

Sys 1841058

ESCOLA POLITÉCNICA DA UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

TRABALHO DE FORMATURA

SISTEMA DE PRODUÇÃO DE GÁS INERTE A PARTIR

DOS GASES DE DESCARGA DE UMA CALDEIRA

Autor : Sergio Rocha Lins

Orientador : Eng. Euryale Jorge

Godoy de Jesus Zerbine

1980

I N T R O D U Ç Ã O

Petroleiros navegando cheios de uma carga combustível, ou uma carga inflamável de gás constituem um considerável perigo de incêndio e explosão. Assim, há algum tempo, tem sido largamente aceita a prática de inertização de seus tanques. Convenientemente, a bordo de navios há um suprimento farto de gás inerte, produzido pelo exaustor da caldeira.

As necessidades básicas para que haja fogo são três: O combustível, algum meio de ignição e muito oxigênio para sustentar o fogo. Essas três necessidades constituem o chamado triângulo de fogo, se alguma delas está faltando, não pode haver fogo.

Com uma combustão cuidadosa na caldeira, os 21% de oxigênio no ar pode ser reduzido a um mínimo de 2% nos gases de combustão, e tipicamente a 5%. Portanto, como nenhuma atmosfera com menos de 10% de oxigênio sustenta o fogo, a caldeira é uma excelente fábrica de gás inerte. Porém, recém saído da caldeira, o gás de combustão não tem muita utilidade; ele está muito quente, sujo e é altamente corrosivo.

Este trabalho descreve um sistema que tem a finalidade de tratar os gases de combustão de modo que eles sejam utilizados como gás inerte para a proteção de tanques de combustível.

ÍNDICE

Assunto	página
Descrição geral do sistema	-01-
Esquema da Instalação	-02-
Requisitos do Sistema	-03-
Dimensionamento da torre	-04-
Circuito hidráulico da torre	-25-
Tempo necessário de funcionamento	-34-
Dispositivo de secagem dos gases	-35-
Sistema de recuperação do leito de sílica	-39-
Tanque de selo	-43-
Dimensionamento dos ventiladores	-45-
Operação do sistema	-53-
Sistema de proteção e controle	-55-
Conclusões e recomendações	- 57-
Composição dos gases de combustão	-58-
Legenda	-60-
Tabelas e gráficos	-62-

DESCRIÇÃO GERAL DO SISTEMA

O sistema tem a finalidade de manter sempre uma atmosfera inertizada no tanque de combustível, tanto na operação de carregamento quanto na operação de descarga do tanque. E ainda ter a capacidade de ventilar o tanque com ar quando o tanque necessitar de reparos.

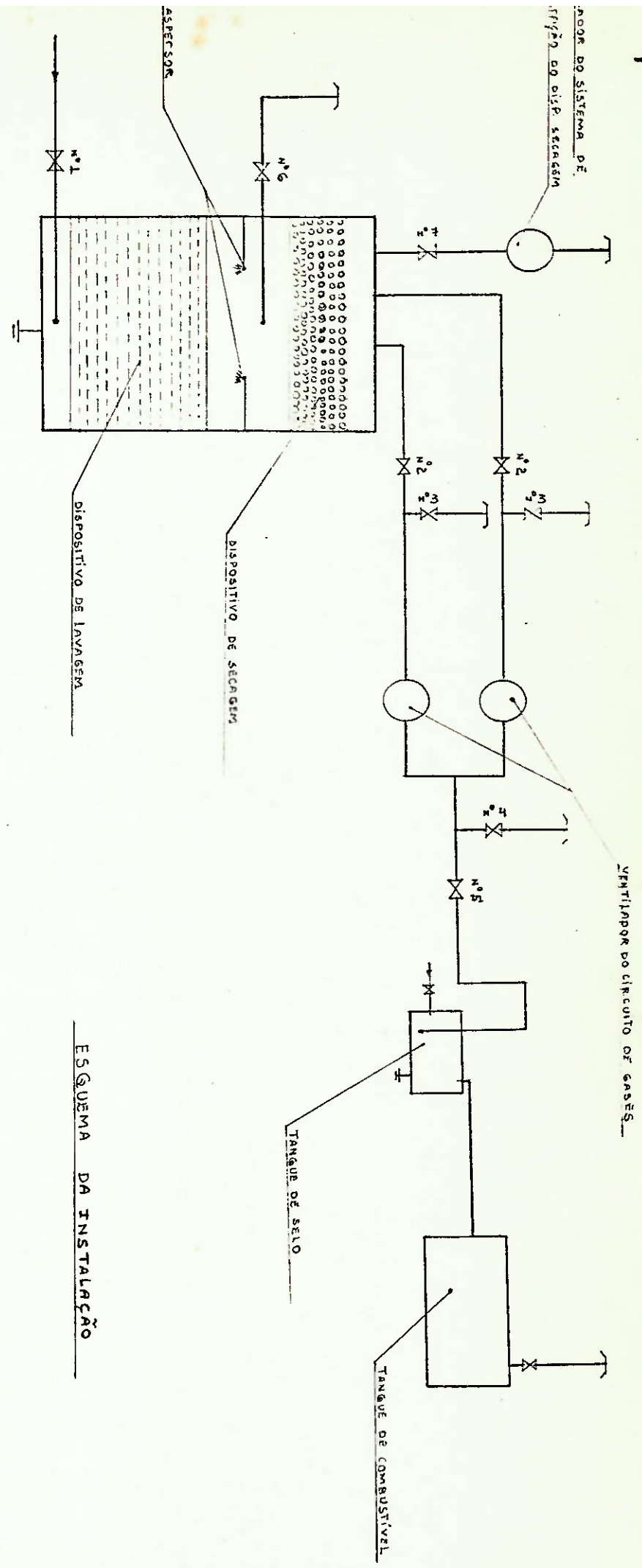
Parte dos gases ao saírem da caldeira são canalizados para uma torre de lavagem, torre esta que tem as seguintes finalidades; reduzir o teor de SO_2 dos gases, reduzir a temperatura dos gases, reduzir a quantidade de vapor d'água nos gases, reduzir a quantidade de fuligem nos gases.

Após saírem da torre os gases são impulsionados para o tanque por meio de dois ventiladores que têm que manter os gases no tanque a uma pressão acima da pressão atmosférica.

No trajeto entre os ventiladores e o tanque de combustível os gases passam por um tanque de selo d'água, que é uma válvula não mecânica que têm por finalidade assegurar que os gases de combustível provenientes do tanque nunca cheguem a caldeira.

Existe um circuito de água salgada na torre que tem por finalidade prover uma vazão constante de água, para que essa água possa resfriar e lavar os gases.

O sistema de produção de gás inerte é dotado de vários sensores e válvulas automáticas que integram um circuito de controle que permite uma operação segura do sistema.



REQUISITOS DO SISTEMA

Segundo o "Guide for Inert Gas Installations on Vessels Carrying Oil in Bulk" do "American Bureau on Shipping" um sistema de produção de gás inerte terá que ter os seguintes requisitos:

- A capacidade de gás inerte produzida deve ser 25% superior a capacidade de descarga do tanque.
- A temperatura do gás inerte não deve ultrapassar 60°C, isto no caso de proteção de tanques que transportam óleo combustível,
- O teor de oxigênio na mistura de gases não deve ultrapassar 5% em volume.
- O teor de dióxido de enxofre na mistura de gases não deve ultrapassar 0,02% em volume.
- Os ventiladores de gás inerte devem manter o gás inerte no tanque a uma pressão de no máximo 3,5 P.S.I acima da pressão atmosférica.

O sistema em questão será projetado para a proteção de um tanque cuja capacidade é 10.000 m³ e tem uma descarga de 3.000 m³/h. O sistema utiliza para geração de gás inerte a descarga de uma caldeira que tenha um consumo de 2.500 Kg de óleo por hora.

Logo por norma o sistema deverá ter uma capacidade de produção de gás inerte de 3.750 m³/h.

Como a caldeira queima 2.500 Kg/h de óleo e como a cada Kg de óleo queimado produz 13,73 m³ de gases. O total de gases produzidos pela caldeira será de 34,325 m³/h.

Logo a descarga de uma caldeira que queima 2.500 Kg/h de óleo satisfaz plenamente ao propósito de geração de gás inerte para um tanque que tenha uma descarga de 3.000 m³/h de combustível.

DIMENSIONAMENTO DA TORRE

A torre será dimensionada para realizar as seguintes funções:

- Ter uma vazão de gás inerte de $3750 \text{ m}^3/\text{h}$.
- Reduzir o teor de SO_2 no gás inerte a 0,02% em volume.
- Reduzir a temperatura dos gases.
- Reduzir a quantidade de fuligem nos gases.
- Reduzir a quantidade de vapor d'água nos gases.

Para realizar essas funções a torre terá dois dispositivos:

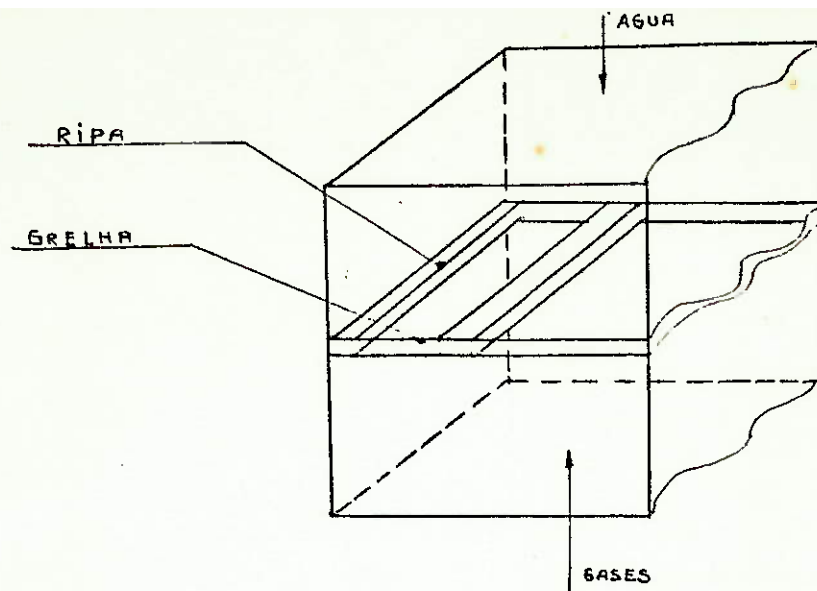
- O dispositivo de lavagem e resfriamento, que tem por finalidade reduzir o teor de SO_2 da mistura gasosa, reduzindo também a sua temperatura.
- O dispositivo de eliminação de vapor d'água, que tem por finalidade reduzir a quantidade de vapor d'água que estará presente na mistura gasosa logo após a mesma ter passado pelo dispositivo de lavagem.

Os gases são introduzidos na parte inferior da torre e são recolhidos na parte superior, a água é introduzida logo acima do dispositivo de lavagem e drenada no fundo da torre.

DISPOSITIVO DE LAVAGEM

A transferência do SO_2 dos gases para a água se dá por um mecanismo chamado transferência de massa.

Para proporcionar esta transferência existem diversos tipos de sistemas. O tipo escolhido para o presente projeto foi o de grelhas. A escolha deste sistema baseou-se no fato de que a razão área de contato dos gases com a água por m^3 do dispositivo é uma das maiores dentre os existentes. Neste sistema os gases e água passam através de várias grelhas, e nessa passagem o SO_2 vai sendo absorvido pela água.



A seção reta do dispositivo de lavagem será um quadrado de 1,5 metros de lado. Cada m^3 do dispositivo de lavagem terá quatro grelhas e a cada grelha terá cinquenta ripas. Cada ripa terá as seguintes dimensões;

- Comprimento : 1,5m
- Largura: 0,10m
- Espessura: 0,005m

DADOS RELATIVOS AO DISPOSITIVO DE LAVAGEM:

Área de contato por m^3 do dispositivo

$$\bar{V} = 4 \cdot 50 \cdot 2 \cdot 0,1 \cdot 1,5 = 60m^2/m^3$$

Volume livre por m^3 do dispositivo

$$V_f = 1 - [0,005 \cdot 0,1 \cdot 1,5 \cdot 200] = 0,85m^3/m^3$$

Diametro equivalente

$$d_{eq} = 4 \cdot V_f / \bar{V} = 4 \cdot 0,85/60 = 0,056$$

Área livre para escoamento

$$A = 2,25 - (50 \cdot 0,005 \cdot 1,5) = 1,875m^2$$

CÁLCULO DA VAZÃO DE ÁGUA NECESSÁRIA PARA LIMPAR O SO₂:

A concentração de SO₂ nos gases será reduzida de 0,2% para 0,02% em volume. A vazão de água calculada de modo que a água deixe a torre com 50% de saturação de SO₂. O valor 50% foi adotado tendo em vista que quanto maior for a saturação de SO₂ na água maior terá que ser a área de transferência e por outro lado quanto menor for a saturação de SO₂ na água maior terá que ser a vazão de água.

Quando os gases entram na torre estão com uma fração molar de $y=0,002$ de SO₂ e a esse valor na linha de equilíbrio entre SO₂ e água corresponde a uma fração molar na água de $x=0,0002$ de SO₂. Como a água deixa a torre com 50% de saturação, ela vai deixar a torre com uma fração molar de 0,0001 de SO₂.

Fazendo um balanço de massa na torre temos:

$$L_m (x_1 - x_2) = G_m (y_1 - y_2) \quad (\text{ref. 12})$$

$$L_m/G_m = (y_1 - y_2)/(x_1 - x_2) = \frac{0,002 - 0,0002}{0,0001} = 18$$

x_1 - Fração molar de SO₂, quando a água deixa a torre ($x_1 = 0,0001$)

x_2 - Fração molar de SO₂ na água, quando a água entra na torre ($x_2 = 0$)

y_1 - Fração molar de SO₂ nos gases, quando os gases entram na torre ($y_1 = 0,002$)

y_2 - Fração molar de SO₂ nos gases, quando os gases deixam a torre ($y_2 = 0,0002$)

VAZÃO MOLAR DE GÁS:

$$G_m = G \cdot \frac{\rho_g}{M_g} = \frac{3750 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 1,32 \text{ Kg}/\text{m}^3}{28,68 \text{ Kg}/\text{Kgmol}} = 172,6 \text{ kgmol}/\text{h}$$

VAZÃO MOLAR DE ÁGUA:

$$L_m = G_m \cdot 18 \approx 172,6 \cdot 18 = 3106,8 \text{ Kgmol/h}$$

VAZÃO DE ÁGUA NA TORRE:

$$L = \frac{L_m \cdot M_{lq}}{\rho_{lq}} = \frac{3106,8 \text{ Kgmol/h} \cdot 18 \text{ Kg/Kgmol}}{1000 \text{ Kg/m}^3} = 56 \text{ m}^3/\text{h}$$

NÚMERO DE REYNOLD DO GÁS:

$$R_g = \frac{4 \cdot V_g \cdot \rho_g}{\Gamma \cdot \mu_g} \quad (\text{ref. 1})$$

$$\rho_g - \text{Massa específica do gás} - 1,32 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu_g - \text{Viscosidade Dinâmica do gás} - 2,4 \cdot 10^{-5} \text{ Kg/m.s}$$

$$V_g - \text{Velocidade do gás} - \frac{1,04 \text{ m}^3/\text{s}}{1,87 \text{ m}^2} = 0,55 \text{ m/s}$$

$$\Gamma - \text{Área de contato/m}^3 = 60 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$R_g = \frac{4 \cdot 0,55 \cdot 1,32}{60 \cdot 2,4 \cdot 10^{-5}} = 2016 \quad (\text{ref. 1})$$

NÚMERO DE REYNOLD DO LIQUIDO:

$$R_{lq} = \frac{4 \cdot V_{lq} \cdot \rho_{lq}}{\Gamma \cdot \mu_{lq}}$$

$$\rho_{lq} - 10^3 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu_{lq} - 10^{-3} \text{ Kg/m.s}$$

$$V_{lq} - \frac{0,015}{1,87} = 0,0083 \text{ m/s}$$

$$\Gamma - 60 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$R_{lq} = \frac{4 \cdot 0,0083 \cdot 10^3}{60 \cdot 10^{-3}} = 553$$

NÚMERO DE SCHMIDT DO GÁS:

$$S_{cg} = \frac{\mu_g}{\rho_g \cdot D_g}$$

$$\mu_g = 2,4 \cdot 10^{-5} \text{ Kg/m.s}$$

$$\rho_g = 1,32 \text{ Kg/m}^3$$

$$D_g = \text{Difusividade do SO}_2 \text{ nos gases da mistura} = 18,7 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$S_{cg} = \frac{2,4 \cdot 10^{-5}}{1,32 \cdot 18,7 \cdot 10^{-6}} = 0,97$$

NÚMERO DE SCHMIDT DO LÍQUIDO:

$$S_{clq} = \frac{\mu_{lq}}{\rho_{lq} \cdot D_{lq}}$$

$$\mu_{lq} = 10^{-3} \text{ Kg/m.s}$$

$$\rho_{lq} = 10^3 \text{ Kg/m}^3$$

$$D_{lq} = \text{Difusividade do SO}_2 \text{ na água} = 1,55 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$S_{clq} = \frac{10^{-3}}{10^3 \cdot 1,55 \cdot 10^{-9}} = 645$$

ESPESSURA DO FILME DE LÍQUIDO:

$$\delta_r = (\mu_{lq}^2 / \rho_{lq}^2 \cdot 9,81) \approx 4,55 \cdot 10^{-5} \quad (\text{ref. 1})$$

ALTURA DE TRANSFERÊNCIA UNITÁRIA NA FASE GASOSA:

$$H_y = 0,615 \cdot d_{eq} \cdot R_{eg}^{0,345} \cdot S_{cg}^{0,67} \quad (\text{ref. 1})$$

$$R_{eg} = 2016$$

$$S_{cg} = 0,97$$

$$d_{eq} = 0,056$$

$$H_y = 0,615 \cdot 0,056 \cdot (2016)^{0,345} \cdot (0,97)^{0,67} =$$

$$H_y = 0,46 \text{ m}$$

ALTURA DE TRANSFERÊNCIA UNITÁRIA NA FASE LÍQUIDA:

$$H_x = 119 \cdot \delta_r \cdot R_{elq}^{0,25} \cdot S_{clq}^{0,5} = \quad (\text{ref. 1})$$

$$\delta_r = 4,55 \cdot 10^{-5}$$

$$R_{elq} = 553$$

$$S_{clq} = 645$$

$$H_x = 119 \cdot 4,55 \cdot 10^{-5} \cdot 553^{0,25} \cdot 645^{0,5} = 0,66 \text{ m}$$

CÁLCULO DA ALTURA DO DISPOSITIVO DE LAVAGEM NECESSÁRIA PARA TRANSFERÊNCIA DE SO₂ DOS GASES PARA ÁGUA

Para efeito de cálculo, o dispositivo será dividido em dez seções em função da variação da concentração de SO₂ na água. Essas seções serão:

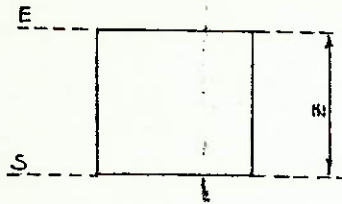
	X_e água entrando	X_s água saindo
1ª seção	0	0,00001
2ª seção	0,00001	0,00002
3ª seção	0,00002	0,00003
4ª seção	0,00003	0,00004
5ª seção	0,00004	0,00005
6ª seção	0,00005	0,00006
7ª seção	0,00006	0,00007
8ª seção	0,00007	0,00008
9ª seção	0,00008	0,00009
10ª seção	0,00009	0,0001

O teor de SO₂ nos gases será dado para cada ponto da torre em função da concentração de SO₂ na água, pela seguinte expressão:

$$Y = 0,0002 + 18x$$

1ª SEÇÃO:

$$\begin{array}{llll} X_e = 0 & Y_e = 0,0002 & Y_s^* = 0 & \Delta Y_e = 0,0002 \\ X_s = 0,00001 & Y_s = 0,00038 & Y_s^* = 0,00005 & \Delta Y_s = 0,00033 \end{array}$$



$$\Delta Y_{ln} = \frac{\Delta Y_s - \Delta Y_e}{L_n \Delta Y_s / \Delta Y_e} = \frac{0,00033 - 0,0002}{L_n 0,00033 / 0,0002} = 0,00026$$

NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERÊNCIA NA SEÇÃO

$$N_1 = \frac{Y_s - Y_e}{\Delta Y_{ln}} = \frac{0,00038 - 0,0002}{0,00026} = 0,69 \quad (\text{ref. 2})$$

ALTURA TOTAL DA UNIDADE DE TRANSFERÊNCIA

$$H_0 = H_y + M \cdot \frac{G_m}{L_m} \cdot H_x \quad (\text{ref. 2})$$

M - inclinação da linha de equilíbrio no trecho correspondente a seção.

$$M = \frac{\Delta Y^*}{\Delta X} = 5$$

$$H_0 = 0,46 + 5 \cdot \frac{1}{18} \cdot 0,66 = 0,64\text{m}$$

ALTURA DA 1ª SEÇÃO

$$Z_1 = N_1 \cdot H_0 = 0,69 \cdot 0,64 = 0,44\text{m}$$

2ª SEÇÃO:

$$X_e = 0,00001 \quad Y_e = 0,00038 \quad Y_e^* = 0,00005 \quad \Delta Y_e = 0,00033$$

$$X_s = 0,00002 \quad Y_s = 0,00056 \quad Y_s^* = 0,00015 \quad \Delta Y_s = 0,00041$$

$$\Delta Y_{ln} = \frac{\Delta Y_s - \Delta Y_e}{L_n \Delta Y_s / \Delta Y_e} = \frac{0,00041 - 0,00033}{L_n 0,00041 / 0,00033} = 0,00037$$

NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERÊNCIA NA SEÇÃO:

$$N_2 = \frac{Y_s - Y_e}{\Delta Y_{ln}} = \frac{0,00056 - 0,00038}{0,00037} = 0,49$$

ALTURA TOTAL DA UNIDADE DE TRANSFERÊNCIA:

$$H_0 = H_y + M \cdot \frac{G_m}{L_m} \cdot H_x$$

$$M = \frac{\Delta Y^*}{\Delta X} = 10$$

$$H_0 = 0,46 + 10 \cdot \frac{1}{18} : 0,66 = 0,83m$$

ALTURA DA 2ª SEÇÃO-

$$Z_2 = N_2 \cdot H_0 = 0,49 \cdot 0,83 = 0,40$$

3ª SEÇÃO:

$$X_e = 0,00002 \quad Y_e = 0,00056 \quad Y_e^* = 0,00015 \quad \Delta Y_e = 0,00041$$

$$X_s = 0,00003 \quad Y_s = 0,00074 \quad Y_s^* = 0,0002 \quad \Delta Y_s = 0,00054$$

$$\Delta Y_{ln} = \frac{\Delta Y_s - \Delta Y_e}{L_n \Delta Y_s / \Delta Y_e} = \frac{0,00054 - 0,00041}{L_n 0,00054 / 0,00041} = 0,00047$$

NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERÊNCIA NA SEÇÃO-

$$N_3 = \frac{Y_s - Y_e}{\Delta Y_{ln}} = \frac{0,00074 - 0,00056}{0,00047} = 0,38$$

ALTURA TOTAL DA UNIDADE DE TRANSFERÊNCIA NA SEÇÃO:

$$H_0 = H_y + M \cdot \frac{G_m}{L_m} \cdot H_x$$

$$M = \frac{\Delta Y^*}{\Delta X} = 5$$

$$H_0 = 0,46 + 5 \cdot \frac{1}{18} \cdot 0,66 = 0,64$$

ALTURA DA 3ª SEÇÃO:

$$Z_3 = N_3 \cdot H_0 = 0,38 \cdot 0,64 = 0,24m$$

4ª SEÇÃO:

$$X_e = 0,00003 \quad Y_e = 0,00074 \quad Y_e^* = 0,0002 \quad \Delta Y_e = 0,00054$$

$$X_s = 0,00004 \quad Y_s = 0,00092 \quad Y_s^* = 0,00028 \quad \Delta Y_s = 0,00064$$

$$\Delta Y_{ln} = \frac{\Delta Y_s - \Delta Y_e}{L_n \Delta Y_s / \Delta Y_e} = \frac{0,00064 - 0,00054}{L_n 0,00064 / 0,00054} = 0,00058$$

NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERÊNCIA NA SEÇÃO:

$$N_4 = \frac{Y_s - Y_e}{\Delta Y_{ln}} = \frac{0,00092 - 0,00074}{0,00058} = 0,31$$

ALTURA TOTAL DA UNIDADE DE TRANSFERÊNCIA NA SEÇÃO:

$$H_0 = H_y + M \cdot \frac{G_m}{L_m} \cdot H_x$$

$$M = \frac{\Delta Y^*}{\Delta X} = 8$$

$$H_0 = 0,46 + 8 \cdot \frac{1}{18} \cdot 0,66 = 0,75$$

ALTURA DA 4ª SEÇÃO:

$$Z_4 = N_4 \cdot H_0 = 0,31 \cdot 0,75 = 0,24m$$

5ª SEÇÃO:

$$X_e = 0,00004 \quad Y_e = 0,00092 \quad Y_e^* = 0,00028 \quad \Delta Y_e = 0,00064$$

$$X_s = 0,00005 \quad Y_s = 0,0011 \quad Y_s^* = 0,00035 \quad \Delta Y_s = 0,00075$$

$$\Delta Y_{ln} = \frac{\Delta Y_s - \Delta Y_e}{L_n \Delta Y_s / \Delta Y_e} = \frac{0,00075 - 0,00064}{L_n 0,00075 / 0,00064} = 0,00070$$

NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERÊNCIA NA SEÇÃO:

$$N_5 = \frac{Y_s - Y_e}{\Delta Y_{ln}} = \frac{0,0011 - 0,00092}{0,00070} = 0,26$$

ALTURA TOTAL DA UNIDADE DE TRANSFERÊNCIA NA SEÇÃO:

$$H_0 = H_y + M \cdot \frac{G_m}{L_m} \cdot H_x$$

$$M = \frac{\Delta Y^*}{\Delta X} = 7$$

$$H_0 = 0,46 + 7 \cdot \frac{1}{18} \cdot 0,66 = 0,71$$

ALTURA DA 5ª SEÇÃO:

$$Z_5 = N_5 \cdot H_0 = 0,26 \cdot 0,71 = 0,19m$$

6ª SEÇÃO:

$$X_e = 0,00005 \quad Y_e = 0,0011 \quad Y_e^* = 0,00035 \quad \Delta Y_e = 0,00075$$

$$X_s = 0,00006 \quad Y_s = 0,0013 \quad Y_s^* = 0,0004 \quad \Delta Y_s = 0,0009$$

$$\Delta Y_{ln} = \frac{\Delta Y_s - \Delta Y_e}{L_n \Delta Y_s / \Delta Y_e} = \frac{0,0009 - 0,00075}{L_n 0,0009 / 0,00075} = 0,00082$$

NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERÊNCIA NA SEÇÃO:

$$N_6 = \frac{Y_s - Y_e}{\Delta Y_{ln}} = \frac{0,0013 - 0,0011}{0,00082} = 0,24$$

ALTURA TOTAL DA UNIDADE DE TRANSFERÊNCIA NA SEÇÃO:

$$H_0 = H_Y + M \cdot \frac{G_m}{L_m} \cdot H_X$$

$$M = \frac{\Delta Y^*}{\Delta X} = 5$$

$$H_0 = 0,46 + 5 \cdot \frac{1}{18} \cdot 0,66 = 0,64$$

ALTURA DA 6ª SEÇÃO :

$$Z_6 = N_6 \cdot H_0 = 0,24 \cdot 0,64 = 0,16m$$

7ª SEÇÃO:

$$X_e = 0,00006 \quad Y_e = 0,0013 \quad Y_e^* = 0,0004 \quad \Delta Y_e = 0,0009$$

$$X_s = 0,00007 \quad Y_s = 0,0015 \quad Y_s^* = 0,0005 \quad \Delta Y_s = 0,001$$

$$\Delta Y_{ln} = \frac{\Delta Y_s - \Delta Y_e}{L_H \Delta Y_s / \Delta Y_e} = \frac{0,001 - 0,0009}{L_n 0,001/0,0009} = 0,00094$$

NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERÊNCIA NA SEÇÃO:

$$N_7 = \frac{Y_s - Y_e}{\Delta Y_{ln}} = \frac{0,0015 - 0,0013}{0,00094} = 0,22$$

Altura TOTAL DA UNIDADE DE TRANSFERÊNCIA NA SEÇÃO:

$$H_0 = H_y + M \cdot \frac{G_m}{L_m} \cdot H_x$$

$$M = \frac{\Delta Y^*}{\Delta X} = 10$$

$$H_0 = 0,46 + 10 \cdot \frac{1}{18} \cdot 0,66 = 0,82$$

ALTURA DA 7ª SEÇÃO:

$$Z_7 = N_7 \cdot H_0 = 0,22 \cdot 0,82 = 0,18m$$

8ª SEÇÃO:

$$\begin{aligned} X_e &= 0,00007 & Y_e &= 0,0015 & Y_e^* &= 0,0005 & \Delta Y_e &= 0,001 \\ X_s &= 0,00008 & Y_s &= 0,0017 & Y_s^* &= 0,0006 & \Delta Y_s &= 0,0011 \end{aligned}$$

$$\Delta Y_{ln} = \frac{\Delta Y_s - \Delta Y_e}{L_n \Delta Y_s / \Delta Y_e} = \frac{0,0011 - 0,001}{L_n 0,0011 / 0,001} = 0,001$$

NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERÊNCIA NA SEÇÃO:

$$N_8 = \frac{Y_s - Y_e}{\Delta Y_{ln}} = \frac{0,0017 - 0,0015}{0,001} = 0,2$$

ALTURA TOTAL DA UNIDADE DE TRANSFERÊNCIA NA SEÇÃO:

$$H_o = H_y + M \cdot \frac{G_m}{L_m} \cdot H_x$$

$$M = \frac{\Delta Y^*}{\Delta X} = 10$$

$$H_o = 0,46 + 10 \cdot \frac{1}{18} \cdot 0,66 = 0,82$$

ALTURA DA 8ª SEÇÃO:

$$Z_8 = N_8 \cdot H_o = 0,2 \cdot 0,82 = 0,17m$$

9ª SEÇÃO:

$$\begin{aligned} X_e &= 0,00008 & Y_e &= 0,0017 & Y_e^* &= 0,0006 & \Delta Y_e &= 0,0011 \\ X_s &= 0,00009 & Y_s &= 0,0018 & Y_s^* &= 0,00065 & \Delta Y_s &= 0,00115 \end{aligned}$$

$$\Delta Y_{ln} = \frac{\Delta Y_s - \Delta Y_e}{L_n \Delta Y_s / \Delta Y_e} = \frac{0,00115 - 0,0011}{L_n 0,00115 / 0,0011} = 0,0011$$

NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERÊNCIA NA SEÇÃO:

$$N_g = \frac{Y_s - Y_e}{\Delta Y_{ln}} = \frac{0,0018 - 0,0017}{0,0011} = 0,1$$

ALTURA TOTAL DA UNIDADE DE TRANSFERÊNCIA NA SEÇÃO:

$$H_0 = H_Y + M \cdot \frac{G_m}{L_m} \cdot H_x$$

$$M = \frac{\Delta Y^*}{\Delta X} = 5$$

$$H_0 = 0,46 + 5 \cdot \frac{1}{18} \cdot 0,66 = 0,64$$

Altura da 9ª SEÇÃO:

$$Z_g = N_g \cdot H_0 = 0,1 \cdot 0,64 = 0,064m$$

10ª SEÇÃO:

$$\begin{aligned} X_e &= 0,00009 & Y_e &= 0,0018 & Y_e^* &= 0,00065 & \Delta Y_e &= 0,00115 \\ X_s &= 0,0001 & Y_s &= 0,002 & Y_s^* &= 0,00077 & \Delta Y_s &= 0,00123 \end{aligned}$$

$$\Delta Y_{ln} = \frac{\Delta Y_s - \Delta Y_e}{L_n \Delta Y_s / \Delta Y_e} = \frac{0,00123 - 0,00115}{L_n 0,00123 / 0,00115} = 0,0012$$

NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERÊNCIA NA SEÇÃO:

$$N_{10} = \frac{Y_s - Y_e}{\Delta Y_{ln}} = \frac{0,002 - 0,0018}{0,0012} = 0,17$$

ALTURA TOTAL DA UNIDADE DE TRANSFERÊNCIA NA SEÇÃO:

$$H_o = H_y + M \cdot \frac{G_m}{L_m} \cdot H_x$$

$$M = \frac{\Delta Y^*}{\Delta X} = 12$$

$$H_o = 0,46 + 12 \cdot \frac{1}{18} \cdot 0,66 = 0,9$$

ALTURA DA 10ª SEÇÃO:

$$Z_{10} = N_{10} \cdot H_o = 0,17 \cdot 0,9 = 0,16m$$

A altura total do dispositivo de lavagem, necessária para reduzir o teor de SO_2 nos gases de 0,2% na entrada para 0,02% na saída da torre, será a soma das alturas das dez seções.

$$Z_t = \sum_{i=1}^{10} Z_i = 0,44 + 0,40 + 0,24 + 0,24 + 0,19 + 0,16 + 0,18$$

$$0,17 + 0,064 + 0,16 = 2,25 \text{ m}$$

VERIFICAÇÃO DA TORRE PARA TRANSFERÊNCIA DE CALOR:

Os gases entram na torre a uma temperatura de 300°C e devem deixar a torre numa temperatura inferior a 60°C.

Tomando por hipótese que os gases deixam a torre à 30°C e que a água do mar que entra na torre esta a 25°C, temos:

Q_g - Calor retirado dos gases

$$Q_g = \dot{m}_g \cdot C_{pg} \cdot \Delta T_g$$

$$Q_g = 1,04 \text{ m}^3/\text{s} \cdot 1,32 \text{ Kg/m}^3 \cdot 0,252 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} \cdot (300 - 30) =$$

$$Q_g = 93,5 \text{ Kcal/s}$$

Q_{lq} - Calor cedido ao líquido

$$Q_{lq} = \dot{m}_{lq} \cdot C_{plq} \cdot \Delta T_{lq}$$

$$Q_{lq} = 0,015 \text{ m}^3/\text{s} \cdot 10^3 \text{ Kg/m}^3 \cdot 1 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} \cdot (T_s - 25)$$

$$Q_{lq} = 15 (T_s - 25)$$

Como o calor retirado dos gases é igual ao calor cedido ao líquido. Tenho a temperatura que a água deixa a torre.

$$Q_g = Q_{lq}$$

$$93,5 = 15 (T_s - 25)$$

$$T_s = 32^\circ\text{C}$$

O coeficiente total de troca de calor na torre é dado através do adimensional de Kirpichev, pela seguinte relação:

$$K_i = \frac{K \cdot d_{eq}}{\lambda_g} \quad (\text{ref. 1})$$

O número de Kirpichev é dado por:

$$K_i = 0,01 \cdot R_{eg}^{0,7} \cdot R_{elq}^{0,7} \cdot P_{rg}^{0,33} \quad (\text{ref. 1})$$

$$K_i = 0,01 \cdot (2016)^{0,7} \cdot (533)^{0,7} \cdot (0,72)^{0,33} = 149,5$$

NÚMERO DE PRANT DO GÁS:

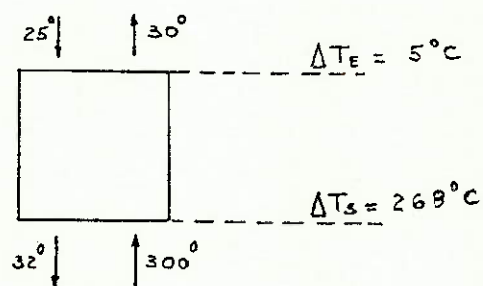
$$P_{rg} = \frac{C_{pg} \cdot \mu_g}{\lambda_g} = 0,72$$

COEFICIENTE TOTAL DE TROCA DE CALOR:

$$K = \frac{K_i \cdot \lambda_g}{d_{eq}}$$

$$K = \frac{149,5 \cdot 0,035}{0,056} = 93,43 \text{ W/m}^2\text{°C} = 80 \text{ Kcal/hm}^2\text{°C} = 0,022 \frac{\text{Kcal}}{\text{m}^2\text{°C}}$$

Cálculo da área necessária para a transferência de calor:



$$\Delta T_{ln} = \frac{\Delta T_s - \Delta T_e}{L_n \cdot \Delta T_s / \Delta T_e} = 66$$

$$Q = K \cdot A \cdot \Delta T_{ln}$$

Q - Calor trocado = 93,5 Kcal/s

K - Coeficiente total de troca de calor = 0,022 $\frac{\text{Kcal}}{\text{Sm}^2\text{°C}}$

A - Área de troca de calor

$$93,5 = 0,022 \cdot A \cdot 66$$

$$A = 64,4 \text{ m}^2$$

Como cada metro cúbico do dispositivo de lavagem tem 60 m² de área de troca e é necessário 2,25 metro de altura do dispositivo para retirar o SO₂. O dispositivo de lavagem tem uma área de troca de 304 m². Logo o dispositivo de lavagem estará superdimensionado para a transferência de calor. E a temperatura de saída do gases será bem menor do que a temperatura 30°C adotada, ficando assim bem abaixo do limite de 60°C.

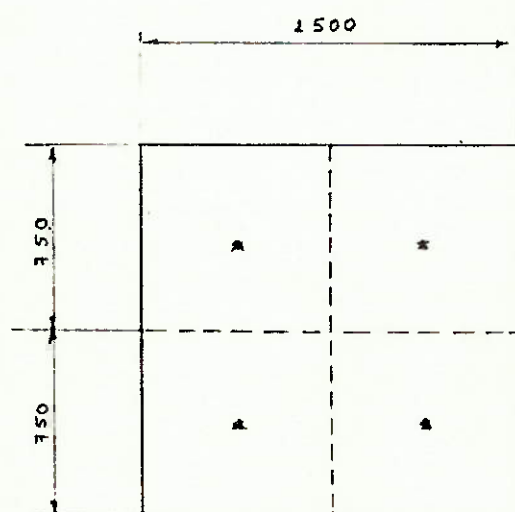
CIRCUITO HIDRÁULICO DA TORRE

O circuito hidráulico da torre tem a finalidade de prover a torre com a vazão de água necessária para reduzir o SO_2 dos gases. Esta vazão de água deve ser espalhada o mais uniformemente, possível sobre o dispositivo de lavagem. Para espalhar a vazão de água sobre o dispositivo de lavagem foi usado o sistema de bicos aspersores.

Tendo em vista não ter uma altura muito grande entre os bicos aspersores e o dispositivo de lavagem foram usados quatro bicos aspersores do tipo 2H47W da "Fulljet", pois este tipo apresenta um grande ângulo de "spray".

O dispositivo de lavagem tem uma superfície de $2,25 \text{ m}^2$ e esta superfície foi dividida em quatro quadrados de $0,75 \text{ m}$ de lado. No centro de cada quadrado foi colocado um bico aspersor.

Como cada bico aspersor cobre uma superfície circular do dispositivo de lavagem. A distância entre o bico aspersor e o dispositivo de lavagem será calculada de modo que o raio da superfície circular seja igual a metade da diagonal do quadrado em que foi dividida a superfície do dispositivo.



DADOS DO BICO ASPERSOR "2H47W" OPERANDO COM 10 P.S.I

Vazão - 66 G.P.M = 14,98 m³/h

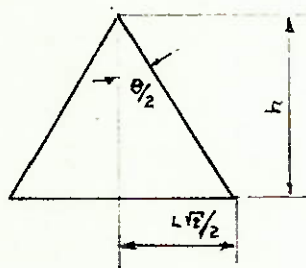
Ângulo de "spray" = 124°

Usando quatro bicos teremos uma vazão de 60 m³/h, o que satisfaz plenamente, pois a vazão mínima necessária para limpar o SO₂ é de 56 m³/h.

→ Distancia entre bico aspersor e dispositivo - h

- Lado do quadrado - L

- Ângulo de "spray" - θ



$$\tan \theta/2 = R/h$$

$$h = \frac{L \sqrt{2}/2}{\tan \theta/2} = \frac{0,75 \sqrt{2}/2}{\tan 62^\circ} = 0,28m$$

PERDA DE CARGA NO CIRCUITO HIDRÁULICO

Para o cálculo da perda de carga do circuito foi feita uma analogia com o circuito elétrico.

O circuito elétrico análogo ao circuito da torre é:

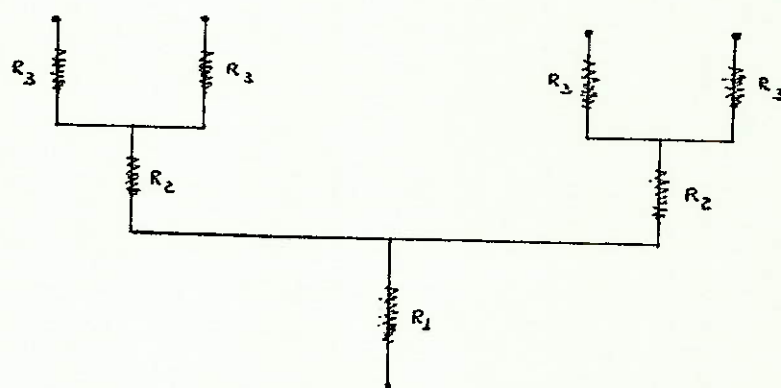
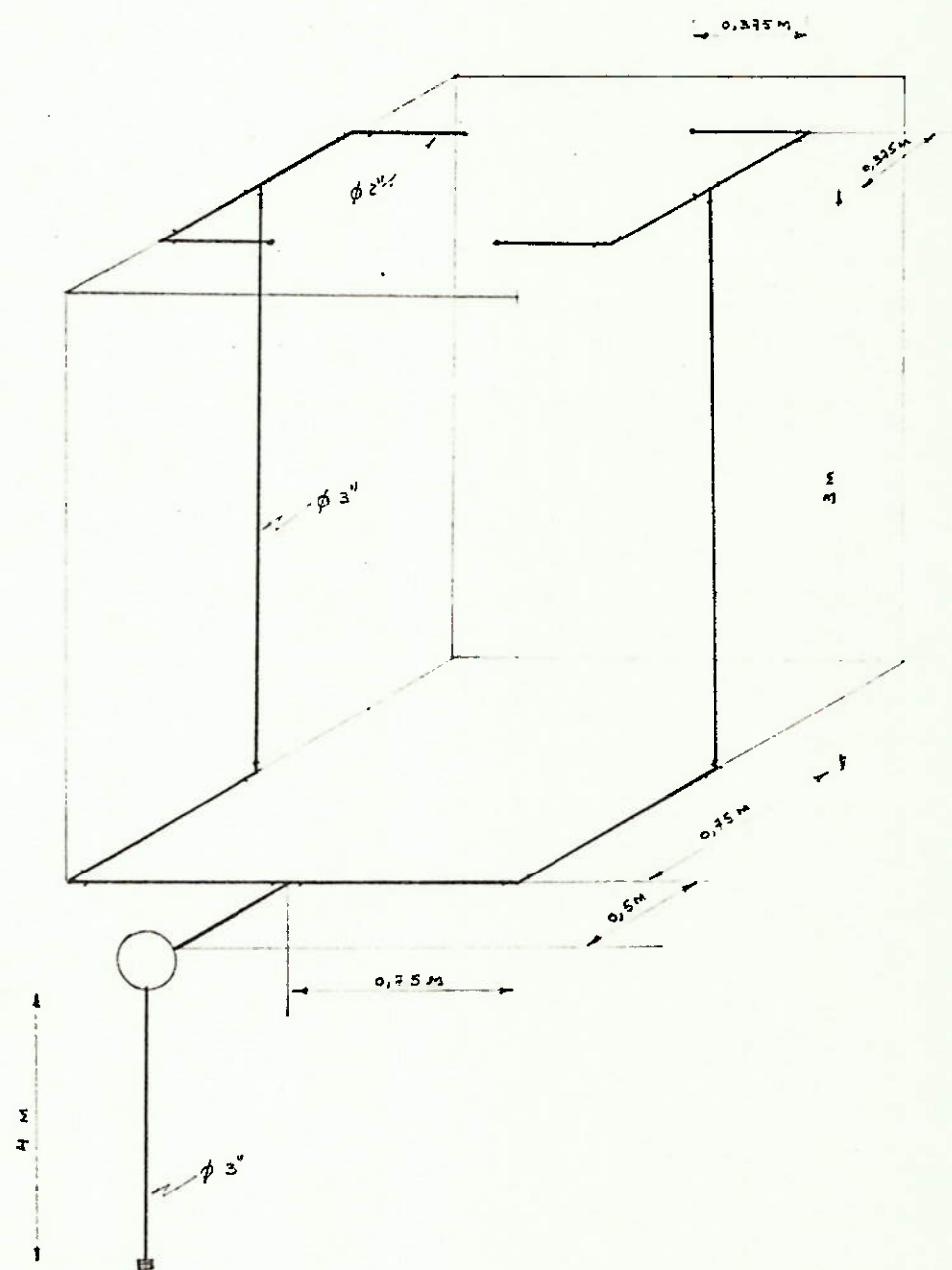


DIAGRAMA ISOMÉTRICO DO CIRCUITO HIDRÁULICO



	K
T	1,8
⊠	1,7
┘	0,4
→	1,0

As resistências desse circuito são resistências, que correspondem a soma das resistências hidráulicas distribuídas e singulares para cada trecho do circuito.

- Resistência hidráulica distribuída -

$$R_d = \frac{f \cdot L \cdot 8}{\pi^2 \cdot D^5 \cdot g}$$

- Resistência hidráulica singular -

$$R_s = \frac{8 \cdot K}{\pi^2 \cdot g \cdot D^4}$$

Do diagrama isométrico temos:

	L	D	K
R_1	4,5	3"	3,5
R_2	4,5	3"	2,6
R_3	0,75	2"	1,4

- L - Comprimento do tubo - m
- D - Diâmetro do tubo - polegada
- K - Soma das perdas singulares no trecho.

COEFICIENTE DE ATRITO "f"

- Tubo de aço galvanizado - $\epsilon = 0,0005'$

- Diâmetro do tubo - $D = 3" = 0,25'$

- Rugosidade relativa - $\frac{\epsilon}{D} = 0,002$

- Vazão - $Q = 60 \text{ m}^3/\text{h} = 0,016 \text{ m}^3/\text{s}$

- Número de Reynolds - $R_e = \frac{4 \cdot \ell \cdot Q}{\pi \cdot D \cdot \mu}$

$$= \frac{4 \cdot 10^3 \cdot 0,016}{\pi \cdot 0,0762 \cdot 10^{-3}} = 2,6 \cdot 10^5$$

Com a rugosidade relativa e o número de Reynolds tiro
do gráfico de Moody o coeficiente de atrito $f = 0,03$.

CÁLCULO DE R_1

$$R_{d1} = \frac{f \cdot L \cdot 8}{\pi^2 \cdot D^5 \cdot g} = \frac{0,03 \cdot 4,5 \cdot 8}{\pi^2 \cdot 0,076^5 \cdot 9,8} = 4403$$

$$R_{s1} = \frac{8 \cdot K}{\pi^2 \cdot D^4 \cdot g} = \frac{8 \cdot 3,5}{\pi^2 \cdot 0,076^4 \cdot 9,8} = 8738$$

$$R_1 = R_{d1} + R_{s1} = 13141 \text{ (s}^2/\text{m}^5\text{)}$$

CÁLCULO DE R_2

$$R_{d2} = \frac{f \cdot L \cdot 8}{\pi^2 \cdot D^5 \cdot g} = \frac{0,03 \cdot 4,5 \cdot 8}{\pi^2 \cdot 0,076^5 \cdot 9,8} = 4403$$

$$R_{s2} = \frac{8 \cdot K}{\pi^2 \cdot D^4 \cdot g} = \frac{8 \cdot 2,6}{\pi^2 \cdot 0,076^4 \cdot 9,8} = 6491$$

$$R_2 = R_{d2} + R_{s2} = 10894 \text{ (s}^2/\text{m}^5\text{)}$$

CÁLCULO DE R_3

$$R_{d3} = \frac{f \cdot L \cdot 8}{\pi^2 \cdot D^5 \cdot g} = \frac{0,03 \cdot 0,75 \cdot 8}{\pi^2 \cdot 0,05^5 \cdot 9,8} = 5997$$

$$R_{s3} = \frac{8 \cdot K}{\pi^2 \cdot D^4 \cdot g} = \frac{8 \cdot 1,4}{\pi^2 \cdot 0,05^4 \cdot 9,8} = 18658$$

$$R_3 = R_{d3} + R_{s3} = 24655 \text{ (s}^2/\text{m}^5\text{)}$$

CÁLCULO DA RESISTÊNCIA EQUIVALENTE

$$R_{eq} = R_1 \quad (R_3 // R_3) \quad R_2 \quad // \quad (R_3 // R_3) \quad R_2$$

$$R_3 // R_3 = \frac{R_3}{2} = 12328$$

$$(R_3 // R_3) \quad R_2 = 23222 \text{ (s}^2/\text{m}^5\text{)}$$

$$(R_3 // R_3) \quad R_2 \quad // \quad (R_3 // R_3) \quad R_2 = 11.611(\text{s}^2/\text{m}^5)$$

$$R_{eq} = 13141 \quad 11611 = 24752 \text{ (s}^2/\text{m}^5\text{)}$$

A perda de carga no circuito é dada pela equação:

$$H = R_{eq} \cdot Q^2$$

$$H = 24752 \cdot (0,016)^2 = 6,87 \text{ m}$$

A altura manométrica da bomba é a soma da altura estática do circuito mais a perda de carga mais a carga correspondente a pressão de 10 P.S.I, que deve ter no bico aspersor.

$$\text{- Altura estática - } H_{est} = 7 \text{ m}$$

$$\text{- Perda de carga - } H = 6,87\text{m}$$

$$\text{- Carga de 10 PSI - } H = 6,8 \text{ m}$$

$$\text{- Altura manométrica - } H_m = 21\text{m}$$

ROTAÇÃO DA BOMBA

A rotação da bomba foi determinada de modo que não houvesse cavitação. Este cálculo foi feito determinando o NPSH (Net Positive Suction Head) disponível para o circuito e igualando-o ao NPSH requerido pela bomba, em função do coeficiente de cavitação.

$$NPSH_d = \frac{P_a}{\gamma} - \frac{P_v}{\gamma} - h_s - \Delta H$$

$$\frac{P_a}{\gamma} - \text{Pressão atmosférica} - 10,33 \text{ m.c.a.}$$

$$\frac{P_v}{\gamma} - \text{Pressão de vapor a } 25^{\circ}\text{C} - 0,33 \text{ m.c.a.}$$

$$h_s - \text{Altura do tubo de sucção} - 4\text{m}$$

ΔH - Somatório das perdas no tubo de sucção

$$\Delta H = \frac{8 \cdot f \cdot L}{\pi^2 \cdot D^5 \cdot g} + \frac{8 \cdot K}{\pi^2 \cdot D^4 \cdot g} \cdot Q^2$$

$$\Delta H = \frac{8 \cdot 0,03 \cdot 4}{\pi^2 \cdot 0,076^5 \cdot 9,8} + \frac{8 \cdot 1,75}{\pi^2 \cdot 0,076^4 \cdot 9,8} \cdot (0,016)^2 = 2,12 \text{ m.c.a.}$$

$$NPSH_d = 10,33 - 0,33 - 4 - 2,12 = 3,88 \text{ m.c.a.}$$

Fazendo a condição limite, isto é, igualando o $NPSH_d$ ao $NPSH_r$ e adotando o coeficiente de cavitação igual a três. Achei a máxima rotação necessária para não haver cavitação.

- Coeficiente de cavitação -

$$S = \frac{N \cdot Q^{0,5}}{(g \cdot NPSH_r)^{0,75}}$$

$$N = \frac{3 \cdot (g \cdot NPSH_d)^{0,75}}{Q^{0,5}} = 363 \text{ rad/s} = 3466 \text{ R.P.M.}$$

Vou usar para acionar a bomba um motor que tenha uma rotação de 1710 R.P.M

ESCOLHA DO TIPO DE BOMBA

A escolha do tipo de bomba foi feita através da rotação específica " N_q "

$$N_q = \frac{N \cdot Q^{0,5}}{H_m^{0,75}} = \frac{1710 \cdot (0,016)^{0,5}}{21^{0,75}} = 22$$

$N_q = 22$ corresponde a bombas radiais (ref. 5)

O rendimento máximo da bomba é tirado em função da vazão e da rotação específica.

$N_q = 22$ e $Q = 16$ L/s temos $\eta = 70\%$ (ref. 5)

DIÂMETRO DO ROTOR

O dimensionamento do rotor para que a bomba trabalhe no rendimento máximo é feito através do diagrama de cordier. O diagrama de cordier correlaciona o coeficiente de rotação ao coeficiente de diâmetro, para um ponto de máximo rendimento.

$$\text{coeficiente de rotação} - C_n = \frac{n \cdot Q^{0,5}}{(g \cdot H)^{0,75}}$$

$$C_n = \frac{\frac{1710 \pi}{30} \cdot (0,016)^{0,5}}{(9,8 \cdot 21)^{0,75}} = 0,42$$

Entrando no diagrama de cordier com $C_n = 0,42$ tiro para coeficiente de diâmetro $C_d = 6,8$

$$\text{Coeficiente de diâmetro} - C_d = \frac{D (g \cdot H)^{0,25}}{Q^{0,5}}$$

$$D = \frac{C_d \cdot Q^{0,5}}{(g \cdot H)^{0,25}} = \frac{6,8 \cdot (0,016)^{0,5}}{(9,8 \cdot 21)^{0,25}} = 0,227 \text{ m}$$

POTÊNCIA PARA O ACIONAMENTO DA BOMBA

$$P = \frac{\gamma \cdot Q \cdot H_m}{75 \cdot \eta} \quad (c_v)$$

Q - vazão - 0,016 m³/s

H_m - altura manométrica - 21 m

γ - peso específico água - 10⁰ k_p/m³

η - rendimento - 70%

$$P = \frac{10^3 \cdot 0,016 \cdot 21}{75 \cdot 0,7} = 6,4 \quad (c_v)$$

TEMPO NECESSÁRIO DE FUNCIONAMENTO

O Tempo necessário para encher totalmente o tanque de combustível com gás inerte a uma pressão de 3,5 P.S.I acima da pressão atmosférica é dado pela razão entre a massa de gás necessária para encher o tanque a pressão de 3,5 P.S.I acima da pressão atmosférica e a vazão em massa fornecida pela torre à pressão atmosférica.

VAZÃO EM MASSA FORNECIDA PELA TORRE:

$$\dot{m} = \frac{P \cdot Q}{R \cdot T}$$

$$\dot{m} = \frac{10^4 \cdot 3750}{29,55 \cdot 298} = 4258 \text{ Kg/h}$$

$$R - \text{constante da mistura} = \frac{R}{M} = \frac{847,7}{28,68} = 29,55$$

MASSA NECESSÁRIA PARA ENCHER O TANQUE

$$M = \frac{P \cdot V}{R \cdot T}$$

V - Volume do tanque - 10.000 m³

P - Pressão no tanque - 1,238 KP/cm²

$$M = \frac{12380 \cdot 10.000}{29,55 \cdot 298} = 14,058 \text{ Kg}$$

TEMPO DE FUNCIONAMENTO

$$t = \frac{M}{\dot{m}} = \frac{14058}{4258} = 3,30 \text{ horas}$$

DISPOSITIVO DE SECAGEM DOS GASES

O dispositivo de secagem dos gases tem a finalidade de reduzir o teor de vapor d'agua que estará presente na mistura de gases logo após a mesma ter passado pelo dispositivo de lavagem.

A redução do vapor d'agua nos gases é feita por absorção química, e o material usado para absorver o vapor d'agua é a sílica. Para o dimensionamento do leito de sílica foram feitas as seguintes hipóteses:

- A mistura de gases ao deixar o dispositivo de lavagem está com uma unidade relativa de 100%.
- A mistura de gases ao deixar o dispositivo de secagem está com uma unidade relativa tal que só atingirá o ponto de orvalho à temperatura de 15°C.
- O dispositivo de lavagem deverá trabalhar por um período de quatro horas. Terminando este período deverá ser ligado o sistema de recuperação do leito de sílica.

DADOS RELATIVOS AO LEITO DE SÍLICA

Diâmetro das partículas - $d = 0,004 \text{ m} = 0,16''$

Fração de volume livre do leito - $\varepsilon = 0,55$

Densidade do leito - $\rho_p = 50 \text{ lb/ft}^3 = 800 \text{ Kg/m}^3$

Capacidade de absorção - $0,4 \text{ g/g}_0$ ref. 3

CONCENTRAÇÃO DE VAPORES D'ÁGUA NA ENTRADA DO DISPOSITIVO

Adotando a temperatura dos gases da mistura 25°C e supondo que a mistura está saturada temos:

$$T = 25^{\circ} \quad P_g = 0,03229 \text{ KP/cm}^2$$

$$\phi = \frac{P_v}{P_g} = 1 \quad P_v = 0,3229 \text{ KP/cm}^2$$

A massa de vapor que entra no dispositivo por hora é:

$$\dot{m}_v = \frac{P_v \cdot Q}{R_v \cdot T}$$

$$\text{Pressão de vapor na mistura} - P_v = 0,03229 \text{ KP/cm}^2$$

$$\text{Vazão de gases na torre} - Q = 3750 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Constante do vapor d'água} - R_v = 47,07 \frac{\text{K}_p \cdot \text{m}}{\text{K}_g \cdot ^{\circ}\text{K}}$$

$$\text{Temperatura dos gases} - T = 25^{\circ}\text{C} = 298^{\circ}\text{K}$$

$$m_v = \frac{322,9 \cdot 3750}{47,07 \cdot 298} = 86,35 \text{ Kg/h}$$

$$\text{Concentração} - C_o = \frac{\dot{m}_v}{Q} = \frac{86,35}{3750} = 0,023 \text{ Kg/m}^3$$

CONCENTRAÇÃO DE VAPOR D'ÁGUA NA SAÍDA DO DISPOSITIVO

Adotando que a mistura de gases deixa o dispositivo com uma concentração que atinge a saturação à temperatura de 15°C temos:

$$T = 15^{\circ}\text{C} \quad P_g = 0,01737 \text{ KP/cm}^2 = P_v$$

A massa de vapor que deixa o dispositivo por hora é:

$$\dot{m}_v = \frac{P_v \cdot Q}{R_v \cdot T} = \frac{173,7 \cdot 3750}{47,07 \cdot 298} = 46,43 \text{ Kg/h}$$

$$\text{Concentração } C = \frac{\dot{m}_v}{Q} = \frac{46,43}{3750} = 0,0124 \text{ Kg/m}^3$$

VELOCIDADE DO ESCOAMENTO NO LEITO

$$V = \frac{Q}{A \cdot \epsilon} = \frac{3750/3600}{2,25 \cdot 0,55} = 0,84 \text{ m/s}$$

$$\text{Área do leito} - A - 2,25 \text{ m}^2$$

NÚMERO DE REYNOLDS PARA ESCOAMENTO

$$R_e = \frac{V \cdot D \cdot \rho_g}{\mu_g} = \frac{0,84 \cdot 0,004 \cdot 1,32}{2,4 \cdot 10^{-5}} = 184,8$$

$$\text{Diâmetro das esferas de sílica} - D = 0,004\text{m}$$

NÚMERO DE NUSSELT PARA A TRANSFERÊNCIA DE MASSA

$$N_u^1 = 1,6 \quad * \quad R_e^{0,54} = 26,8 \quad (\text{ref, 1})$$

COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA

$$B_y = \frac{N_u^1 \cdot D}{d^2} = \frac{26,8 \cdot 10^{-6}}{(0,004)^2} = 1,675 \text{ l/s}$$

Difusividade da água na sílica $D = 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$

ALTURA DO DISPOSITIVO

A altura do dispositivo está relacionada com o tempo de funcionamento, através da seguinte formula: (ref. 1)

$$t^{1/2} = \left(\frac{A_o}{v \cdot C_o} \right)^{1/2} \cdot H^{1/2} - b \left(\frac{A_o}{B_y \cdot C_o} \right)^{1/2}$$

A_o - Capacidade de absorção do leito = $0,4 \cdot 800 = 320 \text{ Kg/m}$

b - Coeficiente retirado em função da razão (C/C_o)

$$\frac{C}{C_o} = \frac{0,0124}{0,023} = 0,54 \longrightarrow b = 0,07 \text{ (ref. 1)}$$

t = tempo de funcionamento - $4h = 14400 \text{ s}$

v = velocidade de escoamento = $0,84 \text{ m/s}$

B_y = Coeficiente de transferência de massa = $1,675 \text{ l/s}$

C_o - Concentração inicial - $0,023 \text{ Kg/m}^3$

Substituindo estes valores na formula obtemos para altura do leito 0,9 metros.

SISTEMA DE RECUPERAÇÃO DO LEITO DE SÍLICA

Este sistema tem a finalidade de retirar a unidade que foi retida no leito durante o tempo de operação do sistema de produção de gás inerte.

A retirada de umidade é feita fazendo-se circular pelo leito, uma vazão de ar fresco, de modo que a umidade do leito passe para o ar seco.

Visando reduzir o tempo de secagem do leito, a vazão de ar fresco é três vezes maior que a vazão de gás que circula na torre.

Para o cálculo do tempo necessário para recuperar o leito foram feitas as seguintes hipóteses:

- O ar ao entrar no leito está a 25°C com unidade relativa de 50%.
- O ar ao sair do leito está a 25°C com unidade relativa de 100 %.

CONCENTRAÇÃO DE VAPOR D'AGUA NA ENTRADA DO LEITO

$$T = 25^{\circ}\text{C}$$

$$P_g = 0,03229 \text{ KP/cm}^2$$

$$\phi = 0,5$$

$$P_v = 0,01645 \text{ KP/cm}^2$$

$$C_o = \frac{P_v}{R_v \cdot T} = \frac{161,5}{47,07 \cdot 298} = 0,0115 \text{ Kg/m}^3$$

CONCENTRAÇÃO DE VAPORES D'ÁGUA NA SAÍDA DO LEITO

$$T = 25^{\circ}\text{C}$$

$$P_g = 0,03229 \text{ KP/cm}^2$$

$$\phi = 1$$

$$P_v = 0,03229 \text{ KP/cm}^2$$

$$C = \frac{P_v}{R_v T} = \frac{322,9}{44,07 \cdot 298} = 0,023 \text{ Kg/m}^3$$

Velocidade de escoamento no leito

$$\bar{v} = \frac{Q}{\epsilon \cdot A} = \frac{3 \cdot 3750}{3600 \cdot 2,25 \cdot 0,55} = 2,52 \text{ m/s}$$

NÚMERO DE REYNOLDS PARA O ESCOAMENTO

$$R_e = \frac{\bar{v} \cdot d \cdot \rho_{ar}}{\mu_{ar}} = \frac{2,52 \cdot 0,004 \cdot 1}{2 \cdot 10^{-5}} = 504$$

NÚMERO DE NUSSELT PARA TRANSFERÊNCIA DE MASSA

$$N_u' = 1,6 \cdot R_e^{0,54} \quad (\text{ref. 1})$$

$$N_u' = 46,07$$

COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA

$$B_y = \frac{N_u' \cdot D}{d^2}$$

$$B_y = \frac{46,07 \cdot 26 \cdot 10^{-6}}{0,004^2} = 74,86 \text{ 1/s}$$

$$\text{Difusividade "ar-água"} = 26 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

TEMPO DE FUNCIONAMENTO

$$t^{1/2} = \left(\frac{A_o}{v \cdot C_o} \right)^{1/2} H^{1/2} - b \left(\frac{A_o}{B_y \cdot C_o} \right)^{1/2}$$

A_o - Capacidade de absorção do leito - 320 Kg/m^3

b - Coeficiente retirado em função de $C/C_o = 2$

$$b = - 0,68$$

H - Altura do leito = $0,9 \text{ m}$

C_o - Concentração Inicial = $0,0115 \text{ Kg/m}^3$

v - Velocidade de escoamento = $2,52 \text{ m/s}$

B_y - Coeficiente de transferência de massa = $74,86 \text{ l/s}$

Substituindo estes valores na formula obtemos para tempo de funcionamento 3,15 horas.

POTÊNCIA NECESSÁRIA PARA O VENTILADOR

O ventilador do sistema de recuperação do leito deve ser capaz de fazer passar a vazão de ar pela leito, para isto ele terá de vencer a perda de carga no leito. Perda de carga esta que é dada pela seguinte formula:

$$\Delta p = \frac{\mu_{ar} \cdot Q}{A \cdot d^2 \cdot \varepsilon^3} \cdot 37,5 (1 - \varepsilon)^2 \cdot H$$

$$\mu_{ar} - \text{viscosidade dinâmica do ar} - 2 \cdot 10^{-5} \frac{\text{N} \cdot \text{s}}{\text{m}^2}$$

Q - Vazão de ar - $11250 \text{ m}^3/\text{h}$

A - Área para o escoamento - $2,25 \text{ m}^2$

d - Diametro da esfera de sílica - $0,16'' = 0,004 \text{ m}$

ε - Fração de volume livre do leito - $0,55$

Substituindo estes valores na formula obtemos para per
da de carga no leito.

$$P = 23,7 \text{ mm.c.a}$$

POTÊNCIA DO VENTILADOR

$$N_v = \frac{Q \cdot P}{3600 \cdot 75 \cdot \eta}$$

$$\eta = 65\% \text{ (centrifugo de pás retas)}$$

$$Q = 11250 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\Delta P = 23,7 \text{ KP/m}^2$$

$$N_v = \frac{11250 \cdot 23,7}{3600 \cdot 75 \cdot 0,65} = 1,52 \text{ cv}$$

TANQUE DE SELO

O tanque de selo de água é uma válvula não mecânica, com um suprimento contínuo de água, que têm a finalidade de assegurar que os gases de combustível provenientes do tanque nunca cheguem a caldeira.

O gás inerte passa livremente, desde que a pressão do ventilador seja maior do que qualquer contra pressão do tanque. Porém, se a contra pressão do tanque excede a pressão do ventilador, a água é levada para o tubo, a fim de formar uma resistência, que evitará que o vapor de carga inflamável retorne a praça de máquinas.

A situação mais crítica para o tanque de selo é de barrar a contra pressão de 3,5 PSI, que aparece no momento em que os ventiladores são desligados e o tanque está cheio de gás inerte.

ALTURA DA COLUNA DE ÁGUA PARA EQUILIBRAR A PRESSÃO DE 3,5 PSI

$$\begin{aligned} \gamma \cdot h &= \Delta P & \Delta P &= 3,5 \text{ PSI} = 2380 \text{ KP/m}^2 \\ h &= \frac{\Delta P}{\gamma} = 2,38 \text{ m} & \gamma &= 1000 \text{ KP/m}^3 \end{aligned}$$

VOLUME DE ÁGUA NECESSÁRIO PARA FORMA A COLUNA

$$V = \frac{\pi d^2}{4} \cdot h = 0,12 \text{ m}^3$$

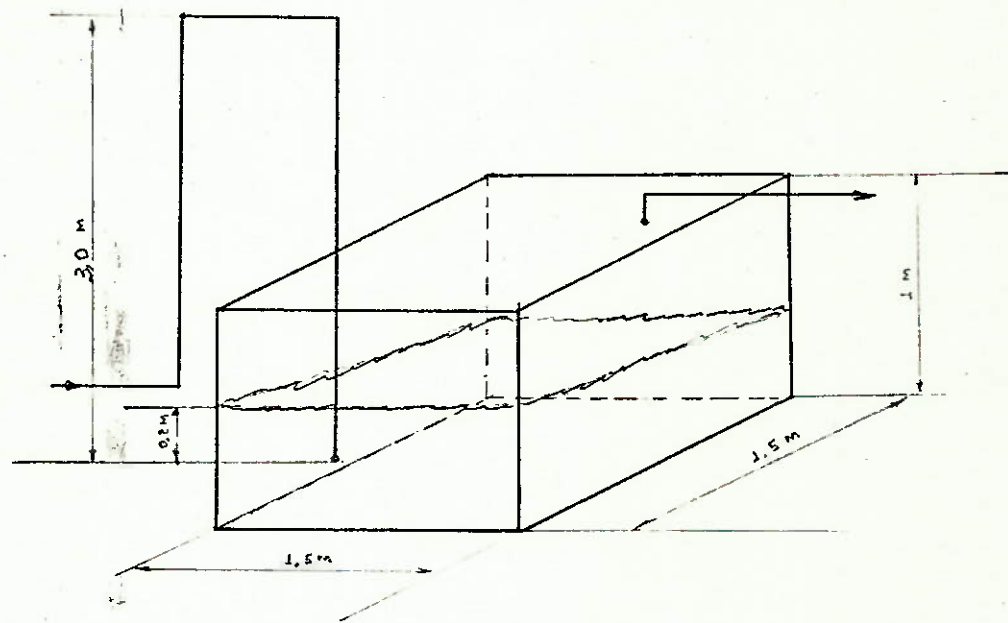
Diâmetro do tubo - d = 10"

As dimensões do tanque de selo são:

- comprimento : 1,5 m
- largura : 1,5 m
- altura : 1,0 m

A saída dos gases fica 20 cm abaixo do nível de água logo o volume de água disponível para uso no tanque de selo é de 0,45m³

Volume este que satisfaz plenamente a necessidade de água para barrar a contra pressão de 3,5 PSI.



DIMENSIONAMENTO DOS VENTILADORES

Os ventiladores devem ter condições de vencer a perda de carga do circuito e ainda comprimir os gases no tanque a uma pressão de 3,5 PSI acima da pressão atmosférica.

A perda de carga do circuito é a soma das seguintes perdas de carga:

- Perda na tubulação que leva os gases a torre.
- Perda no dispositivo de lavagem.
- Perda no dispositivo de secagem.
- Perda na tubulação que retira os gases da torre
- Perda na tubulação que liga os ventiladores ao tanque de selo.
- Perda no tanque de selo.
- Perda na tubulação entre o tanque de selo e o tanque.

PERDA NA TUBULAÇÃO QUE LEVA OS GASES A TORRE

Diâmetro do tubo : 10"

Comprimento do tubo : 10 m

As singularidades existentes no trajeto são: uma curva de 90° e uma válvula borboleta.

VELOCIDADE DE ESCOAMENTO NO TUBO

$$V_g = \frac{Q}{A} = \frac{1,04 \text{ m}^3/\text{s} \cdot 4}{\pi \cdot (0,254)^2} = 20,52 \text{ m/s}$$

PERDA DE CARGA SINGULAR

$$\Delta P = \sum K \cdot \frac{V_g^2}{2g} \cdot l_g$$

$$\Delta P = 3,33 \cdot \frac{20,52^2}{2 \cdot 9,8} \cdot 1,32 = 94,5 \text{ KP/m}^2 = 94,5 \text{ mm H}_2\text{O}$$

PERDA DE CARGA DISTRIBUIDA

$$\Delta P = 0,007 \cdot \frac{L \cdot P}{S} \cdot \frac{V_g^2}{2g} \cdot l_g =$$

$$\Delta P = 0,03 \cdot \frac{L}{d} \cdot \frac{V_g^2}{2g} \cdot l_g$$

$$\Delta P = 0,03 \cdot \frac{10}{0,254} \cdot \frac{20,52^2}{2 \cdot 9,8} \cdot 1,32 = 33,5 \text{ mm.c.a}$$

Perda total no trecho é $\Delta P_1 = 128 \text{ mm.c.a}$

PERDA NA TUBULAÇÃO QUE RETIRA OS GASES DA TORRE

- Diâmetro do tubo: 10"

- Comprimento do tubo : 15 m

As singularidades existentes no trajeto são : três curvas de 90° e uma válvula borboleta.

VELOCIDADE DE ESCOAMENTO

$$V_g = \frac{Q/2}{A} = 10,26 \text{ m/s}$$

PERDA DE CARGA SINGULAR

$$\Delta P = \xi K \cdot \frac{V_g^2}{2g} \cdot \ell_g$$

$$\Delta P = 6 \cdot \frac{10,26^2}{2 \cdot 9,8} \cdot 1,32 = 42,53 \text{ mm.c.a.}$$

PERDA DE CARGA DISTRIBUIDA

$$\Delta P = 0,03 \frac{L}{b} \cdot \frac{V_g^2}{2g} \cdot \ell_g$$

$$\Delta P = 0,03 \frac{15}{0,254} \cdot \frac{10,26^2}{2 \cdot 9,8} \cdot 1,32 = 12,56 \text{ mm.c.a.}$$

Perda total no trecho é $\Delta P_2 = 55 \text{ mm.c.a.}$

PERDA NA TUBULAÇÃO QUE LIGA O TANQUE DE SELO

- Diâmetro: 10"

- Comprimento: 10 m

As singularidades existentes no trecho são: uma válvula borboleta, uma ligação "T" e três curvas de 90°.

- Velocidade de escoamento - $V_g = \frac{Q}{A} = 20,52 \text{ m/s}$

PERDA DE CARGA SINGULAR

$$\Delta P = \sum K \cdot \frac{v_g^2}{2g} \cdot l_g$$

$$\Delta P = 3,2 \cdot \frac{20,52^2}{2 \cdot 9,8} \cdot 1,32 = 90,7 \text{ mm.c.a}$$

PERDA DE CARGA DISTRIBUIDA

$$\Delta P = 0,03 \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v_g^2}{2g} \cdot l_g =$$

$$\Delta P = 0,03 \cdot \frac{10}{0,254} \cdot \frac{20,52^2}{2 \cdot 9,8} \cdot 1,32 = 33,5 \text{ mm.c.a}$$

$$\text{Perda total no trecho } \Delta P_3 = 124 \text{ mm.c.a}$$

PERDA DE CARGA NO TANQUE DE SELO

É a perda de carga necessária para vencer a pressão provocada por uma coluna de 20 cm de água.

$$\Delta P_4 = h \cdot \gamma = 0,2 \cdot 1000 = 200 \text{ mm.c.a}$$

PERDA DE CARGA NA TUBULAÇÃO ENTRE O TANQUE DE SELO E O TANQUE

- Diâmetro do tubo - 10"
- Comprimento - 20 m

VELOCIDADE DE ESCOAMENTO

$$V_g = \frac{Q}{A} = 20,52 \text{ m/s}$$

Perda de carga distribuida

$$\Delta P_5 = 0,03 \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{V_g^2}{2g} \cdot \ell_g =$$

$$P_5 = 0,03 \cdot \frac{20}{0,254} \cdot \frac{20,52^2}{2 \cdot 9,8} \cdot 1,32 = 67 \text{ mm.c.a}$$

PERDA DE CARGA NO DISPOSITIVO DE SECAGEM

O dispositivo de secagem é formado por um leito composto por esferes de sílica com diâmetro de 0,16". As dimensões desse leito é:

- Comprimento - 1,5 m
- Largura - 1,5 m
- Altura - 0,9 m

A perda de carga nesse dispositivo é dada pela seguinte fórmula:

$$\Delta P = \frac{\mu_g}{\ell_g} \cdot \frac{\dot{m}}{A \cdot d^2 \cdot \varepsilon^3} \cdot 37,5 (1 + \varepsilon)^2 \cdot \Delta L$$

$$\mu_g - \text{Viscosidade dinâmica da mistura} - \\ 2,4 \cdot 10^{-5} \frac{\text{N} \cdot \text{s}}{\text{m}^2}$$

$$\ell_g - \text{Massa específica da mistura} - 1,32 \text{ Kg/m}^3$$

$$\dot{m} - \text{vazão em massa da mistura} - 1,17 \text{ Kg/s}$$

$$A - \text{área para o escoamento} - 2,25 \text{ m}^2$$

d - Diâmetro da esfera de sílica = $0,16'' = 0,004$ m

ϵ - Fração de volume livre do leito = $0,55$

ΔL - Altura do leito = $0,9$ m

Substituindo estes valores na fórmula obtemos para perda de carga no leito.

$$\Delta P_6 = 24,3 \frac{N}{m^2} = 2,43 \text{ KP/m}^2 = 2,43 \text{ mm.c.a.}$$

PERDA DE CARGA NO DISPOSITIVO DE LAVAGEM

O dispositivo de lavagem é composto por 20 grelhas a perda de carga em cada grelha é dada por:

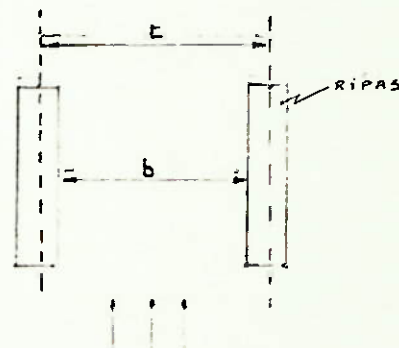
$$\Delta H = \overline{\sigma}_1 \cdot \overline{\sigma}_2 \cdot \frac{\overline{v}_g^2}{2 g} \cdot \ell_g \quad (\text{ref. 9})$$

$\overline{v}_g$ = velocidade de escoamento dos gases = $0,55$ m/s

ℓ_g = Massa específica dos gases = $1,32 \text{ kg/m}^3$

$\overline{\sigma}_1$ = É um coeficiente que varia em função do ângulo que os gases entram na grelha; para $\theta = 0^\circ$ $\overline{\sigma}_1$ é igual a um:

$\overline{\sigma}_2$ = É um coeficiente que é dado em função da razão b/l , onde " l " e " b " são definidos na figura abaixo:



Para $l = 30\text{cm}$ e $b = 25$ cm temos

$$b/l = 25/30 = 0,83 \quad \overline{\sigma}_2 = 0,28$$

Substituindo os valores na formula obtemos para perda de carga em uma grelha.

$$\Delta P = 0,0057 \text{ mm.c.a}$$

Logo para 20 grelhas do dispositivo teremos a perda de carga do dispositivo igual a:

$$\Delta P_7 = 20 \cdot 0,0057 = 0,11 \text{ mm.c.a}$$

Tendo em vista que a vazão que passa por cada ventilador é a metade da vazão total. A perda de carga imposta a cada ventilador será:

$$\Delta P = \frac{\Delta P_1 + \Delta P_7 + \Delta P_6 + \Delta P_3 + \Delta P_5}{2} + \Delta P_2 + \Delta P_4$$


$$\Delta P = \frac{128 + 0,11 + 2,43 + 124 + 67}{2} + 55 + 200 = 416 \text{ mm.c.a.}$$

A perda de carga total a ser vencida pelo ventilador é a soma da perda de carga no circuito mais a perda de carga equivalente a compressão de 3,5 PSI. Logo a perda de carga total será:

$$\Delta P = 416 + \frac{3,5 \cdot 10^4}{14,7} = 2.797 \text{ mm.c.a}$$

POTÊNCIA NECESSÀRIA NOS VENTILADORES

Tendo em vista a elevada perda de carga provocada pela compressão dos gases, os ventiladores devem ser de palhetas radiais, ventiladores estes que têm um rendimento médio de 65%.

- Vazão de gases no ventilador - $Q = 1875 \text{ m}^3/\text{h}$

- Elevação de pressão estática - $\Delta P = 2797 \text{ KP/m}^2$

$$N_v = \frac{Q \cdot \Delta P}{3600 \cdot 75 \cdot \eta} = \frac{1875 \cdot 2797}{3600 \cdot 75 \cdot 0,65} = 28 \text{ cv}$$

OPERAÇÃO DO SISTEMA

De acordo com o esquema o circuito é dotado das seguintes válvulas de comando:

- nº 1 - válvula na tomada de gases
- nº 2 - válvula na admissão do ventilador
- nº 3 - válvula na tomada de ar fresco
- nº 4 - válvula na saída dos gases para atmosfera
- nº 5 - válvula de bloqueio para o tanque de selo
- nº 6 - válvula na admissão de ar na torre
- nº 7 - válvula na saída de ar na torre

A operação do sistema na fase de descarga do combustível, fa se está em que o gás inerte toma o lugar do combustível, deve seguir as seguintes etapas:

- 1 - ligar o circuito hidráulico da torre
- 2 - abrir as válvulas nº 1, nº 2, nº 4 e ligar os ventiladores
- 3 - verificar a temperatura e o teor de oxigênio nos gases, se estiver dentro do recomendado abrir a válvula nº 5 e fechar a nº 4. As verificações da temperatura e do teor de oxigênio são feitas respectivamente por meio de um termômetro e um analisador de oxigênio, ambos localizados no circuito de gases após a saída do ventilador.

Quando o tanque estiver sem combustível e a pressão do gás inerte atingir a $1,238 \text{ KP/cm}^2$, deve-se:

- 1 - fechar a válvula nº 5 e abrir a nº 4
- 2 - fechar a válvula nº 1, desligar ventiladores e fechar a válvula nº 2
- 3 - desligar o circuito hidráulico da torre.
- 4 - fechar a válvula nº 4

Na fase de recuperação do leito de sílica deve-se:

- 1 - abrir as válvulas nº 6 e nº 7

2 - ligar o ventilador de recuperação do leito

Para introduzir ar fresco nos tanques deve-se:

1 - abrir as válvulas nº 3 e nº 5

2 . ligar os ventiladores do circuito de gases.

SISTEMA DE PROTEÇÃO E CONTROLE

O sistema é dotado de sensores que mandam informações para o circuito de controle que aciona as diversas válvulas e chaves elétricas, de modo a evitar que ocorram as seguintes avarias:

- 1 - inundação da torre pela água de lavagem dos gases, inundação esta que poderia levar água para a caldeira pela tomada de gases. Para evitar este problema é instalado na torre um sensor de nível d'água. Quando a água na torre ultrapassa um determinado nível, o circuito de controle é acionado de modo a levar o sistema para a seguinte condição:
 - circuito hidráulico - desligado
 - ventiladores - desligados
 - válvulas abertas - nº 4, nº 2 , Nº 3
 - válvulas fechadas - nº 1, nº 5, nº 6, nº 7
- 2 - Perda de pressão no circuito hidráulico da torre, a varia esta que alteraria a condição de funcionamento dos bicos aspersores. Para evitar este problema é instalado no circuito hidráulico um pressostato. Quando a pressão da rede cai abaixo de um determinado valor o circuito de controle é acionado de modo a levar o sistema para a seguinte condição:
 - circuito hidráulico - desligado
 - ventiladores - desligados
 - válvulas fechadas - nº 1, nº 5, nº 6, nº 7
 - válvulas abertas - nº 2, nº 3, nº 4
- 3 - Aumento da temperatura dos gases. Para evitar este problema é instalado no circuito dos gases um termômetro. Quando a temperatura dos gases ultrapassa um determinado valor o circuito de controle é acionado de modo a levar o sistema para a seguinte condição:

- Circuito hidráulico - ligado
- ventiladores - ligados
- válvulas fechadas - nº 5, nº 6, nº 7, nº 3
- válvulas abertas - nº 2, nº 4, nº 1

4 - Aumento do teor de oxigênio nos gases. Para evitar este problema é instalado no circuito dos gases um analisador de oxigênio. Quando o teor de oxigênio na mistura de gases ultrapassa um determinado valor o circuito de controle é acionado de modo a levar o sistema para a seguinte condição:

- circuito hidráulico - ligado
- ventiladores - ligados
- válvulas fechadas - nº 5, nº 6, nº 7, nº 3
- válvulas abertas - nº 2, nº 4, nº 1

5 - Redução do nível de água no tanque de selo. Para evitar este problema é instalado no tanque de selo um sensor de nível d'água. Quando o nível do tanque cai abaixo de um valor limite, o circuito de controle é acionado de modo a levar o sistema para a seguinte condição:

- circuito hidráulico - desligado
- ventiladores - desligados
- válvulas fechadas - nº 5, nº 6, nº 7, nº 1
- válvulas abertas - nº 2, nº 4, nº 3

6 - Perda de pressão no circuito de gases. Para evitar este problema é instalado no circuito de gases um pressostato. Quando a pressão no circuito cai abaixo de um determinado valor o circuito de controle é acionado de modo a levar o sistema para a seguinte condição:

- circuito hidráulico - desligado
- ventiladores - desligados
- válvulas fechadas - nº 1, nº 5, nº 6, nº 7
- válvulas abertas - nº 2, nº 3, nº 4

CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Tendo em vista que o teor de oxigênio na mistura de gases é apenas controlado na combustão na caldeira e o mínimo de teor de oxigênio alcançado com uma combustão cuidadosa, é de 2% em volume. O sistema em questão, não se presta para a proteção de tanques que contenham combustíveis altamente voláteis, que requerem um atmosfera de proteção com teor de oxigênio bem abaixo de 2% em volume. Logo, o sistema de produção de gás inerte a partir dos gases de combustão da caldeira não serve para a proteção de tanques que contenham gasolina de aviação.

A torre de lavagem deve ficar no convés principal, tendo em vista as suas dimensões e o perigo de vazamento de gás inerte.

O objetivo principal deste projeto foi dimensionar os principais componentes do sistema atendo-se principalmente à análise dos processos físicos e químicos que governam sua dinâmica permitindo assim que o seu dimensionamento final possa ser concluído em uma outra etapa, quando então as medidas reais da instalação seriam definidas. Os materiais especiais a serem utilizados nas tubulações que carregam substâncias corrosivas, como a do dispositivo de lavagem, seriam escolhidos e o dimensionamento do circuito hidráulico do tanque de selo seria feito. O projeto do sistema de controle seria outra etapa, à parte, que viria em seguida, onde os tempos de detecção dos sensores utilizados seriam compatibilizados com os tempos de resposta dos circuitos acionadores.

COMPOSIÇÃO DOS GASES DE COMBUSTÃO

Tendo em vista que uma das finalidades do sistema é reduzir o teor de SO_2 nos gases de combustão, será feita uma análise para queima de um óleo que contenha um alto teor de enxofre, pois desta forma teremos um alto teor de SO_2 nos gases de combustão.

O sistema será dimensionado para reduzir esse alto teor.

O óleo escolhido foi um óleo de baixo ponto de fulgor (BPF) com a seguinte composição em massa: carbono 85,5%; Hidrogênio 10,5%; enxofre 4%.

Carbono ——— 0,855 : 12kg/kgmol = 0,07125 kgmol/kg

Hidrogênio ——— 0,105 : 2 kg/kgmol = 0,0525 Kgmol/kg

Enxofre ——— 0,04 : 32 kg/kgmol = 0,00125 kgmol/kg

$$0,07125 \text{ C} + 0,07125 \text{ O}_2 = 0,07125 \text{ CO}_2$$

$$0,00125 \text{ S} + 0,00125 \text{ O}_2 = 0,00125 \text{ SO}_2$$

$$0,0525 \text{ H}_2 + 0,02625 \text{ O}_2 = 0,0525 \text{ H}_2\text{O}$$

$$\text{O}_2 = 0,09875 \text{ kgmol/kg}$$

PARA QUEIMA TEÓRICA TEMOS:

$$0,09875 (\text{O}_2 + 3,76 \text{ N}_2) = 0,09875 \text{ O}_2 + 0,3713 \text{ N}_2$$

COMPOSIÇÃO DOS GASES DE COMBUSTÃO NA QUEIMA TEÓRICA:

	Kgmol/kg	m ³ /Kgmol	m ³ /kg	% na mistura
CO ₂	0,07125	22,26	1,586	14
SO ₂	0,00125	21,89	0,0273	0,24
H ₂ O	0,0525	22,4	1,73	10,5
N ₂	0,3713	22,4	8,317	75,26

PARA QUEIMA COM 25% DE EXCESSO DE AR:

$$25\% \text{ de } 0,09875 \text{ O}_2 = 0,0246 \text{ O}_2$$

$$1,25\% \text{ de } 0,3713 \text{ N}_2 = 0,4641 \text{ N}_2$$

	Kgmol/Kg	m ³ /kgmol	m ³ /Kg	% na mistura
CO ₂	0,07125	22,26	1,586	11,5
SO ₂	0,00125	21,89	0,0273	0,2
H ₂ O	0,0525	22,4	1,176	8,5
O ₂	0,0246	22,4	0,553	4
N ₂	0,4641	22,4	10,39	75,8
			Σ = 13,73	

O volume total de gases será 13,73 m³/kg de combustivel.

A combustão, ocorrendo com um excesso de ar de 25%, acarretará um teor de 4% de oxigênio nos gases de combustão. Como o limite máximo permitido de oxigênio no gás inerte é de 5%, a caldeira queimando com excesso de ar de 25% satisfaz plenamente ao objetivo de produção de gás inerte.

LEGENDA

- ∇ - Área de contato por m^3 de torre - m^2/m^3
 d_{eq} - Diâmetro equivalente - m
 G - Vazão de gás - m^3/h
 L - Vazão de líquido - m^3/h
 G_m - Vazão molar de gás - $Kgmol/h$
 L_m - Vazão molar de líquido - $Kgmol/h$
 ρ_g - Massa específica do gás - Kg/m^3
 ρ_{lq} - Massa específica do líquido - Kg/m^3
 M_g - Massa molecular do gás - $Kg/Kgmol$
 M_{lq} - Massa molecular do líquido - $Kg/Kgmol$
 μ_g - Viscosidade dinâmica do gás - $Kg/m.s$
 μ_{lq} - Viscosidade dinâmica do líquido - $Kg/m.s$
 C_p - Calor específico - $Kcal/Kg^{\circ}C$
 Y - Fração molar de SO_2 na mistura de gases
 X - Fração molar de SO_2 na água
 Y^* - Fração molar de SO_2 na mistura de gases em equilíbrio com a água - $Kgmol/m^3$
 λ_g - Condutividade térmica da mistura de gases - $W/m^{\circ}C$
 K - Coeficiente global de troca de calor - $Kcal/h \cdot m^2^{\circ}C$
 K_i - Número de Kirpichev
 S_{cg} - Número de Schmidt do gás
 Re_g - Número de Reynolds do gás
 Pr_g - Número de Prandtl do gás
 S_{clq} - Número de Schmidt do líquido

R_{elq} - Número de Reynolds do líquido

V_g - Velocidade de escoamento de gás - m/s

V_{lq} - Velocidade de escoamento do líquido - m/s

M - Inclinação da linha de equilíbrio (água x SO_2)

D_g - Difusividade de massa do SO_2 na mistura de gases - m^2/s

D_{lq} - Difusividade de massa do SO_2 na água - m^2/s

DIFUSIVIDADE DO SO₂ NA ÁGUA :

$$D_{lq} = \frac{7,4 \cdot 10^{-12} (2,6 \cdot M)^{1/2} T}{\mu_{lq} \cdot V^{0,6}}$$

M - Peso molecular da água - 18 Kg/kmol

T - Temperatura da água - 298° K

V - Volume molar do SO₂ - 44,3 cm³/gmol

μ_{lq} - Viscosidade dinâmica da água - 10⁻³ Kg/m.s

$$D_{lq} = \frac{7,4 \cdot 10^{-12} \cdot (2,6 \cdot 18)^{1/2} \cdot 298}{10^{-3} \cdot (44,3)^{0,6}} = 1,55 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$$

DIFUSIVIDADE DO SO₂ NOS GASES DA MISTURA-

$$D_g = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} \cdot T^{1,5}}{(V_a^{1/3} + V_b^{1/3})^2} \cdot (1/M_a + 1/M_b)^{1/2}$$

T - Temperatura dos gases - 423°K

V_a - Volume molar de SO₂ - 44,3 cm³/gmol

V_b - Volume molar da mistura - 29,7 cm³/gmol

M_a - Peso molecular dos SO₂ - 64 Kg/Kmol

M_b - Peso molecular da mistura - 30,22 Kg/Kmol

$$D_g = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} \cdot (423)^{1,5}}{(44,8^{1/3} + 29,7^{1/3})^2} \cdot (1/64 + 1/30,22)^{1/2} =$$

$$D_g = 18,7 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

CÁLCULO DA MASSA MOLECULAR DA MISTURA DE GASES:

	% volume	Fração Molar	Massa Molecular	M_i	Fração de Massa
O ₂	4	0,04	32	1,28	0,044
N ₂	75,6	0,756	28	21,10	0,73
CO ₂	11,5	0,115	44	4,84	0,17
SO ₂	0,2	0,002	64	0,12	0,0041
H ₂ O	8,5	0,085	18	1,44	0,05
				$\sum = 28,68$	

Massa molecular = $\sum M_i = 28,68 \text{ Kg/Kmol}$

VISCOSIDADE DINÂMICA DA MISTURA DE GASES:

	μ_g	mfi	
O ₂	$2,94 \cdot 10^{-5}$	0,044	$0,129 \cdot 10^{-5}$
N ₂	$2,48 \cdot 10^{-5}$	0,73	$1,81 \cdot 10^{-5}$
CO ₂	$2,26 \cdot 10^{-5}$	0,17	$0,384 \cdot 10^{-5}$
SO ₂	$2,51 \cdot 10^{-5}$	0,0041	$0,01 \cdot 10^{-5}$
H ₂ O	$1,68 \cdot 10^{-5}$	0,05	$0,084 \cdot 10^{-5}$
			$\sum = 2,4 \cdot 10^{-5}$

$\mu_g = 2,4 \cdot 10^{-5} \text{ Kg/m.s}$

CONDUTIVIDADE TÉRMICA DA MISTURA DE GASES:

	(W/m°C)	mfi	
O ₂	0,0403	0,044	0,0018
N ₂	0,0363	0,73	0,0265
CO ₂	0,0306	0,17	0,0052
SO ₂	0,0350	0,0041	0,00014
H ₂ O	0,0346	0,05	0,0017
			$\sum = 0,035$

$$\lambda_g = 0,035 \text{ W/m}^\circ\text{C}$$

MASSA ESPECÍFICA DA MISTURA:

	(Kg/m ³)	mfi	
O ₂	0,824	0,044	0,036
N ₂	1,25	0,73	0,91
CO ₂	1,98	0,17	0,336
SO ₂	2,92	0,0041	0,012
H ₂ O	0,528	0,05	0,026
			$\sum = 1,32$

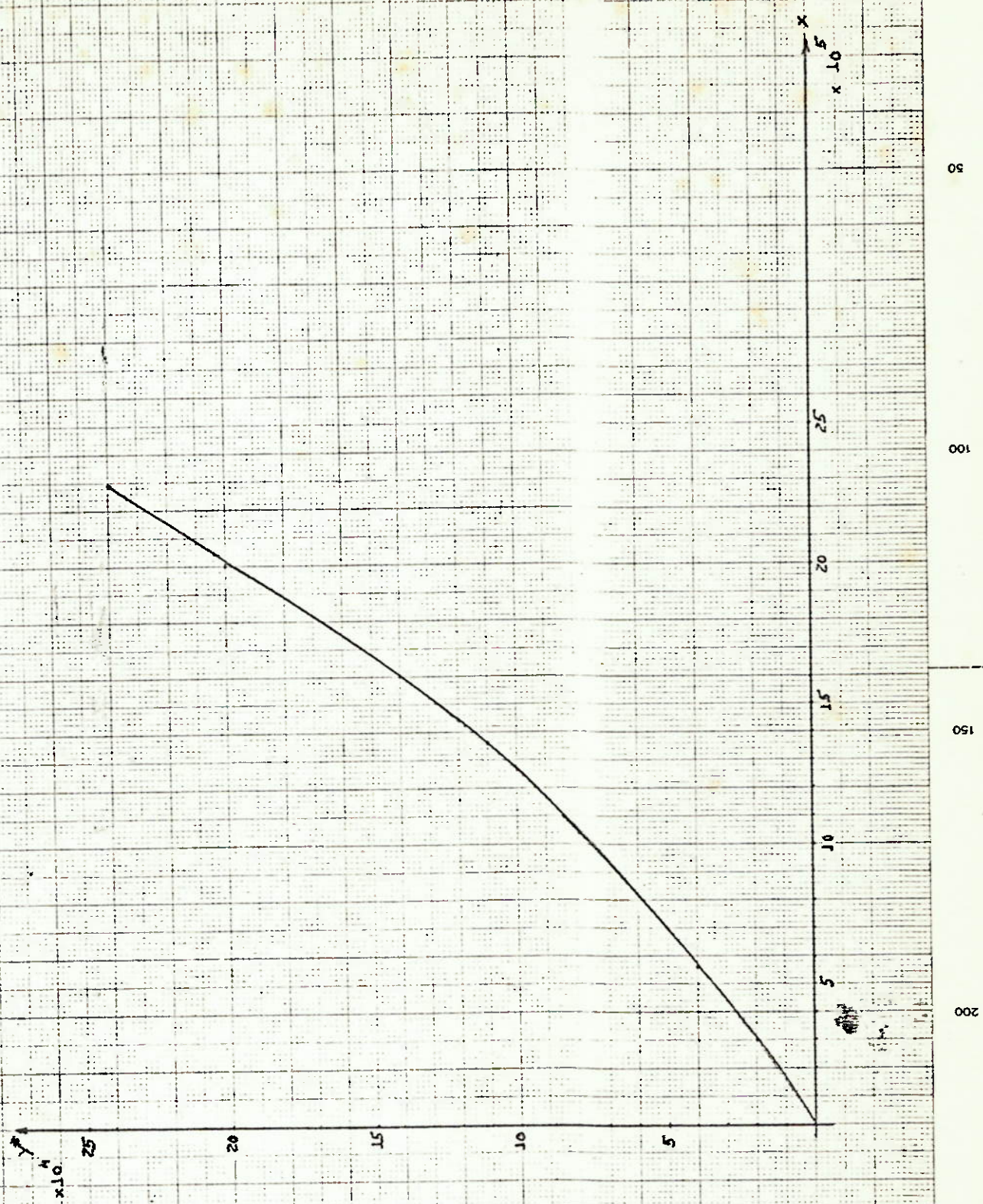
$$\rho_{\text{mist}} = \sum mfi \cdot \rho_i = 1,32 \text{ Kg/m}^3$$

CÁLCULO DO C_p DA MISTURA DE GASES:

	C_p (K _{cal} /Kg ^o c)	mfi	
O ₂	0,219	0,044	0,0096
N ₂	0,251	0,73	0,183
CO ₂	0,209	0,17	0,035
SO ₂	0,144	0,0041	0,0006
H ₂ O	0,464	0,05	0,023
			$\sum = 0,252$

$$C_p = \sum mfi \cdot C_{pi} = 0,252 \text{ K}_{cal}/\text{Kg}^o\text{c}$$

EQUILÍBRIO SO_2 x ÁGUA



250

MILIMETRADO A4 210x297mm

200

150

100

50

COB. 1517

BIBLIOGRAFIA

- 1 - Pavlov, K. F - "The Course of Unit Operations of Chemical Engineering" - Mir Publishers - 1979
- 2 - Norman, W. S - "Absorption, Distillation and Cooling Towers" - First Edition, London - Longmans - 1961
- 3 - Perry, J. H - "Chemical Engineer's Handbook" - Fifth Edition - McGraw-Hill, New York - 1972
- 4 - Van Wylen, Gordon John - "Fundamentos da termodinâmica Clássica"- Edgard Blücher, 1976
- 5 - Azevedo Neto, J. M - "Manual de hidráulica" - Edgard Blücher - 1977
- 6 - Hildo Pera - "Geradores de Vapor" - E.P.U.S.P
- 7 - Ozisik, M. Necati - "Basic Heat Transfer" - McGraw-Hill.- 1977
- 8 - Kreith, Frank - "Princípios da Transmissão de Calor" - Edgard Blücher - 1977
- 9 - Idel'cik, I. E - "Memento des Pertes de Charge" - Paris, Eyrolles - 1979