

Sys 1849789

ESCOLA POLITÉCNICA DA UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

PROJETO MECÂNICO

100 (das)

GERADOR DE VAPOR

Autor: José Marcelo Pontes

Orientador: Prof. Hildo Pera

- 1983 -

Dedico este trabalho às pessoas
que possibilitaram a minha for
mação:

José e Maria

SUMÁRIO

Este trabalho apresenta o dimensionamento de um gerador de vapor para uma Usina Biocarboquímica. Para tanto, consta de 6 capítulos que são colocados aos leitores segundo uma ordem lógica de raciocínio e cálculo

No capítulo 1 encontra-se uma explanação geral da Usina Silvoquímica para a qual será projetado o gerador de vapor

No capítulo 2 busca-se obter as características necessárias do vapor d'água a ser produzido pela caldeira. Realiza-se, portanto, um balanço energético da unidade que necessita do vapor, isto é, a unidade química da Usina descrita

Já no capítulo 3, tem-se, com base nos capítulos anteriores, as especificações necessárias para desenvolver o dimensionamento do gerador de vapor. Esse desenvolvimento é, portanto, apresentado.

A fim de obter uma visão geral do fluxo de massa e energia da usina, é apresentado no capítulo 4 um estudo complementar que fecha o trabalho e consta de um balanço de massa e energia da Usina silvoquímica. As notas estão colocadas no capítulo 5

No capítulo 6 são apresentados os desenhos referentes ao trabalho. ao final do capítulo 5 há uma relação de referências bibliográficas que foram consultadas para a realização desta compêndio

São Paulo, novembro de 1983

José Marcelo Pontes

INDICE
GERAL

INDICE

CAPÍTULO 1

1.1 Introdução	1
1.2 Unidade de carvoejamento	2
1.2.1 Descrição da unidade de carvoejamento	2
1.2.2 Carregamento das retortas	3
1.2.3 Transporte das retortas até as células	3
1.2.4 Processo da retorta	4
1.2.5 Conjunto gasogênio	5
1.2.6 Sistema de alimentação do forno	5
1.2.7 Separador de alcatrão	6
1.3 Unidade química	6
1.4 Alojamento para solteiros	11
1.5 Instalação elétrica	11
1.6 Sistema de distribuição de água	13
1.7 Embalagem, estocagem e transporte	17
1.7.1 Introdução	17
1.7.2 Carvão vegetal	18
1.7.3 Líquidos	21

CAPÍTULO 2

2.1 Introdução	28
2.2 Torre de desmetanolização	31
2.3 Extração	32
2.4 Recuperação do acetato arrastado pela água	32
2.5 Coluna de separação do ácido acético	33
2.6 Retífica do ácido acético bruto	33
2.7 Retífica fina do ácido acético	34

CAPÍTULO 3

3.1	Introdução	36
3.2	Especificação dos dados de projeto	37
3.3	Estudo da combustão	40
3.3.1	Ar teoricamente necessário	40
3.3.2	Ar realmente usado	42
3.3.3	Volume teórico dos gases usados	43
3.3.4	Volume real de gases queimados	44
3.3.5	Peso dos gases queimados	44
3.3.6	Proporção em massa dos gases queimados	45
3.3.7	Proporção em volume dos gases queimados	45
3.3.8	Calor específico dos gases queimados	46
3.3.9	Conteúdo de CO ₂ nos gases queimados	48
3.3.10	Entalpia dos gases de combustão	49
3.3.11	Consumo de combustível	51
3.3.12	Carga térmica total	52
3.4	Projeto de fornalha	53
3.4.1	Especificação de fornalha	53
3.4.2	Dimensionamento de fornalha	53
3.4.3	Rendimento da fornalha	55
3.4.4	Estudo do aproveitamento do calor do combustível na câmara	59
3.5	Estudo do aproveitamento do calor após a fornalha	66
3.5.1	Troca térmica na caldeira	66
3.5.2	Troca térmica no economizador	69
3.5.3	Troca térmica no aquecedor de ar	70
3.5.4	Perda por calor sensível na chaminé	72
3.5.5	Balanco térmico por Kg de combustível do gerador de vapor	72
3.5.6	Verificação do rendimento do gerador	73
3.6	Projeto da caldeira	74
3.6.1	Arranjo físico	74
3.6.2	Velocidade dos gases na caldeira	75
3.6.3	Área de troca de calor na caldeira	76

3.6.4 Cálculo mecânico	79
3.7 Projeto do economizador	81
3.7.1 Arranjo físico	81
3.7.2 Velocidade dos gases nos economizador	84
3.7.3 Área de troca de calor no economizador	85
3.8 Projeto do aquecedor de ar	88
3.8.1 Arranjo físico	88
3.8.2 Velocidades dos fluidos	89
3.8.3 Área de troca de calor do aquecedor	92
3.9 Tiragem	96
3.9.1 Generalidades	96
3.9.2 Perda de carga na feixe da caldeira	97
3.9.3 Perda de carga no economizador	100
3.9.4 Perda de carga no aquecedor de ar no lado dos gases	101
3.9.5 Perda de carga no aquecedor de ar no lado do ar	102
3.9.6 Perda de carga nos dutos de ligação dos aparelhos	104
3.9.7 Perda de carga na chaminé	104
3.9.8 Estudo do processo de tiragem	107
CAPÍTULO 4	110
4.1 Balanço de energia da Usina Silvoquímica	110
4.1.1 Balanço energético da Unidade de carvoejamento	110
4.1.2 Consumo de lenha do gaseificador para o forno	111
4.1.3 Consumo de lenha da caldeira	112
4.1.4 Consumo de lenha pelos motores a gás	114
4.2 Balanço de massa da Usina Silvoquímica	115
4.2.1 Fluxo de material	116
4.2.2 Extração de lenha da floresta homogênea de eucalipto	117

CAPÍTULO 5	118
Nota 1 - A Silvoquímica como alternativa do petróleo na geração de insumo quí micos	118
Nota 2 - Dados básicos adotados	119
BIBLIOGRAFIA	124
CAPÍTULO 6 (Desenhos)	125

CAPITULO 1

A
usina
silvoquímica

CAPÍTULO 1

1.1 INTRODUÇÃO

O projeto básico da Fazenda Silvoquímica Modelo está formulado para uma adaptação satisfatória na atual conjuntura brasileira.

Para tanto, a maior preocupação foi a de desenvolvê-lo com a máxima utilização de recursos nacionais, isto é:

- tecnologia totalmente nacional;
- opção por alternativas que minimizem o investimento inicial;
- procura uma solução que expanda os bens de serviço e contraria os bens de capital.

Partindo-se desta filosofia, foi perseguido um caminho que levou a um processo menos sofisticado, porém que oferece o mesmo desempenho das usinas de destilação de madeira estrangeira (dotadas de controles contínuos e sofisticações automatizadas) junto com um compromisso financeiro bem menor.

Isto eleva a viabilidade deste projeto, devido às inúmeras vantagens que apresenta em relação às usinas estrangeiras, como:

1. Utilização maciça de mão de obra primária para substituir tecnologias avançadas, que se traduz em menor investimento e maior emprego; ao mesmo tempo, eleva o nível médio profissional.
2. Baixo investimento inicial que será amortizado com frequência de manutenção.

USINA SILVOQUÍMICA

1.2 Unidade Carvoejamento

1.2.1 Descrição Unidade de Carvoejamento

A Unidade Carvoejamento está integrada dentro de um complexo sistema, funcionando de uma forma harmônica e dependente, com o objetivo de produzir carvão vegetal como produto acabado e líquido pirolenhoso para uma recuperação química posterior.

A equipe de projeto da Usina, após estudos técnicos-econômicos, optou e desenvolveu o projeto da Unidade Carvoejamento, tomando como dado de base a produção de 40 toneladas de carvão vegetal por dia. Resultado da destilação de 307m^3 st de lenha em toletes de 1,90m cada.

A Unidade Carvoejamento está ilustrada no desenho nº B. 200, e consiste de 2 fornos de 24 células (total de 48 células) construída em alvenaria, com as seguintes dimensões: Comprimento = 31,6m, largura = 7,55m e altura (h) = 3,00m.

Esta Unidade está implantada de forma que o gás de tiragem percorra um canal subterrâneo agindo como "camisa" para a troca térmica com o vapor pirolenhoso e ar de combustão dos maçaricos, melhorando o sistema de conservação de energia.

O forno é dividido em células de forma que cada célula é composta por um maçarico e uma fornalha, o que permite o controle independente da temperatura de cada retorta.

A Unidade Carvoejamento, propriamente dita, inicia o processo com o carregamento das retortas e seguem as etapas como estão explanadas a seguir:

1.2.2 Carregamento das retortas

O carregamento das retortas será manual, realizado por "homem operário", que tem como tarefa o enchimento das retortas com toletes de 1,9m de comprimento armazenados na área de carregamento.

A equipe destes operários (em nº de 5 por turno) deverá suprir a demanda de 34 retortas em média por hora.

1.2.3 Transporte das retortas até as células

Após o enchimento da carga, as retortas são vedadas, segundo o sistema de vedação existente e através do pórtico nº 3 transportada até o local de banho, onde se efetua a pintura de proteção e secagem. Depois da secagem, o pórtico nº 2 transportará até o pátio de espera, a partir do qual o pórtico nº 1 terá a função de levar a retorta até a célula indicada (vaga) do forno.

1.2.4 Processo da retorta

A célula preenchida com a sua retorta, é aquecida através de um maçarico até 400°C e mantida a essa temperatura em todo o processo de destilação da madeira. Para este processo está previsto 14 horas de tempo de residência; tempo em que ocorre a carbonização da madeira e, conseqüentemente, a formação de vapor dos produtos da decomposição da celulose, ou seja:

- carvão vegetal (produto sólido)	
- vapor pirolenhoso:-alcitrão solúvel	2,7%
-alcitrão insolúvel	6,4%
-H ₂ O	64,6%
-ácido acético	3,1%
-metanol	1,4%
-gases não condensáveis	18,2%
-vários	3,6%
	100,0%

O vapor pirolenhoso obtido das retortas seguirá o fluxo descrito no ítem da Unidade Química.

Os equipamentos que assessoram o forno são os gasogênios, os pòrticos e os separadores de alcitrão, descritos a seguir:

1.2.5 Conjunto gasogênio

O conjunto gasogênio é a fonte energética para abastecer os maçaricos que aquecem as células do forno e movem os motores de diversos equipamentos que compõe a Fazenda Silvoquímica ' Modelo. É constituído por 2 unidades de 2.500.000 Kcal/h, totalizando 5.000.000 Kcal/h.

Este conjunto de gasogênio é alimentado por lenha tolêitada através de um transportador (talha elétrica), com capacidade de alimentação de 5m³ st/hora. Esta alimentação deverá ser realizada conforme as necessidades do forno, tomando um pequeno intervalo de tempo.

1.2.6 Sistema de alimentação do forno - pórticos

O sistema de alimentação do forno é realizado por pórticos ' motorizados sobre trilhos com trolley motorizado e talha elétrica.

A capacidade está dimensionada em 5 ton e funcionará com as seguintes velocidades:

- Pórtico	-	29 m / min
- Trolley	-	19 m / min
- Talha	-	4,5 m / min

1.2.7 Separador de alcatrão

Este equipamento tem a função de pré-lavar o alcatrão do vapor pirolenhoso proveniente da retorta; é composto por um chuveiro de alcatrão e controlador de temperatura de entrada, do vapor pirolenhoso.

A lavagem consiste basicamente em atravessar o vapor pirolenhoso através de uma coluna de "pellets" de bambu, submetido a um chuveiramento em contra-corrente de alcatrão vegetal.

1.3 Unidade Química

A Unidade Química se destina a recuperar os produtos químicos gerados no processo de carbonização da lenha e que estão presentes no líquido pirolenhoso condensado. Os principais são o ácido acético, metanol e o alcatrão solúvel. O número de produtos pode ser ampliado de acordo com o aprimoramento da Unidade Química, pois poderíamos ainda recuperar a acetona, o furfural, o acetaldeído e o ácido fórmico e outros produtos. (ver nota 1)

O líquido pirolenhoso deve ser adequado aos equipamentos utilizados no processo químico. Desse modo, os vapores gerados na retorta serão pré-resfriados até uma temperatura em que não haja grande prejuízo ao alcatrão recirculado no separador. Assim, o alcatrão dos vapores se condensa, devido à redução de temperatura e é absorvido pelo alcatrão recirculado no lavador de enchimentos.

Nesse primeiro tratamento, fica retido uma fração de alcatrão pesado; a fração leve escapa junto com o restante do vapor e percorre uma tubulação aquecida externamente pelos gases de fumo, de modo a evitar a condensação do vapor, o que causaria danos, devido à sua natureza ácida e entupiria os tubos.

A pré-lavagem do alcatrão pesado, evita também, o problema de sua deposição ao longo do tubo.

Os vapores conduzidos pela tubulação chegam à uma segunda torre de lavagem em que é recirculado uma solução de ácido sulfúrico.

A grande parte da fração leve do alcatrão é constituída de fenóis e aldeídos que, pela ação de ácido sulfúrico se resinificam e sedimentam.

Depois desta etapa, os vapores são condensados, separando-se gases incondensáveis que são aspirados por um ventilador injetado na caldeira e o ácido pirolenhoso que é bombeado para uma torre de desmetanolização. Esse ácido pirolenhoso contém, basicamente, o ácido acético e metanol em proporções economicamente interessantes.

A torre de desmetanolização se destina à destilação do metanol. O seu sistema é de pratos-perfurados. O material de construção é madeira, sendo que a tecnologia para o seu uso se baseia na experiência do I.P.T. e da Universidade de São Paulo.

Na Unidade Piloto tem sido obtido um rendimento de 2% de metanol.

O produto de fundo obtido, é uma água ácida que é resfriada ' pelo pirolenhoso que entra na torre, através de um trocador de calor, em contra-corrente. Assim, obtem-se uma certa recuperação de calor, pois o pirolenhoso já entra aquecido.

A água ácida já resfriada é bombeada até uma coluna de ex - tração líquido-líquido.

O sistema de contato utilizado é um enchimento com anéis ' Raschig de bambu com dimensão de 1". A fase contínua é constituída pelo solvente de extração do ácido acético, sendo bombeada pela base, saindo pelo topo enriquecido de ácido; a proporção volumétrica é 2 para 1 de água ácida. A água ácida é injetada pelo topo por um aspersor, descendo pelo recheio na forma de gotas, sendo que no fundo já estará esgotada. Essa ' água esgotada contém cerca de 8% do solvente e é interessante recuperá-lo. Assim, a água é bombeada a uma torre de recuperação do solvente. Esta é uma torre de destilação com pratos perfurados, sendo que o seu material de construção é a madeira. O fornecimento de calor se faz pela injeção direta de vapor na base, daí evita-se a necessidade de um refulvador, reduzido ' portanto, o custo. Não há problema quanto à adição desse vapor, pois o produto é a água esgotada, que será despejada sem nenhum uso.

No topo é destilado um azeótropo de solvente e água; por isso, há um tanque de decantação para separar o solvente, sendo que a água é realimentada na entrada da torre.

O solvente ácido obtido no topo da coluna de extração é bombeado para uma coluna de recuperação de solvente e concentração do ácido acético. Esta coluna de destilação possui pratos perfurados e a construção é em madeira.

No topo é recuperado o solvente neutro e na base é obtido o ácido concentrado que ainda deverá ser purificado, a fim de livrá-lo do alcatrão que não foi depurado nas etapas anteriores.

Essa purificação é efetuada em uma torre de aço inox, obtendo-se o ácido puro no topo, e alcatrão na base.

Para se obter um ácido de elevada especificação, deve-se destilar com bicromato de sódio.

Para gerar o vapor de processo, utiliza-se uma caldeira aquecida pelos gases incondensáveis das retortas e lenha, como combustível complementar.

O vapor saturado terá pressão de 10 Kgf/cm^2 , o que corresponde a 180°C de temperatura, o que é satisfatório para o processo químico em que a máxima temperatura é de 120°C , no reator, contendo ácido acético e alcatrão, da coluna de recuperação de solvente ácido.

Essa pressão da caldeira não torna o seu custo muito elevado e obtém-se uma temperatura que gera gradientes térmicos razoavelmente elevados. Isto significa economia no custo dos trocadores de calor, pois as áreas de troca térmica serão

consideravelmente reduzidas, embora haja necessidade de maior resistência à pressão.

A água utilizada na geração de vapor não poderá conter excessivo teor de minerais dissolvidos, principalmente cálcio que causa incrustações nas paredes da caldeira. E deverá conter aditivos para reduzir a corrosão causada pelo oxigênio e outros elementos presentes na água.

1.4 Alojamento

Para atender os funcionários solteiros, será construído um alojamento no mesmo estilo do conjunto residencial em número de cinco unidades, com capacidade para 16 pessoas cada, perfazendo um total de oitenta pessoas.

A vila terá uma estrutura dinâmica, ampliando-se a partir do núcleo inicial, de acordo com as necessidades que surgirem e dotando-se de uma infra estrutura socio econômica, como centros de abastecimento de gêneros de primeira necessidade e outros mais. Áreas de lazer e esportes, igreja para as entidades religiosas etc.

O atendimento médico, dar-se-á na Enfermaria da Usina, que terá condições de servir ao corpo de funcionários e as famílias dos residentes na Vila.

1.5 Instalação elétrica

A instalação elétrica da Fazenda Silvoquímica Modelo, está projetada para condições rurais e é seu objetivo, ser energeticamente autônoma. A equipe encontrou a solução, substituindo ao máximo a energia elétrica pela energia gaseificada.

Com isso, a eletricidade ficou reduzida somente à iluminação e acionamento de pequenos motores (onde os motores à explosão são inadequados); esta solução permitiu a utilização de geradores elétricos de pequena capacidade para suprir as necessidades elétricas de forma econômica.

O projeto proposto pela equipe, está fracionado em duas partes, conforme a natureza de demanda:

1 - Geradores de Força

2 - Geradores de Luz

Por esta divisão, a demanda de "força" está estimada em 97,8kw (ou 133 CV) e a demanda de "luz", 104kw; para tanto, o conjunto adotado terá o seguinte arranjo:

- 3 geradores de força - 440V - 60HZ - 3Ø + neutro
- 3 geradores "de luz" - 220V - 60HZ - 3Ø + neutro, totalizando um conjunto de 6 geradores com 1 reserva para substituição eventual.

Os geradores são de 40kw de capacidade, acionados com motores a gasogênio e gerando corrente alternada.

A carga elétrica neste projeto básico está distribuída da seguinte forma:

1 - Demanda de Força

- Motores para gasogênio - 12 CV
- Motores para caldeira - 7 CV
- Motores para bomba de alcatrão - 4,5 CV
- Motores do Pórtico - 27 CV
- Motor do alimentador de lenha - 5 CV
- Motores para ensacamento e embalagem - 10 CV
- Motores para toletadeira - 10,5 CV
- Motores para bomba de água - 27 CV
- Outros motores - 30 CV.

2 - Demanda de Luz

- Iluminação do forno - 6,03 kw
- Iluminação da área de carga e resfriamento - 3,75 kw
- Iluminação da Unidade Química e caldeira - 5,20 kw
- Iluminação da área de manutenção e almoxarifado - 2,08kw
- Iluminação escritório e refeitório - 2,80 kw
- Iluminação do vestiário - 1,12 kw
- Consumo residencial da vila - 78,75 kw
- Iluminação externa da vila - 4,50 kw

Resumindo, a parte elétrica da Fazenda Silvoquímica Modelo se rá por alternadores, que funcionarão em regime permanente, pa ra uma produção de 206 kw-h, distribuídos em 08 circuitos com vários pontos de comando e controle convenientemente instala- dos em toda rede.

1.6 Sistema de distribuição da água

Dentre os sistemas complementares que assessoram a Fazenda ' Silvoquímica, a "MARTO" desenvolveu também, o projeto de água e saneamento. Neste projeto, a água tem origem fluvial e será tratada de acordo com as exigências de aplicação, ou seja, a água para utilização doméstica será clarificada e filtrada; e a água para Unidade Química, clarificada e abrandada, com a adição de anti-corrosivos (água industrial).

Portanto, teremos água de duas espécies: água para consumo do méstico e água industrial; e está equacionado da seguinte for ma:

- Consumo doméstico:

- Vila	-	80.000	1/dia
- Alojamento	-	16.000	1/dia
- Serviços centrais	-	10.000	1/dia
- Total	-	106.000	1/dia

- Consumo industrial:

- Caldeira	-	250.000	1/dia
- Unidade Química	-	3.500.000	1/dia
- Total	-	3.750.000	1/dia

Como a maior parte deste consumo é para resfriamento de processos químicos (trocadores de calor), podemos recircular através de uma torre de resfriamento com "make-up" para as perdas e despejos do processo.

Com esta otimização, evita-se o tratamento por inteiro, de todo o consumo, pois o mesmo será realizado apenas para a água de reposição.

Isto implica no seguinte consumo efetivo:

1 - Consumo doméstico:

Total = 106.000 1/dia (item anterior)

2 - Consumo industrial

Caldeira	-	66.000	1/dia
Unidade Química	-	528.000	1/dia
<u>Total</u>			
	=	594.000	1/dia

Portanto, o consumo horário teria a seguinte média:

- Consumo doméstico	-	W_d	=	4.500	1/h
- Consumo industrial	-	W_i	=	24.800	1/h
- Consumo total	-	W_t	=	29.300	1/h

Quanto ao fluxograma, o projeto da água está especificado da seguinte forma:

- A água será bombeada de um rio e submetida a um pré-tratamento, que consiste numa clarificação; a partir deste pré-tratamento, uma fração será destinada ao consumo doméstico e a outra, ao consumo industrial.
- A fração destinada ao consumo doméstico, terá um tratamento de filtração e de anti-germes, para tornar adequada à utilização doméstica.
- A fração destinada ao consumo industrial, será abrandada e terá a adição de aditivos anti-corrosivos, para proteção dos equipamentos.

Estruturalmente, este sistema será composto por:

- Reservatório - 75 m³ para pré-tratamento
- 700 m³ para Unidade Química
- 27 m³ para Vila

- Diversas bombas de recalque de diversas potências.

- Conjunto de equipamentos para clarificação, filtração e
 abrandamento.

- Torre de resfriamento.

- Rede de distribuição.

1.7 EMBALAGEM, ESTOCAGEM E TRANSPORTE

1.7.1 Introdução

No decorrer de 24 horas de funcionamento, a Usina fornece os seguintes produtos:

- Carvão vegetal		40.000 kg
- Ácido acético		4.156 kg
- Metanol		1.731 kg
- Óleo creosoto		2.424 kg
- Alcatrão vegetal		9.697 kg

O sistema de embalagem, estocagem e expedição desses produtos é bastante ágil, visto a diversidade dos mesmos, a saber:

- Características Químicas:

Temos o ácido acético, líquido, que requer estocagem e transporte que garanta a não corrosão para evitar a sua contaminação e, por outro lado, o carvão vegetal, sólido de baixa densidade, que requer impermeabilidade, para o mercado internacional de uso doméstico.

- Quantidade produzida:

Podemos observar que esse valor varia desde 40 toneladas por dia de carvão vegetal até 1,7 toneladas por dia de metanol.

- Destinos:

O carvão vegetal busca o mercado externo, enquanto os outros produtos visam suprir o mercado interno.

1.7.2 Carvão vegetal

O carvão vegetal produzido pela Usina é destinado à exportação. Assim sendo, deve ser acondicionado de forma a garantir a qualidade do produto e facilidade de transporte. Para tanto, será embalado em sacos plásticos para manter umidade do nosso carvão, o que o torna de qualidade superior no mercado. O saco plástico, buscando o padrão do comércio externo, é de polietileno pigmentado de 15u (micra) de espessura e com impressão de 3 cores. Para evitar o amassamento e trituração do produto, bem como dar-lhe maior agilidade de carga e descarga, os sacos de 5 kg são acondicionados em engradados de madeira. As dimensões do engradado foram determinadas. Observando-se três fatores, a saber:

- a) Dimensões do container tipo 8.6. Pelas dimensões desse container (2,34 x 5,93 x 2,37) m, estudou-se a forma de se ocupar o maior volume do mesmo.

- b) Facilidade de conformação e montagem do engradado. Buscou-se obter igualdade dos lados para agilizar a produção.
- c) Facilidade de manuseio do engradado. Estipularam-se dimensões limites do engradado, acima dos quais, este, quando carregado, dificultaria bastante sua mobilidade, além de exigir resistência muito alta por parte da estrutura de madeira.

Com a ponderação desses fatores, especificou-se a conformação ótima do engradado. Nessa condição temos:

- Dimensões do engradado: (1,1 x 1,1 x 1,1 m). Montado sobre suportes de 80mm para facilitar carregamento;
- Constituído de madeira (15mm de espessura) grampeado;
- Volume ocupado de carvão equivale a 76% do volume útil do container 8.6 carregado com 20 engradados;
- Cada engradado acondicionará 76 sacos de 5 kg de carvão vegetal;
- Peso do engradado carregado é de 432 kg;
- Peso do carvão por engradado é de 380 kg;

O engradado é constituído por quadros que, pela uniformidade das dimensões, permite uma confecção rápida por parte de uma serraria prevista para tal. Após sua confecção os quadros são estocados para, à medida da necessidade, serem

utilizados na montagem do engradado.

Quando o carvão é basculado da retorta, passa por uma máquina padronizadora. Essa máquina tem a finalidade de quebrar, sem triturar, os pedaços exageradamente grandes. Com ela, nós podemos controlar a granulometria do carvão ensacado.

Da máquina padronizadora, o carvão passa por uma peneiração, que vai permitir a retirada dos pedaços pequenos e pó de carvão que, porventura, sofreu trituração.

Nesse estágio, o carvão é elevado por uma esteira e jogado num silo que, por um sistema mecânico, garante o não travamento do fluxo e o ensaque do produto em sacos de 5 kg com uma margem de erro de 0,2 kg. Essa tolerância foi considerada muito boa, devido às dificuldades de se controlar o ensaque do produto, visto que a sua granulometria não é constante e a velocidade do ensacamento é de um saco a cada 1,8 minutos, totalizando 40 ton/ dia.

Nessa fase, simultaneamente ao ensacamento do carvão, é feita a montagem do engradado. Essa montagem é rápida, pois os montadores utilizam máquinas grampeadoras manuais para tal.

Os sacos são, então, colocados nos engradados; 76 sacos por engradado, e o conjunto, após ser arqueado com fita plástica de 13mm é deslocado para a área de armazenamento de carvão para esperar o carregamento. Tanto o deslocamento, quanto o carregamento, são realizados por um pórtico sobre rodas.

Ao fim de 24 horas de funcionamento da usina, teremos capacidade de expedir 105 engradados carregados, implicando em 4 caminhões por dia.

Prevendo um período de 5 dias de funcionamento sem transporte, teremos um estoque de 525 engradados. Para 3 carreiras sobrepostas de engradados, geramos nossa área de estocagem de 400 m^2 .

1.7.3 Líquidos

Os líquidos obtidos pela usina, são estocados em tanques de madeira. Esses reservatórios são especialmente construídos, a fim de evitar contaminação dos produtos armazenados. A sua confecção baseia-se nas mesmas bases das torres químicas de madeira.

O dimensionamento desses tanques é em função da quantidade produzida do elemento, bem como do seu transporte. Para facilitar a sua confecção, determinou-se um diâmetro único para todos, variando-se apenas as alturas dos mesmos.

O transporte desses produtos químicos é feito em carros tanque de aço inox de 25 toneladas.

O carregamento do caminhão é simples. Não utilizamos bomba neste sistema; exploramos o desnível entre o reservatório e o caminhão.

Partindo-se do estudo sobre o fluxo de cada produto e da premissa de capacidade de acumular 5 dias de produção da usina sem haver transporte, determinaram-se as dimensões de cada reservatório.

Para o ácido acético, temos um reservatório de $25,1 \text{ m}^3$ (4,0 m de diâmetro e 2 m de altura). O reservatório de metanol é de $12,5 \text{ m}^3$ (4,0 m de diâmetro e 01 m de altura). O óleo creosoto possui um tanque semelhante ao do metanol, isto é, de $12,5 \text{ m}^3$. Já o reservatório de alcatrão vegetal possui 50 m^3 (4,0 m de diâmetro e 4m de altura).

O destino dos produtos químicos, com exceção do alcatrão vegetal, é a cidade de São Paulo, onde são utilizados nas indústrias químicas. O alcatrão vegetal destina-se ao mercado da região oeste do estado de São Paulo e Noroeste do Estado do Paraná, onde substitui o óleo combustível derivado do petrô - leo nas caldeiras das usinas que produzem óleo comestível, ' bastante difundidos na região.

CAPITULO 2

Balanço de
energia da
unidade
química

2.1__INTRODUÇÃO

Este capítulo refere-se ao estudo energético do processo químico descrito no capítulo 1 (item 3).

Para tanto, o processo químico envolvendo os produtos básicos da unidade é apresentado de forma sintética no ESQUEMA 1.

Segundo o esquema, podemos observar a existência das seguintes torres de processamento:

Torre_B:

Há uma destilação do vapor pirolenhoso que vem das retortas obtendo-se metanol bruto e ácido acético mais água. Há gasto de calor envolvido no processo, e o seu estudo térmico se encontra no item 2.2.

Torre_C:

Neste processo, a água é extraída da mistura procedente da Torre B. Essa extração ocorre com uma dosagem de acetato de etila na mistura, e sendo, portanto, um processo sem gastos de calor não é interessante no momento.

Torre_D:

Este processo visa recuperar o acetato de etila que foi utilizado no processo anterior. Para tanto, realiza-se uma destilação na mistura, água mais acetato de etila com gasto de calor. O seu estudo energético se encontra no item 2.4

Torre_E:

Nesta fase o ácido acético bruto é obtido. Para tanto utiliza-se calor fornecido por vapor d'água. O balanço energético desse processo está colocado no item 2.5.

Torre_F:

Realiza-se uma retífica do ácido acético. O balanço energético do processo está no processo 2.6.

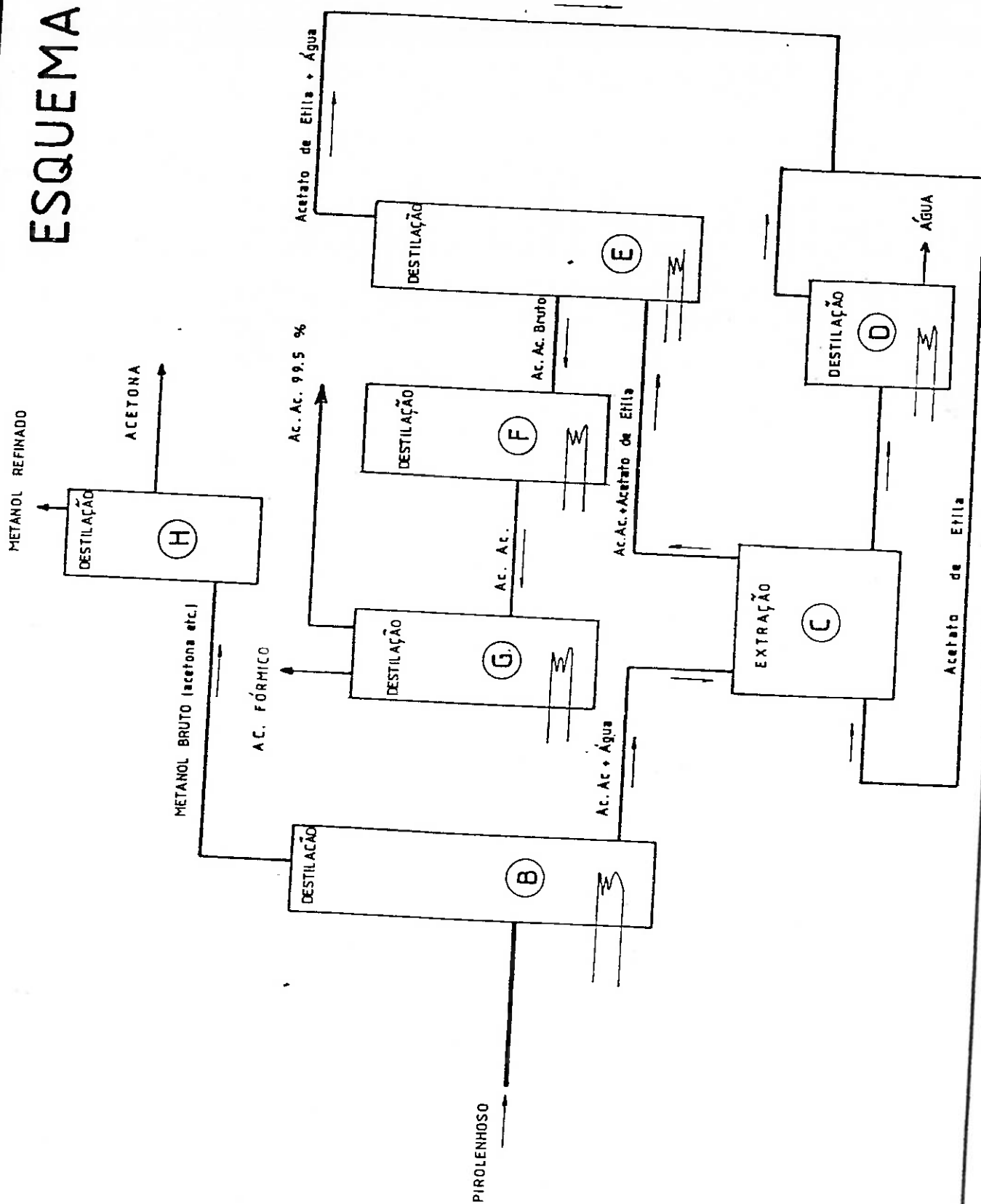
Torre_G:

Nessa fase realiza-se uma destilação do produto do processo anterior para se obter uma retífica fina do mesmo (obtem-se ácido acético 99,5%). O balanço energético está exposto no item 2.7.

Torre_H:

Por meio de um processo frio obtém-se acetona e metanol refinado a partir do metanol bruto.

ESQUEMA 1



2.2 Torre de desmetanolização

Condições aproximadas:

$$X_f = 0,0103 \quad (1,8\% \text{ em peso de metanol})$$

$$X_r = 0,914 \quad (95\% \text{ em peso de metanol})$$

$$X_f = \text{Fração molar de metanol na alimentação}$$

$$X_r = \text{Fração molar de metanol na retirada}$$

A alimentação é líquido saturado

Do diagrama metanol - água temos $R_m = 17$

$$\text{Assim } R = 1,3 R_m$$

$$R = 22,1$$

Sendo $R = \text{razão de refluxo recomendado}$

$R_m = \text{razão de refluxo mínimo}$

$$\text{Vazão de alimentação} = 100.606 \text{ Kg/dia}$$

$$\text{Vazão de metanol} = 1810 \text{ Kg/dia}$$

$$\text{Vazão de esgotamento} = 98.796 \text{ Kg/dia}$$

A energia requerida se refere à perda na condensação do metanol

$$W_c = (22,1 + 1) \times 1810 = 41.811 \text{ Kg/dia}$$

$$L_m = 263 \text{ Kcal/Kg}$$

Onde : $W_c = \text{vazão do condensado}$

$L_m = \text{Calor latente do metanol}$

$$Q_b = W_c \times L_m = 41.811 \times 263 = 10.996.293 \text{ kcal/} \\ \text{/dia}$$

$$Q_b = 10.996.293 \text{ kcal/dia}$$

2.3 Extração

É um processo a frio

2.4 Recuperação do acetato arrastado pela água:

A razão do refluxo admitido é — 12

Vamos considerar o consumo de calor referente à vaporização ' do acetato, pois é muito maior em relação à variação do fluido.

$$\text{Vazão da água} = 100.606 - 1810 - 4.124 = 94.672 \text{ kg/} \\ \text{/dia}$$

$$1810 = \text{metanol retirado do desmetanolizador}$$

$$4124 = \text{ácido acético extraído}$$

$$\text{Vazão do acetato de etila retirado} = 8.048 (*)$$

$$\text{Vazão do condensado} = 13 \times 8.048 = 10.624 \text{ kg/dia}$$

$$G = \text{refluxo} + \text{retirada}$$

$$8.048 = \text{vazão do acetato retirado}$$

$$G = W \times L_a$$

$$W = \text{vazão do condensado} = 104.624 \text{ kg/dia}$$

$$L_a = \text{calor latente de condensação do acetato} = 88,0 \text{ kcal/} \\ \text{/kg}$$

$$Q_d = 104.624 \times 88,0 = 9.206.912$$

$$Q_d = 9.206.912 \text{ kcal/dia}$$

2.5 Coluna de separação do ácido acético

Devido à alta volatilidade relativa ao sistema, adota-se uma razão de refluxo 3.

Uma relação de vazões mássicas 1,8 adotada como estimativa (sistema contracorrente)

$$Q_e = W \times L$$

$$W = \text{vazão do acetato no condensador}$$

$$L = \text{calor latente do acetato de etila} = 88,0 \text{ kcal/kg}$$

$$Q_e = 4 \times 94.672 \times 1,8 \times 88,0$$

$$94.672 = \text{vazão da água ácida}$$

$$1,8 = \text{relação de vazão acetato/água}$$

$$4 = \text{refluxo} + \text{retirada}$$

$$Q_e = 59.984.179$$

* Solubilidade é cerca de 85% em água

2.6 Retificação do ácido acético bruto

Admite-se um refluxo igual a 4:

$$\text{Vazão} = 4.124 \text{ kg/dia ácido acético}$$

$$\text{Vazão de condensação} = 5 \times 4.124 = 20.620$$

$$5 = \text{refluxo} + \text{retirada}$$

$$Q_f = W \times Lac$$

$$W = \text{vazão do condensado} = 20.620 \text{ kg/dia}$$

$$Lac = \text{calor latente do ácido acético} = 96,8 \text{ kcal/kg}$$

$$Q_f = 1.996.016 \text{ kcal/dia}$$

2.7 Retífica fina do ácido acético

Admite-se a mesma situação anterior:

$$Q_g = Q_f$$

$$Q_g = 1.996.016 \text{ kcal/dia}$$

Energia líquida total:

$$Q_t = Q_b + Q_d + Q_e + Q_f + Q_g$$

$$Q_t = 84.179.416 \text{ kcal/dia}$$

Se o rendimento dos trocadores de calor e torre for 70%:

$$Q_t = \frac{84.179.416}{0,70} = 120.256.309$$

A correspondência em vapor é:

$W_v = \frac{120.256.309}{540} = 222.697 \text{ kg/dia}$
--

$$\text{Relação vapor/ácido} = \frac{222.697}{4.124} = \frac{54 \text{ kg/vapor}}{\text{kg ácido}}$$

Equivalente de energia em esteres:

$$\frac{\text{Energia requerida } 120.256.309}{\text{Poder calorífico da lenha } 2.146.000 \text{ (ver 1.6)}} = 56,0 \text{ esteres}$$

$$\% \text{ da madeira seca processada} = \frac{100 \times 56,0}{40 \times 7,68} = 18\%$$

CAPITULO 3

Projeto do
gerador
de vapor

CAPÍTULO 3

3.1 INTRODUÇÃO

O capítulo 3 deste trabalho está relacionado com o projeto do Gerador de Vapor que abastece a Unidade Química da Usina já estudada.

Neste trabalho foi dada maior ênfase aos cálculos térmicos envolvidos no processo. Dessa forma serão levantadas as principais dimensões do Gerador de Vapor. Os detalhes construtivos do equipamento não serão estudados com profundidade visto que estes são totalmente normalizados (ASME Boiler Code; ASME In fire Pressure Vessels; ABNT NB-55], e portanto se resumiria apenas em consulta de normas.

O item 2 deste capítulo busca obter os dados necessários para se realizar os cálculos do Gerador de Vapor, que serão apresentados nos itens que se sucedem àqueles.

Os fundamentos teóricos envolvidos nos cálculos térmicos serão tomados como conhecidos por parte do leitor, caso contrário, far-se-á necessária uma breve consulta às referências bibliográficas, que se encontram no trabalho, por parte do mesmo.

- * temperatura da água de alimentação após o ECO - $t_{aa_2} = 80 \text{ }^{\circ}\text{C}$
- * entalpia da água de alimentação antes do ECO (2) - $h_{aa_1} = 20 \text{ kcal/kg}$
- * entalpia da água de alimentação após o ECO (2) - $h_{aa_2} = 30 \text{ kcal/kg}$
- * temperatura do ar ambiente - $t_{ar_1} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$
- * temperatura do ar após o pré-aquecedor - $t_{ar_2} = 130 \text{ }^{\circ}\text{C}$

(2) A entalpia da água líquida é assumida igual à temperatura da mesma segundo o livro "Fundamentos da Termodinâmica Clássica" de Van Wylen e Sontag.

A tabela que segue permite uma comparação entre os combustíveis alternativos para a geração de vapor.

ENERGIA	η	P C	CUSTO DA ENERGIA CR\$	CUSTO DO VAPOR CR\$/KG
ÓLEO BPF	85%	9.500 kcal/kg	119,9/kg	9,56/kg
ENERG. ELÉTR. FIRME 13,8 KV	99%	860 kcal/kwh	17,67/kwh	13,37/kg
EGTD	99%	860 kcal/kwh	4,514/kwh	3,41/kg
ESNG	99%	860 kcal/kwh	2,964/kwh	2,24/kg
GÁS DE RUA	83%	4.220 kcal/m ³	68,193/m ³	12,54/kg
LENHA	75%	3.500 kcal/kg	4.000,00/m ³	2,45/kg
CARVÃO MINERAL	70%	3.300 kcal/kg	21.630,36/T	6,03/kg
DIESEL	83%	9.500 kcal/kg	224.624,50/m ³	22,12/kg

OBS: 1) Data base Agosto/83.

2) Energia elétrica calculada com fator de carga 0,7.

3) 1 m^3 de lenha = 400 kg.

4) Peso específico do Diesel = 0,829.

5) EGTD: energia garantida por tempo determinado.

6) ESNG: energia sazonal não garantida.

7) Pressão do vapor = 150 psig ($10,5 \text{ kgf/cm}^2$).

8) Temperatura da água de alimentação = 20°C

9) η : eficiência na geração de vapor.

10) PCI: poder calorífico inferior do combustível.

Fonte: Fundacentro (Curso de Inspeção de Caldeiras).

A lenha é eleita como o combustível do gerador de vapor pois apresenta as seguintes vantagens sobre os outros:

- _ menor custo do vapor (tabela exposta).
- _ fácil acesso, pois a matéria-prima da usina é a lenha.
- _ garante total autonomia energética à usina.
- _ está dentro da filosofia da usina de não utilização de derivados de petróleo.

O desmate da usina é feito em região de reflorestamento homogêneo de eucaliptos. A lenha passa por um tempo de secagem ao ar livre, que lhe garante um baixo teor de umidade (aproximadamente 20%). Dessa forma a composição média da lenha seca é:

_ carbono (C).....	47,5%
_ hidrogênio (H_2).....	6,0%
_ oxigênio (O_2).....	44,0%
_ nitrogênio (N_2).....	1,0%
_ cinzas.....	<u>1,5%</u>
	100,0%

O poder calorífico do combustível sólido é dado por:

$$PCI = 8100c + 3400 (h - o/8) + 2500s - 600 (w + 9h)$$

onde: c = teor de carbono

h = teor de hidrogênio

o = teor de oxigênio

s = teor de enxôfre (desprezível para o caso da lenha)

w = teor de umidade

Baseado na composição média da lenha seca acima listada:

$$PCI = 8100.0,475 + 34000 (0,06 - 0,44/8) - 600 (0 + 9.0,06) \rightarrow$$

$$\rightarrow PCI = 3693 \text{ kcal/kg (lenha seca)}$$

Como a lenha tem 20% de umidade, pois é seca ao ar livre, ado
ta-se:

$$PCI = 3500 \text{ kcal/kg}$$

3.3 ESTUDO DA COMBUSTÃO

3.3.1 AR TEORICAMENTE NECESSÁRIO

Para o cálculo do oxigênio necessário para a combustão de 1kg de combustível sólido ou líquido, partindo das reações dos diferentes componentes, utiliza-se a equação seguinte

$$V_{O_2}^t = (1,864c + 5,56 (h - o/8) + 0,697s) \text{ Nm}^3/\text{kg comb}$$

O volume mínimo de ar necessário (tomando o ar composto de 21% de oxigênio) é:

$$V_{ar}^t = \frac{100}{21} V_{O_2}^t \rightarrow V_{ar}^t = 8,876c + 26,443h + 3,66s - 3,332o \text{ Nm}^3/\text{kg comb}$$

Tomando a composição média da lenha, colocada no item 3.2, tem-se:

$$V_{ar}^t = 8,876 \cdot 0,475 + 26,443 \cdot 0,06 + 0 - 3,332 \cdot 0,44 \rightarrow$$

$$\rightarrow V_{ar}^t = 4,34 \text{ Nm}^3/\text{kg comb}$$

Pela fórmula empírica de Rosin e Fehling, tem-se:

$$V_{ar}^t = \frac{1,01 \text{ PCI}}{1000} + 0,5 \text{ Nm}^3/\text{kg comb}$$

Para PCI = 3500 kcal/kg

$$V_{ar}^t = \frac{1,01 \cdot 3500}{1000} + 0,5 \rightarrow V_{ar}^t = 4,04 \text{ Nm}^3/\text{kg comb}$$

Essa diferença era prevista pois os teores dos elementos lançados na equação é com base na lenha seca que possui um PCI maior que 3500 kcal/kg. O valor tomado como correto é:

$$V_{ar}^t = 4,20 \text{ Nm}^3/\text{kg comb}$$

Sendo $1,2928 \text{ kg/m}^3$ o peso específico do ar nas condições normais, tem-se:

$$L_{ar}^t = 1,2928 V_{ar}^t \rightarrow L_{ar}^t = 1,2928 \cdot 4,20 \rightarrow$$

$$\rightarrow L_{ar}^t = 5,43 \text{ kg ar/kg comb}$$

3.3.2 AR REALMENTE USADO

Na combustão prática, para evitar a falta de ar em certos pontos da fornalha, havendo excesso em outros, a quantidade de ar insuflada será sempre superior à mínima calculada no item anterior.

Esse excesso é dado por $m = \frac{V_{ar}}{V_{ar}^t}$

Para o caso de queima de lenha em fornalha plana levemente inclinada e com carregamento manual, utiliza-se m de 1,30 a ... 1,35 (bibliografia do Esso e Babcook and Wilcox). Assume-se m igual a 1,30 a fim de diminuir a perda de calor sensível dos gases de combustão lançados na atmosfera. Portanto:

$$V_{ar} = 1,30 \cdot 4,20 \rightarrow V_{ar} = 5,46 \text{ Nm}^3/\text{kg comb}$$

Em peso , tem-se:

$$L_{ar} = m \cdot L_{ar}^t \rightarrow L_{ar} = 1,30 \cdot 5,43 \rightarrow L_{ar} = 7,06 \text{ kg ar/kg comb}$$

3.3.3 VOLUME TEÓRICO DE GASES QUEIMADOS

Baseado nas reações de combustão dos componentes do combustível, pode-se determinar o volume mínimo de gases de combustão em $\text{Nm}^3/\text{kg comb}$.

$$V_g^t = 1,8535c + 0,683s + 0,8n + 0,79V_{ar}^t + (9h + w) \cdot 1,24$$

Segundo a composição média da lenha colocada no item 3.2, tem-se:

$$V_g^t = 1,8535 \cdot 0,475 + 0 + 0,8 \cdot 0,01 + 0,79 \cdot 4,20 + (9 \cdot 0,06 + 0) \cdot 1,24$$

$$V_g^t = 4,88 \text{ Nm}^3/\text{kg comb}$$

Esse mesmo cálculo pela fórmula empírica de Rosin e Fehling ' fornece:

$$V_g^t = \frac{0,89 \text{ PCI}}{1000} + 1,65 \text{ Nm}^3/\text{kg comb}$$

Para $\text{PCI} = 3500 \text{ kcal/kg}$

$$V_g^t = \frac{0,89 \cdot 3500}{1000} + 1,65 \rightarrow V_g^t = 4,77 \text{ Nm}^3/\text{kg comb}$$

Os valores obtidos são bem próximos e o volume adotado é:

$$V_g^t = 4,80 \text{ Nm}^3/\text{kg comb}$$

3.3.4 VOLUME REAL DE GASES QUEIMADOS

Havendo excesso de ar o volume de gás passa a ser:

$$V_g = V_g^t + (m - 1) V_{ar}^t \quad \text{em Nm}^3/\text{kg comb}$$

Assim sendo, para $m = 1,30$ e V_g^t , V_{ar}^t já calculados nos itens anteriores, tem-se:

$$V_g = 4,80 + (1,3 - 1) \cdot 4,20 \rightarrow V_g = 6,06 \text{ Nm}^3/\text{kg comb}$$

3.3.5 PESO DOS GASES QUEIMADOS

O peso dos gases de combustão pode ser obtido a partir das reações de combustão dos elementos. Assim sendo, tem-se:

$$L_1 = \frac{11}{3} c = \frac{11}{3} \cdot 0,475 = 1,74 \text{ kg CO}_2/\text{kg comb}$$

$$L_2 = 9(h + o/8) + w = 9 \cdot (0,06 + 0,44/8) + 0,20 = 0,24 \text{ kg H}_2\text{O}/\text{kg cb}$$

$$L_3 = 0,2315 (L_{ar} - L_{ar}^t) = 0,2315 (7,06 - 5,43) = 0,37 \text{ kg O}_2/\text{kg cb}$$

$$L_4 = 0,7685 L_{ar} + n = 0,7685 \cdot 7,06 + 0,01 = 5,43 \text{ kg N}_2/\text{kg comb}$$

$$\text{Portanto, } L_g = L_1 + L_2 + L_3 + L_4 \rightarrow$$

$$\rightarrow L_g = 7,79 \text{ kg de gás}/\text{kg comb}$$

3.3.6 PROPORÇÃO EM MASSA DOS GASES QUEIMADOS

A partir da equação de combustão e dos valores obtidos no item anterior, tem-se (proporção do elemento i - $l_i = L_i/L_g$):

$$\text{CO}_2: l_1 = \frac{1,74}{7,79} = 0,223 = 22,3\%$$

$$\text{H}_2\text{O}: l_2 = \frac{0,24}{7,79} = 0,031 = 3,1\%$$

$$\text{O}_2: l_3 = \frac{0,37}{7,79} = 0,047 = 4,7\%$$

$$\text{N}_2: l_4 = \frac{5,43}{7,79} = 0,697 = 69,7\%$$

3.3.7 PROPORÇÃO EM VOLUME DOS GASES QUEIMADOS

GÁS	MASSA EM 1 kg DE GASES	NÚMERO DE MOLÉCULAS $n_i = l_i/m_i$	PROP. EM VOLUME $v_i = n_i/n$
CO ₂	0,223	$0,223/44 = 0,0051$	10,3%
H ₂ O	0,031	$0,031/18 = 0,017$	34,2%
O ₂	0,047	$0,047/32 = 0,0026$	5,3%
N ₂	0,697	$0,697/28 = 0,0249$	50,2%
		$n = \sum n_i = 0,0496$	100,0%

3.3.8 CALOR ESPECÍFICO DOS GASES QUEIMADOS

Na prática, ao invés de se determinar um calor específico para cada temperatura, é usado o calor específico médio entre duas temperaturas. Os manuais fornecem o calor específico médio entre 0°C e 1000°C, e o C_p a 0°C dos gases queimados.

Do Hutte tem-se:

Gás	C_p a 0°C	C_p médio entre 0°C e 1000°C
CO ₂	0,197	0,259
H ₂ O	0,458	0,502
O ₂	0,218	0,277
N ₂	0,249	0,260

Assim sendo, o C_p a 0°C do gás é:

$$C_{p0} = 1_1 \cdot 0,197 + 1_2 \cdot 0,458 + 1_3 \cdot 0,218 + 1_4 \cdot 0,249$$

onde 1_i é a proporção em massa (item 3.3.6).

$$C_{p0} = 0,223 \cdot 0,197 + 0,031 \cdot 0,458 + 0,047 \cdot 0,218 + 0,697 \cdot 0,249$$

$$C_{p0} = 0,242 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$$

O $C_{p_{\text{médio}}}$ entre 0°C e 1000°C é:

$$C_{pm} = 1_1 \cdot 0,259 + 1_2 \cdot 0,502 + 1_3 \cdot 0,277 + 1_4 \cdot 0,260$$

$$C_{p_m} = 0,223.0,259 + 0,031.0,502 + 0,047.0,277 + 0,697.0,260$$

$$C_{p_m} = 0,268 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$$

Como:

$$C_{p_{1000}} + C_{p_0} = 2C_{p_m}$$

Portanto:

$$C_{p_{1000}} = 2C_{p_m} - C_{p_0} \rightarrow C_{p_{1000}} = 2.0,268 - 0,242$$

$$C_{p_{1000}} = 0,294 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$$

Assim sendo:

$$\frac{C_p - C_{p_0}}{C_{p_{1000}} - C_{p_0}} = \frac{t - 0}{1000 - 0}$$

Tem-se $C_p = f(t)$:

$$C_p = C_{p_0} + \frac{t}{1000} (C_{p_{1000}} - C_{p_0})$$

$$C_p = 0,242 + \frac{t}{1000} (0,294 - 0,242)$$

$$C_p = 0,242 + 0,000052t \quad \text{[(em kcal/kg.}^\circ\text{C)]}$$

e C_{p_m} entre t_1 e t_2 é dado por:

$$C_{p_m} = 0,242 + 0,000026 (t_1 + t_2) \quad \text{(em kcal/kg.}^\circ\text{C)}$$

3.3.9 CONTEÚDO DE CO₂ NOS GASES QUEIMADOS

Como principal produto resultante da combustão aparece o gás carbônico. O teor de CO₂ dos gases é tanto maior quanto menor for o coeficiente de excesso de ar. O teor de CO₂ é, portanto, um importante meio auxiliar para se determinar o $\underline{m}$ durante o funcionamento da caldeira.

$$\mu'(\text{CO}_2)_{\max} = \frac{1,8535 \, c}{V_g^S} \quad (\text{sem excesso de ar})$$

$$c = 0,475 \quad (\text{item 3.2})$$

V_g^S = volume mínimo de gases na base seca

$$V_g^S = 1,8535c + 0,683s + 0,8n + V_{\text{ar}}^t \cdot 0,79$$

$$V_g^S = 1,8535 \cdot 0,475 + 0,683 \cdot 0 + 0,8 \cdot 0,01 + 4,20 \cdot 0,79$$

$$V_g^S = 4,21 \, \text{Nm}^3/\text{kg comb.}$$

$$\mu'(\text{CO}_2)_{\max} = \frac{1,8535 \cdot 0,475}{4,21} = 0,21 \quad (21\%)$$

Como $m = 1,3$ (item 3.3.2), tem-se:

$$m = \frac{\mu'(\text{CO}_2)_{\max}}{\mu'(\text{CO}_2)} \quad ; \text{ou seja:}$$

$$\mu'(\text{CO}_2) = \frac{\mu'(\text{CO}_2)_{\max}}{1,3} = \frac{0,21}{1,3} = 0,16 \quad (16\%)$$

Assim sendo, o teor de CO_2 nos gases queimados deve ser de 16% para garantir um $m = 1,3$. O orsat permite obter a medida desse teor e, dependendo deste, controlar o insuflamento do ar na combustão.

3.3.10 ENTALPIA DOS GASES DE COMBUSTÃO

A entalpia do gás de combustão numa certa temperatura é dada por:

$$H_t = \sum v_i (h_i)_t$$

onde: v_i = proporção volumétrica do componente

h_i = entalpia de componente na temperatura t

v_i é dado pelo item 3.3.7

Gás	v_i
CO_2	0,103
H_2O	0,342
O_2	0,053
N_2	0,502

A tabela 3.2 apresenta as entalpias dos gases $(h_i)_t$, componentes dos gases de combustão em kcal/Nm^3 e o cálculo da entalpia (H_t) do referido gás. A figura 3.1 apresenta o diagrama $H_t \times t$ para os gases de combustão.

TABELA 3.2

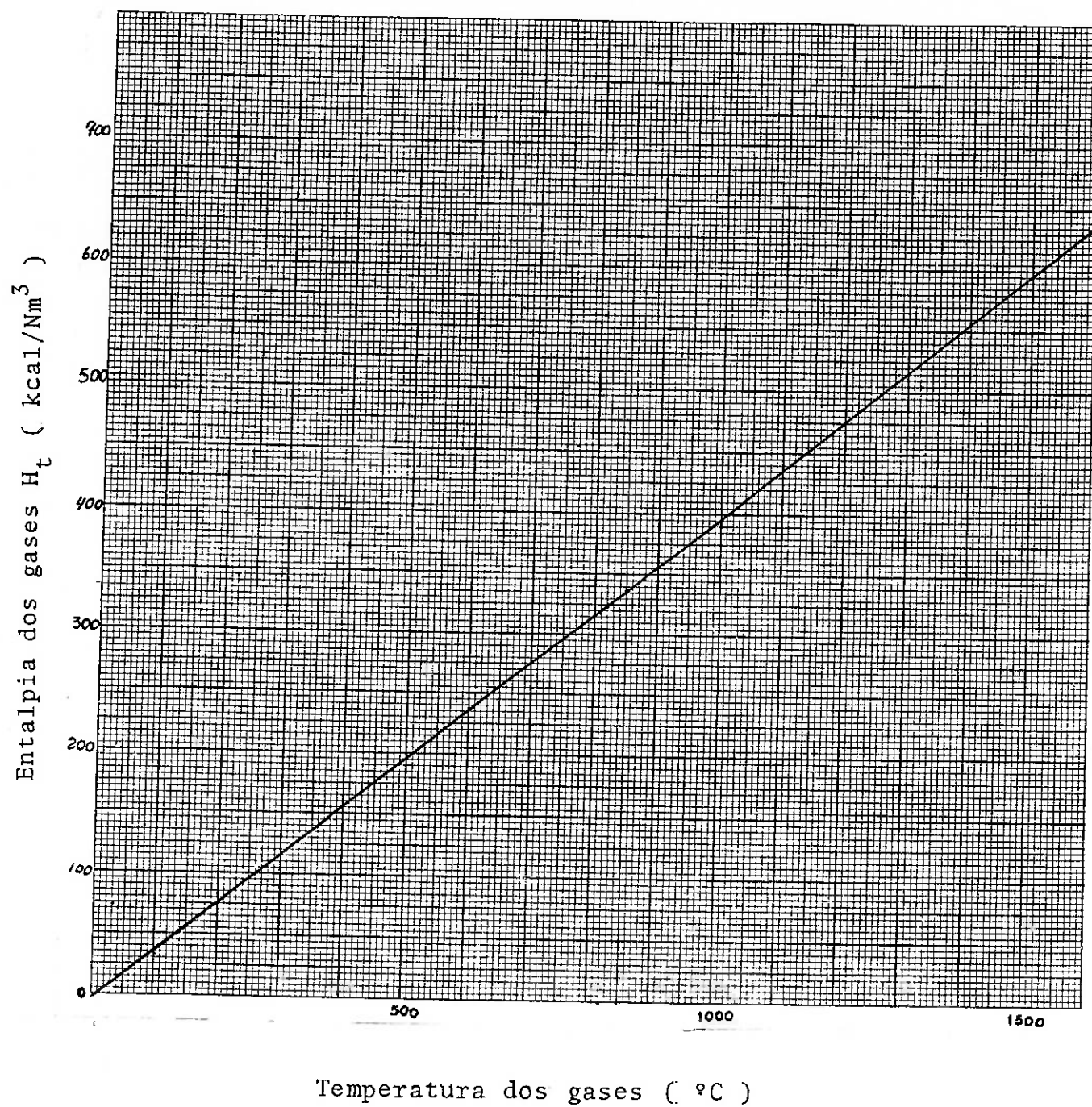
Entalpia dos gases de combustão (H_t)

$t(^{\circ}\text{C})$	$h(\text{CO}_2)$ $h(\text{SO}_2)$	$h(\text{H}_2\text{O})$	$h(\text{N}_2)$	$h(\text{O}_2)$	H_t
0	0	0	0	0	0
100	40,9	35,8	31,1	31,5	33,7
200	86,1	72,5	62,5	63,8	68,4
300	134,6	110,0	94,2	97,2	103,9
400	185,6	148,8	126,5	131,7	140,5
500	239,8	189,0	159,5	167,1	178,3
600	295,3	230,2	193,0	203,2	216,8
700	352,3	272,9	227,1	239,8	256,3
800	410,5	317,3	262,3	277,4	297,2
900	469,5	363,0	297,9	315,2	338,8
1000	530,0	409,6	334,2	353,4	390,8
1100	591,4	457,4	371,0	391,6	424,3
1200	652,7	505,9	408,0	430,4	467,9
1300	714,6	555,6	444,9	470,3	511,9
1400	777,7	607,2	482,9	509,7	557,2
1500	840,6	658,5	520,7	548,7	602,3
1600	903,7	711,0	558,2	588,2	647,6
1700	967,0	765,3	596,2	628,0	693,9
1800	1031,2	819,2	635,2	668,9	740,7
1900	1095,2	873,1	673,0	710,4	786,9
2000	1159,0	928,8	712,0	751,4	834,3

$$H_t = \sum V_i (h_i)$$

FIGURA 3.1

Entalpia total dos gases de combustão em função da
temperatura dos gases



3.3.11 CONSUMO DE COMBUSTÍVEL

O cálculo do consumo de combustível obtem-se pela fórmula:

$$B = \frac{Q_u}{PCI \cdot \eta} \quad (\text{ kg comb./hora }) , \text{ onde:}$$

$$Q_u = D (h_v - h_a), \text{ sendo:}$$

D = descarga do vapor gerado pela caldeira em kg/h; do item 3.2: D = 10.000 kg/h

h_v = entalpia do vapor gerado; do item 3.2:

$h_v = 663 \text{ kcal/kg vapor}$

h_a = entalpia da água; do item 3.2: $h_a = 20 \text{ kcal/kg}$

PCI = poder calorífico do combustível; do item 3.2:

PCI = 3500 kcal/kg

η = rendimento do gerador; da tabela 3.1 (item 3.2) adota-se $\eta = 75\%$

Portanto:

$$Q_u = 10000 (663 - 20)$$

$$Q_u = 6.430.000 \text{ kcal/h}$$

$$B = \frac{6430000}{3500 \cdot 0,75}$$

→

$$B = 2450 \text{ kg comb./h}$$

A vaporização específica do gerador é portanto:

$$\text{Vap. esp.} = \frac{D}{B} = \frac{10000}{2450} \rightarrow \text{Vap. esp.} = 4,0 \text{ kg vapor/kg comb}$$

3.3.12 CARGA TÉRMICA TOTAL

O calor total fornecido corresponde ao calor capaz de ser gerado pelo combustível ao queimar na fornalha, acrescido do calor do ar de combustão. Esse valor é dado por:

$$Q_t = B (PCI + V_a^r \cdot C_{par} (t_{a_2} + t_{a_1})) , \text{ onde:}$$

$$B = \text{consumo de combustível} = 2450 \text{ kg/h (item 3.3.11)}$$

$$PCI = 3500 \text{ kcal/kg (item 3.2)}$$

$$V_a^r = 5,46 \text{ Nm}^3/\text{kg comb. (item 3.3.2)}$$

$$t_{a_2} = 130^\circ\text{C} , t_{a_1} = 25^\circ\text{C (item 3.2)}$$

$$C_{par} = \text{calor específico do ar na } t_a; \text{ para } t = 130^\circ\text{C, temos}$$

que $C_{par} = 0,313 \text{ kcal/Nm}^3\text{C}$, segundo o Manual de Termodinâmica do Prof. Remi.

Portanto:

$$Q_t = 2450 (3500 + 5,46 \cdot 0,313 \cdot (130 + 25))$$

$$Q_t = 9.222.981 \text{ kcal/h}$$

3.4 PROJETO DE FORNALHA

3.4.1 ESPECIFICAÇÃO DE FORNALHA

A fornalha mais indicada para a queima de lenha cortada em toletes que provêm de mata e são carregados manualmente é a de grelhas planas levemente inclinadas.

A produção de 10 t/hora de vapor é admissível para esse tipo de fornalha visto que sua aplicação é limitada a 20 t/hora de vapor.

A fim de conseguir uma caldeira mais compacta, uma menor temperatura de combustão, eliminação do refratário de alta qualidade, maior durabilidade do revestimento da câmara de combustão, e mais rápida vaporização, a fornalha é revestida de paredes de água.

3.4.2 DIMENSIONAMENTO DA FORNALHA

O dimensionamento de fornalha com suporte consta de dois itens:

- a) a área do suporte para receber o combustível
- b) volume da câmara de combustão

Esses dois itens são calculados com base em valores práticos.

Para o cálculo da área define-se a expressão:

$$\frac{B}{S_g}, \text{ onde: } - B = \text{quantidade de combustível (kg/h)}$$

$$- S_g = \text{área do suporte em m}^2$$

Para queima de lenha com carregamento manual e com circulação natural de ar, tem-se:

$$\frac{B}{S_g} = 130 \text{ kg/m}^2\text{h (segundo Hütter)}$$

$$B = 2450 \text{ kg comb./h}$$

Assim sendo:

$$S_g = \frac{2450}{130} \rightarrow S_g = 18,8 \text{ m}^2$$

Como a grelha possui uma leve inclinação, a área projetada será:

$$A_g = S_g \cdot \cos \alpha$$

= inclinação da grelha; o valor mais recomendado pelas normas é de 15°

$$A_g = S_g \cdot \cos 15^\circ \rightarrow A_g = 18,8 \cdot \cos 15^\circ$$

Para o cálculo do volume, da mesma forma que a área, define-se:

$$K = \frac{B \cdot PCI}{V} \quad (\text{kcal/m}^3\text{h})$$

onde V = volume da câmara

Para as fornalhas de combustíveis sólidos, como lenha, tem-se:

$$\frac{B \cdot PCI}{V} = 100.000 \text{ kcal/m}^3\text{h} \quad (\text{segundo Hütter})$$

sendo: - B = 2450 kg/h (item 3.3.1)

- PCI = 3500 kcal/kg (item 3.2)

$$V = \frac{2450 \cdot 3500}{100000} \quad \rightarrow \quad V = 86 \text{ m}^3$$

Os diâmetros externos dos tubos usualmente empregados para paredes d'água, são de 70 a 83 mm. O valor eleito é de 70 mm.

Embora haja fabricantes que executam as paredes d'água com passo (distância entre centro dos tubos) igual ao próprio diâmetro, segundo a norma DIN E2940, para diâmetro de 70 mm o passo aconselhável é de 75 mm.

O desenho esquemático da fornalha apresentando a disposição da parede d'água está na figura 3.2

3.4.3 RENDIMENTO DA FORNALHA

a) Perda por combustível nas cinzas e calor das cinzas

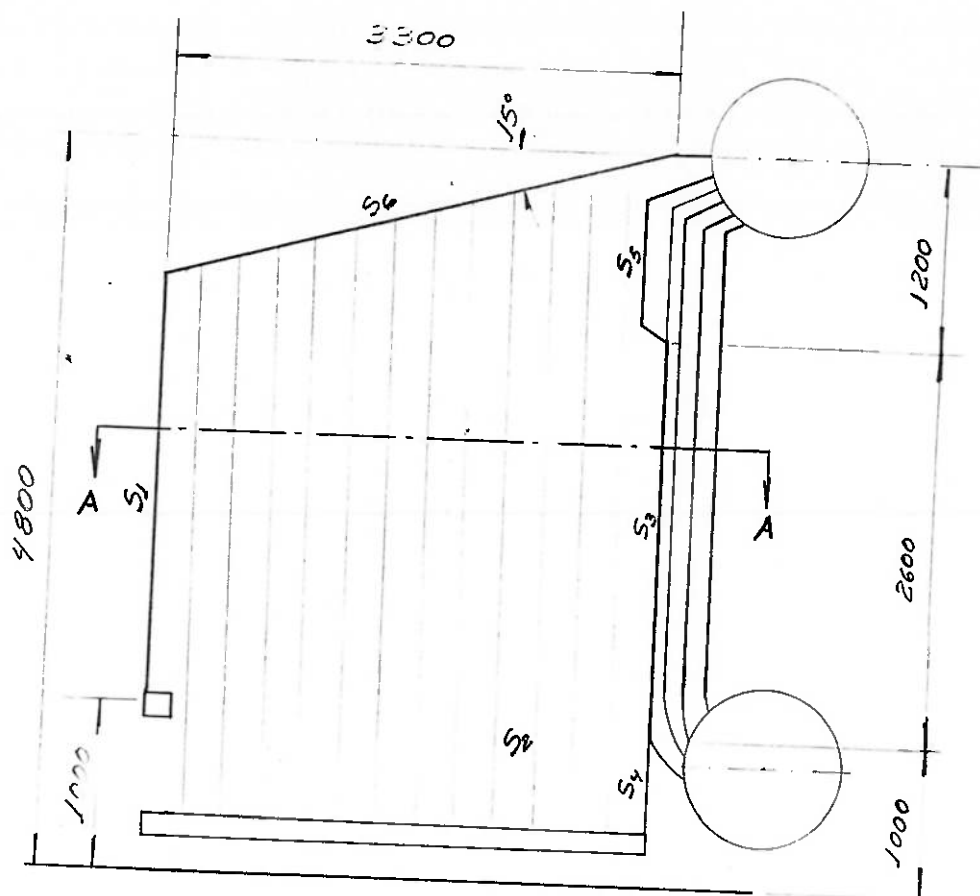
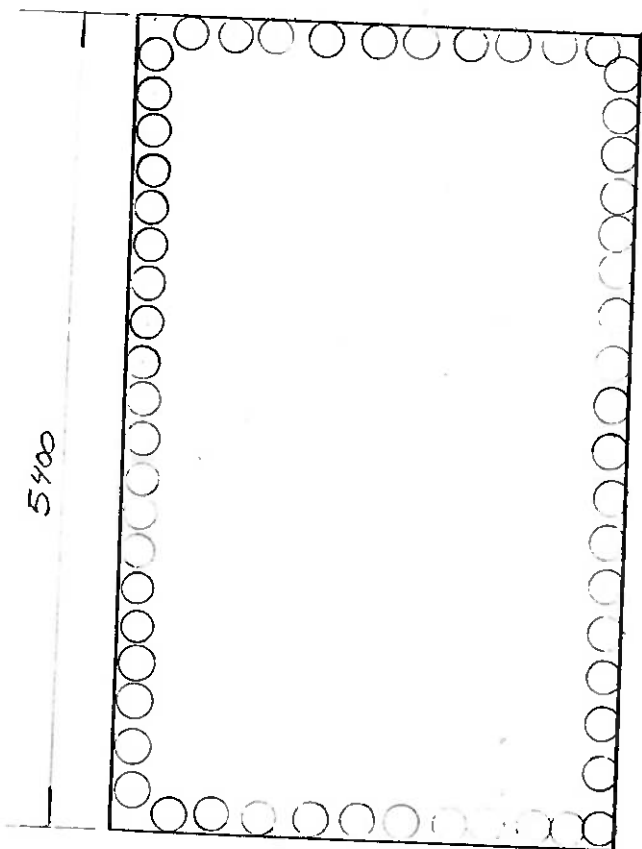
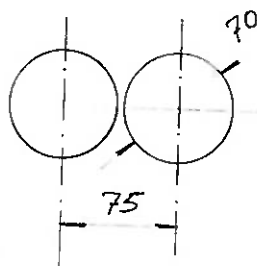


FIGURA 3.2

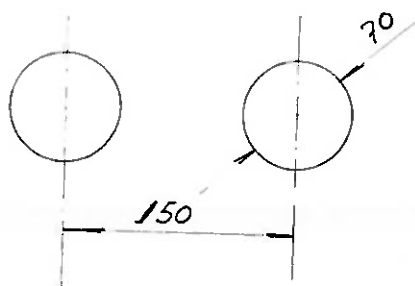


disposição dos furos

- Superfícies S_1, S_2, S_3, S_6



- Superfícies S_4, S_5



Esse valor é dado por:

$$p_1 = Z.V.PCI + Z.0,3. t \quad (\text{kcal/kg comb.})$$

Supondo que o calor específico das cinzas seja igual a 0,3 kcal/kg.°C e a diferença de temperatura entre o combustível na fornalha e as cinzas no cinzeiro sendo de 3°C

Z = porcentagem de cinzas no combustível = 1,5% (item 32)

V = porcentagem de combustível nas cinzas; segundo Hütter, para as condições da fornalha e do combustível, esse valor é desprezível.

PCI = poder calorífico do combustível = 3500 kcal/kg

Portanto:

$$p_1 = 0,015.0,3.3 = 0,013 \rightarrow p_1 = 1,3\%$$

b) Perda por formação de fuligem

A fuligem e o coque volante provêm de partículas de carbono do combustível arrastado pelos gases. Essa perda é da ordem de 1% (Hütter):

$$p_2 = 1,0\%$$

c) Perda por gases combustíveis na saída da chaminé

Devido a uma combustão mal feita, encontra-se gases combustíveis na saída da chaminé, gases esses que deixaram de ser queimados para a produção de calor. Em condições normais de funcionamento, essa perda é da ordem de 1% (segundo Remi B. Silva).

$$P_3 = 1,0\%$$

d) Perda por calor sensível nos gases da chaminé

Os gases que saem da chaminé devem ter temperatura bem mais elevada do que o exterior para que, por efeito de diferença de densidade, a chaminé possa executar a tiragem, que no caso é natural. Segundo Hütter, para tiragem natural com economizador e aquecedor de ar, essa temperatura deve ser de 200°C.

$$P_4 = \frac{L_g \cdot C_{pm} \cdot (T_1 - T_a)}{PCI} \cdot 100 \quad , \quad \text{onde:}$$

L_g = peso dos gases queimados = 7,79 kg/kg comb.

C_{pm} = calor específico médio dos gases; segundo o item 3.3.8, $C_{pm} = 0,268 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$

$PCI = 3500 \text{ kcal/kg}$ (item 3.2)

T_1 = temperatura dos gases na base da chaminé = 200°C

T_a = temperatura da atmosfera = 25°C (item 3.2)

$$p_4 = \frac{7,79 \cdot 0,268 \cdot (200 - 25)}{3500} \cdot 100 \rightarrow p_4 = 10,4\%$$

e) Perdas de calor sensível para o exterior por irradiação e condutibilidade

Perdas que se efetuam através das superfícies de contato entre o gerador e o meio. Segundo diagrama do 'Eng. Ennio Ravaglia' (observar bibliografia) tem-se ' para uma descarga de 10 t/hora de vapor uma perda de 4% para o meio

$$p_5 = 4\%$$

Assim sendo, o rendimento da fornalha, que é a relação entre o calor produzido e o calor introduzido na mensma, é dado ' por:

$$\eta_f = 100 - (p_1 + p_2 + p_3 + p_4 + p_5) \quad (\text{em porcentagem})$$

$$\eta_f = 100 - 17,7 \rightarrow \eta_f = 82,3\%$$

3.4.4 ESTUDO DO APROVEITAMENTO DO CALOR DO COMBUSTÍVEL NA CÂMARA

o processo de transferência de calor que predomina nessa fornalha com parede d'água é a irradiação. A seguir é apresenta ' do um estudo do calor irradiado na fornalha segundo uma se ' quência de cálculo.

a) Calor total desenvolvido na fornalha excluindo as perdas

$$Q = \eta_f \cdot Q_t$$

$$\eta_f = 82,3\% \text{ (item 3.4.3)}$$

$$Q_t = \text{carga térmica total} = 9.222.981 \text{ kcal/h (calculada no item 3.3.12)}$$

Portanto:

$$Q = 0,823 \cdot 9.222.981 \rightarrow Q = 7.590.513 \text{ kcal/h}$$

b) Superfície irradiada

Segundo o esquema da fornalha da figura 3.2 e com base no âbaco da figura 3.3, pode-se montar a seguinte tabela

Superfície	Área (mm ²)	t/d	ψ	$\psi \cdot S$
S ₁	15.746.400	1,07	1,0	15.746.400
S ₂	14.381.400	1,07	1,0	14.381.400
S ₃	14.040.000	1,07	1,0	14.040.000
S ₄	4.320.000	2,14	0,8	3.456.000
S ₅	5.400.000	2,14	0,8	4.320.000
S ₆	18.446.400	1,07	1,0	18.446.400

V_g^r = volume real dos gases queimados por hora

$$V_g^r = V_g \cdot B \quad (\text{Nm}^3/\text{hora})$$

onde: - $V_g = 6,06 \text{ Nm}^3/\text{kg comb.}$ (item 3.3.4)

- $B = 2450 \text{ kg comb/hora}$ (item 3.3.11)

Portanto:

$$V_g^r = 14.847 \text{ Nm}^3/\text{hora}$$

C: constante obtida na figura 3.4

com. - carga na fornalha = $100.000 \text{ kcal/m}^3 \cdot \text{h}$ (item 3.4.2)

- carga na superfície irradiante:

$$C_{si} = \frac{Q}{S_{irr}}$$

$Q_t = 7.590.513 \text{ kcal/hora}$ (item 3.4.4/a)

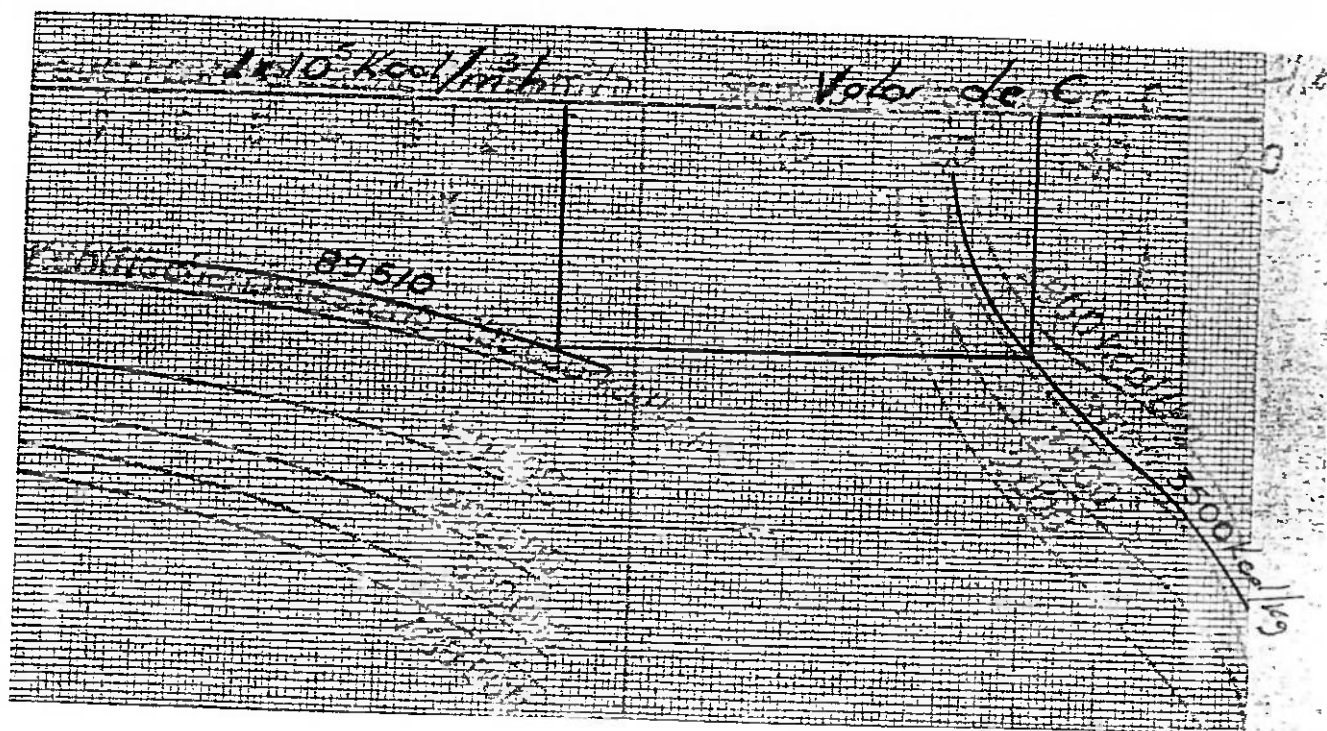
$S_{irr} = 84,8 \text{ m}^2$ (item 3.4.4/b)

Portanto:

$$C_{si} = \frac{7.590.513}{84,8} = 89.510 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h}$$

- PCI = 3500 kcal/kg (item 3.2)

FIGURA 3.4



Portanto:

$$C = 2,55$$

Assim sendo:

$$S_{red} = \frac{1000.84,8.2,55}{4.14847}$$

$$S_{red} = 3,6$$

d) Temperatura de equilíbrio da câmara

Dentre os métodos aplicados na determinação de T_e , o mais prático foi sugerido por Rosin e Pheling, e con

siste na aplicação do ábaco da figura 3.5 com os seguintes valores:

$$m = 1,3 \quad (\text{item 3.3.2})$$

$$PCI = 3500 \text{ kcal/kg} \quad (\text{item 3.2})$$

$$S_{\text{red}} = 3,6$$

h_0 = conteúdo térmico específico do gás

$$h_0 = \frac{Q}{V_g^r}$$

$$Q = 7.590.513 \text{ kcal/h} \quad (\text{item 3.3.12})$$

$$V_g^r = 14.847 \text{ Nm}^3/\text{h} \quad (\text{item 3.4.4/a})$$

$$h_0 = 511 \text{ kcal/Nm}^3$$

Tem-se, portanto:

$$T_e = 830^\circ\text{C}$$

e) Calor residual dos gases que abandonam a fornalha

Com o diagrama da figura 3.1 e $T_e = 830^\circ\text{C}$, tem-se o conteúdo térmico específico do gás:

$$h_r = 305 \text{ kcal/Nm}^3$$

Fig-3.5

TEMP. DA CAMARA

EXEMPLO

Beispiel: $H_u = 5000 \text{ kcal/kg}$ $\eta = 13$ $h_0 = 650 \text{ kcal/Nm}^3$ $r_{red} = 14 \text{ m}^2/\text{Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ $t_F = 1150^\circ\text{C}$ Lufüberschub
m³ EXCESSO DE

900 1000 1100 1200 1300 1400

50 40 30 20 15 10 09 08 07 06 05 04 03 02 01 00

Wärmeinhalt h_0 in kcal/Nm³
ENTHALPIA DO GAS $h_0 = H_u + h_{VL} + v_{gH}$

800 900 1000 1100 1200 1300 1400

Fuerroumtemperatur in °C - TEMP. CAMARA

Frohrwandtemperatur 300 °C - TEMP. PAREDE TUBO

SUPERFICIE IRRADIADA (REDUZIDA) F_{red}
Reduzierte Strahlungsoberfläche F_{red}
 $F_{red} = F \cdot \frac{t_F}{1000 \cdot C}$
 C nach WD 10
bezh. WD 10

O calor residual é obtido pela expressão:

$$Q_r = h_r \cdot V_g^r \rightarrow Q_r = 305.14847$$

$$Q_r = 4.528.335 \text{ kcal/h}$$

f) Calor absorvido por irradiação na câmara

A fim de verificar os cálculos utiliza-se a expressão de Stefan-Boltzmann para calcular o calor absorvido por irradiação na câmara.

$$Q_{irr} = C \cdot S_{irr} \cdot \left(\frac{T_e}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_p}{100} \right)^4$$

onde: - $C = 2,55 \text{ kcal/m}^2\text{h}(\text{°K})^4$ (item 3.4.4/c)

- $S_{irr} = 84,8 \text{ m}^2$ (item 3.4.4/b)

- $T_e = 1103\text{°K}$ (item 3.4.4/d)

- $T_p =$ temperatura da parede do tubo (°K)

Para vapor saturado, tem-se:

$$T_p = (T_v + 2) + 273$$

sendo: - $T_v =$ temperatura do vapor = 181°C (item 3.2)

$$T_p = (181 + 2) + 273$$

$$T_p = 456\text{°K}$$

$$Q_{irr} = 2,55.84,8. \left(\frac{1103}{100} \right)^4 - \left(\frac{456}{100} \right)^4$$

$$Q_{irr} = 3.119.337 \text{ kcal/h}$$

Esse valor difere 1,8% do valor anterior, portanto seus resultados são tomados como corretos.

3.5 ESTUDO DO APROVEITAMENTO DO CALOR APÓS A FORNALHA

Este item busca estudar as trocas térmicas que ocorrem no gerador de vapor após os gases de combustão deixarem a fornalha e seguirem trajeto por entre os trocadores de calor e finalmente serem lançados na atmosfera.

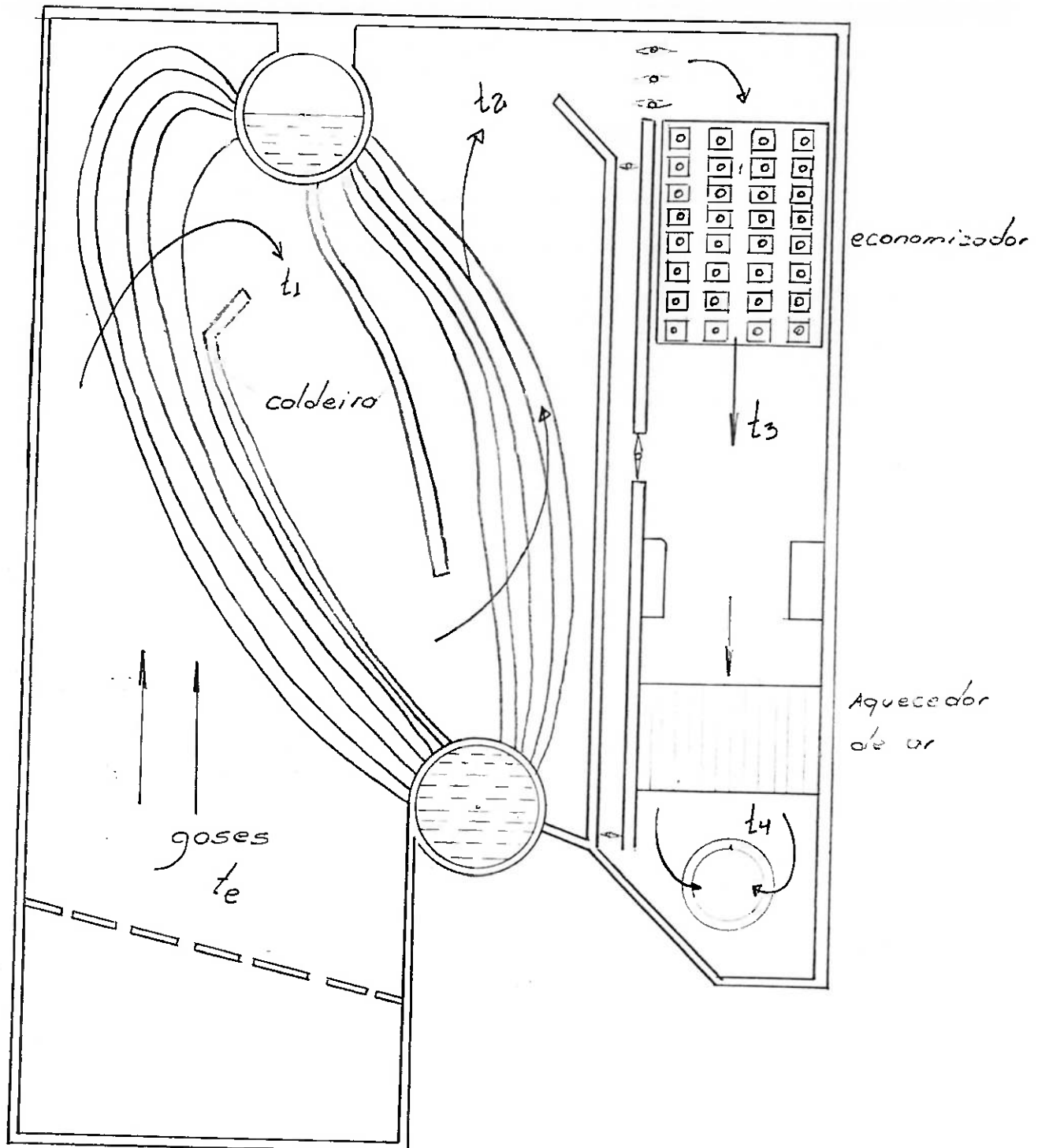
A figura 3.6 apresenta um esquema do gerador de vapor com o caminho dos gases no seu interior. Neste estudo busca-se determinar o calor trocado na caldeira, no economizador e no aquecedor de ar, bem como as temperaturas intermediárias do gás para posteriormente, nos itens seguintes, dimensionar-se os trocadores acima mencionados.

3.5.1 TROCA TÉRMICA NA CALDEIRA

A quantidade de calor que deve ser absorvida na caldeira e na parede d'água para vaporizar 10 ton/h de vapor é dada por:

FIGURA 3.6

Caminho dos gases de combustão



t_e - temperatura de equilíbrio na câmara

t_1 e t_2 - temperaturas após a caldeira

t_3 - temperatura após o economizador

t_4 - temperatura após o aquecedor

$$Q_{vap} = 10000 (h_s - h_{aa_2})$$

onde: - $h_s = 663 \text{ kcal/kg}$ (item 3.2)

- $h_{aa_2} = 80 \text{ kcal/kg}$ (item 3.2)

$$Q_{vap} = 10000 (663 - 80) = 5.830.000 \text{ kcal/h}$$

O calor absorvido na câmara de combustão é:

$$Q_{irr} = 3.062.178 \text{ kcal/h} \quad (\text{item 3.4.4/f})$$

Dessa forma, o saldo de calor para ser absorvido no feixe de tubos da caldeira é:

$$Q_{cald} = Q_{vap} - Q_{irr}$$

$$Q_{cald} = 5.830.000 - 3.062.178$$

$$Q_{cald} = 2.767.822 \text{ kcal/h}$$

Assim sendo, 53% do calor útil é absorvido por irradiação na parede d'água e 47% desse calor do vapor é absorvido no feixe de tubos da caldeira por convecção.

O calor após o feixe é dado por:

$$Q_2 = Q_t - \text{perdas na fornalha} - Q_{vap} - \text{perdas na caldeira}$$

onde: - $Q_t = \text{carga térmica total na caldeira}$

$$Q_t = 9.222.981 \text{ kcal/h} \quad (\text{item 3.3.12})$$

- Q_{vap} = calor absorvido na parede d'água e na caldeira para vaporizar a água

$$Q_{vap} = 5.830.000 \text{ kcal/h (item 3.5.1)}$$

- perdas na fornalha (item 3.4.3):

$$P_{forn} = (p_1 + p_2 + p_3 + p_5) \cdot Q_t$$

$$P_{forn} = 0,073.9222981$$

$$P_{forn} = 673.277 \text{ kcal/h}$$

- perdas na caldeira: parcela do calor perdido por irradiação, condução e convecção correspondente à caldeira.

$$P_{cald} = 0,01 Q_t = 0,01.9222981$$

$$P_{cald} = 92.230 \text{ kcal/h}$$

Portanto:

$$Q_2 = 9222981 - 673277 - 5830000 - 92230$$

$$Q_2 = 2.627.474 \text{ kcal/h}$$

O calor disponível no ponto 2 é dado por:

$$h_2 = \frac{Q_2}{V_g^r}$$

$$V_g^r = 14.847 \text{ Nm}^3/\text{h} \text{ (item 3.4.4/c)}$$

$$h_2 = \frac{2627474}{14847} \rightarrow h_2 = 177 \text{ kcal/Nm}^3$$

Com o valor de h_2 e com o auxílio da figura 3.1, tem-se o valor da temperatura dos gases após a caldeira:

$$T_2 = 520^\circ\text{C}$$

3.5.2 TROCA TÉRMICA NO ECONOMIZADOR

Segundo dados do item 3.2, o economizador admite água a 20°C e alimenta a caldeira com água a 80°C . Dessa forma, o calor cedido pelos gases é dado por:

$$Q_{ec} = D (h_{aa_2} - h_{aa_1})$$

$$\text{onde: } - D = 10.000 \text{ kg/h (item 3.2)}$$

$$- h_{aa_1} = 20 \text{ kcal/kg}$$

$$- h_{aa_2} = 80 \text{ kcal/kg}$$

$$Q_{ec} = 10000 (80 - 20)$$

$$Q_{ec} = 600.000 \text{ kcal/h}$$

A parcela de calor perdido por irradiação, condução e convecção correspondente ao economizador é dado por

$$p_{ec} = 0,03 Q_t = 0,03.9222981$$

$$p_{ec} = 276.689 \text{ kcal/h}$$

Dessa forma, o calor após o economizador é:

$$Q_3 = Q_2 - Q_{ec} - p_{ec}$$

$$Q_3 = 2627474 - 600000 - 276689$$

$$Q_3 = 1.750.785 \text{ kcal/h}$$

O calor disponível no ponto 3 é dado por:

$$h_3 = \frac{Q_3}{V_g^r}$$

$$h_3 = \frac{1750785}{14847} \rightarrow h_3 = 118 \text{ kcal/Nm}^3$$

Com o valor de h_3 e com o auxílio da figura 3.1, tem-se o valor da temperatura dos gases após o economizador:

$$T_3 = 358^\circ\text{C}$$

3.5.3 TROCA TÉRMICA NO AQUECEDOR DE AR

Segundo os dados apresentados no item 3.2, o aquecedor admite ar a 25°C e alimenta a caldeira com ar a 130°C . Dessa forma o calor cedido pelos gases ao aquecedor é dado por:

$$Q_{aq} = V_{ar} \cdot B \cdot C_{p_{ar}} \cdot (130 - 25)$$

onde: - $V_{ar} = 5,46 \text{ Nm}^3/\text{kg comb.}$ (item 3.3.2)

- $B = 2450 \text{ kg/h}$ (item 3.3.11)

- $C_{p_{ar}} = 0,31 \text{ kcal/Nm}^3^\circ\text{C}$

Portanto:

$$Q_{aq} = 5,46.2450.0,31.(130 - 25)$$

$$Q_{aq} = 435.421 \text{ kcal/h}$$

A parcela de calor perdida por irradiação, condução e convecção correspondente ao aquecedor de ar é:

$$p_{aq} = 0,033 Q_t = 0,033.9222981$$

$$p_{aq} = 304.358 \text{ kcal/h}$$

Assim sendo, o calor após o aquecedor é:

$$Q_4 = Q_3 - Q_{aq} - p_{aq}$$

$$Q_4 = 1750785 - 435421 - 304358$$

$$Q_4 = 1.011.006 \text{ kcal/h}$$

O calor disponível no ponto 4 é dado por:

$$h_4 = \frac{Q_4}{V_g^r} \rightarrow h_4 = \frac{1011006}{14847}$$

$$h_4 = 68 \text{ kcal/Nm}^3$$

Com o valor de h_4 e o auxílio da figura 3.1, obtem-se a temperatura dos gases de combustão após o aquecedor de ar

$$T_4 = 200^\circ\text{C}$$

Essa é a temperatura da base da chaminé.

3.5.4 PERDA POR CALOR SENSÍVEL NA CHAMINÉ

Esta perda refere-se ao calor lançado com os gases de combustão pela chaminé. Constitui, portanto, o valor Q_4 calculado no item anterior. Essa perda foi estimada no item 3.4.4/d como sendo 10,4% do calor total. Sendo que Q_4 corresponde a uma parcela de 10,9% do calor total, pode-se concluir que os cálculos estão corretos.

3.5.5 BALANÇO TÉRMICO POR KG DE COMBUSTÍVEL DO GERADOR DE VAPOR

	kcal/kg comb.	
* carga térmica total.....	3764	(item 3.3.12)
* perdas na fornalha.....	275	(item 3.5.1)
* calor absorvido na fornalha por irradiação	1250	(item 3.5.1)
* calor disponível após a fornalha	2239	
* calor absorvido na caldeira	1130	(item 3.5.1)
* perdas na caldeira	38	(item 3.5.1)
* calor disponível após a caldeira	1071	
* calor absorvido no economizador	245	(item 3.5.2)
* perdas no economizador	113	(item 3.5.2)

* calor disponível após o economizador	713	
* calor absorvido no aquecedor de ar	178	(item 3.5.3)
* perdas no aquecedor	124	(item 3.5.5)
* calor disponível após o aquecedor de ar	411	
* perda por calor sensível nos gases da chaminé	411	

3.5.6 VERIFICAÇÃO DO RENDIMENTO DO GERADOR

De acordo com o balanço energético tem-se:

* carga térmica total	3764 kcal/kg comb.
* perda total	961 kcal/kg comb.
* calor útil	2803 kcal/kg comb.

$$\eta = \frac{\text{calor útil}}{\text{carga total}} = \frac{2803}{3764}$$

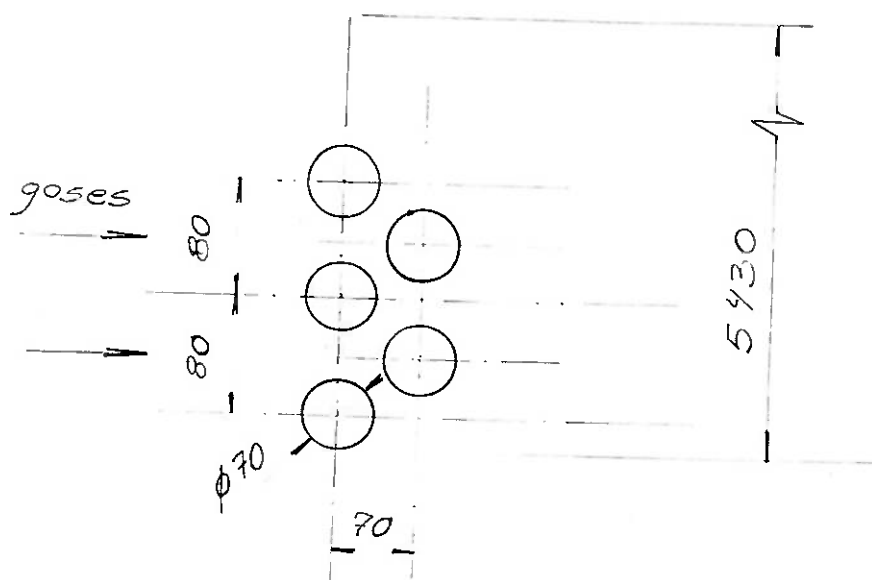
$$\eta = 74,4\%$$

Esse valor corresponde ao adotado na previsão do rendimento do gerador de vapor (item 3.3.11), isto é, 75%, garantindo assim a coerência global do balanço térmico do gerador.

3.6 PROJETO DA CALDEIRA

3.6.1 ARRANJO FÍSICO

Baseado na disposição dos tubos da parede d'água da câmara de combustão (Figura 3.2, item 3.4), determina-se o seguinte arranjo físico para o feixe de tubos da caldeira.



À secção do canal onde se situa o feixe está representada no esquema acima. Ela possui 68 tubos com passo de 80 mm, resultando numa extensão de 5430 mm. O comprimento dos tubos é de 1000 mm (ver item 3.4, figura 3.2). Assim sendo, a área frontal do trocador é:

$$A_f = 5430 \cdot 1000 = 5,43 \text{ m}^2$$

A área ocupada pelos tubos é:

$$A_{tu} = 1,0m \times 68 \text{ tubos} \times 0,07m$$

$$A_{tu} = 4,76 \text{ m}^2$$

Assim sendo, a área livre do canal é:

$$A_{livre} = A_f - A_{tu} = 5,43 - 4,76$$

$$A_{livre} = 0,6 \text{ m}^2$$

3.6.2 VELOCIDADE DOS GASES NA CALDEIRA

A velocidade dos gases na caldeira é dada por:

$$C_0 = \frac{V_g^r}{3600 A_{livre}} \quad (\text{ m/s })$$

onde: - C_0 = velocidade nas condições normais, isto é, a 273°K e 760 mm Hg

- V_g^r = descarga de gases de combustão da fornalha nas condições normais

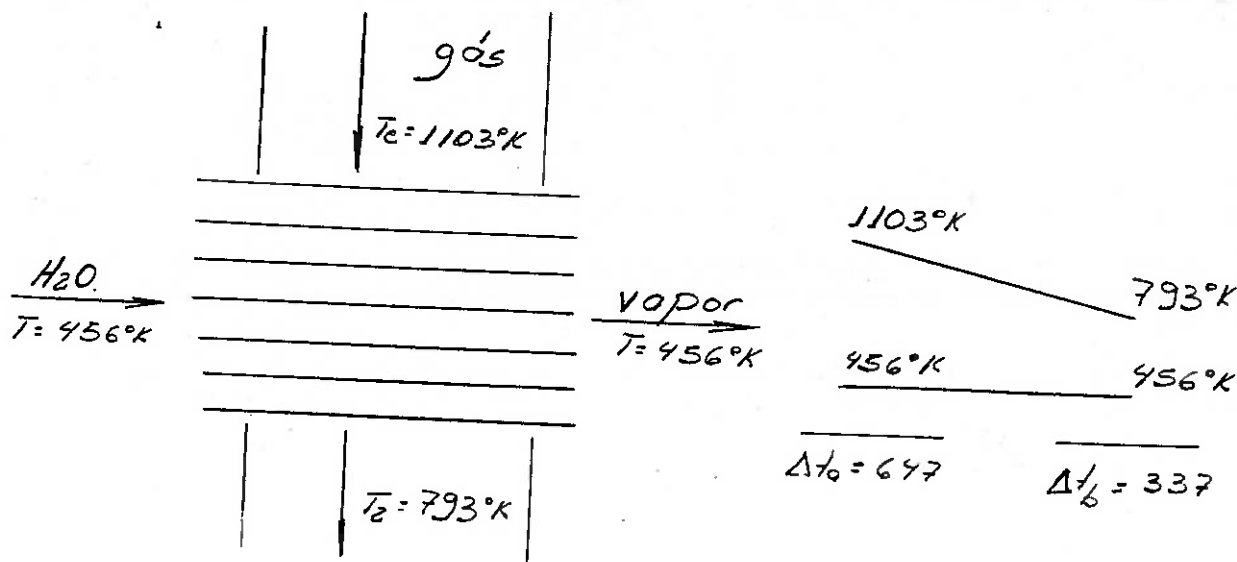
$$V_g^r = 14.847 \text{ Nm}^3/\text{h} \quad (\text{item 3.4.4/c})$$

$$- A_{livre} = 0,6 \text{ m}^2 \quad (\text{item 3.6.1})$$

$$C_0 = \frac{14847}{3600 \cdot 0,6} = 6,9 \text{ m/s}$$

A descarga real na caldeira é obtida com o auxílio da relação de Boyle-Mariotte:

A temperatura média das paredes dos tubos é tomada como constante e vale $T_p = 456^\circ\text{K}$ (item 3.4.4/e)



Tem-se acima o esquema do trocador onde se apresenta as temperaturas dos fluidos, bem como um diagrama para se calcular a média logarítmica das diferenças de temperatura (DTML).

$$\overline{\Delta T} = \frac{\Delta T_a - \Delta T_b}{\ln\left(\frac{\Delta T_a}{\Delta T_b}\right)}$$

Portanto:

$$\overline{\Delta T} = \frac{647 - 337}{\ln\left(\frac{647}{337}\right)}$$

$$\overline{\Delta T} = 477^\circ\text{C}$$

O coeficiente global de troca de calor é dado por:

$$U = \frac{1}{R_{\text{gas}} + R_{\text{tubo}} + R_{\text{agua}}}$$

Como $R_{\text{gas}} \gg R_{\text{tubo}}$ e R_{agua} , tem-se:

$$U = \frac{1}{R_{\text{gas}}} = \frac{1}{1/\alpha_{cg}} = \alpha_{cg}$$

sendo α_{cg} = coeficiente de película do gás de combustão.

O valor desse coeficiente para fluxo gasoso normal e externo aos tubos é, segundo Shock:

$$\alpha_c = \frac{C_0^{0,654}}{d^{0,346}} (4,3 + 2,51 \cdot \frac{\dot{s}t}{1000}) \cdot 1,4$$

onde: - d = diâmetro externo dos tubos = 0,070 m

- t = temperatura média do gás, antes e depois do feixe

$t = 675^\circ\text{C}$ (item 3.6.2)

- C_0 = velocidade dos gases nas condições normais.

$C_0 = 6,9 \text{ m/s}$ (item 3.6.2)

Tem-se:

$$\alpha_c = \frac{6,9^{0,654}}{0,07^{0,346}} (4,3 + 2,51 \cdot \frac{675}{1000}) \cdot 1,4$$

$$U = \alpha_c = 75 \text{ kcal/m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{h}$$

são elevadas, esta tem como material básico o aço carbono. Os detalhes construtivos envolvendo chapas, rebites, parafusos e outros, não é colocado no trabalho, pois foge do interesse deste.

A espessura da chapa cilíndrica (tubos) é dada, segundo o livro do prof. Ravaglia, por:

$$\delta = \frac{p \cdot D \cdot S}{200 \cdot \sigma \cdot \eta} + 1 \quad (\text{mm})$$

onde: - p = pressão máxima da caldeira

$$p = 10,5 \text{ kgf/cm}^2 \quad (\text{item 3.2})$$

- D = diâmetro do corpo cilíndrico = 70 mm

- η = fator que considera o enfraquecimento devido a soldas e furações.

$$\eta = 0,7$$

- S = coeficiente de segurança = 7,0

- σ = tensão admissível; como as temperaturas são baixas, a resistência do material não é afetada. Portanto:

$$\sigma = 35 \text{ kgf/mm}^2 \quad (\text{da ASME})$$

$$\delta = \frac{10,5 \cdot 70 \cdot 7,0}{200 \cdot 0,7 \cdot 35} + 1$$

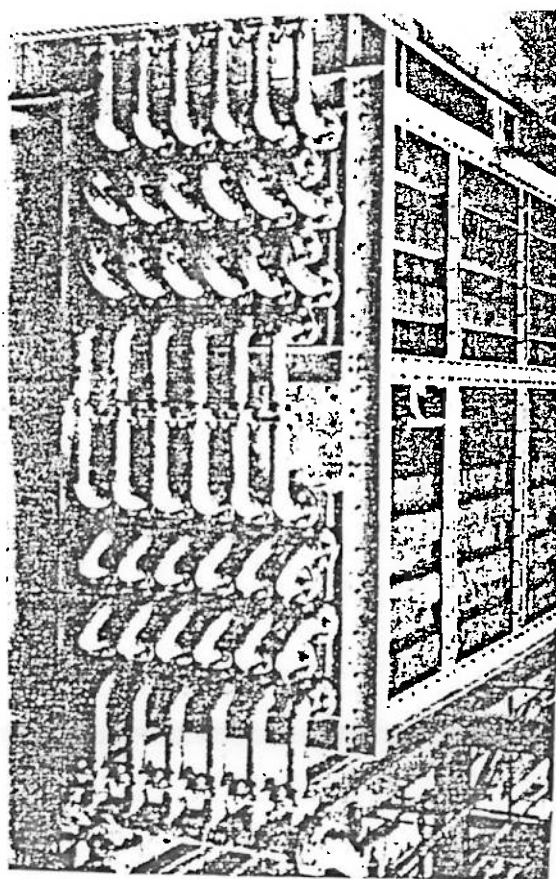
$$\delta = 2 \text{ mm}$$

Assume-se $\delta = 5 \text{ mm}$, pois a pressão utilizada no cálculo foi a de trabalho e não a máxima.

3.7 PROJETO DO ECONOMIZADOR

3.7.1 ARRANJO FÍSICO

O aquecedor de água de alimentação é do tipo economizador, isto é, utiliza o próprio gás de combustão para fazer o aquecimento. Sendo assim, deve ter o acesso fácil para permitir a limpeza de incrustações a que está submetido. A fim de garantir maior resistência à corrosão, pois está em contato com água e gás de combustão, os tubos do economizador são de ferro fundido. Esse economizador é constituído de tubos lisos com curvas segundo o esquema abaixo. Buscando diminuir a perda de carga dos gases no economizador, os tubos componentes deste não possuem aletas. A instalação do economizador deve sempre prever a circulação dos fluidos em contra-corrente. Os cálculos foram realizados neste sentido. Pode-se observar este fato no esquema abaixo.



A descarga de vapor é de 10 ton/h. A vazão volumétrica é portanto:

$$q = \frac{10000 \text{ kg/h} \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kg}}{3600} = 0,0028 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$q = 2800 \text{ cm}^3/\text{seg}$$

Portanto, a vazão volumétrica em cada tubo é:

$$q_{tu} = \frac{2800}{8} = 350 \text{ cm}^3/\text{seg}$$

Sendo 1m/s a velocidade da água no interior dos tubos, tem-se:

$$A_{tu} = \frac{q_{tu}}{v} = \frac{350}{100} = 3,5 \text{ cm}^2$$

Portanto:

$$d_{tu} = 2 \sqrt{\frac{3,5}{\pi}} = 2,1 \text{ cm}$$

Assume-se 2,5cm a fim de garantir uma descarga maior se necessário. A espessura da parede do tubo é de 2,5mm. Não há necessidade de verificação porque a pressão interna no tubo é baixa. Portanto o diâmetro externo do tubo é:

$$d_e = 3,0 \text{ cm}$$

A fim de obter uma velocidade dos gases quentes dentro da faixa de 4 a 6m/s, o arranjo físico dos tubos do trocador de calor é o apresentado a seguir:

3.7.2 VELOCIDADE DOS GASES NO ECONOMIZADOR

A velocidade dos gases é dada por:

$$C_0 = \frac{V_g^r}{3600 A_1} \quad (\text{m/s})$$

onde: - C_0 = velocidade dos gases nas condições normais

- V_g^r = descarga dos gases de combustão nas condições normais

$$V_g^r = 14847 \text{ Nm}^3/\text{kg} \quad (\text{item 3.4.4/c})$$

$$- A_1 = 2,37 \text{ m}^2 \quad (\text{item 3.7.1})$$

$$C_0 = \frac{14847}{3600 \cdot 2,37} = 1,7 \text{ m/s}$$

Mas a descarga real na caldeira é obtida com a realção de Boyle-Mariotte:

$$V = \frac{T \cdot V_g^r}{T_0}$$

onde. - $T_0 = 273^\circ\text{K}$

- T = temperatura média dos gases no economizador;
da figura 3.6 tem-se:

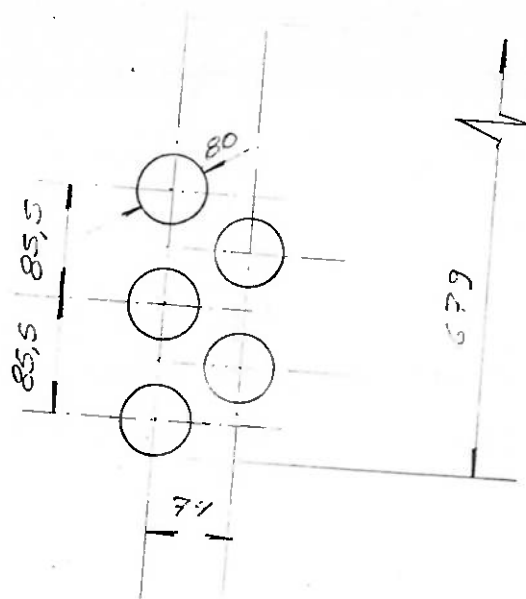
$$T = \frac{T_2 + T_3}{2}$$

$$T_2 = 793^\circ\text{K} \quad (\text{item 3.5.1})$$

$$T_3 = 631^\circ\text{K} \quad (\text{item 3.5.2})$$

$$T = \frac{793 + 631}{2} \quad T = 712^\circ\text{K}$$

$$V = \frac{712 \cdot 14847}{273} = 38722 \text{ m}^3/\text{h}$$



A secção do canal onde se situa o trocador é apresentada acima. Ele possui 8 tubos com passo de 143 mm resultando numa extensão de 1080 mm. O comprimento dos tubos é 5,4 m, isto é, a largura da câmara. Assim sendo, a área frontal do trocador é:

$$A_f = 5,4 \cdot 0,679 = 3,66 \text{ m}^2$$

A área ocupada pelos tubos é:

$$A_{tu} = 0,03 \cdot 5,4 \cdot 8 = 1,29 \text{ m}^2$$

Assim sendo, a área livre para o gás escoar é:

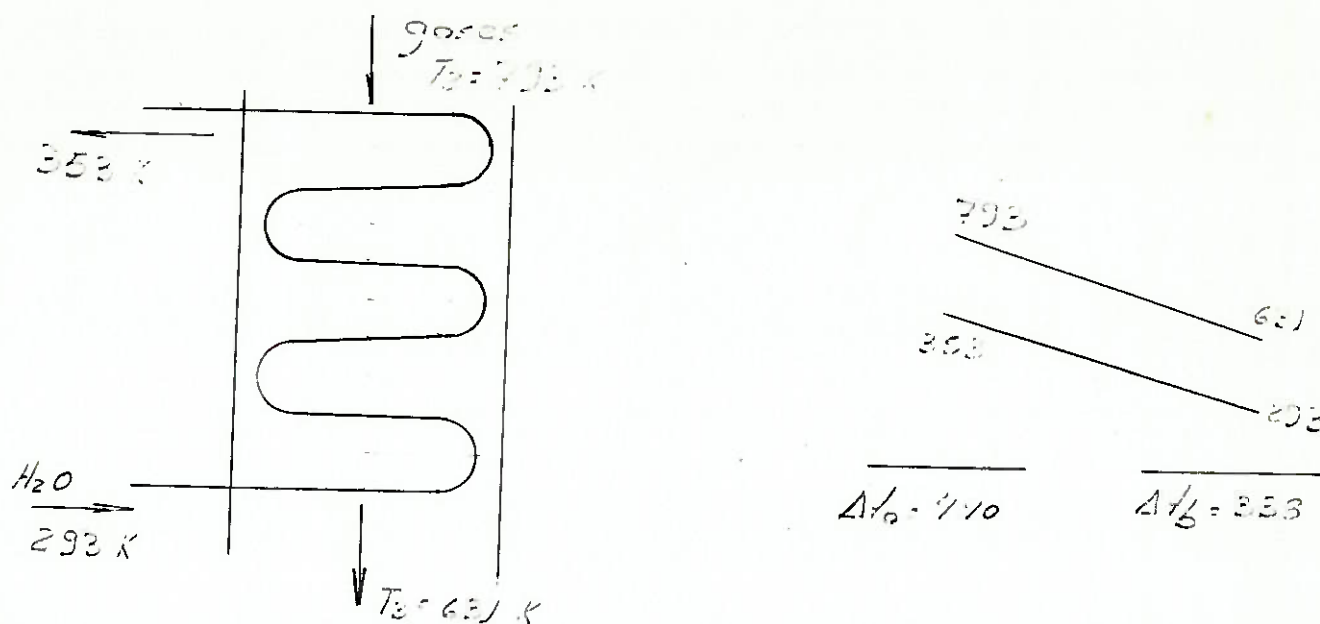
$$A_l = 3,66 - 1,29 \rightarrow A_l = 2,37 \text{ m}^2$$

Assim sendo, a velocidade média real no trocador é do lado dos gases:

$$C = \frac{38722}{3600 \cdot 2,37} \rightarrow C = 4,6 \text{ m/s}$$

3.7.3 ÁREA DE TROCA DE CALOR NO ECONOMIZADOR

A instalação do economizador é feita entre a caldeira e o aquecedor de ar. Assim sendo, segundo a figura 3.2, pode-se fazer o seguinte esquema do trocador de calor, envolvendo água e gases de combustão como fluidos.



O diagrama apresentado permite levantar a média logarítmica das diferenças de temperatura (DTML) do trocador.

$$\overline{\Delta T} = \frac{\Delta T_a - \Delta T_b}{\ln \left(\frac{\Delta T_a}{\Delta T_b} \right)} \rightarrow \overline{\Delta T} = \frac{440 - 338}{\ln \left(\frac{440}{338} \right)}$$

O coeficiente global de troca de calor é, desprezando a exemplo do item 3.6.3 a resistência do tubo e da água, igual ao coeficiente de película dos gases de combustão.

$$U = \alpha_{cg}$$

O escoamento do gás é normal aos tubos e externo aos mesmos. Portanto, segundo Shack, o valor do coeficiente de película é:

$$\alpha_c = \frac{C_0^{0,654}}{d^{0,346}} \left(4,3 + 2,51 \cdot \frac{t}{1000} \right) \cdot 1,4$$

onde: - d = diâmetro dos tubos d'água = 0,08m

- t = temperatura média dos gases = 439°C (item 3.7.2)

- C_0 = velocidade dos gases nas condições normais

$C_0 = 1,7 \text{ m/s}$ (item 3.7.2)

Tem-se, portanto:

$$\alpha_c = \frac{1,7^{0,654}}{0,08^{0,346}} \left(4,3 + 2,51 \cdot \frac{439}{1000} \right) \cdot 1,4$$

$$\alpha_c = 25 \text{ kcal/m}^2 \text{h}^\circ\text{C}$$

Portanto:

$$U = 25 \text{ kcal/m}^2 \text{h}^\circ\text{C}$$

O calor a ser absorvido por convecção no economizador para a

quecer a água é dado pela seguinte expressão:

$$Q_e = U.A.\overline{\Delta T}$$

onde: - A = área de troca de calor

- Q_e = calor a ser trocado no economizador

$$Q_e = 600.000 \text{ kcal/h (item 3.5.2)}$$

Portanto:

$$A = \frac{Q_e}{U.\overline{\Delta T}} \rightarrow A = \frac{600000}{25.387}$$

$$A = 62 \text{ m}^2$$

A área externa de troca de calor de cada tubo é:

$$A = \pi.d.l = \pi.0,03.5,4$$

$$A = 0,5 \text{ m}^2$$

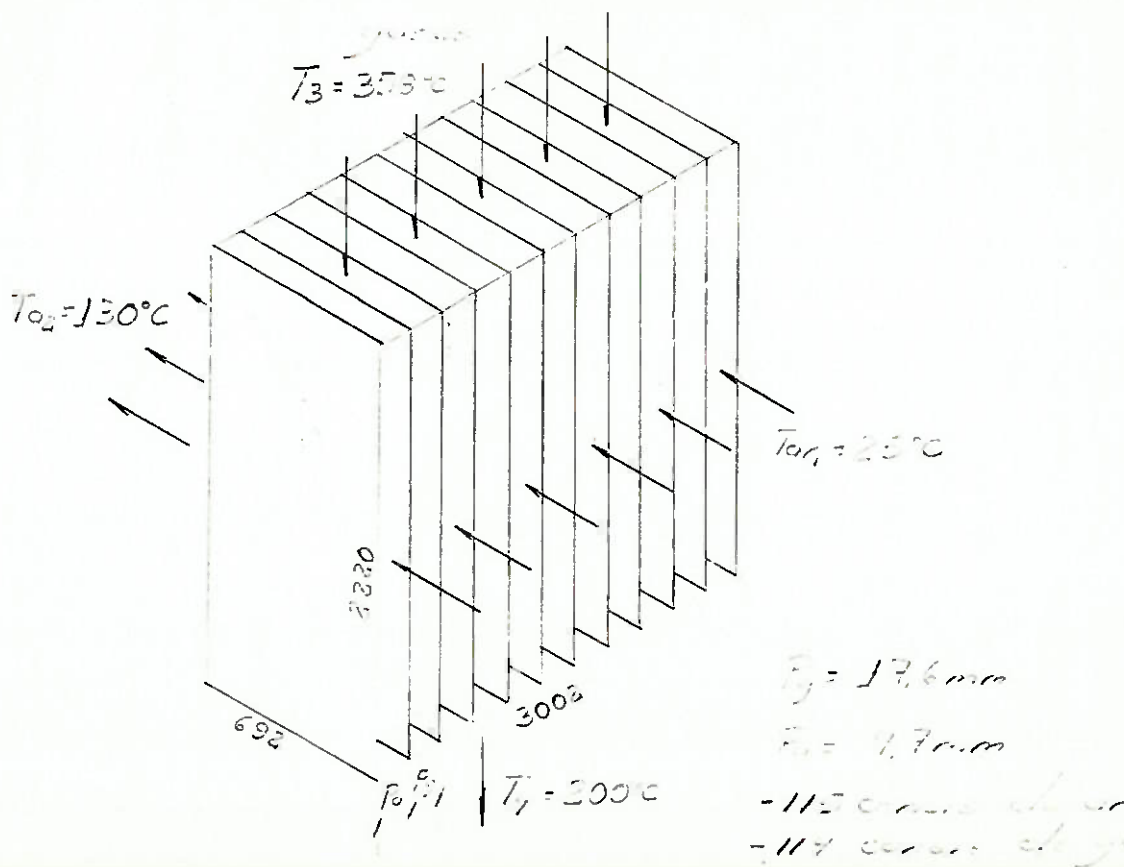
Assim sendo, há necessidade de 124 tubos distribuídos segundo o esquema físico apresentado para absorver a quantidade de calor necessária. Tem-se, portanto, 16 filas de tubos.

3.8 PROJETO DO AQUECEDOR DE AR

3.8.1 ARRANJO FÍSICO

O aquecedor de ar é do tipo pré-aquecedor ou recuperativo, pois o calor cedido ao ar provém dos gases residuais que estão por abandonar o gerador de vapor.

O trocador de calor é do tipo cruzado e de placas para reduzir a perda de carga imposta aos gases e ao ar que circulam por ele. O esquema abaixo apresenta o aquecedor com algumas dimensões principais. Essas dimensões foram especificadas com base no conjunto geral do gerador de vapor.



O comprimento das placas do trocador (l), o número de placas do trocador (n), o passo entre placas por onde escoar o ar (p_{ar}) e o passo entre placas por onde escoam os gases (p_g), são valores que serão determinados no desenvolvimento do projeto do trocador. A área livre para o escoamento dos gases é dada por:

$$A_{lg} = (A_{canal} \cdot n_{canaïs})_{gas}$$

$$A_{canal} = 17,6 \cdot 693 = 12196 \text{ mm}^2 = 0,0122 \text{ m}^2$$

$$n_{canaïs} = 114$$

$$A_{lg} = 114 \cdot 0,0122 = 1,39 \text{ m}^2$$

A área livre de escoamento de ar é:

$$A_{lar} = (A_{canal} \cdot n_{canaïs})_{ar}$$

$$A_{canal} = 4,7 \cdot 2220 = 10434 \text{ mm}^2 = 0,0104 \text{ m}^2$$

$$n_{canaïs} = 115$$

$$A_{lar} = 115 \cdot 0,0104 = 1,19 \text{ m}^2$$

3.8.2 VELOCIDADES DOS FLUIDOS

A velocidade dos gases é dada por:

$$C_g = \frac{V_g}{3600 \cdot A_{lg}}$$

V_g = descarga de gases de combustão nas condições reais

$$V_g = \frac{T \cdot V_g^r}{T_0}$$

onde: - V_g^r = descarga dos gases nas condições normais

$$V_g^r = 14847 \text{ Nm}^3/\text{h} \quad (\text{item 3.4.4/c})$$

$$- T_0 = 273^\circ\text{K}$$

- T = temperatura média dos gases no aquecedor de ar

$$T = \frac{T_3 + T_4}{2}$$

$$T_3 = 631^\circ\text{K} \quad (\text{item 3.5.2})$$

$$T_4 = 473^\circ\text{K} \quad (\text{item 3.5.3})$$

$$T = \frac{631 + 437}{2} = 552^\circ\text{K}$$

$$V_g = \frac{552 \cdot 14847}{273} = 30020 \text{ m}^3/\text{h}$$

Portanto:

$$C_g = \frac{30020}{1,39 \cdot 3600}$$

$$C_g = 6 \text{ m/s}$$

A velocidade de escoamento de ar é dada por:

$$C_{ar} = \frac{V_{ar}^r}{3600 A_{lar}}$$

onde: - V_{ar}^r = ar necessário para a combustão nas condições reais

$$V_{ar}^r = \frac{V'_{ar} \cdot T}{T_0}$$

$$- T_0 = 273^\circ K$$

- V'_{ar} = ar necessário para a combustão nas condições normais de temperatura e pressão

$$V'_{ar} = V_{ar} \cdot B$$

$$V_{ar} = 5,46 \text{ Nm}^3/\text{kg comb} \quad (\text{item 3.3.2})$$

$$B = 2450 \text{ kg comb/h} \quad (\text{item 3.3.11})$$

$$V'_{ar} = 5,46 \cdot 2450 = 13377 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

- T = temperatura média do ar no aquecedor

$$T = \frac{T_{ar1} + T_{ar2}}{2} = \frac{298 + 403}{2}$$

$$T = 350^\circ K$$

$$V_{ar}^r = \frac{13377 \cdot 350}{273}$$

$$V_{ar}^r = 17150 \text{ m}^3/\text{h}$$

Portanto:

$$C_{ar} = \frac{17150}{1,19 \cdot 3600}$$

$$C_{ar} = 4 \text{ m/s}$$

Essas velocidades são recomendadas pelos manuais, portanto o arranjo é aceito quanto ao item velocidade.

3.8.3 ÁREA DE TROCA DE CALOR DO AQUECEDOR

O calor trocado no aquecedor é utilizado para aquecer o ar. A troca de calor é convectiva e dada por:

$$Q = A \cdot U \cdot \overline{\Delta T}$$

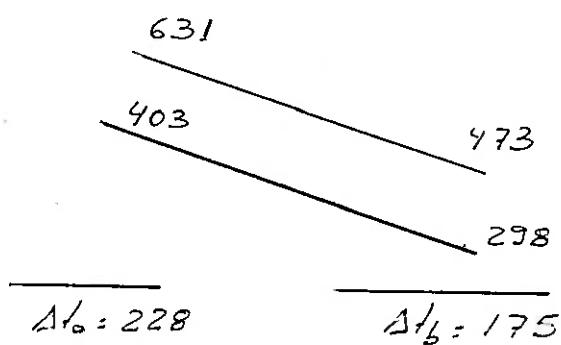
onde: - Q = calor trocado = 435.421 kcal/h (item 3.5.3)

- A = área de troca de calor

- $\overline{\Delta T}$ = média logarítmica das diferenças de temperatura (DTML)

- U = coeficiente global de troca de calor

O cálculo de $\overline{\Delta T}$ é feito com base no diagrama abaixo. Esse diagrama é feito com base na figura do arranjo físico.



Tem-se:

$$\overline{\Delta T} = \frac{\Delta t_a - \Delta t_b}{\ln \left(\frac{\Delta t_a}{\Delta t_b} \right)}$$

$$\overline{\Delta T} = \frac{228 - 175}{\ln \left(\frac{228}{175} \right)}$$

$$\overline{\Delta T} = 200^\circ \text{C}$$

O coeficiente global de troca de calor, desprezando a resistência da chapa, é dado por:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{cg}} + \frac{1}{\alpha_{car}}}$$

onde: - α_{cg} = coeficiente de película dos gases de combustão

- α_{car} = coeficiente de película do ar

O escoamento dos fluidos é paralelo à superfície de troca de calor. No gráfico da figura 3.7 tem-se o valor de α_c ao longo das placas em função da temperatura do fluido e do comprimento de placa. Para o gás tem-se:

$$t = 552^\circ\text{K} \quad (279^\circ\text{C}) \quad (\text{item 3.8.2})$$

$$C_g = 6 \text{ m/s} \quad (\text{item 3.8.2})$$

$$L = 2,22 \text{ m} \quad (\text{da figura do item 3.8.1})$$

Portanto, do gráfico da figura 3.7 tem-se

$$\alpha_{cg} = 11,5 \text{ kcal/m}^2\text{h}^\circ\text{C}$$

Para o ar tem-se:

$$t = 350^\circ\text{K} \quad (77^\circ\text{C}) \quad (\text{item 3.8.2})$$

$$C_{ar} = 4 \text{ m/s} \quad (\text{item 3.8.2})$$

$$L = 0,693 \text{ m} \quad (\text{da figura do item 3.8.1})$$

Portanto, do âbaco da figura 3.7 tem-se

$$\alpha_{\text{car}} = 13,5 \text{ kcal/m}^3\text{h}^\circ\text{C}$$

Assim sendo:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{11,5} + \frac{1}{13,5}}$$

$$U = 6,21 \text{ kcal/m}^3\text{h}^\circ\text{C}$$

A área de troca de calor é dada por:

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T} = \frac{435421}{6,21 \cdot 200}$$

$$A = 350 \text{ m}^2$$

A área de uma placa é dada por:

$$A_{\text{placa}} = 0,693 \cdot 2,22 = 1,54 \text{ m}^2$$

Assim sendo, o número de placas é dado por:

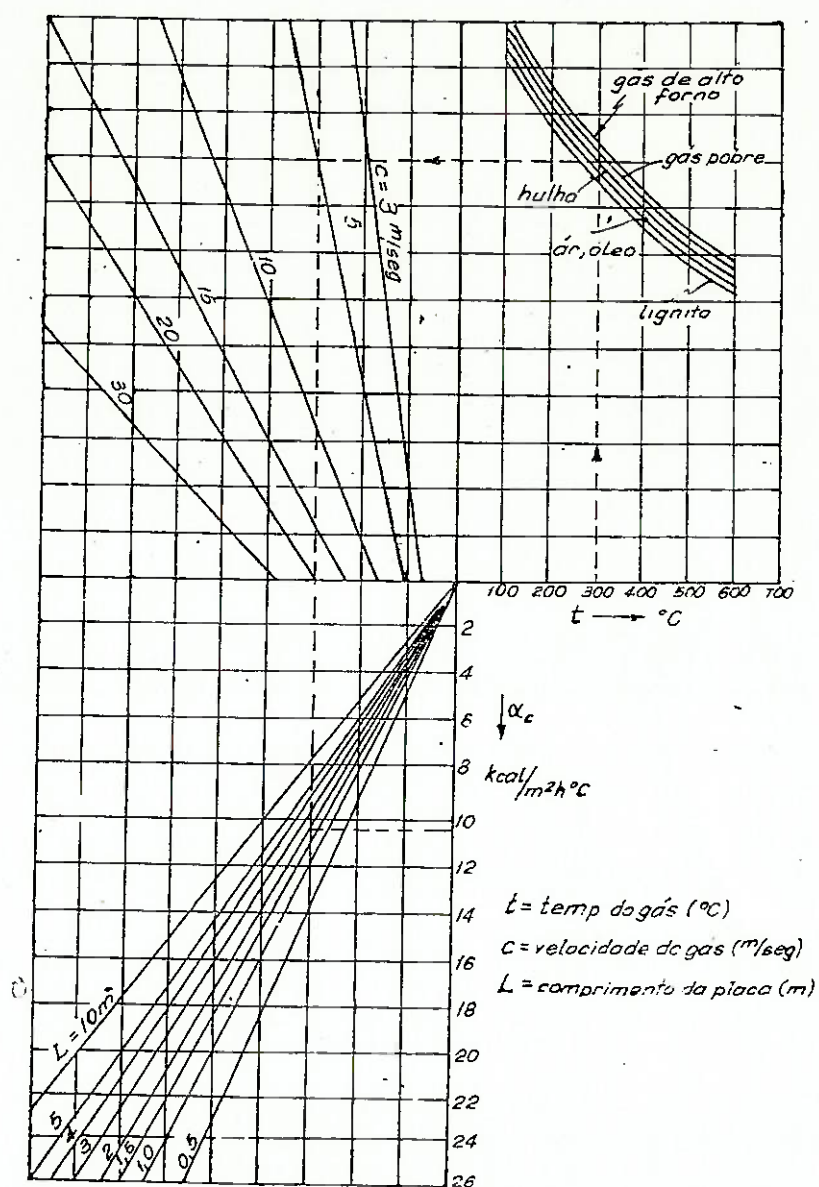
$$n = \frac{350}{1,54} = 227,2$$

Portanto $n = 228$ placas.

Assim sendo, o número de canais de escoamento é 229, sendo 115 canais de ar e 114 canais de gases.

FIGURA 3.7

Coeficiente de película α_c ao longo de placas



3.9 TIRAGEM

3.9.1 GENERALIDADES

Assim como todo escoamento, o movimento dos gases de combustão nos geradores de vapor se dá à custa de uma perda de carga de vida às resistências hidráulicas.

A compensação dessa perda de carga pode ser feita por meio de uma sobrepressão a montante ou uma depressão a jusante do fluxo, sendo esta a solução mais comum.

Neste caso, para levar novamente os gases do fim do percurso dentro do gerador de vapor à pressão do ar externo, usa-se o processo de tiragem mecânica por ventilador ou tiragem natural com chaminé. É o valor de perda de carga total do escoamento do fluido dentro do gerador que decide quais dos processos se deve aplicar.

É interessante colocar que os cálculos do gerador foram feitos buscando-se obter condições de se fazer tiragem natural, mas só com o cálculo das perdas é que será possível decidir pelo tipo de tiragem a ser utilizada.

As perdas referentes ao escoamento do fluido entre um aparelho e outro não serão calculadas. Apenas serão levantadas as perdas impostas ao fluido pelo escoamento deste na caldeira, economizador, aquecedor e chaminé. O valor obtido será posterior

mente acrescido de 30% para compensar aquelas perdas não computadas. Os âbacos que serão utilizados nos cálculos das perdas de carga são de autoria de Erythropel de acordo com pesquisas e estudos feitos por Huge, Pierson e Grimison, e foram obtidos do livro do prof. Ravaglia (ver bibliografia)

3.9.2 PERDA DE CARGA NO FEIXE DA CALDEIRA

De acordo com o arranjo físico da caldeira (item 3.6.1) tem-se perda de carga pelo escoamento ortogonal do fluido em feixes de tubos em quicôncio

A figura 3.8 apresenta um âbaco que permite obter a perda de carga desse escoamento em função de:

a) Temperatura de referência

$$t_{ref} = t_p + 0,8 \cdot \overline{\Delta t}$$

onde: - t_p = temperatura de parede do tubo

$$t_p = t_{\text{vapor saturado}} + 10^\circ\text{C}$$

$$t_{\text{vapor saturado}} = 181^\circ\text{C} \quad (\text{item 3.2})$$

$$t_p = 181 + 10 = 191^\circ\text{C}$$

- $\overline{\Delta T}$ = média logarítmica das diferenças de temperaturas; para a caldeira é:

$$\overline{\Delta T} = 477^\circ\text{C} \quad (\text{item 3.6.3})$$

$$t_{ref} = 191 + 477 \quad \rightarrow \quad t_{ref} = 668^\circ\text{C}$$

b) Velocidade dos gases em m/s

Para a caldeira tem-se $C = 24 \text{ m/s}$ (item 3.6.2)

c) Diâmetro dos tubos em mm

Do arranjo físico da caldeira $d = 70 \text{ mm}$ (item 3.6.1)

d) Relação de passo longitudinal (σ_1) e transversal (σ_2)

Do arranjo físico e da figura 3.8 tem-se:

$$t_1 = 80 \text{ mm} \quad (\text{ver arranjo físico})$$

$$t_2 = 70 \text{ mm} \quad (\text{ver arranjo físico})$$

Portanto:

$$\sigma_1 = \frac{t_1}{d} = \frac{80}{70} = 1,14$$

$$\sigma_2 = \frac{t_2}{d} = \frac{70}{70} = 1,0$$

Do âbaco tem-se a perda de carga por fila de tubos da caldeira igual a 3 mm de H_2O . Como feixe tem 5 fileiras de tubos (ver i tem 3.6.3) e tem-se do âbaco o fator corretivo 1,06:

Perda de carga na caldeira = 16,0 mm H_2O

3.9.3 PERDA DE CARGA NO ECONOMIZADOR

Pelo arranjo físico do economizador (item 3.7.1) observa-se ' condições de escoamento semelhantes às do item anterior. Por tanto o mesmo esquema de cálculo será utilizado aqui.

a) Temperatura de referência

$$t_{\text{ref}} = t_p + 0,8 \cdot \overline{\Delta T}$$

onde: - $t_p = t_{\text{média da água}} + 8$

$$t_{\text{média da água}} = (t_{a1} + t_{a2}) / 2$$

$$t_{a1} = 20^\circ\text{C} \quad (\text{item 3.2})$$

$$t_{a2} = 80^\circ\text{C} \quad (\text{item 3.2})$$

$$t_m = (20 + 80) / 2 = 50^\circ\text{C}$$

$$- \overline{\Delta T} = 387^\circ\text{C} \quad (\text{item 3.7.3})$$

$$t_{\text{ref}} = 367^\circ\text{C}$$

b) Velocidade dos gases em m/s

No economizador tem-se $c = 4,6 \text{ m/s}$

c) Diâmetro dos tubos

Do arranjo físico do economizador $d = 80 \text{ mm}$ (item 3.7.1)

$$d) \sigma_1 - e - \sigma_2$$

Do arranjo físico tem-se:

$$t_1 = 85,5 \text{ mm}$$

$$t_2 = 74 \text{ mm}$$

Portanto:

$$\sigma_1 = \frac{t_1}{d} = \frac{85,5}{80} = 1,06$$

$$\sigma_2 = \frac{t_2}{d} = \frac{74,0}{80} = 0,92$$

Assim sendo, do âbaco obtém-se a perda de carga por fila de tubos do economizador: $0,3 \text{ mm H}_2\text{O}$. Segundo o arranjo físico do economizador (item 3.7.3), este possui 16 fileiras de tubos, logo a perda total do trocador será:

Perda no economizador: $4,8 \text{ mm H}_2\text{O}$

3.9.4 PERDA DE CARGA NO AQUECEDOR DE AR DO LADO DOS GASES

Segundo o arranjo físico do trocador de calor (item 3.8.1), os gases circulam entre placas. A figura 3.9 apresenta um âbaco que permite obter a perda de carga desse escoamento em função de:

a) Velocidade dos gases

$$C_g = 6 \text{ m/s} \quad (\text{item 3.8.2})$$

b) Temperatura dos gases

$$T = 309^{\circ}\text{C} \quad (\text{item 3.8.2})$$

c) Distância entre placas

Segundo o arranjo físico $p_g = 17,6 \text{ mm}$ (item 3.8.1)

Do âbaco tem-se a perda de carga por atrito por metro de placa em mm de H_2O , ou seja $2,5 \text{ mm H}_2\text{O}$. Como o comprimento da placa' no sentido do escoamento é $2,2 \text{ m}$ (item 3.8.1) tem-se:

Perda de carga no aquecedor no lado dos gases: $5,5 \text{ mm H}_2\text{O}$

3.9.5 PERDA DE CARGA NO AQUECEDOR DE AR NO LADO DO AR

Segundo o arranjo físico tem-se situação semelhante à anterior, ou seja, o ar circula entre as placas. Para utilizar a figura' 3.8 precisa-se:

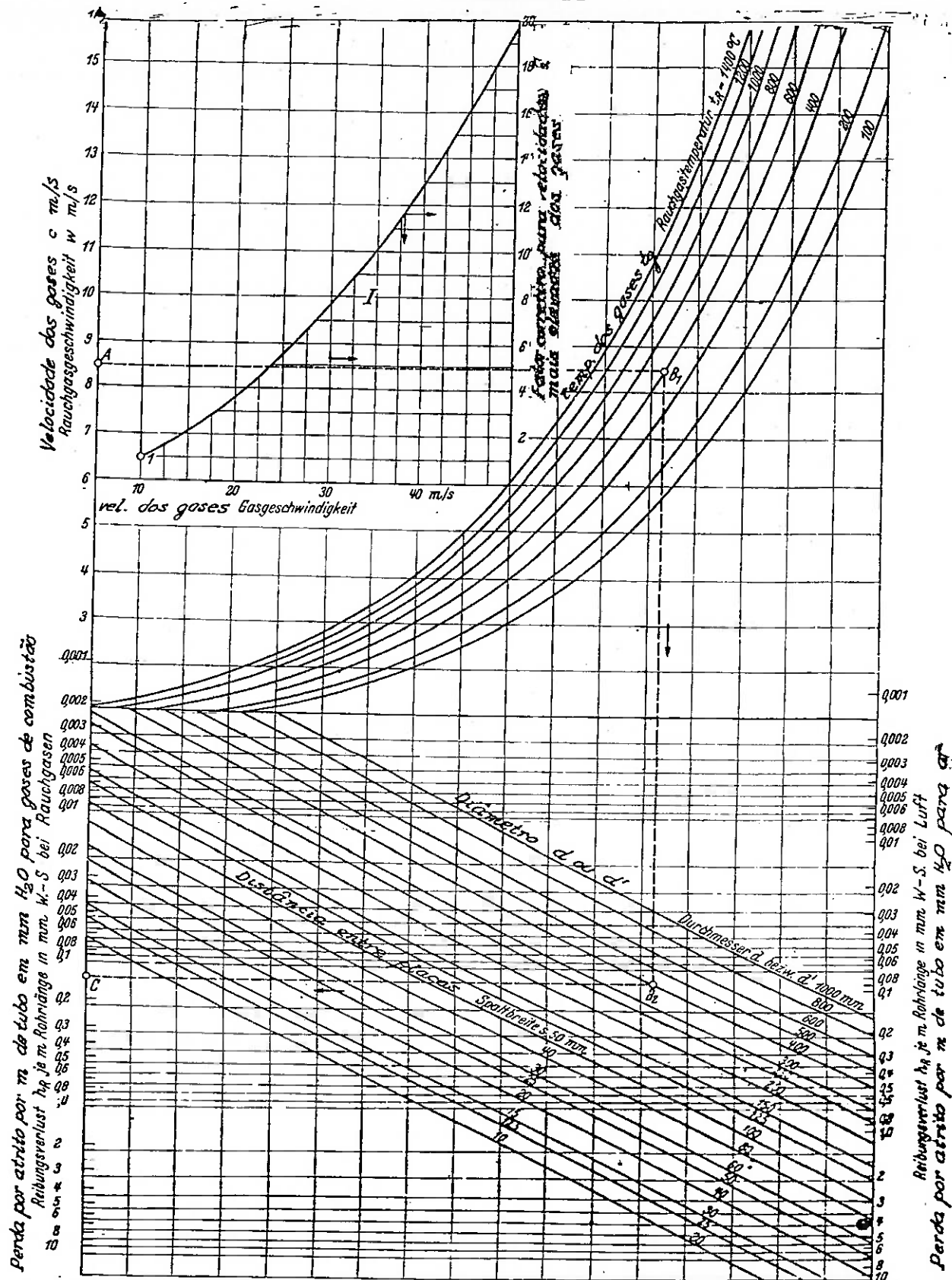
a) Velocidade do ar

$$C_{\text{ar}} = 4 \text{ m/s} \quad (\text{item 3.8.2})$$

b) Temperatura do ar

$$T = 77^{\circ}\text{C} \quad (\text{item 3.8.2})$$

FIGURA 3.9



Perdas por atrito por m de tubo ou de comprimento de tubo em mm de coluna de água a 160 mm Hg. Fluxo de dentro e fora de tubos ou placas paralelamente ao seu eixo em função da velocidade dos gases, temperatura dos mesmos e diâmetro do tubo ou diâmetro hidráulico ou ainda da distância entre placas s .

c) Distância entre as placas

$$P_{ar} = 4,7 \text{ mm} \quad (\text{item 3.8.1})$$

Obtêm-se 4 mm H_2O como perda por atrito por metro de placa. Pelo arranjo físico tem-se 0,693 m de placa do lado do ar, logo:

Perda de carga no aquecedor no lado do ar: 2,8 mm H_2O

3.9.6 PERDA DE CARGA NOS DUTOS DE LIGAÇÃO DOS APARELHOS

Como foi colocado no item 3.9.1, esta perda será tomada como sendo 30% das perdas já calculadas. Portanto:

Perda de carga nos dutos: 8,7 mm H_2O

3.9.7 PERDA DE CARGA NA CHAMINÉ

A figura 3.10 permite obter a perda de carga imposta pela chaminé se caso esta for utilizada. Para tanto há necessidade dos seguintes itens:

a) Poder calorífico do combustível

$$PCI = 3500 \text{ kcal/kg} \quad (\text{item 3.2})$$

b) Teor de CO₂ nos gases de combustão

$$(CO_2) = 16\% \quad (\text{item 3.3.9})$$

c) Temperatura média dos gases na chaminé

$$t_m = \frac{T_4 + T_{ar}}{2}$$

onde: - T_4 = temperatura na base da chaminé

$$T_4 = 200^\circ C \quad (\text{item 3.5.3})$$

- T_{ar} = temperatura do ar ambiente

$$T_{ar} = 25^\circ C \quad (\text{item 3.2})$$

$$t_m = \frac{200 + 25}{2} = 112,5^\circ C$$

d) Temperatura do ar externo

$$T_{ar} = 25^\circ C \quad (\text{item 3.2})$$

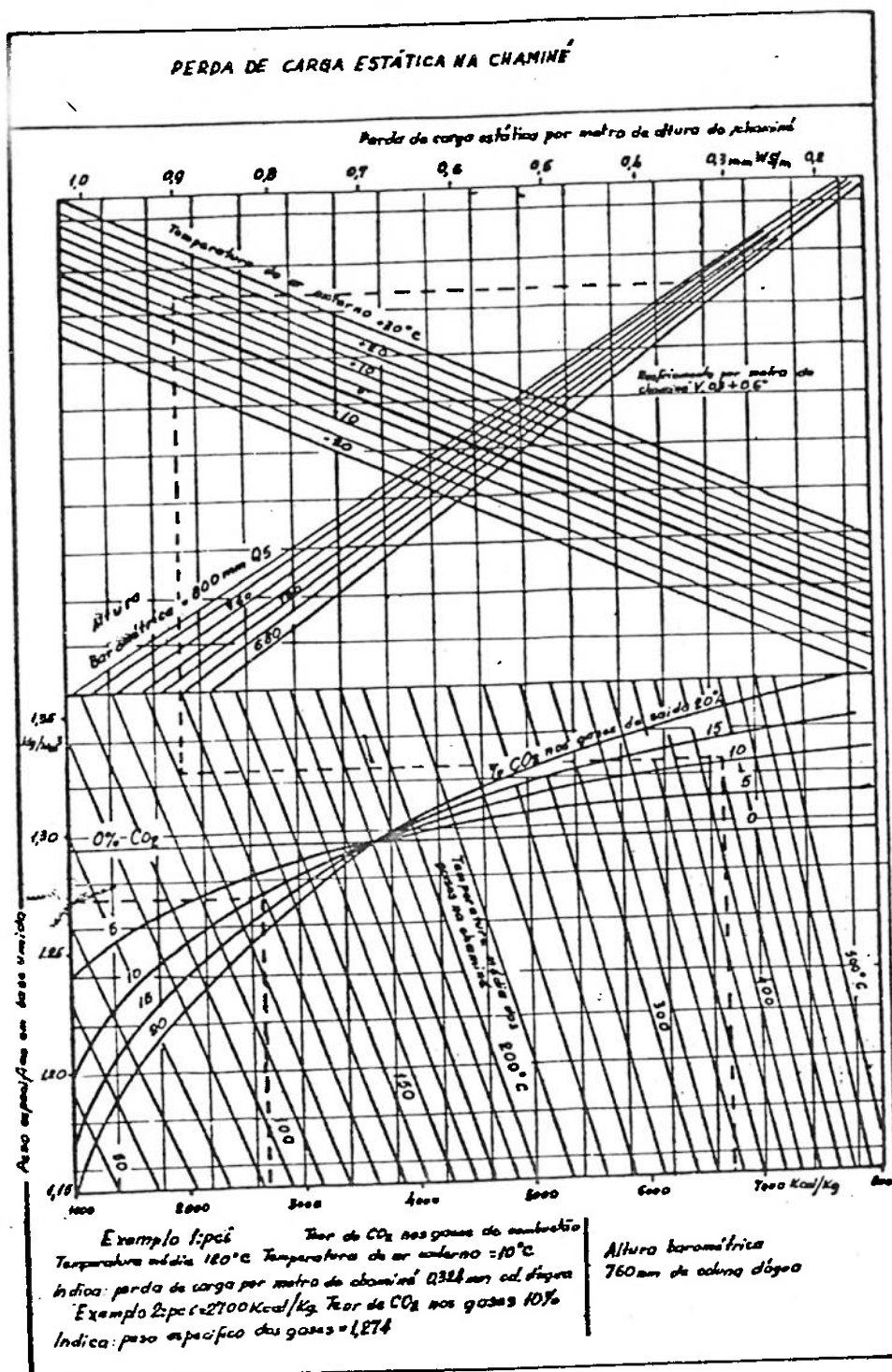
e) Pressão barométrica do local

Supondo uma altitude média de 200 m tem-se com base em ta
bela do livro do prof. Hildo Pera:

$$P_{bar} = 741 \text{ mm H}_2\text{O}$$

Assim sendo, do âbaco da figura 3.10obtem-se 0,27 mm H₂O de ' perda de carga por metro de altura da chaminé.

FIGURA 3.10



3.9.8 ESTUDO DO PROCESSO DE TIRAGEM

Com os itens anteriores tem-se a possibilidade de se obter o valor da perda de carga total do gerador de vapor. Esse valor é:

$$\text{Perda de carga} = 38 \text{ mm H}_2\text{O} + 0,27 \cdot h$$

onde h = altura da chaminé

Como medida de segurança aconselha-se a aumentar este valor de 25% para compensar resistências outras que aparecem com o funcionamento do gerador. Assim sendo, a perda fica:

$$\text{Perda de carga} = 47,5 \text{ mm H}_2\text{O} + 0,34 \cdot h$$

Caldeiras com perda total não superior a 55 mm H₂O ainda admitem tiragem natural com o emprego de chaminé. Portanto é interessante estudar esta possibilidade. O ábaco apresentado na figura 3.11 possibilita obter a altura de chaminé para se conseguir uma determinada tiragem estática do gerador de vapor. Para tanto necessitamos de:

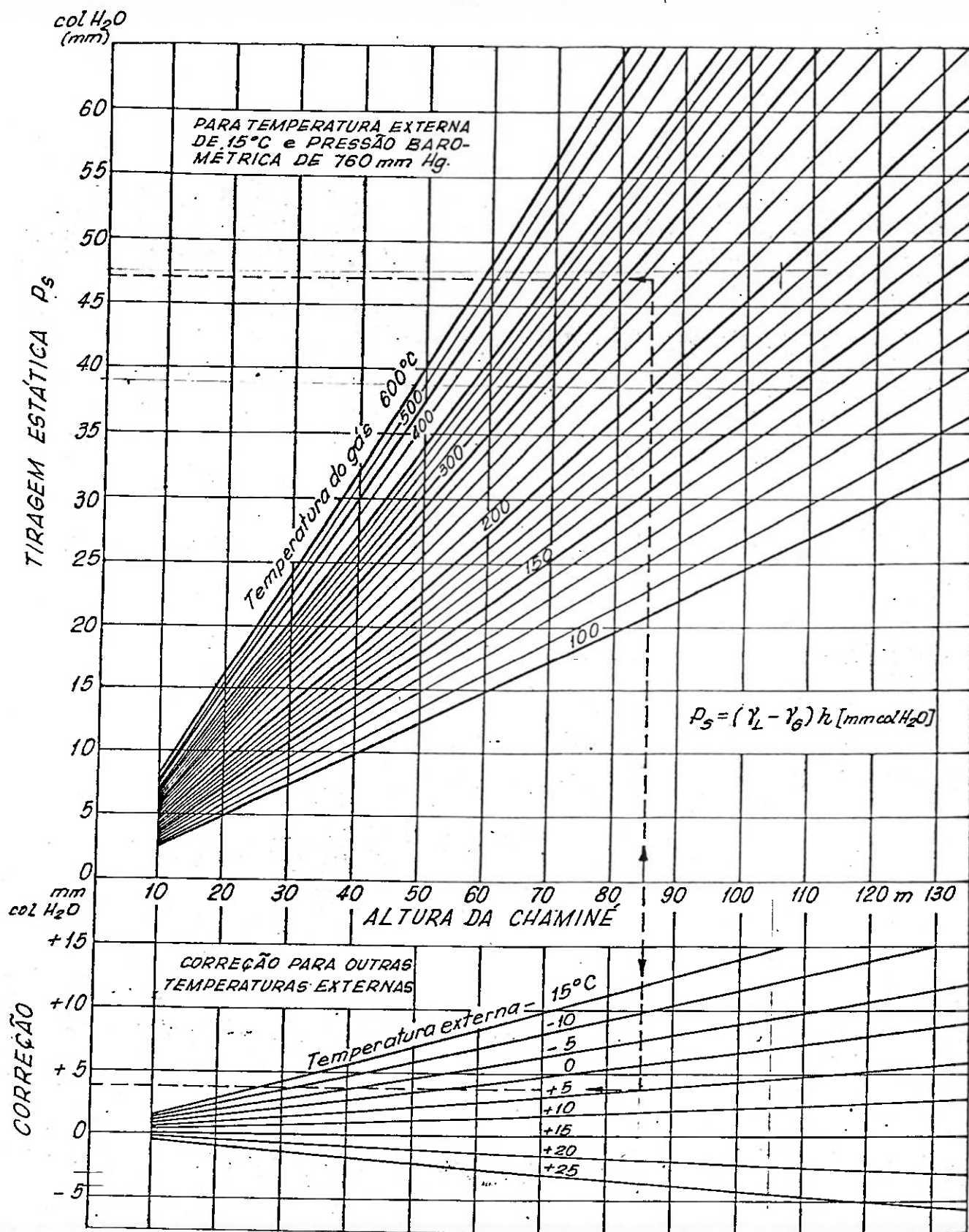
a) Temperatura do gás na base da chaminé

$$T_4 = 200^\circ\text{C} \quad (\text{item 3.5.3})$$

b) Temperatura externa

$$T_{ar} = 25^\circ\text{C} \quad (\text{item 3.2})$$

FIGURA 3.11



EXEMPLO: ALTURA DA CHAMINÉ h 85 m
 TEMPERATURA DO GÁS 270°C
 TEMPERATURA EXTERNA 5°C
 TIRAGEM ESTÁTICA $47,2 + 3,7 = 50,9$ mm de H_2O

c) Tiragem estática

Supor perda = 47,5 mm H₂O e após obter a altura verificar com a perda na chaminé. Nesse caso para uma chaminé de 105 m de altura implicaria numa perda de carga total de 83,20 mm H₂O. Portanto não seria possível o uso de chaminé.

Portanto a tiragem mecânica faz-se necessária. Isso permitiria elevar a velocidade dos fluidos a fim de obter melhores trocas de calor nos trocadores.

A fim de se obter uma concepção mais simples e clássica de tiragem, utiliza-se apenas um ventilador. A potência desse ventilador se estabelece pela seguinte expressão:

$$N = \frac{V_g \cdot \gamma \cdot P}{75 \eta}$$

onde: - V_g = descarga de gases (m³/s)

$$V_g = \frac{T_4 \cdot V_g^r}{T_0}$$

$$T_4 = 200^\circ\text{C} \quad (473^\circ\text{K}) \quad (\text{item 3.5.3})$$

$$V_g^r = 14847 \text{ Nm}^3/\text{h} \quad (\text{item 3.4.4/c})$$

$$T_0 = 273^\circ\text{K}$$

$$V_g = \frac{473 \cdot 14847}{273} = 25724 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_g = 7,14 \text{ m}^3/\text{s}$$

CAPITULO 4

Balanço de
massa e
energia da
usina

CAPÍTULO 4

4.1 BALANÇO DE ENERGIA DA USINA SILVOQUÍMICA

4.1.1 Balanço energético da unidade carvoejamento

O consumo de energia do forno, pelos maçaricos, pode ser estimado pelo seguinte balanço:

	Qtde (kg)	Calor esp. (kcal /kg)	Calor lat. (kcal/kg)	Calor exot. (kcal/ kg)	Δt (°C)	Calor req. (kcal) ..
Madeira seca	121.212	0,60			400	29.090.880
Água externa	51.948	1,00			70	3.636.360
Vaporização água externa	51.948		540			28.051.920
Vapor água externa	51.948	0,40			330	6.857.136
Metal da retorta	67.200	0,12			400	3.225.600
Vapor. dos líquidos piro.	23.203		100			2.320.300
Vapor. da água de constituição	33.939		540			18.327.060
Calor exotérmico	121.212			250		(-) 30.303.000

- P = perda de carga total

$P = 55 \text{ mm H}_2\text{O}$ (assume-se um valor maior a fim de assegurar novas perdas.

- η = eficiência do ventilador; devido ao fato da ' máquina trabalhar sempre com gases de combustão e alta temperatura, a eficiência da mesma tende a diminuir com o tempo de funcionamento Por segurança adota-se:

$$\eta = 60\%$$

- γ = peso específico do gás (kgf/m^3)

$$\gamma_{\text{normal}} = L_g / V_g$$

L_g = peso dos gases queimados

$$L_g = 7,79 \text{ kg gas/ kg comb (item 3.3.5)}$$

V_g = volume dos gases queimados

$$V_g = 6,06 \text{ Nm}^3/\text{kg comb (item 3.3.4)}$$

$$\gamma_{\text{normal}} = 7,79/6,06 = 1,28 \text{ kgf/Nm}^3$$

$$\text{mas } \gamma = \frac{P}{RT} \quad (\text{gás perfeito})$$

$$\gamma \cdot T = \text{cte.}$$

$$\gamma_{\text{normal}} \cdot T_0 = \gamma \cdot T_4$$

$$\gamma = \frac{\gamma_{\text{normal}} \cdot T_0}{T} = \frac{1,28 \cdot 273}{473}$$

$$= 0,73 \text{ kgf/m}^3$$

$$N = \frac{7,14 \cdot 0,73 \cdot 55}{75 \cdot 0,60}$$

$$N = 6,4 \text{ CV}$$

$$\begin{aligned}
 - \text{Calor consumido} &= \text{calor req.} - \text{calor exot.} \\
 &= 91.509.256 - 30.303.000 \\
 &= 61.206.256 \text{ Kcal/dia}
 \end{aligned}$$

$$\text{Calor consumido} = 61.206.256 \text{ Kcal/dia}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Perda de calor 45\%} &= \frac{27.542.816}{88.749.072} \text{ Kcal/dia} \\
 &= 88.749.072 \text{ Kcal/dia}
 \end{aligned}$$

Podemos aproximar o consumo de gás do forno por dia em:

$\text{Gás consumido} = 90 \text{ Gcal/ dia}$

O que equivale a $90 \text{ m}^3_{\text{st}}/\text{dia}$ quando produzimos por intermédio de gaseificadores.

4.1.2 Consumo de lenha do gaseificador para o forno

Pelo balanço de energia, os maçaricos necessitarão de 90 Gcal/dia para o processo de carvoejamento.

Como os gaseificadores requerem $1 \text{ m}^3_{\text{st}}$ de lenha com 25% - 30% de umidade para produzir 1 Gcal, podemos estimar o consumo de lenha pelo forno, da seguinte forma:

1 Gcal	-	$1 \text{ m}^3_{\text{st}}$
90 Gcal	-	consumo em esteres

Então,

Consumo = $90 \text{ m}^3 \text{st/ dia}$
Consumo = $49.500 \text{ kg de lenha/dia}$

ou

4.1.3 Consumo de lenha da caldeira

A necessidade da Unidade Química de energia está calculada em

$$W = 222.697 \text{ kg de vapor/dia}$$

$$\text{ou } W = 9.279 \text{ kg de vapor/hora}$$

Pelos dados da caldeira, temos:

$$10.000 \text{ kg de vapor} - 2.450 \text{ kg de lenha}$$

$$(\text{PCI} = 3.500 \text{ kcal/kg})$$

$$\text{Então: Consumo de lenha} = \frac{222.697 \times 2.450}{10.000}$$

$$\text{Consumo de lenha} = 54.560 \text{ kg/dia}$$

Mas, as retortas produzirão $88.749.072 \text{ kcal/dia}$; subtraindo as perdas poderemos considerar uma produção de $75.000.000 \text{ kcal/dia}$ (75 Gcal/dia)

$$\text{Calor obtido da lenha} = 3.500 \times 54.560 - 75.000.000$$

$$\text{Calor obtido da lenha} = 115.960.000 \text{ kcal/dia}$$

$$\text{ou consumo de lenha} = 33.131 \text{ kg/dia de lenha em esteres} = 60 \text{ m}^3 \text{st/dia}$$

O rendimento do gasogênio é dado por:

1m^3 st de lenha produz 1 Gcal de energia, então:

Para produzir 23.091.840 Kcal, necessitaremos de aproximadamente 23m^3 st de lenha.

Para maior segurança, podemos elevar para:

Quantidade de lenha = 28m^3 st/dia = 15.400 kg/dia

Nota: esta energia pode ser produzida pelo próprio conjunto de gasogênio dos fornos, pois:

$$E_{\text{tot}} = E_{\text{forno}} + E_{\text{mot}}$$

$$E_{\text{tot}} = 88.749.072 + 23.091.840$$

$$E_{\text{tot}} = 111.840.912 \text{ Kcal/dia}$$

$$\text{ou } E_{\text{tot}} = 4,7 \text{ Gcal/hora.}$$

Como os gasogênios possuem uma capacidade nominal de 5 Gcal/L, e nunca os motores estarão funcionando com a máxima capacidade, teóricamente teremos o seguinte excedente:

$$\% \text{ exc} = \frac{5,0 - 4,7}{4,7} \cdot 100$$

$\% \text{ exc} = 6,5\%$

Como margem de segurança, podemos arredondar para:

$\text{Lenha em esteres} = 70\text{m}^3\text{st/dia}$

4.1.4 Consumo de lenha pelos motores a gasogênio

Os motores a gasogênio seguem a lista:

02 ventiladores para tiragem	=	2 x 20 = 40
02 ventiladores para ar (oxigênio) ...	=	2 x 20 = 40
02 ventiladores para vapor pirolenhoso	=	2 x 50 = 100
01 bomba d'água	=	20
01 motor para teleférico	=	50
01 motor para guincho	=	50
02 motores para vagonetes	=	2 x 20 = 40
06 motores para alternadores	=	6 x 70 = 420
Total	=	760cv

Isto é, a potência requerida pelos motores a gasogênio é de 760 cv. Como os motores a gasogênio exigem o dobro em potência gaseificada, temos:

$$E = 2 \times 760 = 1520 \text{ cv}$$

$$E = 962.160 \text{ kcal/h}$$

$$E = 23.091.840 \text{ kcal/dia}$$

4.2 BALANÇO DE MASSA DA USINA SILVOQUÍMICA

Produção de 40 ton. de carvão vegetal

A partir dos dados básicos teremos:

Consumo de lenha	173, 160 ton. = 307 estere
Produção de líquido pirolenhoso e alcatrão	109,090 ton
Alcatrão vegetal	12,120 ton
Líquido pirolenhoso c/ alcatrão solúvel	100,606 ton

Os líquidos processados resultam nos seguintes produtos listados:

Ácido acético	4,156 ton
Metanol	1,731 ton
Alcatrão combustível.....	9,697 ton
Óleo de creosoto	2,424 ton

4.2.1 FLUXO MATERIAL (diário)

MATERIAL BÁSICO (KG)	PRODUTOS (KG)
173.160 - Lenha para processo (4.1.1)	40.000 - Carvão vegetal
49.500 - Lenha para gaseificador (4.1.2)	9.697 - Alcatrão
54.662 - Lenha para caldeira (4.1.3)	2.424 - Óleo de creosoto
15.400 - Lenha para motores (4.1.4)	4.156 - Ácido acético
	1.731 - Metanol

CAPITULO 5

Notas

4.2.2 EXTRAÇÃO DE LENHA DA FLORESTA HOMOGÊNEA DE EUCALIPTO

Fase de desmatamento

Dados básicos

Quantidade de lenha consumida pela Usina Silvoquímica por dia:

- Forno de Carvoejamento 307 esterres / dia
(vide Cap. XXVI)
- Gasogênio do forno de Carvoejamento 90 esterres / dia
(vide Cap. XXVII.2)
- Gasogênio dos Motores 28 esterres / dia
(vide Cap. XXVII.4)
- Unidade Química - Caldeira 70 esterres / dia
(vide Cap. XXVII.3)
- Total 495 esterres / dia

Adotaremos o valor de 500 esterres / dia.

NA GERAÇÃO DE INSUMOS QUÍMICOS.



LEGENDA

NOTA. 1

NOTA 2DADOS BÁSICOS ADOTADOS1 Poder calorífico dos gases não condensáveis

a) Fonte: PRIMEIRA JORNADA TÉCNICA BRASIL-FRANÇA sobre o uso de Biomassa em Siderurgia (p. 7d) - novembro/1981

CO ₂		28
CO		22 - 24
CH ₄		6 - 10
H ₂		8 - 10
N ₂		qs
PCI kcal/m ³		1380 - 1840

Sugestão: Engenheiro OSCAR (do I.P.T.)

CO ₂	38,0
CO	22,0
H ₂	6,5
HIDROCARBONETOS	33,5

P.C. = 3.500 kcal/kg (para as nossas condições onde não há recirculação; portanto, a quantidade de N_2 é desprezível).

2. Propriedades termodinâmicas do alcatrão vegetal

Fonte: HERBERT MARTINI do CETEC - Madeira como fonte de energia.

Publicação: Uso da madeira para fins energéticos
- CETEC/1980, páginas 20 e 21.

- Alcatrão solúvel	3%
- Alcatrão insolúvel	<u>7%</u>
	10%

Poder Calorífico: 6.500 kcal/kg

b) Fonte: INSTITUTO DE PESQUISAS TECNOLÓGICAS (I.P.T.)

- Calor Latente	230 kcal/kg
- Calor Específico	0,23 - 0,25 kcal/kg°C

3 Lenha Gaseificada - Poder Calorífico

Fonte: SEGECAL LTDA. - Sumaré - Produtor de gaseificadores de lenha.

$$\frac{\text{Produção kcal / h } 500.000}{\text{Consumo / h da lenha 25\% umidade kg } 120} = 4.166,7 \text{ kcal/ kg lenha}$$

Pois que:

$$1 \text{ estere 25\% umidade} = \frac{\text{kg estere lenha seca } 386 \text{ kg}}{0,75} = 51,5 \text{ kg}$$

$$\text{Lenha 25\% umidade } \frac{120 \text{ kg}}{515 \text{ kg}} = 0,233 \text{ estere lenha 25\% umidade}$$

$$\text{Temos: } \frac{\text{Produção kcal / h } 500.000}{\text{Consumo / h estere } 0,233} = 2.146.000 \text{ kcal/ estere}$$

4 Calor Exotérmico

Fonte: -Publicação do forno LAMBIOTTE, Ed. Portuguesa, página' 46.

-Ver também: Metalurgia - ABM, vol. 33, nº 239, out./77

- 250 kcal / kg de lenha seca.

5 Poder Calorífico do Gás de Gasogênio

Fonte: SEGECAL

- 1.263 kcal / kg

6 Estere - Peso e Volume

Fonte: PRIMEIRA JORNADA TÉCNICA BRASIL-FRANÇA sobre uso da Biomassa em Siderurgia.

JOAQUIM BURREL JUVILLAR da Belga Mineira: A carbonização descontínua da madeira em forno de alvenaria - página 10.

Estere da lenha seca (eucalipto) = 386 kg

Fonte: Entrevista com técnicos da Acesita:

Lenha m^3 1 = 1,5 estere lenha

Lenha m^3 0,66 = 1 estere lenha

Portanto: $386 \text{ kg} \times 1,5 = 580 \text{ kgs}/m^3$ = peso específico do eucalipto.

7 Carvão - Peso Específico - Composição Química

Fonte: JOAQUIM BURREL JUVILLAR - Tecnologia de Transformação da Madeira em Carvão - Publicação: Uso da madeira para fins energéticos: 1980 - página 71 - Nossa biblioteca: 006.

Carvão vegetal seco : m^3 = 240 kgs

Carvão vegetal seco : m^3 4,3 = 1.000 kgs

Composição química (base seca) no Estado de Minas Gerais:

- Cinza	:	5%
- Mats. Voláteis	:	25%
- Carbono Fixo	:	70%

8 A composição da lenha adotada, obtida de referências experimentais é:

- Carvão vegetal seco		23,1
- Ácido acético		2,4
- Metanol		1,0
- Água de constituição		19,6
- Água externa		30,0
- Gases não condensáveis		13,9
- Alcatrão solúvel		2,1
- Alcatrão insolúvel		4,9
- Vários		<u>3,0</u>
		100

BIBLIOGRAFIA

- (1) RAVÁGLIO, Ennio Projeto de um gerador de vapor d'água. São Paulo, DLP do Grêmio Politécnico, 1968.
- (2) PERA, Hildo Geradores de vapor d'água. São Paulo, DLP do Grêmio Politécnico, 1968.
- (3) SILVA, Remi B. Geradores de vapor de água. São Paulo, DLP do Grêmio Politécnico, 1957.
- (4) SILVA, Remi B. Manual de termodinâmica e transmissão de calor. São Paulo, DLP do Grêmio Politécnico, 1979.
- (5) WYLEN, Gordon Van & SONNTAG, Richard Fundamentos da termodinâmica clássica. São Paulo, Editora Edgard Blucher Ltda, 1978.
- (6) KREITH, Frank Princípios da transmissão de calor. São Paulo, Editora Edgard Blucher Ltda, 1977.
- (7) ASME Boiler Code. New York, American Society of Mechanical Engineers.
- (8) ABNT NB-55. São Paulo, Associação Brasileira de Normas Técnicas.
- (9) HUTTE Manual del ingeniero. Barcelona, Ed. Gustavo Gili S.A., 1956

CAPITULO 6

Desenhos