
N ₂	—	79%

estando os gases à temperatura de 980°C aproximadamente.

Estes gases vão ser responsáveis pela produção do vapor d'água que é utilizado para a fusão do enxofre. A operação é realizada em um trocador de calor, onde os gases entram a uma temperatura em torno de 980°C e saem a uma em torno de 380°C, sendo produzido vapor d'água saturado a uma pressão de 250 a 450 psi. A corrente de ar seco de "by pass" que circula paralelamente ao queimador e ao trocador de calor diminui a porcentagem de dióxido de enxofre para aproximadamente 3%, porque a mesma corrente se mistura com a corrente que sai do trocador de calor.

Daí, a mistura de gases entra no Conversor de dióxido de enxofre para ser transformada em trióxido de enxofre, conforme a reação:



Como se pode observar esta reação é reversível e para que a mesma ocorra mais acentuadamente da esquerda para a direita é necessário a presença de catalizadores, em geral o cobre. Outra questão importante é que há uma temperatura adequada onde o rendimento da reação é máximo, isto por ser a reação exotérmica, isto é, em temperaturas mais altas diminui o rendimento da reação. Bem, como a reação é muito exotérmica, então a conversão $SO_2 \rightarrow SO_3$ é feita em 4 estágios, sendo que em cada estágio o calor de reação é trocado através de um trocador de calor com ar que é soprado para dentro do Conversor por intermédio de um ventilador. A importância desta corrente de ar é que regulando-se a vazão de ar, pode-se controlar a temperatura da mistura de gases em cada estágio.

O trióxido de enxofre sai do Conversor a uma temperatura em torno de $440^{\circ}C$ e daí seguiria para o Absorvedor afim de ser convertido em ácido sulfúrico. Acontece que esta temperatura é muito alta e há necessidade de se abaixá-la para a produção do ácido sulfúrico. Dessa forma, os gases ao saírem do Conversor, passam pelo Economizador, onde eles trocam calor com uma corrente de ar. Esse ar aquecido vai ser usado para fundir o enxofre no Queimador.

Os gases, com uma composição de 8 a 9% de trióxido de enxofre, deixam o Economizador a aproximadamente $230^{\circ}C$ e entram na Torre de Absorção. Nesta operação, o trióxido de enxofre é absorvido por uma corrente de ácido sulfúrico 98%, combinando-se com a água presente no ácido sulfúrico.

A corrente de ar que se dirige para o Queimador tem essa água retirada numa Torre de Secagem, utilizando-se uma corrente de ácido sulfúrico 93%. Como esta quantidade de água é insuficiente para a produção do ácido, isto é, a corrente de 93% tenderia a ficar mais concentrada e para se evitar isto, água adicional é fornecida ao sistema, sendo que existe uma corrente de água que alimenta os 2 sistemas, isto é, o de ácido 93% e o de 98%.

Como a reação do trióxido de enxofre com a corrente de ácido sulfúrico 98% gera calor, bem como a adição de água à corrente de ácido 93% quando este entra em contacto com a corrente de ar na Torre de Se-

cagem, então ambas as correntes, a de 93% e a de 98% passam por um Trocador de calor antes de a corrente de 93% entrar na Torre de Secagem.

Por fim, obtemos então ácido sulfúrico 98%.

Na figura abaixo, temos o esquema de uma planta para a produção de 300t/dia, onde o que foi dito acima pode ser melhor elucidado.

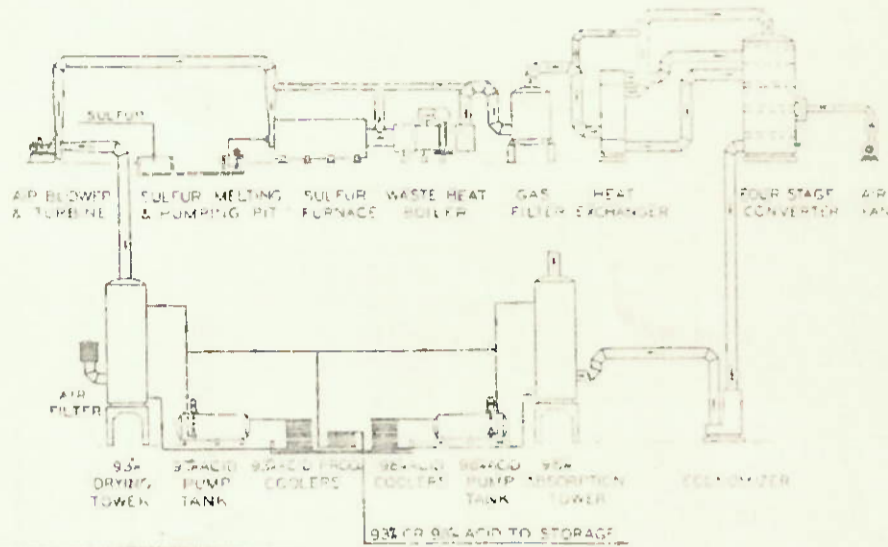


Figura 1: Esquema de uma instalação para a produção de 300t/dia de ácido sulfúrico

- PROJETO DA CALDEIRA PARA FÁBRICA
DE ÁCIDO SULFÚRICO -

CÁLCULOS PRELIMINARES

I-) Introdução

Admitamos que a composição dos gases na entrada da caldeira de recuperação seja a seguinte:

SO₂ — 10,7%
SO₃ — traços em volume
O₂ — 10,1%
N₂ — 79,2%

A fábrica produz 1000t/dia de ácido sulfúrico 98%

Tg_e = 980°C — temperatura de entrada dos gases na caldeira

Tg_s = 380°C — temperatura de saída dos gases da caldeira

Água de alimentação — t_a = 105°C

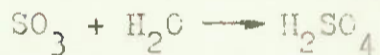
Vapor saturado gerado — T_v = 214°C

P = 21kgf/cm²
do vapor na caldeira

II-) Determinação da Vazão dos Gases

Temos uma produção de 1000t/dia de ácido sulfúrico 98%, o que corresponde a 980t/dia de ácido sulfúrico 100%.

Temos a seguinte equação química:



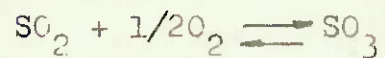
1mol SO₃ — 1mol H₂SO₄

80g — 98g

x — 980t/dia

Portanto x = 800t/dia de SO₃

Temos agora a seguinte equação química:



Como a reação se dará a aproximadamente 400°C (380°C), que é a temperatura onde ela ocorre com maior velocidade, então podemos admitir que o rendimento da reação seja de 100%.

Daí, podemos escrever que:



$$64\text{g} \text{ --- } 80\text{g}$$

$$x \text{ --- } 800\text{t/dia}$$

$$\text{Portanto } x = 640\text{t/dia de SO}_2$$

Por sua vez, vemos que a composição dos gases que entram na caldeira é a seguinte:

$$10,7\% \text{ --- SO}_2$$

$$10,1\% \text{ --- O}_2 \quad \text{em volume}$$

$$79,2\% \text{ --- N}_2$$

Como a temperatura de entrada na caldeira é de 980°C, os gases podem ser tratados tranquilamente como gases perfeitos e daí podemos afirmar que a composição em moles é a mesma que em volume.

Desse modo, temos: Em 100 moles da mistura

$$10,7 \text{ moles de SO}_2 \text{ --- } 684,8\text{g}$$

$$10,1 \text{ moles de O}_2 \text{ --- } 323,2\text{g}$$

$$79,2 \text{ moles de N}_2 \text{ --- } 2217,6\text{g}$$

$$684,8\text{g SO}_2 \text{ --- } 3225,6\text{g da mistura}$$

$$640\text{t/dia} \text{ --- } x$$

$$\text{Portanto } x = 3015\text{t/dia} = 125,6\text{t/h da mistura dos gases}$$

III-) Determinação do C_p médio da mistura

Nós vamos determinar o C_{pm} da mistura e admitir que este seja constante no intervalo de temperatura considerada (380°C a 980°C).

Para tanto temos que tomar a temperatura média e determinar o

C_{pm} da mistura nesta temperatura.

$$\text{Temos que : } T_m = \frac{380^\circ + 980^\circ}{2} \quad \text{---} \quad T_m = 680^\circ\text{C}$$

Como os gases se comportam como gases perfeitos nestas temperatura, podemos determinar o C_p de cada gás a partir das seguintes equações que são válidas no intervalo de 300°K a 1500°K e portanto abrangendo o nosso intervalo de temperaturas:

$$\text{SO}_2 \text{ --- } 6,147 + 13,844 \times 10^{-3}T - 91,03 \times 10^{-7}T^2 + 2,057 \times 10^{-9}T^3$$

$$\text{O}_2 \text{ --- } 6,0954 + 3,2533 \times 10^{-3}T - 10,171 \times 10^{-7}T^2$$

$$\text{N}_2 \text{ --- } 6,4492 + 1,4125 \times 10^{-3}T - 0,807 \times 10^{-7}T^2$$

todos em cal/°Kmol

Para $T_m = 680^\circ\text{C} = 953^\circ\text{K}$, teremos

$$C_{p\text{SO}_2} = 12,85 \text{ cal/}^\circ\text{Kmol} = 0,201 \text{ kcal/kg}^\circ\text{K}$$

$$C_{p\text{O}_2} = 8,27 \text{ cal/}^\circ\text{Kmol} = 0,258 \text{ kcal/kg}^\circ\text{K}$$

$$C_{p\text{N}_2} = 7,72 \text{ cal/}^\circ\text{Kmol} = 0,276 \text{ kcal/kg}^\circ\text{K}$$

O C_{pm} será dado por

$$C_{pm} = \frac{\sum \%i \cdot C_{pi}}{100}$$

onde $\%i$ --- é a porcentagem em moles de cada componente da mistura

C_{pi} --- é a capacidade calorífica molar de cada componente

Sendo que esta equação é válida devido ao comportamento de gás perfeito da mistura

$$C_{pm} = \frac{10,7 \cdot 0,201 + 10,1 \cdot 0,258 + 79,2 \cdot 0,276}{100}$$

$$C_{pm} = 0,266 \text{ kcal/kg}^\circ\text{K}$$

IV-) Quantidade de calor fornecido pelos gases da mistura

Seja Q_r o calor rejeitado pelos gases na caldeira.

$$Q_r = m_g C_{p_m} (T_{g_e} - T_{g_s})$$

onde: m_g = vazão em massa dos gases

T_{g_e} = temperatura de entrada dos gases na caldeira

T_{g_s} = temperatura de saída dos gases da caldeira

Vimos que: $m_g = 125,6 \text{ t/h} = 125600 \text{ kg/h}$

Portanto $Q_r = 125600 \cdot 0,266(980-380)$

$$Q_r = 20045760 \text{ kcal/h}$$

Admitindo 3% de perdas por irradiação, o calor absorvido pelo vapor de água Q_v será:

$$Q_v = 0,97 \times 20045760$$

$$Q_v = 19444387 \text{ kcal/h}$$

V-) Determinação da Descarga de Vapor

Temos que:

$$Q_v = m_v (h_s - h_e)$$

onde: m_v = vazão em massa do vapor d'água

h_s = entalpia de saída do vapor d'água

h_e = entalpia de entrada da água

As condições de entrada e saída da água são as seguintes:

$$T_e = 105^\circ\text{C}$$

$$h_e = 105 \text{ kcal/kg}$$

$$T_s = 214^\circ\text{C}$$

$$h_s = 669 \text{ kcal/kg}$$

sendo a pressão de 21 kgf/cm^2 , temos:

$$19444387 = m_v(669 - 105) \Rightarrow \boxed{\dot{m}_v = 34475 \text{ kg/h}}$$

VI-) Tipo de Caldeira

A caldeira que costuma ser empregada é a de tubo de fumaça horizontal. Os gases provenientes da conversão do enxofre em dióxido de enxofre ($\text{SO}_2, \text{SO}_3, \text{O}_2, \text{N}_2$) circulam através de tubos internos à caldeira, trocando calor com a água que envolve esses tubos.

DIMENSIONAMENTO DA CALDEIRA

I-) Determinação das Dimensões e Quantidades dos Tubos

A quantidade de calor trocado na unidade de tempo pode ser dado pela equação

$$Q = \alpha \cdot S \cdot \Delta T_{\log} \quad \text{onde:}$$

α = coeficiente de convecção de troca de calor entre o gás e a superfície interna dos tubos do trocador de calor.

S = superfície de troca de calor que corresponde então à superfície interna dos tubos por onde passam os gases.

ΔT_{\log} = diferença média logarítmica entre a temperatura dos gases e a temperatura da parede do tubo, que corresponde praticamente à temperatura da água, isto porque como o coeficiente de convecção liq./tubo é muito maior que o gases/tubo.

O coeficiente α pode ser dado pela expressão:

$$\alpha = 23,7 \cdot L^{-0,05} \cdot D_i^{-0,16} \cdot V^{0,79} \cdot B \quad \text{onde:}$$

L = comprimento de cada tubo em metros

D_i = diâmetro interno da cada tubo em metros

V = velocidade dos gases à temperatura média em m/s

B = é um coeficiente que pode ser tirado da tabela abaixo

$$t_m = \frac{\text{temp. média do gás} + \text{temp. média da parede}}{2}$$

t_m	b	t_m	b	t_m	b
50	0,154	400	0,101	750	0,081
100	0,142	450	0,097	800	0,080
150	0,132	500	0,093	850	0,079
200	0,124	550	0,090	900	0,078
250	0,117	600	0,087	950	0,077
300	0,111	650	0,085	1000	0,076
350	0,105	700	0,083	1050	0,075

Tabela 1

$$\Rightarrow t_m = \frac{680 + 214}{2} \Rightarrow t_m = 447^{\circ}\text{C}$$

E da tabela 1 tiramos que: $B = 0,098$

Bem, nós vamos calcular o número de tubos necessários e o comprimento destes para 2 diâmetros externos dos tubos:

$$D_e = 2''$$

$$D_e = 3''$$

que são os mais utilizados na construção destas caldeiras e vamos ver quais serão os resultados que iremos obter:

A-) Diâmetro Externo de 2'' (DIN 2448)

Diâmetro interno dos tubos da caldeira (D_i)

Espessura dos tubos da caldeira (e)

$$D_i = 44,5 \text{ mm}$$

$$e = 3,25 \text{ mm}$$

Vamos adotar para a velocidade dos gases na tubulação 25 m/s

$$V = 25 \text{ m/s}$$

Determinação da Seção de Passagem dos Gases Quentes

Vamos determinar a vazão volumétrica Q_v dos gases quentes na temperatura média dos mesmos dentro da tubulação e para esta situação vamos assumir a velocidade de 25 m/s.

Bem, como os gases possuem comportamento de gás perfeito, poderemos determinar a massa específica média da mistura dos gases, como:

$$\rho_m = \frac{\sum n_i \rho_i}{\sum n_i} \quad (3) \quad \text{onde:}$$

ρ_m = massa específica média da mistura

n_i = número de moles de cada componente

Vimos que a % molar para cada componente é a seguinte:

$$\% \text{SO}_2 = 10,7\%$$

$$\% \text{O}_2 = 10,1\%$$

$$\% \text{N}_2 = 79,2\%$$

A constante $R \left(\frac{\text{kgf} \cdot \text{m}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{K}} \right)$ para cada componente é a seguinte:

$$R_{\text{O}_2} = 26,50$$

$$R_{\text{N}_2} = 30,27$$

$$R_{\text{SO}_2} = 12,30$$

Nas condições do projeto, temos :

$$P = 1 \text{ kgf/cm}^2$$

$$T = T_m = 680^\circ\text{C}$$

Aplicando a equação dos gases ideais, obteremos

$$\rho_{\text{O}_2} = 0,39 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{N}_2} = 0,35 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{SO}_2} = 0,85 \text{ kg/m}^3$$

Aplicando a equação (3), obteremos:

$$\rho_m = 0,41 \text{ kg/m}^3$$

Dai, a secção de passagem dos gases quentes será:

$$S_t = \frac{m}{\rho \cdot V} \quad \text{ou} \quad S_t = \frac{34,9}{0,41 \cdot 25} \quad \text{ou} \quad S_t = 3,41 \text{ m}^2$$

Cálculo da Quantidade de Tubos

Para o tubo de 2", temos $S_i = 15,55 \text{ cm}^2$, onde S_i é a secção de passagem do tubo.

$$n(\text{n}^\circ \text{ de tubos}) = \frac{S_t}{S_i} \quad \text{ou} \quad n = 2193 \text{ tubos}$$

Cálculo do Comprimento dos Tubos

Reescrevendo a expressão (1), temos:

$$Q_t = \alpha \cdot S \cdot \Delta T_{\log} \quad (1)$$

$$\text{sendo: } \Delta T_{\log} = \frac{T_e - T_s}{\ln \frac{T_e - T_v}{T_s - T_v}}$$

onde:

T_e = temperatura de entrada dos gases na caldeira

T_s = temperatura de saída dos gases da caldeira

T_v = temperatura do vapor na caldeira

$$= \frac{980^\circ - 38^\circ}{\ln \frac{980^\circ - 214^\circ}{380^\circ - 214^\circ}} \quad \text{ou} \quad \Delta T_{\log} = 382^\circ\text{C}$$

$$\alpha = 23,7 \cdot L^{-0,05} \cdot D_i^{-0,16} \cdot V^{0,79} \cdot B \quad \text{ou}$$

$$\alpha = 23,7 \cdot L^{-0,05} \cdot 0,0445^{-0,16} \cdot 25^{0,79} \cdot 0,818$$

$$\alpha = 48,6 \cdot L^{-0,05} \quad (4)$$

Vamos determinar o comprimento através de um processo iterativo como se segue.

Vamos "chutar" inicialmente $L = 3\text{m}$

$$\alpha = 43,3 \text{ kcal/m}^2 \text{ h}^\circ\text{C}$$

$$S = \frac{Q_T}{\alpha \Delta T_{\log}} = \frac{20045760}{43,3 \cdot 382} \quad \text{ou} \quad S = 1181 \text{ m}^2$$

Para os tubos de 2", a área da superfície interna do tubo por metro vale:

$$A = 1398 \text{ cm}^2/\text{m}$$

$$S = n \cdot A \cdot L \quad \text{ou} \quad 1181 = 2193 \cdot 0,1398 \cdot L \quad \text{ou}$$

$$L = 3,8 \text{ m (1}^\circ \text{ tentativa)}$$

$$\text{Para } L = 3,8 \text{ m temos } \alpha = 45,5 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \quad \text{ou}$$

$$S = \frac{20045760}{45,5 \times 392} \quad \text{ou} \quad S = 1123 \text{ m}^2 \quad \text{ou}$$

$$1123 = 2193 \times 0,1398 \times L \quad \text{ou} \quad \boxed{L = 3,7 \text{ m}} \quad (2^{\text{a}} \text{ tentativa})$$

B-) Diâmetro externo de 3" (DIN 2448)

$$D_i = 69,00 \text{ mm}$$

$$e = 3,50 \text{ mm}$$

Cálculo da Quantidade de Tubos

Para o tubo de 3", temos $S_i = 38,48 \text{ cm}^2$ ou

$$n = \frac{S_t}{S_i} \quad \text{ou} \quad n = 886 \text{ tubos}$$

Cálculo do Comprimento dos Tubos

Neste caso, teremos:

$$\alpha = 23,7 \cdot L^{-0,05} \cdot 0,069^{-0,16} \cdot 25^{0,79} \cdot 0,098 \quad \text{ou}$$

$$\alpha = 45,3 \cdot L^{-0,05} \quad (5)$$

Vamos "chutar" inicialmente $L = 4 \text{ m}$ ou

$$\alpha = 42,3 \text{ kcal/kg}^{\circ}\text{K}$$

$$S = \frac{Q_T}{\alpha \Delta T_{\log}} \quad \text{ou} \quad S = \frac{20045760}{42,3 \times 392} \quad \text{ou} \quad S = 1208 \text{ m}^2$$

Para os tubos de 3", o valor da superfície interna é:

$$A = 2168 \text{ cm}^2 \quad \text{ou}$$

$$S = n \cdot A \cdot L \quad \text{ou} \quad 1208 = 886 \times 0,2168 \times L \quad \text{ou}$$

$$L = 6,3 \text{ m} \quad (1^{\text{a}} \text{ tentativa})$$

Para $L = 6,3 \text{ m}$ temos $\alpha = 41,3 \text{ kcal/kg}^{\circ}\text{K}$ ou

$$S = \frac{20045760}{41,3 \times 392} \quad \text{ou} \quad S = 1238 \text{ m}^2$$

$$S = n \cdot A \cdot L \quad \text{ou} \quad 1238 = 886 \times 0,2168 \quad \text{ou}$$

$$L = 6,4 \text{ m} \quad (2^{\text{a}} \text{ tentativa})$$

Portanto em termos de volume de aço utilizado, teremos

$$D_e = 2'' \quad \text{ou} \quad V_1 = n_1 \cdot L_1 \cdot (S_{e1} - S_{i1}) \quad \text{ou}$$

$$V_1 = 2193 \times 3,4 \times (0,1602 - 0,1398) \quad \text{ou}$$

$$V_1 = 156 \text{m}^3$$

$$D_e = 3'' \quad \text{ou} \quad = n_2 \cdot L_2 \cdot (S_{e2} - S_{i2}) \quad \text{ou}$$

$$V_1 = 886 \times 6,4 \times (0,2387 - 0,2168) \quad \text{ou}$$

$$V_1 = 124 \text{m}^3$$

Portanto, podemos concluir que a utilização de tubos de 3" é mais adequada pelo fato de utilizarmos menos material, bem como pelo menor número de tubos, o que exigirá trocador de menor diâmetro.

II-) Cálculo da Saída Principal de Vapor

Como vimos: $\dot{m}_v = 34475 \text{kg/h} = 9,58 \text{kg/s}$

$$\dot{m}_v = \rho_v \cdot V \cdot \frac{\pi d_s^2}{4} \quad (4)$$

Vamos adotar $V = 30 \text{m/s}$ para a saída do vapor.

Para $p = 21 \text{kgf/cm}^2$, vapor saturado, temos $\rho_v = 10,36 \text{kg/m}^3$ ou

$$9,58 = 10,36 \times 30 \times \frac{\pi d_s^2}{4} \quad \text{ou}$$

$$d_s = 198 \text{mm}$$

Poderemos utilizar um tubo de 8 1/2"

III-) Determinação do Diâmetro do Corpo da Caldeira

Recomenda-se que o volume de vapor d'água dentro da caldeira seja em torno de 600 vezes menor do que o valor numérico da vazão de vapor d'água, sendo o volume do vapor d'água expresso em m^3 e o da vazão do vapor d'água em m^3/h .

Vimos que a vazão de vapor d'água era:

$$\dot{m}_v = 34475 \text{kg/h}$$

Daí : $\dot{V}_v = \frac{\dot{m}_v}{\rho_v}$ Para $t_v = 214^\circ\text{C}$ (vapor saturado) temos

$p = 21\text{kgf/cm}^2$ e

$\rho_v = 10,4\text{kg/m}^3$

Portanto $\dot{V}_v = 3347\text{m}^3/\text{h}$

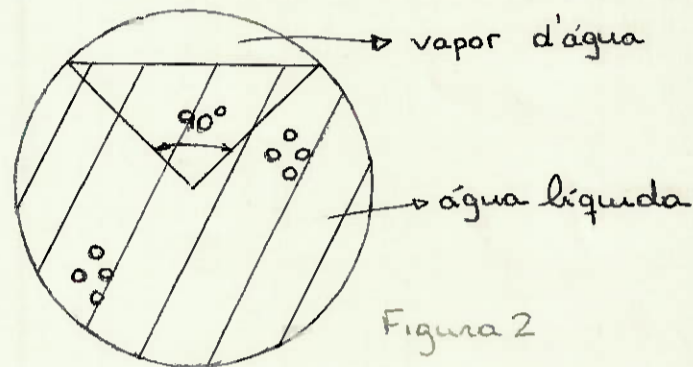
De onde o volume a ser ocupado pelo vapor d'água será:

$V_v = \frac{3347}{600}$ ou $V_v = 5,6\text{m}^3$

O comprimento dos tubos será de 6,4m, como já vimos. Portanto a área da secção reta do corpo da caldeira a ser ocupada pelo vapor d'água será:

$S_v = \frac{5,6}{6,4}$ ou $S_v = 0,875\text{m}^2$

Agora, a disposição da porção líquida em relação a do vapor d'água é a seguinte:



É importante observar que os tubos por onde escoam os gases quentes devem estar totalmente submersos a fim de impedir que os tubos se avermelhem e se deformem devido a alta temperatura dos gases se os tubos estiverem em contacto direto com o vapor d'água. Desde que o coeficiente de troca de calor entre os gases e os tubos é bem menor do que aquele entre a água e os tubos, então os tubos estarão à temperatura aproximadamente da água.

Assim, teremos:

Conforme a figura anterior: $S_v = \frac{\pi}{16} D_i^2 - \frac{D_i^2}{8}$

Como $S_v = 0,875\text{m}^2$ portanto $D_i = 3,50\text{m}$

Acontece, porém, que temos que verificar se este diâmetro vai permitir a colocação dos 886 tubos com uma distância adequada entre os mesmos.

Primeiramente, vamos determinar a área da secção reta do corpo

da caldeira ocupada pela água

$$S_1 = \frac{D_i^2}{4} - S_v \quad \text{ou} \quad S_1 = \frac{\pi \cdot 3,5^2}{4} - 0,875 \quad \text{ou} \quad S_1 = 9,68 \text{m}^2$$

Os tubos serão dispostos conforme a figura abaixo:

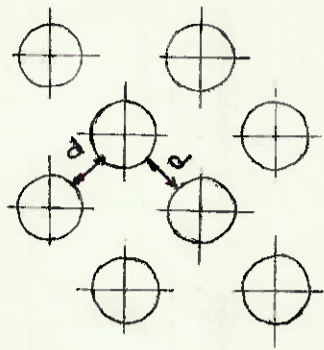


Figura 3
Disposição dos tubos
de fumaça

e temos que verificar qual é o valor da medida d , admitindo que os tubos se encontram distribuídos de maneira uniforme na secção ocupada pela água.

Para tanto, vamos considerar a figura abaixo:

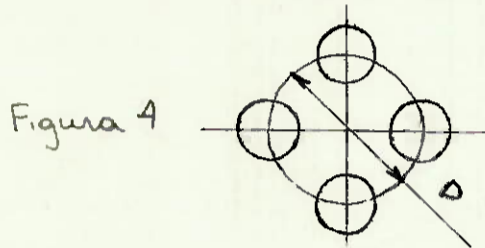


Figura 4

O que nós faremos é considerar que a área do círculo de diâmetro D corresponda a 3 tubos e que portanto a área da secção ocupada pela água será $886/3 = 295$ vezes esta área.

Assim, teremos:

$$S_1 = 295 \frac{\pi D^2}{4} \quad \text{ou} \quad 9,6 = 295 \frac{\pi D^2}{4} \quad \text{ou}$$

$$D = 200 \text{mm}$$

$$\frac{D}{\sqrt{2}} = D_e + d \quad \text{onde} \quad D_e = \text{diâmetro externo dos tubos} \quad \text{ou}$$

$$\frac{200}{\sqrt{2}} = 76,2 + d \quad \text{ou} \quad d = 65 \text{mm}$$

o que é maior que a metade do diâmetro dos tubos e portanto é uma distância razoável.

Assim, usaremos $D_e = 3,5 \text{m}$

IV-) Cálculo de Espessura

A-) Da Parte Cilíndrica da Caldeira

O corpo da caldeira fica sujeito a uma pressão interna que é a pressão a que está sujeita a água que se encontra dentro da caldeira.

Da resistência dos materiais temos a seguinte expressão para a determinação da espessura da chapa.

$$e = \frac{p \cdot D_e}{200 \frac{\sigma_{adm} \eta}{S} + p} + c \text{ (mm)}$$

onde: e(mm) = espessura da chapa

p (kgf/cm²) = pressão interna

D_e (mm) = diâmetro externo do corpo da caldeira

(kgf/mm²) = tensão admissível do material

η = fator que considera o enfraquecimento devido às soldas e furações

c = constante prevista pelas normas para a consideração da tolerância na espessura da chapa

S = coeficiente de segurança

No nosso caso temos:

$$p = 21 \text{ kgf/cm}^2$$

D_e = tomando aproximadamente o valor de D_i calculado na secção anterior, teremos:

$$D_e = 3500 \text{ mm}$$

σ_{adm} = quando a temperatura está abaixo de 350°C, a norma recomenda que esta seja adotada como tensão admissível o limite de escoamento a quente. No nosso caso, o material da chapa é ASTM 285 GrC cujo limite de escoamento é 10kgf/mm²

η = para tambores ou coletores soldados, = 0,8, que adotaremos

c = adotaremos c = 1mm

S = para geradores de vapor, costuma-se adotar S = 1,5

Substituindo-se os valores acima na fórmula que dá a espessura da chapa, teremos:

$$e = \frac{21 \times 3500}{200 \frac{10 \times 0,8}{1,5} + 21} + 1 \quad \text{ou} \quad e = 57 \text{ mm}$$

Adotaremos uma chapa de $\frac{21}{4}$ "

B-) Dos Fundos Planos

A determinação da espessura dos fundos planos com tubos tirantes distribuídos regularmente, como é o nosso caso, pode ser feita da seguinte forma:

$$e = C \sqrt{\frac{p(a^2 + b^2)}{100 \sigma_{adm}}} + C$$

onde:

e = espessura da chapa (mm)

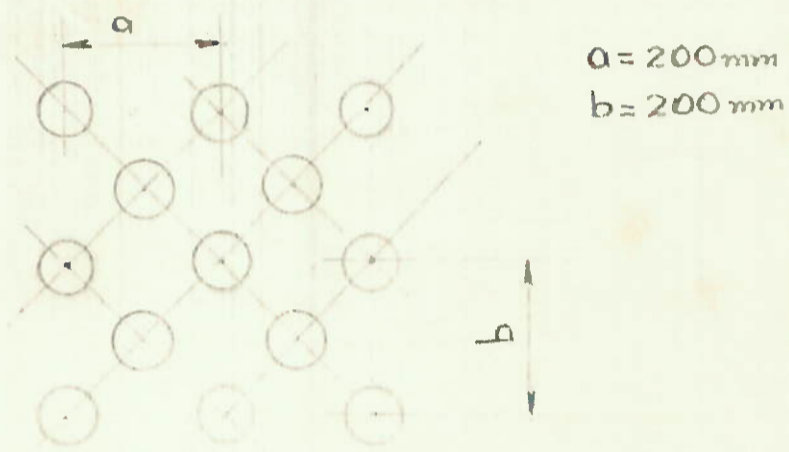
p = pressão d'água no interior da caldeira

σ_{adm} = tensão admissível do material

S = coeficiente de segurança

C = coeficiente que depende das condições de carga

a e b são indicados na figura abaixo



No nosso caso, teremos:

$$p = 21 \text{ kgf/cm}^2$$

$$\sigma_{adm} = 10 \text{ kgf/mm}^2$$

$$S = 1,5$$

$$C = \text{tomaremos no nosso caso } C = 1,3$$

$$e = 1 \text{ mm}$$

a e b = observando a figura 5, a e b são iguais ao valor D

$$\text{e portanto } a = b = 200 \text{ mm}$$

Portanto:

$$e = 1,3$$

$$\text{ou } e = 66\text{mm}$$

Usaremos uma chapa de 2 3/4".

B I B L I O G R A F I A

- 1) Duecker, Werner; *The Manufacture of Sulfuric Acid*
(Edited by W.W.Duecker and Turner D. West, New York)
- 2) Ennio Ravaglia; *Projeto de um Gerador de Vapor D'água*
(DLP do Grêmio Politécnico, 1968)
- 3) Hildo Pera; *Geradores de Vapor de Água* (DLP do Grêmio
Politécnico, 1968)
- 4) Remy Benedicto Silva; *Manual de Termodinâmica e Trans-
missão de Calor* (DLP do Grêmio Politécnico, 1979)
- 5) ASME; *Boiler Code* (American Society of Mecanical Engi-
ners)
- 6) Gordon Van Wylen e Richard Sonntag; *Fundamentos da
Termodinâmica Clássica* (Editora Edgard Blücher Ltda,
1978)