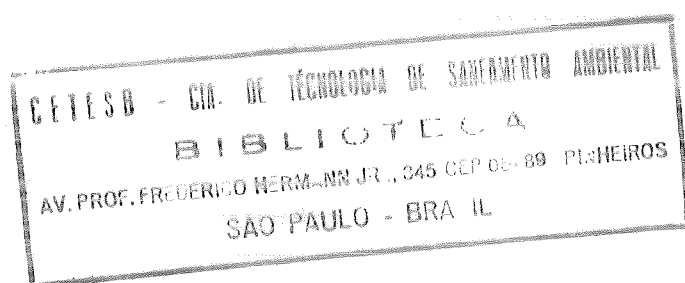


CETESB

COMPANHIA DE TECNOLOGIA DE SANEAMENTO AMBIENTAL



GUIA INDUSTRIAL

ZINCO

DIRETORIA

Rogê Ferreira
Diretor-Presidente

Anísio Ribeiro de Lima Filho
Diretor Administrativo

Antonio Sérgio Menon
Diretor Financeiro

Eduardo Cunha San-Martin
Diretor de Ação Regional

Ivan Carlos Maglio
Diretor de Planejamento Ambiental

Jorge Rafful Kanawaty
Diretor de Treinamento e Transferência de Tecnologia

Laura Maria Regina Tetti
Diretora de Educação Ambiental

Nelson Vieira de Vasconcelos
Diretor de Controle

Nivaldo José Chiossi
Diretor de Tecnologia e Qualidade Ambiental

Roque Monteleone Neto
Diretor de Pesquisa

GUIA INDUSTRIAL

Z I N C O

CETESB - CIA. DE TECNOLOGIA DE SANEAMENTO AMBIENTAL
BIBLIOTECA
AV. PROF. FREDERICO HERRMANN JR., 345 CEP 05489 - PINHEIROS
SAO PAULO - BRA IL

DIVISÃO DE PADRÕES DE EMISSÕES ATMOSFÉRICAS

GERÊNCIA DE EMISSÕES ATMOSFÉRICAS

SUEC/D TSA

CL	
AJ	22328
r	

B300
C338g (RCET)
022328

CETESB - CIA. DE. TECNOLOGIA E SANEAMENTO AMBIENTAL
BIBLIOTECAPREFÁCIO

O presente Guia constitui-se de um resumo de assuntos técnicos referentes à tecnologia de processos industriais e seus reflexos no meio ambiente. Baseia-se em recentes publicações que tratam dos aspectos teóricos de produção e em experiência adquirida na prática pelas equipes técnicas da CETESB.

São apresentados neste estudo, de forma sucinta e objetiva, todos os aspectos referentes à indústria em questão, tratando do posicionamento do setor industrial no contexto econômico atual, das características do processo utilizado, dos transtornos ao meio atmosférico e suas possíveis soluções específicas de ordem teórica e prática.

As informações aqui contidas serão úteis tanto àqueles que estejam se iniciando às técnicas industriais, sob a forma de material didático, quanto àqueles que atuam diretamente com os processos industriais e com os problemas de poluição, tendo neste um objeto de fácil consulta, que os informará de forma precisa e imediata, com a consequente diminuição de tempo gasto em pesquisa e análise de dados.

Este Guia será mantido em constante atualização pela renovação das informações contidas com o devido acompanhamento das inovações tecnológicas introduzidas nos processos citados e pelo desenvolvimento de controles de poluição mais aprimorados. Tal objetivo será atingido contando com a colaboração das indústrias e respectivos órgãos de classe, como também centros de estudos universitários.

Dezembro 1978
São Paulo

Divisão de Padrões de
Emissões Atmosféricas

ÍNDICE

I - ASPECTOS ECONÔMICOS DA INDÚSTRIA DE NÃO FERROSOS	I. 1
I.1. INTRODUÇÃO	I. 1
I.2. SETOR ALUMÍNIO	I. 2
I.2.1. INSUMOS BÁSICOS	I. 2
I.2.2. PRODUÇÃO	I. 4
I.2.3. CONSUMO E COMERCIALIZAÇÃO	I. 6
I.2.4. PERSPECTIVAS DO SETOR	I. 7
I.3. SETOR COBRE	I.10
I.3.1. INSUMOS BÁSICOS	I.10
I.3.2. OFERTA	I.11
I.3.3. DEMANDA	I.12
I.3.4. PERSPECTIVAS DO SETOR	I.13
I.4. OUTROS METAIS NÃO FERROSOS	I.15
I.4.1. ESTANHO	I.16
I.4.2. ZINCO	I.17
I.4.3. CHUMBO	I.20
I.4.4. NÍQUEL	I.22
II - PRODUÇÃO DE ZINCO	II. 1
II.1. ZINCO PRIMÁRIO	II. 1
II.1.1. MATÉRIAS PRIMAS	II. 1
II.1.1.1. Minérios	II. 1
II.1.1.2. Ácido Sulfúrico	II. 1
II.1.1.3. Energia Elétrica	II. 2
II.1.1.4. Carvão Vegetal	II. 2
II.1.1.5. Combustível	II. 2
II.1.2. LAVRA E BENEFICIAMENTO DO MINÉRIO	II. 2
II.1.2.1. Lavra	II. 2
II.1.2.2. Moagem	II. 2
II.1.2.3. Flotação	II. 3

II.1.3. DESCRIÇÃO DOS PROCESSOS	II. 3
II.1.3.1. Processo Hidrometalúrgico	II. 4
II.1.3.1.1. Lixiviação	II. 4
II.1.3.1.2. Purificação da Solução de Sulfato Neutra	II.10
II.1.3.1.3. Eletrólise da Solução de Sulfato de Zinco ..	II.16
II.1.3.2. Processos Pirometalúrgicos	II.35
II.1.3.2.1. Piroconcentração	II.35
II.1.3.2.2. Pirometalurgia Para Minérios Sulfetados	II.36
II.1.4. CONTAMINAÇÃO ATMOSFÉRICA PROVOCADA PELAS INDÚSTRIAS DE ZINCO PRIMÁRIO	II.41
II.1.4.1. Características das Emissões	II.41
II.1.4.1.1. Material Particulado .	II.41
II.1.4.1.2. Dióxido de Enxofre ...	II.41
II.1.5. CONTROLE DOS CONTAMINANTES ATMOSFÉRICOS	II.42
II.1.5.1. Material Particulado ...	II.42
II.1.5.2. Dióxido de Enxofre	II.43
II.2. ZINCO SECUNDÁRIO	II.44
II.2.1. MATÉRIAS PRIMAS	II.44
II.2.1.1. Sucata de Zinco	II.44
II.2.1.1.1. Sucata Metálica	II.44
II.2.1.1.2. Sucata Residual	II.45
II.2.1.2. Fluxos	II.46
II.2.1.3. Combustíveis	II.46

ANEXO I - EQUIPAMENTOS E FORNOS INDUSTRIAIS	1
1. USTULADOR DE FORNALHAS MÚLTIPLAS	1
2. MÁQUINA DE SINTERIZAÇÃO COM TIRAGEM DESCENDENTE "DWIGHT - LLOYD"	3
3. FORNO ROTATIVO WAELEZ	4
4. RETORTA ELETROTÉRMICA	6
5. ALTO FORNO ISF	9
6. FORNO CADINHO	11
6.1. FORNO BASCULANTE	11
6.2. FORNO ENTERRADO	11
6.3. FORNO ESTACIONÁRIO	11
7. FORNOS ELÉTRICOS	12
7.1. FORNOS ELÉTRICOS DE INDUÇÃO	12
8. FORNOS REVERBEROS	13
9. FORNO RETORTA DE DESTILAÇÃO	15
10. FORNO MUFLA	17

ANEXO II - EQUIPAMENTOS DE CONTROLE DE POLUENTES ...	1
1. COLETORES CENTRÍFUGOS SECOS - CICLONES	1
1.1. CARACTERÍSTICAS DOS CICLONES	1
1.2. TIPOS DE COLETORES CENTRÍFUGOS ..	2
1.2.1. DIMENSIONAMENTO DE CICLONES	5
1.3. ESTIMATIVA DA EFICIÊNCIA DE COLETA PARA CICLONES	6
1.4. CÁLCULO ESTIMATIVO DA PERDA DE CAR GA EM COLETORES CENTRÍFUGOS	7
1.5. CUSTO DE OPERAÇÃO PARA COLETORES CENTRÍFUGOS SECOS	9
REFERÊNCIAS E BIBLIOGRAFIA	10
2. LAVADOR	11
2.1. CLASSIFICAÇÃO DOS LAVADORES	11

2.2. EFICIÊNCIA DE COLETA	15
2.3. CUSTO DE OPERAÇÃO PARA LAVADORES	18
REFERÊNCIAS E BIBLIOGRAFIA	19
3. FILTROS DE TECIDO	20
3.1. MECANISMOS DE FILTRAÇÃO	20
3.2. VARIÁVEIS INTERVENIENTES NA EFICIÊNCIA DE FILTRAÇÃO	20
3.3. DIMENSIONAMENTO DE FILTROS	26
3.3.1. DIMENSÃO DAS MANGAS	26
3.4. CUSTO DE OPERAÇÃO	26
REFERÊNCIAS E BIBLIOGRAFIA	28
4. PRECIPITADORES ELETROSTÁTICOS	29
4.1. PRINCÍPIO DE FUNCIONAMENTO	29
4.2. CLASSIFICAÇÃO	29
4.3. CARACTERÍSTICAS DO MATERIAL A SER COLETADO	30
4.3.1. PARTÍCULAS DE BAIXA RESISTIVIDADE	30
4.3.2. PARTÍCULAS DE ALTA RESISTIVIDADE	30
4.3.3. PARTÍCULAS DE RESISTIVIDADE INTERMEDIÁRIA	30
4.3.4. CONDICIONAMENTO DAS PARTÍCULAS	33
4.3.5. INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA E UMIDADE NA RESISTIVIDADE ..	33
4.4. REMOÇÃO DO PÓ DOS ELETRODOS DE COLETA	33
4.5. EFICIÊNCIA DE COLETA	35
4.6. PERDA DE CARGA	35
4.7. SELEÇÃO PRÁTICA DE UM PRECIPITADOR	35
4.8. PROBLEMAS DE OPERAÇÃO	36
4.9. VANTAGENS E DESVANTAGENS	37
4.10 APLICAÇÕES	38
4.11 CUSTOS DE OPERAÇÃO	38
REFERÊNCIAS E BIBLIOGRAFIA	40

LISTA DE TABELAS

I.1. Produção de Não Ferrosos	I, 2
I.2.1.1. Quantidade de Insumos na Produção do Alumí nio Primário	I, 4
I.2.2.1. Evolução da Produção de Alumínio	I, 5
I.2.2.2. Evolução da Produção de Fundidos de Ligas de Alumínio	I, 6
I.2.3.3.1. Consumo Efetivo de Alumínio	I, 7
I.2.4.1. Projeção de Oferta e Demanda de Alumínio ..	I, 9
I.3.1.1. Estimativa das Reservas de Minério de Cobre 1977	I.11
I.3.2.1. Evolução da Produção de Fundidos de Ligas de Cobre	I.12
I.3.3.1. Importações de Cobre	I.13
I.3.4.1. Projeção de Oferta e Demanda de Cobre	I.15
I.4.1.1. Produção de Concentrado - Rondônia	I.16
I.4.1.2. Projeção da Oferta e Demanda de Estanho ...	I.17
I.4.2.1. Projeção de Oferta e Demanda de Zinco	I.19
I.4.2.2. Evolução da Produção de Fundidos de Ligas de Zinco	I.20
I.4.3.1. Projeção de Oferta e Demanda de Chumbo	I.22
I.4.4.1. Estimativa das Reservas de Minério de Ní quel - 1977	I.23
I.4.4.2. Projeção da Oferta e Demanda de Níquel	I.24
II.1. Características das Emissões	II.50

ANEXO II

1. Configurações Padronizadas de Ciclones	4
2. Unidades de Transferência em Lavadores e Eficiências de Coleta	16
3. Parâmetros de Correlação para Eficiência de Lavadores	17
4. Velocidades de Filtragem Recomendadas para Vários Tipos de Material Particulado e Métodos de Limpeza das Mangas	22
5. Propriedades dos Tecidos dos Filtros	24
6. Valores Típicos de Algumas Variáveis de Projeto Usadas na Prática Comercial de Precipitadores ..	37
7. Consumo Energético de Precipitadores Eletrostáticos como Função da Eficiência de Coleta e da Característica do Precipitador	39

ANEXO III

I. Prazos de Projeto, Fabricação e Instalação de Sistemas de Controle	14
II. Índices de Nacionalização	14

LISTA DE FIGURAS

ANEXO I

1. USTULADOR DE FORNALHAS MÚLTIPLAS	2
2. MÁQUINA DE SINTERIZAÇÃO	3
3. RETORTA ELETROTÉRMICA	8
4. ALTO FORNO ISF	10
5. CONDENSADOR	10
6. FORNO RETORTA DE DESTILAÇÃO	15
7. FORNO MUFLA	17

ANEXO II

1. Ciclone de Entrada Tangencial	3
2. Lavador Venturi com Eliminador de Gotas	12
3. Torre de Spray	13
4. Torre de Recheio	13
5. Precipitador Eletrostático de Eletrodos Tubulares	31
6. Precipitador Eletrostático de Placas Planas	32
7. Curva de Resistividade Superficial de Fumos de Chumbo	34

GRÁFICOS

ANEXO III

1. Variação do Custo de Aquisição - Ciclone	5
2. Variação do Custo de Aquisição - Lavador	6
3. Variação do Custo de Aquisição - Filtro de Tecidos	7
4. Variação do Custo Anualizado - Ciclone	10
5. Variação do Custo Anualizado - Lavador	11
6. Variação do Custo Anualizado - Filtro de Tecidos.	12

ANEXO III - CUSTOS DE CONTROLE	1
1. INTRODUÇÃO	1
2. EQUIPAMENTOS PARA CONTROLE DE PARTICU LADOS	1
3. CUSTOS DE EQUIPAMENTOS DE CONTROLE ..	3
4. CUSTO ANUALIZADO	8
5. CONSIDERAÇÕES GERAIS	13

REFERÊNCIAS E BIBLIOGRAFIA

CETESB - CIA. DE TECNOLOGIA E SANEAMENTO AMBIENTAL
BIBLIOTECA

CETESB - CIA DE TECNOLOGIA E SANEAMENTO AMBIENTAL, LTDA.
BIBLIOTECA

I - ASPECTOS ECONÔMICOS DA INDÚSTRIA
DE NÃO FERROSOS

I. ASPECTOS ECONÔMICOS DA INDÚSTRIA DE NÃO FERROSOS

I.1. INTRODUÇÃO

A utilização dos metais não ferrosos para ferramentas ou utensílios, é anterior à do ferro, estimando-se o manufaturamento destes metais por volta de 2000 AC.

No desenvolvimento histórico da utilização dos materiais, o cobre e o estanho surgiriam no período secundário, denominado Idade do Bronze, posterior apenas ao emprego da pedra ou ossos e madeira, atingindo certas partes da África e algumas regiões da América (Central e México).

O ferro que surge no terceiro período, por volta de 1000 AC, por razões econômicas (maior disponibilidade de minério) é até o presente o metal mais utilizado. Porém, as características físicas exigidas para alguma peça a ser produzida, tais como menor oxidação, maior resistência mecânica, determinam o uso de metais como o cobre, alumínio, estanho, etc.

No Brasil, a indústria metalúrgica surge em 1587, e o seu desenvolvimento efetivo ocorre apenas neste século, principalmente o ferro e sobretudo em São Paulo.

Devido a estreita relação existente entre a metalurgia e indústria mecânica, e esta praticamente não existindo no Brasil, justifica-se o baixo consumo de ferro e conseqüentemente o desestímulo a sua produção antes do atual século.

Até 1930 existiam poucas indústrias especializadas na produção de metais ou ligas não ferrosas, geralmente as fundições de ferro mantinham uma fundição de ligas de cobre ou alumínio.

Neste período existiam no Brasil sete fundições de ligas não ferrosas e os seus fornos eram cadinhos com 70 kg de capacidade.

A produção total de bronze, latão e ligas de alumínio era a constante na tabela I.1.

TABELA I.1. Produção de Não Ferrosos (t)

LOCAL	PERÍODOS		
	1928	1929	1930
São Paulo	1.159	1.202	1.120
Rio de Janeiro	1.253	1.176	1.035

Fonte.: SIDERURGIA - Araujo, L.A.

I.2. SETOR ALUMÍNIO

O alumínio é um metal abundante em todo o mundo e sua demanda tem aumentado devido ao comportamento de seu preço, decrescente no longo prazo, o que o torna vantajoso em relação a outros metais.

A indústria brasileira de alumínio apresentou um crescimento contínuo desde a sua implantação, embora os níveis atuais de produção não sejam, ainda, suficientes ao atendimento da demanda interna, suprimindo aproximadamente 65% do consumo aparente.

O consumo "per capita" de alumínio no Brasil, 2,3 kg/hab. em 1975, se o compararmos ao dos países mais desenvolvidos é relativamente baixo (EUA: 20,1 kg/hab) e grande parte desta demanda é servida por importações.

Em 1976 o volume de importações atingiu 93,5 mil tons, 84% das quais representadas por metal primário.

Porém, o Brasil possui condições favoráveis ao desenvolvimento da produção em função das reservas de minério existentes o que possibilitará a adequação do setor às necessidades crescentes do mercado.

I.2.1. INSUMOS BÁSICOS

O alumínio não é conhecido em seu estado natural, sendo produzido pela transformação de alguns minerais dos quais destacam-se a Bauxita (hidróxido de alumínio) e a Gipsita (uma variante do hidróxido de alumínio).

A Bauxita é encontrada em todos os continentes. O Brasil possui a terceira maior reserva deste minério, calculada em 5 bilhões de tons., sendo 98% deste volume localizado na região norte.

No Estado do Pará localizam-se as maiores

jazidas, 50% das reservas da região norte, e sua descoberta é relativamente recente.

Atualmente, apenas as reservas de Minas Gerais foram aproveitadas devido à sua localização próxima ao mercado consumidor e de outros insumos básicos como a energia elétrica.

A produção deste minério, apresentou uma taxa média anual de crescimento de 15,8%, durante o período de 1966/1975, registrando 969 mil tons. produzidas em 1975.

Através da purificação da bauxita é obtida a alumina, que juntamente com a energia elétrica são responsáveis por 60% dos custos da produção do alumínio.

O processo mais utilizado na obtenção da alumina é o Bayer, tendo como elemento básico a soda cáustica, cuja função consiste na dissolução da alumina contida na bauxita.

A soda cáustica depende da produção do cloro, ambos derivam da salmoura. Quando o consumo de cloro diminui a produção da soda decresce independente do comportamento do seu mercado consumidor, gerando muitas oscilações na oferta e preço deste insumo.

Em 1975 o consumo brasileiro de soda cáustica foi da ordem de 590 mil tons., enquanto que a produção interna atingiu 260 mil tons., ou seja 44% do consumo, em vista disso algumas empresas importaram a totalidade de soda necessária à sua produção de alumínio.

Uma estimativa das quantidades de insumos necessários à produção de alumínio primário para o ano de 1975 pode ser vista na tabela I.2.1.1.

Os fluoretos de alumínio e os fluoretos duplos de alumínio e soda (criolita) são denominados fundentes e ambos derivam da fluorita. Estes fundentes são utilizados no processo de redução de alumínio primário na proporção de 50 kg por t. de alumínio. Atualmente importados, espera-se que a curto prazo uma parcela destes insumos seja fornecida pelas reservas de Santa Catarina.

O ânodo dos fornos de redução de alumínio primário é constituído de coque de petróleo metalúrgico,

TABELA I.2.1.1. Quantidade de Insumos na Produção de Alumínio Primário.....

INSUMOS (mil t).....	QUANTIDADE
Produção de Alumínio Primário	135
Alumina	260,6
Coque de Petróleo	51,3
Piche	18,9
Criolita	2,0
Fluoreto de Alumínio	3,9
Fluorita	0,6
Energia (10^3 kWh).....	2065,5

Fonte.: Elaboração Hidroservice

os quais constituem a pasta SODERBERG, estimando-se em 13% a sua participação no custo do alumínio.

O consumo do coque é de 400 kg por tonelada de alumínio, e nesta relação a produção atual do coque no Brasil é suficiente para garantir o suprimento interno.

I.2.2. PRODUÇÃO

O total da produção mundial de alumínio primário elevou-se a 12038,6 mil t em 1975, contra 6305,4 mil t em 1965, praticamente dobrando nesta década.

O Brasil, com a produção de 125,2 mil t em 1975, participou com apenas 1% do total mundial, sendo o maior volume apresentado pelos Estados Unidos com 3518,3 mil t produzidas, cerca de 29% do montante mundial.

A tabela I.2.2.1., mostra a evolução da produção interna no período de 1966 a 1976, a qual apresenta um crescimento a uma taxa geométrica média anual em torno de 17%.

O alumínio primário representou a parcela predominante da produção no período, com uma média de 85% do total nos últimos períodos. O alumínio secundário considerado foi o metal oriundo da refusão de produtos acabados já usados, sucata e retalhos de processo após a fase de

TABELA I.2.2.1. Evolução da Produção de Alumínio

PERÍODOS	PRODUÇÃO (mil t)					
	PRIMÁRIA	%	SECUNDÁRIA	%	TOTAL	%
1966	32,9		4,1		37,0	
1967	38,1	15,8	3,7	9,8	41,8	13,0
1968	41,4	8,7	4,4	18,9	45,8	9,6
1969	42,9	3,6	6,5	47,7	49,4	7,9
1970	56,2	30,8	8,0	23,1	64,1	29,8
1971	80,7	43,7	10,5	31,3	91,1	42,1
1972	97,6	21,2	13,0	23,8	110,7	21,5
1973	111,7	14,3	18,5	42,3	130,2	17,6
1974	113,6	1,7	22,4	21,1	136,0	4,5
1975	121,3	6,8	20,6	8,0	141,9	4,3
1976	139,2	14,7	28,0	35,9	167,2	17,8

Fonte.: ABAL

transformação.

Apesar de possuir substanciais quantidades de minério, a produção brasileira ainda não satisfaz a demanda interna, devido ao baixo dimensionamento desse setor industrial, onde são necessários elevados investimentos na transformação do minério em alumina e posteriormente na produção do alumínio.

A produção de alumínio primário no Brasil está concentrada em 3 empresas, as quais possuem unidades produtoras nos estados de São Paulo, Minas Gerais e Bahia.

A produção de alumínio dirigiu-se principalmente a três grandes itens de transformados em 1976: chapas e lâminas 31%, extrudados 24% e cabos condutores 19%.

O setor de fundições, segundo estudo desenvolvido e divulgado pelos órgãos responsáveis pelo planejamento deste setor, apresentou evolução na produção de ligas de alumínio registrando um crescimento médio anual de 24% no período de 1972 a 1975.

Comparando-se às outras ligas não ferrosas, as peças fundidas de alumínio vem aumentando sua participação na produção total, em 1975 este metal representou 51%

TABELA I.2.2.2. Evolução da Produção de Fundidos de Ligas de Alumínio (unidade t).

LIGAS	PERÍODOS			
	1972	1973	1974	1975
A Alumínio	15660	19600	23730	29960
B Total Não Ferrosas	37930	46200	51850	59030
% (A/B)	41	42	46	51

Fonte.: TECNOMETAL

do volume produzido.

Mantendo uma certa constância no período assinalado, as peças mais produzidas em 1976 foram: peças para material de transporte, 63%, blocos e cabeçotes, 23%, peças para máquinas e aparelhos elétricos 6%, demais peças 8%.

Em termos de regionalização, a grande concentração das empresas de fundição de alumínio situa-se no Estado de São Paulo, retendo cerca de 94% do total produzido em 1973.

I.2.3. CONSUMO E COMERCIALIZAÇÃO

O consumo efetivo de alumínio não apresentou um crescimento significativo de 1975 a 1976, igual a 3%, quando esteve bem abaixo da média apresentada nos últimos 10 anos, por volta de 16%.

A parcela mais significativa da demanda de alumínio foi absorvida por quatro setores, construção civil 25,8%; indústria de eletricidade 21,8%; transportes 18,2%; bens de consumo e manufaturados 16,5%; perfazendo um total de 82,3%.

Quanto as fundições especificamente, o maior volume da demanda de peças de alumínio deveu-se ao setor de transportes com consumo aproximado de 70% em 1976.

A oferta, muito embora apresentasse um crescimento significativo nos últimos anos, ainda não é sufici

TABELA I.2.3.1. Consumo Efetivo de Alumínio(unidade mil t)

PERÍODOS	CONSUMO EFETIVO	VARIACÃO (%)
1966	69,4	
1967	69,6	0,3
1968	85,3	22,6
1969	97,4	14,2
1970	104,6	7,4
1971	127,4	21,8
1972	160,1	25,7
1973	187,8	17,3
1974	228,7	21,8
1975	251,2	9,8
1976	258,9	3,0

Fonte.: ABAL

ente para o suprimento interno, sendo grande parte das necessidades domésticas oriundas do mercado externo.

As importações em 1976 mantiveram-se em nível quase idêntico a 1975, em função das restrições impostas pelo governo, situando-se em 93,5 mil t, 1% a menos que o ano anterior.

O alumínio primário e suas ligas representaram a parcela predominante destas importações, um total de 84%.

Em ligas e lingotes 31% das importações foram fornecidas pela Alemanha Ocidental, quanto à sucata o maior volume foi fornecido pelos Estados Unidos, 78%.

Sendo a produção praticamente voltada para o mercado interno, são insignificantes as exportações, mantendo um volume quase constante nos últimos 3 anos, cerca de 1,8 mil toneladas. Estas exportações são compostas na maior parcela de produtos manufaturados.

I.2.4. PERSPECTIVA DO SETOR

Visando a ampliação da produção de alumínio no Brasil, aproveitando as condições favoráveis, tais como a abundância de bauxita e outros insumos, existem vários

projetos em estudo para a formação de complexos minero-metalúrgicos e previsões de expansões das indústrias existentes.

Além das condições citadas, quanto aos insumos, é previsto um crescimento acentuado no consumo interno, visto que alguns setores consumidores de alumínio deverão manter suas taxas de crescimento.

Os esforços atuais para a substituição do uso do cobre pelo alumínio em determinadas peças é outro fator de estímulo à elevação dos índices de consumo do metal.

De acordo com o estudo de Mercado Brasileiro de Não Ferrosos, divulgado pelo Consider, as projeções da demanda baseiam-se em duas taxas de crescimento 10,7% a/a até 1980 e 14,8% a/a de 1980 a 1986.

As expansões previstas e projetos aprovados para suprir a demanda futura compreendem as expansões da Alcan em Ouro Preto, Alcominas em Poços de Caldas e CBA em Sorocaba, implantação da Valesul no Rio de Janeiro e da Albrás no Pará.

Estão em estudos o projeto de expansão da Alcan, em Aratu na Bahia, e previsões para a produção do alumínio primário em Recife, até 1986.

Com estas expansões e projetos aprovados, a oferta de metal primário deverá passar de 170 mil t em 1977 para 516 mil t em 1986.

Quanto ao alumínio secundário, sua oferta dependerá dos planos de expansão das empresas produtoras ou de novos empreendimentos, sendo adotada uma taxa de 10% da demanda para o cálculo da oferta até 1986.

Na tabela VI, observa-se a demanda e a oferta projetadas, notando-se uma diminuição do deficit, até um valor mínimo em 1981, em se considerando apenas os projetos aprovados no Consider.

A partir deste ano, volta a se registrar o crescimento na demanda sem correspondentes aumentos na oferta.

Para garantir o suprimento atual, e futuro de insumos as 3 empresas existentes já possuem suas pró

TABELA I.2.4.1. Projeção de Oferta e Demanda de Alumínio
(unidade mil t)

PERÍODOS	DEMANDA-	OFERTA	SALDO
1977	284	198	(86)
1978	314	231	(83)
1979	348	263	(75)
1980	385	311	(74)
1981	442	402	(40)
1982	507	452	(55)
1983	582	484	(98)
1984	669	520	(149)
1985	768	560	(208)
1986	881	604	(277)

Fonte.: CONSIDER

prias reservas de bauxita e/ou áreas de pesquisa. Estas 3 empresas poderão produzir cerca de 560 mil toneladas de alumina em 1976.

No Pará será implantada a Alunorte a qual fornecerá 1,3 milhões de toneladas de alumina à Valesul e Albrás.

Com a implantação de uma fábrica de aluminas em Trombetas ou a duplicação da produção da Alunorte existirão excedentes exportáveis desse tipo de insumo no Brasil.

Os investimentos previstos para a produção de alumínio são em média U\$90/tonelada de bauxita, U\$500 a U\$560/tonelada de alumina e U\$3000/tonelada de alumínio, totalizando U\$4500 a U\$4900 por tonelada de alumínio, exce^{tuando-se} o investimento em energia.

Com estes números apenas para os projetos aprovados de expansão e implantação será necessário um investimento global da ordem de U\$1,5 bilhões. Prevendo-se 36% deste volume obtido de recursos próprios destas empresas e os 64% restantes oriundos de recursos de terceiros, sendo quase a metade de capital nacional.

Sua distribuição geográfica era a seguinte:

- . Bahia 89.7 milhões de t.
- . RGS 20.8 milhões de t
- . Goiás 15.8 milhões de t
- . Ceará 5 milhões de t

Deste minério o cobre contido seria de 1,3 milhões de t. Em pesquisas mais recentes o volume das reservas se elevariam para 2 milhões de t de cobre contido, sendo o maior acréscimo verificado na Bahia.

TABELA I.3.1.1. Estimativa das reservas de minério de Cobre - 1975 (unidade t)

LOCAL	VOLUME		TEOR MÉDIO DE COBRE (%)
Bahia (Caraíba)	126	milhões	1,09
Bahia (Surubim)	26	milhões	0,9
RGS (Camaquã)	36,4	milhões	1,0
Goiás	30	milhões	0,65
Ceará (Pedra Verde)	9	milhões	1,1

Fonte.: CONSIDER

I.3.2. OFERTA

O Brasil produziu cobre primário até o ano de 1975, em Itapeva - SP, processando minério de Camaquã - RGS.

Sua produção porém, sempre esteve bem abaixo das necessidades internas, processando um valor máximo de 5000t/ano, o que representou 3% do consumo interno.

Em relação aos produtos industrializados de cobre, devido à política de substituição de importações, sua produção é totalmente efetuada no país e a capacidade atual das empresas existentes é suficiente para suprir a crescente demanda interna, permitindo-se inclusive a obtenção de uma parcela do mercado internacional de cobre e ligas.

As previsões de setor indicam o ano de 1979 como data provável para que o Brasil volte a produzir co

bre primário, utilizando-se do minério de Caraíba na Bahia. Esperando-se que haja uma exploração média em torno de 60.000t/ano de metal refinado, durante 17 anos no mínimo.

O setor de fundição de ligas não ferrosas vem apresentando uma constância do volume produzido de cobre a partir de 1973, período em que apresentou um crescimento da ordem de 22% em relação ao ano anterior. As peças à base de cobre vem diminuindo sua participação na produção total de ligas, se a compararmos às outras ligas não ferrosas.

TABELA I.3.2.1. Evolução da Produção de Fundidos de Ligas de Cobre (unidade t)

LIGAS	PERÍODOS			
	1972	1973	1974	1975
A - cobre	8410	10300	10490	10540
B - total de não ferrosos	37930	46200	51850	59030
% A/B	22	22	20	18

Fonte.: TECNOMETAL

As indústrias de transformação e fundição do cobre concentram-se em São Paulo, registrando durante o ano de 1973 o montante de 83% da produção brasileira das fundições de cobre.

I.3.3. DEMANDA

O consumo aparente de cobre no Brasil apresentou um crescimento médio da ordem de 14,5% a/a de 1967 a 1976. Neste último período o consumo registrado foi de 187 mil t de cobre.

Como a produção de cobre primário não é, atualmente, realizada no país, o consumo deste metal apresenta reflexos negativos na balança de pagamentos. O cobre em 1976 representou 58% do volume de metais não ferrosos importados, sob a forma de lingotes, cátodos ou sucata.

Estas importações para o suprimento do consumo interno tem se elevado nos últimos 3 períodos, registrando um crescimento médio de 16,5%.

TABELA I.3.3.1. Importações de Cobre

PERÍODOS	TONELADAS	ACRÉSCIMO %
1975	127466	
1976	150552	18
1977	173000	15

Fonte.: ABC

As perspectivas de mercado para o cobre indicam uma taxa de crescimento médio de consumo de 11% a/a para os próximos cinco anos.

Estas projeções consideram as expectativas de manutenção do crescimento para os próximos anos da indústria eletro-eletrônica, que é a principal responsável pelo consumo de cobre, bem como, que os programas de substituição de cobre não estarão totalmente implementados a curto prazo.

Por outro lado, as elevações previstas da cotação do cobre no mercado internacional, implicarão numa maior participação do cobre no valor das importações.

Os produtos de cobre e ligas, apresentaram a seguinte distribuição setorial de demanda durante o ano de 1975.

- setor de eletricidade com 101.550 t, foi o mais representativo, registrando 64% do consumo total, basicamente sob a forma de fios e cabos; setor de transportes rodoviários com 15.770 t, destinadas a componentes elétricos, representando 10% do consumo total; a construção industrial, obtendo 9% do consumo, com 14.870 t em equipamentos e elementos de união à base de cobre.

- setores de construção civil e industrial foram responsáveis por 67% do consumo de peças fundidas de ligas de cobre, tais como, materiais sanitários e buchas.

I.3.4. PERSPECTIVAS DO SETOR

Como foi citado no capítulo anterior, as projeções feitas sobre a demanda indicam um crescimento acentuado para os próximos anos, prevendo-se que as taxas de consumo geral, situem-se acima das taxas de crescimento do PIB correspondente.

As taxas médias divulgadas pelo Consider são de 9,4% a/a até 1980 e 13,0% a/a de 1980 a 1986.

Registrando-se estas taxas de crescimento e a ausência de oferta no mercado interno, as importações de cobre iriam aumentar trazendo reflexos negativos na balança de pagamentos.

Para minimizar estes efeitos sobre a balança e reduzir a dependência de fontes externas, o Plano Nacional de Metais Não Ferrosos, do Governo, incentiva a implantação da indústria nacional de cobre, desde a sua mineração. Além da produção de cobre primário, desenvolveu-se um programa de incentivos visando a substituição do cobre por metais menos nobres.

Em função dessas preposições alguns projetos, já estão em fase de implementação.

A partir de 1979, o projeto Caramba, na Bahia, aprovado em 1976, estará produzindo inicialmente 30 mil t de cobre atingindo em 1986 a produção de 150 mil t.

Este projeto compreende a mineração, concentração e metalurgia do cobre, sendo o processo metalúrgico utilizado o OUTOKUMPU, o qual permitirá recuperação da totalidade de metais preciosos e geração de ácido sulfúrico concentrado.

A partir da coleta dos gases (SO_2) resultantes da fusão e conversão, estes serão enviados a uma planta de ácido sulfúrico, que se destinará a uma planta de ácido fosfórico que, por sua vez, abastecerá indústrias de fertilizantes.

Outro projeto em andamento é o ELUMA aprovado em 1977, para usina de redução e refino de cobre.

Devido a política de descentralização industrial adotada pelo Governo Federal esta indústria será implantada no Rio Grande do Sul.

Como Processo Industrial também foi adotado

o OUTOKUMPU, sendo a produção inicial de 39 mil t em 1982 e 150 mil t em 1986.

Com as produções de Caraíba e ELUMA e estimando-se em 25% da demanda total de cobre secundário ofertado, foi elaborada a tabela a seguir:

TABELA I.3.4.1. Projeção de Oferta e Demanda de Cobre
(unidade mil t)

PERÍODOS	DEMANDA	OFERTA	SALDO
1977	205	51	(154)
1978	224	56	(168)
1979	245	91	(154)
1980	268	167	(101)
1981	303	196	(107)
1982	342	274	(68)
1983	387	347	(40)
1984	437	384	(53)
1985	494	423	(71)
1986	558	439	(119)

Fonte.: CONSIDER

Com o mesmo comportamento do mercado de alumínio o deficit entre a oferta e a demanda apresenta um mínimo em determinado período (para o cobre em 1983) e posteriormente, sem que haja novos empreendimentos, registra-se uma tendência de acréscimo no deficit. Este deficit, então, provavelmente seria coberto por importações.

O volume de investimentos necessários aos dois projetos alcança U\$1 bilhão, 70% dos quais destinados ao projeto Caraíba.

A importância da produção nacional do cobre, como medida de redução da dependência de fontes externas e de alívio das pressões exercidas sobre o balanço de pagamentos, pode ser percebida pelo montante de divisas poupadas até 1986, apenas com os dois projetos citados, estimados em U\$5 bilhões.

I.4. OUTROS METAIS NÃO FERROSOS

I.4.1. ESTANHO

O estanho é obtido a partir do concentrado de cassiterita, redutores e óleo combustível, sendo a participação da cassiterita de aproximadamente 90% do custo final do metal refinado.

As reservas de cassiterita encontram-se em Rondônia, existindo atualmente ocorrências do minério em Goiás. Devido à localização, os custos de mineração e concentração tornam-se elevados e em consequência apenas algumas jazidas são exploradas; aquelas em que o teor médio do minério apresentar viabilidade de exploração econômica (atualmente, teor médio de 600g/m^3) caso houvesse a possibilidade de aproveitamento econômico as reservas conhecidas se multiplicariam por 2,2.

Atualmente, a Malasia é o maior produtor mundial de estanho, sendo que a participação do Brasil no mercado internacional tem aumentado nos últimos anos e em 1975, ocupado a 6^a colocação entre os produtores mundiais.

O estanho no Brasil apresenta um superavit na oferta em relação à demanda interna, comportamento este, diverso dos outros metais não ferrosos.

A produção de concentrado apresentou uma evolução expressiva nos últimos períodos, registrando um crescimento médio da ordem de 15,2% a/a.

TABELA I.4.1.1. Produção de Concentrado - Rondônia

PERÍODO	PRODUÇÃO ANUAL (t)	VARIAÇÃO %
1972	3.752,3	
1973	3.678,6	(2)
1974	3.935,2	7
1975	5.094,5	29
1976	6.713,0	32
1977 (até outubro)	6.037,1	
Estimativa até 12/77	7.500,0	10

Fonte.: SIGESP

A produção do metal é atualmente realizada por 5 empresas, as quais apresentam uma capacidade instala

da atual de 16000 t/ano o que representa uma capacidade ociosa da ordem de 60%.

A demanda interna, apesar de ser inferior à oferta nos últimos períodos, apresentou um crescimento médio anual da ordem de 9,2 a/a de 1967 a 1976. Em 1967 o consumo foi de 1900 t e em 1976 atingiu um volume de 4500 t.

A demanda deverá manter-se em ritmo crescente, garantida pelos seus setores consumidores, sendo os principais as indústrias de embalagem e indústrias de bens de consumo.

A produção interna está assegurada tanto pela utilização de minério nacional quanto do importado, prevendo-se um crescimento médio de 9,6% a/a, o qual garantirá que a capacidade total instalada pelo setor seja utilizada nos próximos dez anos.

TABELA I.4.1.2. Projeção da Oferta e Demanda de Estanho
(unidade mil t)

PERÍODOS	DEMANDA	OFERTA	SALDO
1977	4,8	7,0	2,2
1978	5,1	7,7	2,6
1979	5,4	8,5	3,1
1980	5,7	9,3	3,6
1981	6,2	10,2	4,0
1982	6,7	11,1	4,4
1983	7,3	12,2	4,9
1984	8,0	13,4	5,4
1985	8,7	14,7	6,0
1986	9,4	16,0	6,6

Fonte.: CONSIDER

I.4.2. ZINCO

Basicamente, são dois os insumos necessários à produção de zinco, o minério sob a forma de concentrados e a energia elétrica.

Dois países, atualmente, se destacam na produção do zinco, o Japão e a Alemanha, os quais se utilizam de energia elétrica de origem térmica à sua produção.

O Brasil encontra uma boa situação na produção do zinco quanto a energia elétrica totalmente de origem hidráulica, porém, a disponibilidade interna de minério de zinco, já não é tão favorável com suas reservas atualmente estimadas, podendo suprir a demanda por período máximo de 15 anos. Estas reservas constituem-se na maior parte de minério silicatado, 65% e os restantes 35% de minério sulfetado.

Em 1965 teve início no Brasil a produção de zinco primário, com um crescimento acelerado nos últimos períodos. Em 1967 a produção foi de 1800 t evoluindo para 53200 t em 1976.

Porém, estas produções não foram suficientes para cobrir a demanda interna, apenas diminuindo o déficit da oferta.

O consumo aparente registrou um crescimento médio da ordem de 12,2% a/a de 1967 a 1976, sendo que neste último período atingiu 105000 t..

Os principais consumidores de zinco, foram os setores de embalagens industriais, bens de capital, energia elétrica e construção civil, responsáveis pelas taxas de crescimento de consumo maiores que o PIB correspondente nos períodos citados.

Em função deste consumo garantido, baseado em que estes setores deverão se desenvolver a taxas elevadas e independentemente do comportamento da indústria automobilística, não são esperadas mudanças significativas no crescimento da demanda, mantendo-se uma elasticidade renda de 1,2 para o consumo do zinco.

Utilizando-se a elasticidade acima citada, projetaram-se as duas taxas de crescimento médias da demanda de zinco, 7,6% a/a até 1980 e 10,4 de 1980 a 1986.

Atualmente, duas indústrias de zinco estão operando no Brasil, uma está situada em Minas Gerais com capacidade instalada de 50000 t/ano e uma outra no Rio de Janeiro produzindo em 1977, 7000 t/ano de zinco.

Dois novos projetos foram aprovados pelo CONSIDER para a produção de zinco primário no Brasil. Uma empresa com previsão para início de atividades em 1979, com

30000 t/ano de zinco metálico e uma segunda a partir de 1978, com 35000 t/ano de zinco, além de chumbo, cádmio, ácido sulfúrico e calcário, ambas se localizarão em Minas Gerais.

Estas empresas exigirão um investimento total da ordem de U\$177 milhões.

Com estas indústrias existentes e os projetos aprovados, o volume de zinco primário ofertado atingirá em 1980, 120 mil t/ano.

Como para todos os outros metais analisados, o zinco secundário foi estimado na oferta em bases percentuais sobre a demanda, com base no conhecimento do mercado.

Esta oferta para o zinco foi estimada em 10% da demanda.

TABELA I.4.2.1. Projeção de Oferta e Demanda de Zinco
(unidade mil. t).....

PERÍODOS	DEMANDA	OFERTA	SALDO
1977	115	58	(57)
1978	122	69	(53)
1979	131	100	(31)
1980	141	134	(7)
1981	156	153	(3)
1982	172	154	(18)
1983	190	156	(34)
1984	209	158	(51)
1985	231	160	(71)
1986	255	162	(93)

Fonte.: CONSIDER

A situação apresentada na tabela I.4.2.1., demonstra que, apesar das novas implantações, sempre existirá um deficit de oferta no período assinalado, muito embora este deficit chegue a limites mínimos no ano de 1981, em função da entrada em operação das duas novas empresas. A partir deste ano o deficit desenvolver-se-á rapidamente, atingindo em 1986, 93 mil t.

Quanto às fundições de liga de zinco especi

ficamente, as informações do setor, apresentaram um aumento na produção do período de 1972/75, com uma taxa de crescimento média anual de 9% a/a.

Em comparação às outras peças fundidas de ligas não ferrosas, a participação das ligas de zinco, apresenta um decréscimo relativo a partir de 1974, atingindo um mínimo de 11,6% em 1975.

TABELA I.4.2.2. Evolução da Produção de Fundidos de Ligas de Zinco (unidade t)

LIGAS	PERÍODOS			
	1972	1973	1974	1975
A - Zinco	5460	6900	6290	6850
B - Total de Não Ferrosos	37930	46200	51850	59030
% A/B	14,3	14,9	12,1	11,6

Fonte.: TECNOMETAL

As ligas de zinco foram, durante o período, destinadas basicamente a dois tipos de produtos: peças para material de transporte, 49,9% e peças para máquinas e aparelhos elétricos 18%.

A grande concentração do parque ofertante de peças fundidas de zinco, assim como para as demais não ferrosas, é o Estado de São Paulo, reterendo 98% da produção de 1973.

I.4.3. CHUMBO

A produção brasileira de chumbo em 1976, registrou 70300 t, apresentando uma acentuada evolução em relação a 1967, quando foram produzidas 24400 t. A produção em 1976 utilizou 58% de minério nacional, modificando-se então o comportamento quanto a este insumo em anos anteriores. Até 1971 o minério de chumbo utilizado era totalmente nacional.

Esta mudança gerando importações de concentrados, foi devido à elevação das capacidades instaladas

das usinas produtoras de chumbo, sem o respectivo aumento da produção interna de concentrados. Nos últimos anos a produção nacional de concentrados tem se mantido constante, não apresentando também, perspectivas de aumento para os próximos períodos.

Com a oferta de 1976, apresenta-se um suprimento insuficiente de metal nacional em relação à demanda interna, com um deficit de 11% no período.

O consumo aparente registrou um crescimento médio de 12,3% a/a nos últimos 10 anos, registrando em 1976 o volume de 79400 t.

Atualmente apenas duas empresas produzem o chumbo primário no Brasil, uma situada na Bahia, com a produção anual de 32000 t/ano e a outra localizada no Paraná com 15000 t/anuais.

Ambas possuem projeto de expansão de suas capacidades, a empresa situada na Bahia elevará sua produção para 45000 t/ano a partir de 1980; a indústria localizada no Paraná elevará as 15000 t/ano atuais para 48000 t/ano a partir de 1982.

Com estas ampliações e a implantação de uma nova indústria, em Minas Gerais, as expectativas de produção de chumbo primário indicam um volume de 104 mil t/ano a partir de 1982.

A oferta de chumbo secundário sempre foi estimada como um percentual em relação à demanda, sendo o principal fornecedor de sucata de chumbo o setor automobilístico, suprimindo cerca de 80% do total consumido.

Como as taxas de crescimento deste setor tem diminuído nos últimos anos, a projeção da oferta de chumbo secundário, baseada neste comportamento, é até 1980 de 30% da demanda e de 1980 a 1986 de 25%.

Com relação à demanda, as projeções foram feitas, tomando-se como base o comportamento do mercado em anos anteriores em que as taxas de crescimento de consumo, normalmente, foram superiores às do PIB correspondente, e que os principais setores dependentes do chumbo, deverão manter suas taxas de crescimento.

As taxas médias de crescimento, adotando-se

a elasticidade renda de 1,1, um pouco inferiores à média dos últimos anos situa-se em 6,9% a/a até 1980 e 9,6% a/a até 1986.

TABELA I.4.3.1. Projeção de Oferta e Demanda de Chumbo
(unidade mil t)

PERÍODOS	DEMANDA	OFERTA	SALDO
1977	86	70	(16)
1978	91	71	(20)
1979	97	73	(24)
1980	104	95	(9)
1981	114	102	(12)
1982	125	138	13
1983	136	141	5
1984	150	144	(6)
1985	164	147	(17)
1986	180	150	(30)

Fonte.: CONSIDER

Apenas dois períodos apresentam saldos em superavit, 1982 e 1983, sendo devidos aos aumentos das capacidades das empresas produtoras atuais e a implantação da nova indústria. Caso não surjam novos empreendimentos, o deficit volta a se ampliar a partir de 1984, devido ao provável crescimento da demanda.

I.4.4. NÍQUEL

As reservas brasileiras de níquel são constituídas de minério silicatado e podem ser consideradas e levadas, sendo suficientes para atender as necessidades de consumo interno a longo prazo, podendo ser destinadas inclusive à exportação. Encontra-se a maior parte da reserva deste minério no Estado de Goiás.

A energia elétrica e o minério são os dois principais insumos necessários à produção do níquel. Não obstante a grande quantidade existente do minério no país, alguns destes minérios apresentam dificuldades de aproveitamento de ordem tecnológica, e outros, principalmente on

CETESB - CIA DE TECNOLOGIA E SANEAMENTO AMBIENTAL
BIBLIOTECA

de se encontram as maiores jazidas, dada a localização, tem o seu custo elevado de produção em função da pouca disponibilidade de energia elétrica nestas regiões.

TABELA I.4.4.1. Estimativa das Reservas de Minério de Níquel - 1977 (unidade mil t)

LOCAL	VOLUME	%
Goiás	2075	83
Piauí	325	13
Minas Gerais	75	3
São Paulo	25	1

Fonte.: CONSIDER

A produção brasileira é efetuada atualmente por apenas uma empresa, com capacidade 2300 t/anuais de níquel contido, produzindo apenas ferro níquel.

Uma parte desta produção é destinada ao mercado externo.

Por outro lado, para o suprimento do mercado interno, principalmente para o setor de galvanoplastia, existe a necessidade de se efetuarem importações de níquel.

Em 1970 o volume importado chegou a atingir 2000 t, diminuindo, posteriormente, para 400 t em 1976.

A demanda do níquel no Brasil apresentou um crescimento médio anual de 18,5% a/a, devendo elevar-se a ritmo mais acentuado futuramente, face a ampliação da produção interna de aço inoxidável.

Para a estimativa da demanda de 1977 a 1986 da tabela I.4.4.2., os cálculos basearam-se nas previsões de crescimento dos principais setores consumidores de níquel - o siderúrgico, o de fundições e o de galvanoplastia.

Para o suprimento de parte da demanda interna, já existe um projeto em estudo para a produção de ferro níquel a partir de 1982, com uma capacidade prevista para 5000 t/ano de níquel contido. Os investimentos necessários a esta indústria atingirão U\$90 milhões.

Outro projeto em implantação em 1978 prevê a produção de níquel eletrolítico inicial de 5000 t, ampli

ando para 10000 t/ano a partir de 1981.

TABELA I.4.4.2. Projeção da Oferta e Demanda de Níquel
(unidade mil t)

PERÍODOS	DEMANDA	OFERTA	SALDO
1977	5,8	2,3	(3,5)
1978	9,8	4,3	(4,4)
1979	10,8	7,3	(3,5)
1980	13,7	7,3	(6,4)
1981	15,4	14,3	(1,1)
1982	17,3	17,3	-
1983	19,4	17,3	(2,1)
1984	21,8	17,3	(4,5)
1985	24,6	17,3	(7,3)
1986	27,9	17,3	(10,6)

Fonte.: CONSIDER

Pelas previsões de implantação das novas indústrias e a demanda projetada, o deficit maior entre oferta e demanda interna deverá ser apresentado em relação ao ferro níquel, dada a expansão prevista da indústria de aço inoxidável.

Se apenas for analisada a produção total e a demanda total de níquel sem distinção entre o ferro níquel e o eletrolítico, este deficit não existirá no ano de 1982, a partir do qual serão vistos novos deficits na produção total.

CETESB - CIA DE TECNOLOGIA E SANEAMENTO AMBIENTAL
BIBLIOTECA

II - PRODUÇÃO DE ZINCO

II.1. ZINCO PRIMÁRIO

As matérias primas utilizadas pelas indústrias de obtenção de zinco primário consistem dos minérios de zinco peculiares às jazidas nacionais.

Após as etapas de beneficiamento do minério, (britagem, moagem, flotação, concentração), temos então um concentrado de zinco que é lixiviado com solução de ácido sulfúrico, obtendo-se uma solução de sulfato de zinco, a qual irá sofrer um processo de purificação e posterior eletrólise visando a separação do zinco da solução e sua deposição nos cátodos, no estado metálico, em elevado grau de pureza.

A totalidade do zinco primário nacional é obtido por lixiviação do minério em meio ácido e eletrólise da solução de sulfato formada.

II.1.1. MATÉRIAS PRIMAS

II.1.1.1. Minérios

No Brasil, devido a ocorrência predominante do minério de zinco na forma silicatada, a calamina - $\text{Zn}_2\text{SiO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$ - é o minério de zinco mais extraído e beneficiado nas jazidas nacionais.

É oportuno lembrar que sob a designação genérica de calamina (nome mineralógico do silicato de zinco) é corrente englobar os minérios de carbonato de zinco com proporções variáveis de silicato de zinco.

Emprega-se também o minério de zinco na forma sulfetada - blenda ou esfalerita - (ZnS) em menor proporção.

II.1.1.2. Ácido Sulfúrico

O ácido sulfúrico é empregado nas plantas de zinco primário nos setores de lixiviação do minério concentrado e nas células eletrolíticas. O consumo de reposição não é apreciável pois o ácido sulfúrico regenerado que sai das células eletrolíticas vai lixiviar o concentrado de minério.

II.1.1.3. Energia Elétrica

O processo de obtenção do zinco primário por eletrodeposição exige a utilização de energia elétrica, sendo de boa prática durante a fase de implantação do processo, localizá-lo estrategicamente em relação a viabilidade de fornecimento da mesma.

II.1.1.4. Carvão Vegetal

Empregado como agente redutor dos concentrados de minério quando se empregam processos pirometalúrgicos, sendo agregados a estes por sinterização.

II.1.1.5. Combustível

Os combustíveis mais empregados são o óleo combustível, gás, carvão vegetal e coque.

II.1.2. LAVRA E BENEFICIAMENTO DO MINÉRIO

II.1.2.1. Lavra

A maioria das jazidas de zinco no território nacional propicia a mineração a céu aberto, embora esteja em fase de implantação no Estado de Minas Gerais a exploração de uma mina subterrânea com mais de 200m de profundidade.

II.1.2.2. Moagem

O minério obtido das minas é transportado por meio de correias transportadoras ou qualquer outro dispositivo até a planta de redução de tamanho onde o minério e a ganga passam por uma moagem primária e secundária realizada em britadores comuns do tipo mandíbula, rotativo ou cone e uma moagem terciária, efetuada em moinhos de bola, devendo neste ponto estar o minério com a granulometria por volta de 300 "mesh".

Essas etapas sucessivas de redução de tamanho deverão ser conduzidas diferentemente conforme o tipo do minério de zinco a ser beneficiado. No caso em que se

O processo minério de zinco sulfetado, os estágios finais de moagem são realizados a úmido em moinhos de bola ou barra sendo que a borra resultante após a moagem apresenta boas características quanto a fluidez e granulometria adequada para uma boa flotação. Por outro lado, os minérios silicatados devem ser moídos a seco pois a adição de água ao material gera uma borra relativamente espessa que causa problemas de escoamento dos moinhos e fluxo deste material até o estágio de flotação.

II.1.2.3. Flotação

O minério de zinco que é extraído das jazidas tem, geralmente, um teor em zinco muito baixo, o que obriga o mesmo a ser concentrado antes de passar por qualquer processo de redução direta. A separação do minério com traços de zinco, do restante da ganga, é essencial à recuperação econômica do metal.

Essa operação é realizada em células de flotação onde são adicionados a borra finamente subdividida de ganga e minério e mais uma variedade de agentes para flotação.

Uma vez dentro da célula, injeta-se ar através da mistura com o intuito de agitá-la. Há formação de uma camada sobrenadante rica em zinco e que é retirada do interior da célula por meio de escumagem.

O tempo de residência nestas células pode variar de 3 a 40 minutos e devido a isto é recomendável a construção de várias células em série.

A granulometria apropriada para a flotação do minério de zinco sulfetado é da ordem de 300 "mesh" e para o minério silicatado da ordem de 6 - 10 "mesh".

O concentrado de minério atinge um teor de 50 - 64% em zinco, após as etapas de filtração e lavagem.

II.1.3. DESCRIÇÃO DOS PROCESSOS

Neste ponto, o concentrado de minério de zinco encontra-se em condições adequadas para processamento visando a separação do metal.

Existem 2 tipos de tecnologias disponíveis:

a) processo hidrometalúrgico no qual o concentrado de minério de zinco passa primeiramente por uma etapa de lixiviação na qual o mesmo é atacado por uma solução de ácido sulfúrico, resultando daí uma solução de sulfato de zinco que será purificada e posteriormente submetida a uma eletrólise visando a obtenção do zinco metálico;

b) processos pirometalúrgicos, no qual o concentrado de minério de zinco, após a etapa de flotação passa ainda por processos de ustulação e calcinação em meio redutor (minério sulfetado), ou por um único processo de calcinação (minério oxidado), obtendo-se então o óxido de zinco - ZnO - que pode ser comercializado nessa forma ou sofrer uma lixiviação com ácido sulfúrico gerando solução de sulfato de zinco que será eletrolisada com o intuito de obter o zinco metálico.

Na sequência, passamos a descrição do processo hidrometalúrgico devido ao fato do mesmo ser o mais empregado no país e posteriormente a descrição dos processos pirometalúrgicos que estão sendo implantados no Brasil atualmente no Estado de Minas Gerais.

II.1.3.1. Processo Hidrometalúrgico

Como dito anteriormente, consta basicamente de 3 etapas: lixiviação do concentrado de minério de zinco, purificação da solução de sulfato de zinco e eletrólise desta solução obtendo-se zinco metálico.

II.1.3.1.1. Lixiviação

Devido ao fato dos minérios de zinco encontrados em território nacional apresentarem uma proporção relativamente elevada, ou até preponderante, de silicatos solúveis, a hidrometalúrgia do zinco a partir de seus minérios, quer da blenda ou da calamina, apresenta dificuldades enormes quando o minério ustulado, principalmente o de ganga quartzosa, ou o oxidado, contém proporções de silicatos solúveis capazes de produzir na lixiviação soluções com

teores de sílica solúvel superiores a 0,5%.

O grande impecilho ao desenvolvimento do processo de lixiviação é a formação de ácido silícico pela ação do ácido sulfúrico sobre a sílica da ganga, sendo que o mesmo deve ser retirado antes da solução que contém o sulfato de zinco ser enviada aos tratamentos de purificação para a eliminação das impurezas que baixam apreciavelmente o rendimento da corrente na eletrólise subsequente. A retirada dessa sílica podia ser feita somente por neutralização da solução e precipitação concomitante com hidróxido férrico, formando-se um gel de sílica de filtração impossível e que transforma a suspensão numa massa consistente.

A hidrometalúrgia sempre teve grande interesse no aproveitamento dos minérios de zinco contendo silicatos solúveis devido à facilidade com que são atacados por soluções de ácido sulfúrico nas concentrações usuais nos processos hidrometalúrgicos, isto é, da ordem de 100 a 300 gramas por litro.

O primeiro passo dado para o aproveitamento destes minérios foi a escolha de um coagulante adequado para a coagulação da sílica em forma filtrável. Um dos compostos mais estudados foi o hidróxido férrico, porém este apresentou 2 problemas insolúveis, pois quaisquer fossem as proporções de ferro utilizadas e o método de tratamento, a filtração era muito lenta e grande volume de precipitado com a retenção de quantidades apreciáveis de sulfato de zinco quando do tratamento de soluções contendo concentrações de sílica solúvel superiores a 0,5%.

O composto que resolveu estes problemas foi o sulfato de alumínio, pois, quando adicionado junto com o ácido em proporções relativamente reduzidas, da ordem de 40% a 60% em relação a sílica solúvel, obtinha-se filtrações rapidíssimas associadas a volumes de precipitado perfeitamente compatíveis. Notou-se ainda que além de certa proporção de sulfato de alumínio, pouca ou nenhuma redução havia no volume do precipitado, dando-se até o inverso, isto é: aumento gradativo do volume de precipitado ou torta de filtração com o aumento da proporção de sulfato de alumínio, as velocidades de filtração mantinham-se ótimas. Ou

tros dois aspectos que despertaram interesse foram que, a) a velocidade de filtração e o volume de precipitado são influenciados pelo teor de ferro que entra em solução no tratamento de lixiviação. A adição de sulfato de alumínio deve ser tanto maior quanto maior for a concentração de ferro existente na solução antes da coagulação visando-se conservar constante a velocidade de filtração e que, b) a temperatura no processo de lixiviação deve ser a mais elevada possível, para permitir uma rápida neutralização do ácido, a adição de toda carga de minério e a coagulação da sílica sendo realizadas num curto espaço de tempo e a obtenção de um pH da ordem de 3 a 4 no qual ocorre a coagulação.

A lixiviação descontínua dos minérios que contém silicatos solúveis pelo processo acima descrito, não era de todo satisfatória tendo em vista a massa relativamente grande de torta de filtração em relação à carga de um minério com teores relativamente elevados em silicatos solúveis; a impossibilidade de trabalhar nestas condições com espessadores de lama do tipo Dorr, por exemplo, em virtude da decantação praticamente nula (5% a 15%); a suspensão tornava-se relativamente espessa no momento da coagulação da sílica embora houvesse a possibilidade de torná-la mais fluida pela adição de sulfato de alumínio, porém, de qualquer maneira, a agitação da suspensão já coagulada tinha de ser feita por dispositivos eficientes e relativamente potentes e finalmente o ácido sulfúrico empregado tinha que ter por volta de 50 gramas de ácido sulfúrico livre, por litro de solução eletrolizada, caso contrário, um aumento na concentração do ácido, poderia criar dificuldades práticas.

Os inconvenientes acima citados foram eliminados pela adoção de um sistema inteiramente novo de trabalho na lixiviação do minério. A nova técnica baseia-se nas seguintes etapas: a) introdução de uma carga de ácido sulfúrico livre (10% de H_2SO_4) e sulfato de alumínio no tanque de lixiviação com posterior aquecimento até cerca de 90°C; b) neutralização desta solução por uma carga de minério com pequeno excesso e cozimento durante meia hora; c) introdução de nova carga de ácido sulfúrico (mesmo volume

de a)) e cozimento da suspensão durante meia hora; d) neutralização do ácido sulfúrico livre por nova carga de minério e cozimento; e assim por diante. Após a adição de certo número de cargas de ácido (sempre com sulfato de alumínio) e de minério, cada nova adição era precedida da retirada de um volume correspondente de suspensão neutralizada, que era em seguida filtrada, sendo mantido assim um nível constante no tanque de lixiviação.

Este processo apresenta algumas características interessantes, tais como: 1) já existindo uma carga, ou mais, de ácido neutralizado no tanque de lixiviação, não foi mais observada a coagulação quase que instantânea no processo descontínuo; 2) a suspensão tornava-se cada vez mais fluida com o aumento do número de cargas no tanque; havendo pouco aumento da fluidez da quarta carga em diante; 3) a decantação era progressivamente maior com o aumento do número de cargas no tanque; 4) uma vez em regime, isto é, sendo retirada uma parte da suspensão antes da adição de nova carga de ácido, com a continuação, o volume de precipitado e o volume de sólidos decantados tornavam-se progressivamente menores, tendendo para um limite que é função da temperatura e do número de cargas mantidas no tanque; 5) com a continuação do tratamento, em regime continuo, começaram a aparecer grãos com aspecto de areia, friáveis e relativamente densos, em proporção apreciável.

Pelos resultados obtidos, supõe-se que os grãos de sílica já coagulados num tratamento anterior servem de núcleos para a granulação de novas quantidades de sílica em solução, sendo que, com a continuação, aparecem grãos de sílica duros em grande quantidade com dimensões muito maiores que a das partículas de minério e que decantaram rapidamente. Outro fato que merece atenção é que a cada tratamento por ácido de uma suspensão já neutralizada, o alumínio e o ferro já precipitados num tratamento de neutralização anterior entram novamente em solução (40% para o ferro e 60% para o alumínio), podendo assim ser correspondentemente reduzida a quantidade de sulfato de alumínio, que precisa ser adicionada a cada vez para manter uma certa velocidade de filtração em certo volume de precipitado.

É provável que os bons resultados assim obtidos sejam devidos à coagulação paulatina da sílica e não instantânea, como acontece no tratamento descontínuo com uma só carga. Embora com maior número de tratamentos, melhores sejam os resultados obtidos, há uma limitação prática que é a capacidade do tanque de lixiviação necessária para conter as diversas cargas residentes, como também devido a diluição resultante do ácido que vai neutralizar o minério mais lentamente, exigindo portanto, tempos maiores para neutralização e coagulação.

Após os tratamentos de lixiviação e coagulação, o teor residual de sílica solúvel é da ordem de 0,25 gramas por litro. Em solução ainda permanece um pouco de ferro e alumínio, além de outras impurezas solúveis em ácido sulfúrico que o minério possa conter e que devem ser eliminadas para permitir uma eletrólise com bom rendimento.

Em resumo, a principal novidade do processo reside no fato de ter sido constatado que a presença de íons alumínio na etapa de lixiviação e neutralização permitia a coagulação da sílica em solução de uma forma extremamente conveniente, com a produção de suspensões coaguladas e neutralizadas, facilmente filtráveis, possibilitando assim o aproveitamento de minérios que não podiam ser utilizados na hidrometalurgia do zinco. Os resíduos de filtração assim obtidos quase nada retêm do zinco em solução, quando lavados e a presença de íons alumínio permite melhorar consideravelmente a coagulação da sílica na etapa de purificação da solução após a lixiviação.

A preparação de sulfato de alumínio é fácil e econômica pelo processo convencional. Verificou-se também que é possível produzir os íons alumínio necessários à coagulação da sílica pelo tratamento da bauxita finamente pulverizada com a solução eletrolizada contendo ácido livre, regulando-se a finura da bauxita e a quantidade da mesma, tendo em vista um ataque lento para manter a concentração desejada na solução que vai para o tanque de lixiviação. Os íons alumínio podem igualmente ser obtidos por tratamento do minério de alumínio no próprio tanque de lixiviação.

CETESB - CIA. DE TECNOLOGIA E SANEAMENTO AMBIENTAL
BIBLIOTECA

A proporção de íons alumínio a introduzir a partir de uma fonte externa é função do teor em alumina do minério em tratamento, além da facilidade com que esta alumina entra em solução e do tempo de cozimento em meio ácido. Dependendo do teor em alumina solúvel do minério e das condições de tratamento, poderá haver casos em que nem se rá preciso adicionar íons alumínio.

Outra característica importante do presente processo é o tratamento alternado de acidulação e neutralização pelo próprio minério, com remoção concomitante de parte da suspensão já coagulada, que é enviada para os decantadores e filtros, antes da introdução no tanque de lixiviação, de cada nova carga de solução eletrolizada contendo ácido livre. Isto permite obter suspensões que decantam facilmente, possibilitando o emprego de classificadores ou de espessadores de lama, reduzindo assim o trabalho de filtração e a capacidade dos filtros.

Equipamentos e Materiais de Construção

A corrosão e a abrasão são os principais fatores determinantes na escolha dos materiais de construção dos equipamentos empregados. Os tanques que comportam ácidos ou reações com os mesmos são geralmente construídos em madeira e revestidos com chumbo. Quando, além de corrosão tem-se também problemas de abrasão os tanques podem ser construídos com madeira ou ferro revestidos com chumbo e mais um fundo secundário ou mesmo o revestimento total do tanque com tijolos a prova de ácidos. No caso que os tanques estejam em contato com soluções levemente ácidas ou neutras, os mesmos podem ser de madeira ou, em alguns casos, concreto.

Os equipamentos para filtração e clarificação podem ser construídos com chumbo, madeira, aço inox, bronze, alumínio, borracha, vidro e vários tipos de plásticos. A aplicação específica de um tipo destes materiais ao processo vai depender de um estudo cuidadoso sobre qual deles é o mais adequado para o equipamento ou operação particular de cada planta, sendo a afirmação acima válida tam

bem para bombas e sistemas de tubulação.

Os desenvolvimentos recentes do plástico despertaram um grande interesse da indústria de zinco eletrolítico. Os plásticos, dentro de suas faixas de pressão e temperatura, tem substituído vários dos materiais mais tradicionais e espera-se que sua aplicação aumente à medida que a indústria de plásticos produza tipos de plásticos mais sofisticados. Os meios filtrantes tradicionais também já estão sendo substituídos em parte, por plásticos.

A borracha também vem sendo empregada cada vez mais na indústria de zinco eletrolítico.

Os sistemas de dutos construídos com borracha podem ser dispostos de uma maneira tal que possam limpar-se automaticamente quando o fluxo de solução é intermitente e as linhas de dutos são submetidas a uma flexão considerável.

O aço inox tem ampla aplicação e são empregados vários tipos, dependendo do tipo de corrosão encontrado. A madeira, o chumbo e o bronze são os materiais mais tradicionais na indústria do zinco eletrolítico e são ainda amplamente empregados. A madeira é um material forte, relativamente barato e caso seja usada adequadamente, tem uma grande durabilidade; o chumbo e o bronze apresentam uma alta resistência a certos tipos de corrosão e têm a vantagem de serem sucata de alto valor comercial.

II.1.3.1.2. Purificação da Solução de Sulfato Neutra

A necessidade desta etapa de purificação da solução neutra é justificada pelo fato de que a solução de sulfato recém saída do estágio de lixiviação conterá cobre e cádmio como impurezas principais e também pequenas quantidades de arsênico, antimônio, germânio, cobalto etc., caso estas impurezas estejam presentes com algum teor nas matérias primas.

O zinco metálico em contato com outro metal, tal como o cobre, irá formar um par que é muito mais efetivo na remoção de outras impurezas do que o zinco sozinho. O cobre é adicionado à solução visando remover impurezas

outras mais difíceis de precipitar.

A presença de cobre ou de outros elementos que causam uma ativação crescente nos contaminantes do zinco, provocam também um aumento na tendência do cádmio a entrar novamente em solução. O cádmio metálico é oxidado, o óxido reage com o sulfato de zinco formando sulfato de cádmio solúvel. A agitação com ar ou a aeração da solução aumenta a tendência do cádmio a se oxidar e devem portanto, ser evitadas. A presença de germânio também faz com que aumente a tendência do cádmio entrar em solução.

A purificação com zinco em pó é realizada em 1 ou mais estágios, dependendo da quantidade e espécie dos contaminantes presentes e o grau de pureza desejado para o zinco..

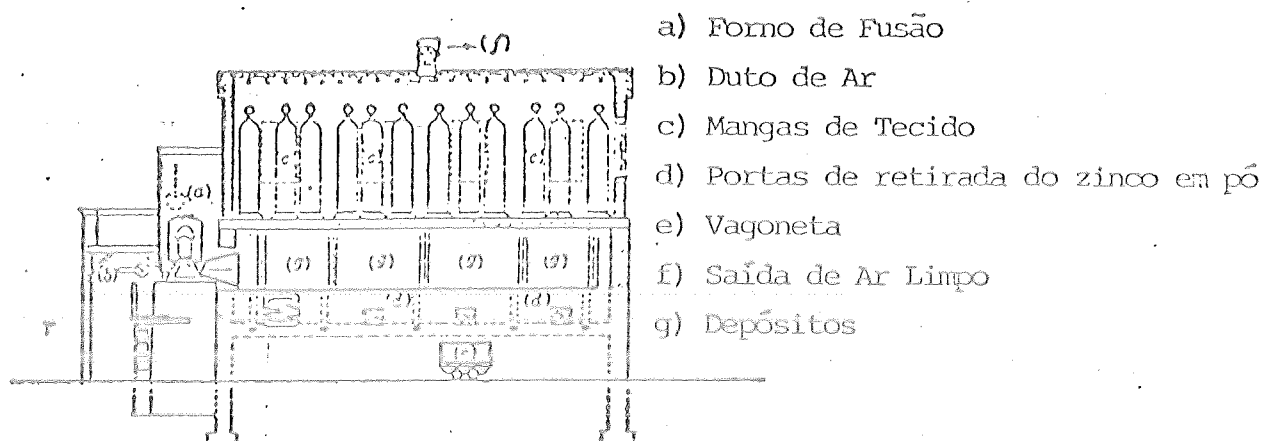
O zinco tipo "High Grade" geralmente necessita de um único estágio de tratamento para ser produzido, porém o do tipo "Special High Grade" requer no mínimo 2 estágios de tratamento para assegurar a extrema pureza da solução.

O cobre e o cádmio são geralmente os únicos elementos economicamente recuperáveis. A purificação deve ser orientada de tal modo a obter-se uma separação parcial destes elementos, ou então, uma precipitação conjunta dos metais e separação em outro processo de recuperação.

Na sequência, será descrito várias tecnologias para purificação, constituídas de 1 ou 2 ou mais estágios.

Iniciando, faremos menção a tecnologia de purificação realizada num estágio simples (operação em batelada). A solução sobre-nadante vinda dos espessadores Dorr é bombeada a uma série de tanques agitados mecanicamente. Tais tanques são enclausurados e dotados de ventilação por tiragem forçada. No começo de cada ciclo de purificação, adiciona-se tartarato de potássio e antimônio, depois zinco em pó e a solução é agitada durante 2 horas. Os tanques são cheios e esvaziados de uma maneira cíclica, visando-se garantir um fluxo contínuo à seção de filtração. O zinco em pó destinado tanto às etapas de purificação co

mo a precipitação do cádmio como subproduto pode ser obtida num equipamento do tipo apresentado na figura abaixo.



O zinco é colocado em um cadinho de grafite cujo fundo é perfurado com orifícios de cerca de 3 mm de diâmetro. A medida que o zinco sai por estes orifícios, entra em contato com um jato de ar comprimido que o atomiza e o envia a uma câmara de sedimentação dotada com mangas de tecido onde o pó de zinco é separado do ar, sem perdas. O grau de subdivisão do pó de zinco assim produzido é dependente da pressão do ar comprimido, do volume de zinco envolvido e desenho e disposição dos orifícios do cadinho em relação ao fluxo de zinco.

A concentração de cobre na solução a ser purificada varia de 0,30 a 0,75 gramas por litro, dependendo da quantidade de cobre solúvel no material tratado. A quantidade de zinco em pó a ser empregada depende das quantidades de cobre e cádmio na solução.

A descarga do tanque de purificação é bombeada diretamente para filtros prensa. A aeração deve ser evitada ao máximo para prevenir-se a redissolução das impurezas. O filtrado é empregado na eletrólise do zinco e o resíduo retirado das prensas é transportado por correias ou helicóides até plantas de tratamento de resíduos para a recuperação de zinco, cádmio e cobre.

Uma metodologia de purificação realizada em 2 estágios consiste em adicionar uma quantidade suficiente de sulfato de cobre no primeiro estágio de purificação até elevar a concentração de cobre na solução a 0,4 - 0,5 gramas por litro e trióxido de arsênico na razão de 227 gramas para cada 906 quilos de zinco produzido. O sulfato de cobre é adicionado na forma de cristais e o trióxido de arsênico na forma de pó dentro do tanque de purificação, à medida em que este está sendo cheio com solução. A solução é aquecida, adiciona-se o pó de zinco e em seguida é agitada vigorosamente por meios mecânicos. A descarga deste primeiro estágio é filtrada através de filtros prensa. O filtrado é enviado ao segundo estágio de purificação e o resíduo separado para tratamento posterior.

O segundo estágio de purificação é feito com a adição de pequena quantidade de sulfato de cobre e agitação com zinco em pó. A descarga é filtrada em filtros prensa e o filtrado alimenta as células eletrolíticas enquanto que o resíduo sofre uma lixiviação posterior para a recuperação do cádmio e do zinco.

Uma purificação intensiva por batelada, consistindo de 3 ou 4 estágios poderá ser realizada com a tecnologia abaixo descrita, onde todos os estágios são realizados em tanques agitados mecanicamente, sendo a agitação relativamente lenta durante longos períodos de tempo. A solução a ser purificada é aquecida a 70 - 80 °C adicionando-se em seguida uma quantidade de zinco em pó suficiente para precipitar todo o cobre. A solução é então filtrada em filtros prensa. O filtrado é enviado ao segundo estágio de purificação para a remoção de cobalto. Tal remoção é grandemente auxiliada se houver um pequeno teor de cobre na solução. A obtenção deste teor de cobre é conseguida misturando-se um pequeno volume de solução da qual não foi retirado cobre ao volume principal de solução a tratar e aquecendo-se todo o volume a 75°C. Adiciona-se zinco em pó para precipitar cobalto e níquel e em seguida a solução é novamente filtrada, sendo o filtrado levado ao terceiro estágio de purificação, onde se dará a retirada de antimônio e arsênico. A redução de ambos é feita aquecendo-se novamen

te a solução, adicionando-se sulfato de cobre numa quantidade tal que faça com que o teor de cobre na solução seja da ordem de 0,07 gramas por litro e adicionando-se novamente zinco em pó. Após o tempo de reação, filtra-se a solução. Os estágios 2 e 3 podem ser efetuados simultaneamente, caso se deseje.

Os resíduos dos 3 primeiros estágios podem ser levados a uma fundição de cobre. O filtrado do terceiro estágio passa ao quarto estágio para a remoção de cádmio. A remoção é feita condicionando-se quantidades suficientes de solução contendo 0,07 gramas por litro de sulfato de cobre e de zinco em pó para precipitar todo o cobre e o cádmio. Após isso, a solução é filtrada e o filtrado está adequado para alimentar as células eletrolíticas, enquanto que o resíduo é levado para tratamento numa planta para recuperação de cádmio.

Ainda na parte de remoção de contaminantes da solução de sulfato de zinco apresenta-se um outro método para a remoção de cobalto. O processo é realizado em base de bateladas e consiste basicamente de ajustar o pH da solução por volta de 3,0 e adicionar os reagentes beta-naffol, nitrito de sódio, e soda cáustica, os quais foram previamente dissolvidos e misturados. A descarga deste estágio de purificação é filtrada em filtros prensas, estando o filtrado isento de cobalto.

O processo para remoção de cloro é realizado por bateladas em tanques com agitação mecânica. A solução a ser purificada é tornada levemente ácida adicionando-se em seguida uma quantidade calculada de sulfato de prata para remover os cloretos presentes. O sulfato de prata não deve ser colocado em excesso. A purificação realiza-se por decantação e a solução decantada passa através de filtros prensa.

O cloreto de prata residual remanecente nos tanques após o processo de decantação é deixado acumular por várias cargas. Ele é então coletado e colocado em pequenos tanques onde é agitado com água acidulada com ácido sulfúrico.

Durante a agitação adiciona-se zinco em pó

havendo então a formação de cloreto de zinco e prata metálica. A descarga destes tanques é filtrada, o resíduo de cloreto de zinco é descartado e a prata metálica é tratada com ácido sulfúrico a quente para regenerar o sulfato de prata. O excesso de ácido é retirado por evaporação e o sulfato de prata é moído em moinho de bolas.

Purificação do Resíduo - Obtenção de Sub-Produtos

O resíduo, ou resíduos dos estágios de purificação da solução de sulfato de zinco contem zinco, cobre e cádmio em quantidades suficientes para justificar a recuperação dos mesmos.

O zinco e o cádmio são dissolvidos dos resíduos da purificação com o ácido formado nas células eletrolíticas, sendo que os resíduos podem ser lixiviados na forma oxidada ou não oxidada. A oxidação dos resíduos pode ser realizada em fornos ou ustuladores.

O processo de oxidação aumenta levemente a solubilidade do zinco e do cádmio, quanto ao cobre, o grau de solubilidade é proporcional ao grau de oxidação.

A lixiviação de resíduos não oxidados ou parcialmente oxidados deverá ser realizada com extrema cautela pois caso haja a presença de arsênico no resíduo, serão grandes as possibilidades de formação de gás arsina.

O cobre e o cádmio podem ser precipitados da solução com o emprego de zinco em pó. O cobre é precipitado primeiro mediante a adição cuidadosa de zinco em pó para evitar uma precipitação concomitante do cádmio. Este cobre precipitado removido da solução pode ser separado por filtração e alimentado num forno revérbero ou qualquer outro equipamento para recuperação.

O cádmio é removido da solução por agitação com zinco em pó ou contato com zinco metálico. O controle cuidadoso da reação resultará numa esponja com elevado teor em cádmio, a qual é separada da solução por filtração ou deposição e filtração. Em seguida esta esponja de cádmio é lixiviada com ácido sulfúrico do processo. O sulfato de cádmio formado é purificado e eletrolisado em cubas eletro

líticas análogas ao zinco. O cádmio é retirado dos ânodos de alumínio e fundido em forno elétrico para emprego comercial.

Arsina

A presença de arsênico nos materiais empregados na extração do zinco torna imperativo a adoção de medidas preventivas. O hidreto de arsênico gasoso, comumente denominado arsina, é um veneno extremamente tóxico. A respiração de pequenas porções do gás pode causar danos seríssimos e até mesmo a morte. Para a formação da arsina, são necessárias duas condições somente: a presença de arsênico e hidrogênio. Nenhuma outra condição, tal como a presença de ácidos ou metais, é absolutamente necessária, embora possam contribuir na formação. A arsina pode ser formada também em soluções fortemente cáusticas sob condições apropriadas.

A arsina é mais pesada que o ar e portanto tenderá a se acumular nas partes baixas da planta. Deve-se lembrar também que a formação de arsina é acompanhada pela formação de hidrogênio, em quantidades enormes e que a mistura arsina - hidrogênio será mais leve que o ar e tenderá a subir. A melhor proteção contra o risco de operações em que possa haver a formação de arsina é o emprego de ventilação positiva e de sistemas adequados de detecção e alarme para arsina.

O antimônio e o germânio também formam hidretos embora a formação não seja tão fácil como o arsênico. As medidas protetoras tomadas para o arsênico irão também servir para controlar os hidretos destes elementos.

II.1.3.1.3. Eletrolise da Solução de Sulfato de Zinco

Polarização e Sobretensão

A recuperação do zinco por eletrolise é efetuada aplicando-se uma corrente elétrica através de eletrodos insolúveis, causando a decomposição do eletrólito sulfato de zinco aquoso e a deposição do zinco metálico no cá-

todo; no ânodo temos a liberação de oxigênio e o ácido sulfúrico é formado na solução pela reação entre os íons hidrogênio e os íons sulfato. A operação de uma célula eletrolítica de zinco é afetada por vários fatores que devem ser atentamente controlados.

Polarização e sobretensão não são termos sinônimos, mas os efeitos de polarização são em grande parte causados por sobretensão. A polarização pode ser devida a forças contrárias presentes nas células agindo sobre uma parte da corrente aplicada, ou a concentração iônica do eletrólito ou a acumulação de gases nos eletrodos.

A voltagem teórica para depositar zinco de uma solução de sulfato é cerca do dobro da voltagem necessária para decompor a água. Parece, portanto, que a eletrólise da solução de sulfato de zinco resultaria simplesmente na decomposição da água, com produção de hidrogênio no cátodo. Isto realmente acontece quando o cátodo é constituído de platina escura, no caso do zinco entretanto, encontra-se uma resistência considerável (sobretensão) a produção de hidrogênio.

Comparando-se um cátodo de platina e um cátodo de zinco mergulhados num eletrólito de ácido sulfúrico, veremos que o hidrogênio começará a ser produzido no cátodo de platina com um potencial de 1,7 volts, enquanto que no cátodo de zinco o hidrogênio só será liberado quando o potencial estiver em 2,4 volts. Esta diferença pode ser chamada de sobretensão do hidrogênio de um eletrodo de zinco quando comparado a um eletrodo de platina. O potencial requerido para depositar zinco oriundo de um eletrólito de sulfato de zinco e ácido sulfúrico sobre uma superfície de zinco é 2,35 volts, enquanto que o potencial necessário para depositar hidrogênio, sob as mesmas condições, é 2,40 volts. Esta diferença de 0,05 volts é a estreita margem que separa o sucesso ou o fracasso da produção de zinco por eletrólise.

A consideração dos efeitos de sobretensão são em geral limitados ao oxigênio e o hidrogênio, embora outros gases e os metais tenham sobretensões definidas. De uma maneira geral, todos os fatores que tenderem a aumentar

CETESB CIA. DE TÉCNICA E SANEAMENTO AMBIENTAL

BIBLIOTÉCA

a sobretensão do hidrogênio sobre o zinco deverão ser em pregados onde for possível.

Alguns dos fatores conhecidos que afetam a sobretensão do hidrogênio sobre o zinco são:

a) Superfície do eletrodo: a sobretensão é mais baixa numa superfície rugosa do que numa lisa. O efeito é acumulativo a medida que a deposição progride e é responsável em parte pela extrema sensibilidade de uma célula de zinco.

b) Concentração iônica: a falta de íons disponíveis no eletrólito produz um efeito similar ao abaixamento da sobretensão de hidrogênio. Este efeito, algumas vezes denominado polarização por concentração pode ser atenuado pela agitação do eletrólito e pelo uso de ânodos em forma de grade para aumentar a circulação.

c) Pureza do metal do eletrólito: uma impureza presente no metal constituinte do eletrodo, mesmo em traços, poderá baixar drasticamente a sobretensão de hidrogênio naquele ponto, impedindo a deposição do zinco e favorecendo sua dissolução.

d) Tempo de deposição: a sobretensão de hidrogênio máxima pode não ser alcançada imediatamente e pode também variar consideravelmente a medida que a deposição progride. O tempo de deposição que pode ser tolerado pelos custos do sistema é dependente da maioria dos outros fatores que afetam a deposição do zinco. A medida que estes fatores variam, o tempo de deposição pode variar de 8 a 72 horas, numa base comercial.

e) Temperatura: a temperatura na qual efetua-se a eletrólise pode afetar apreciavelmente a sobretensão. Um aumento da temperatura na eletrólise do zinco tende a baixar a sobretensão, aumentando também os efeitos prejudiciais de certos outros fatores.

f) Presença de colóides: a sobretensão de hidrogênio de uma célula eletrolítica de zinco normalmente aumenta pela presença de colóides. A teoria geralmente aceita para a explicação deste fato é de que as partículas coloidais migram sob a influência da força eletromotriz aplicada, um fenômeno conhecido por eletroforese, devido as

cargas situadas sobre a superfície da partícula, sendo que estas partículas depositam-se de maneira idêntica a íons eletrolíticos. No cátodo, se existirem áreas de cristais em crescimento ou qualquer protuberância em sua superfície, haverá nestes pontos uma densidade de corrente mais alta que no restante da superfície catódica e as partículas coloidais tenderão a aglomerar-se sobre estes pontos. O resultado é um isolamento parcial que faz os íons de zinco depositarem-se sobre a superfície normal, fazendo com que a lisura do depósito diminua.

g) Presença de substâncias orgânicas: a presença de substâncias orgânicas geralmente abaixa a sobre-tensão de hidrogênio.

h) Densidade de corrente: um aumento na densidade de corrente corresponde a um aumento na sobretensão, porém outros fatores como temperatura, atividade de contaminantes e concentração iônica acompanham o aumento da densidade de corrente (os dois primeiros aumentam, o terceiro diminui), e neutralizam qualquer benefício realizado por este fator.

i) Impurezas no eletrólito: este é provavelmente o mais importante de todos os fatores que afetam a sobretensão de hidrogênio e também um dos menos entendidos. O efeito de contaminantes simples tem sido estudado em grandes detalhes e seus efeitos sob condições padronizadas podem ser preditos com bastante precisão, porém o efeito combinado de dois ou mais contaminantes torna o problema muito complexo. O grande número de combinações possíveis e seus variados efeitos sobre a sobretensão de hidrogênio transformam este fator num problema sem fim.

Voltagem

A voltagem ou tensão teórica de decomposição de uma solução de sulfato de zinco pode ser calculada a partir do calor de reação e é 2,35 volts. Esta voltagem teórica de decomposição pode ser obtida sob condições de laboratório e empregando eletrodos de platina. O valor para a voltagem de decomposição em processo é cerca de 2,67

volts, sendo que outros fatores de resistência no interior da célula eletrolítica fazem com que a voltagem a ser realmente aplicada seja cerca de 3,41 volts. A voltagem necessária para manter uma dada densidade de corrente é proporcional a resistência total da célula. A resistência do eletrólito, dos eletrodos e suas superfícies devem ser considerados, embora a resistência da solução seja a mais importante devido a diversos fatores, tais como o espaçamento dos eletrodos, a concentração de sulfato de zinco e ácido sulfúrico e a temperatura da solução. A resistência da solução é diminuída por um aumento da temperatura e caso os problemas de corrosão não se agravem com o aumento da mesma, é aconselhável o emprego de soluções quentes. A resistência oferecida pelos eletrodos é geralmente muito pequena exceto quando a acumulação de peróxido de chumbo ou dióxido de manganês no ânodo chega a tal ponto que forma uma barreira a passagem de corrente ou quando temos o acúmulo de gás em ambos os eletrodos.

Densidade de Corrente

A densidade de corrente no cátodo é um fator importante na operação de uma célula de zinco. Uma densidade de corrente de 270 a 430 amperes/m² (25 a 40 amperes/pé²) é considerada baixa na eletrólise do zinco. Operando-se nesta faixa, o controle da temperatura no interior da célula pode ser realizado por serpentinas. Caso se queira trabalhar com densidades mais altas, haverá a necessidade de emprego de resfriamento externo nas células, sendo que devido a este requisito torna-se tão prático operar na faixa de 800 a 1080 amperes/m² (80 a 100 amperes/pé²) como na faixa de 540 a 650 amperes/m² (50 a 60 amperes/pé²).

As lâminas catódicas são em geral maiores que as anódicas visando reduzir os efeitos de pontos salientes de deposição com altas densidades de corrente.

Uma densidade de corrente alta tende a aumentar o efeito pernicioso de qualquer contaminante presente, além de requerer uma concentração iônica de zinco maior no eletrólito e uma maior circulação do eletrólito no inte

rior da célula para evitar áreas de baixa concentração iônica.

A circulação pode ser melhorada com o emprego de ânodos em forma de grade e a evolução de gases nos mesmos.

O período de deposição para uma dada quantidade de zinco pode ser encurtado com o aumento da densidade de corrente. Um período de deposição menor tenderá a neutralizar os efeitos perniciosos da alta densidade de corrente. A densidade de corrente empregada tem uma influência considerável sobre a eficiência energética de uma célula de zinco. Uma relação razoável para massa de zinco depositada por consumo de energia é uma grama de zinco depositada para cada 1,927 watt-hora de energia.

Temperatura

A temperatura de operação de uma célula de zinco pode ter um efeito considerável sobre a eficiência da corrente, a quantidade de chumbo no zinco depositado e a quantidade e forma física do dióxido de manganês retirado do eletrólito.

A faixa de temperatura situada entre 30°C e 40°C é aceita como a melhor quando todos os fatores são considerados, lembrando porém que os efeitos perniciosos dos contaminantes aumentam com a elevação da temperatura. A eletrólise do zinco é complicada pela formação de 1,505 gramas de ácido sulfúrico para cada grama de zinco depositada. A corrosão do zinco depositado é uma função da quantidade e espécie dos contaminantes presentes e a concentração do ácido no eletrólito; como a corrosão é uma reação química, tenderá a ser mais rápida com o aumento da temperatura.

A quantidade de chumbo depositada com zinco no cátodo é uma função da temperatura da solução na célula. A temperatura ótima para a produção de zinco com baixo teor de chumbo é 35°C.

Quando houver a presença de dióxido de manganês na solução deve-se cuidar que a temperatura não passe

de 40°C, pois nesta temperatura o depósito de dióxido de manganês que se forma ao redor do ânodo adere-se a este firmemente e fica muito difícil de remover.

Pureza do Eletrólito

O fator mais importante na eletrólise bem sucedida da solução de sulfato de zinco é o grau de pureza do eletrólito. A solução deve estar livre de elementos eletronegativos ao zinco. Caso a solução não esteja livre de impurezas geradas mecanicamente, o ácido sulfúrico gerado na célula irá dissolver qualquer destas impurezas que sejam solúveis. Mesmo que o efeito de certos contaminantes possa ser minimizado por mudanças nas condições operacionais ou o emprego de agentes aditivos, a única garantia de resultado satisfatório é um alto grau de pureza do eletrólito.

É de grande importância também garantir a pureza dos eletrodos, revestimento de tanques e qualquer outro equipamento auxiliar que possa entrar em contato com o eletrólito e contaminá-lo. Os ânodos deverão ser constituídos de chumbo quimicamente puro ou, no caso de empregar ligas de chumbo, o chumbo e outros componentes da liga terão que estar o máximo possível livres de elementos nocivos; o alumínio usado nos cátodos deverá ser o mais puro possível.

Os revestimentos dos tanques, caso sejam de chumbo, deverão ter o mais alto grau de pureza possível.

Agentes Aditivos

Os agentes aditivos tais como cola e várias outras substâncias orgânicas são utilizados frequentemente para aumentar a eficiência da amperagem de uma célula de zinco e melhorar o caráter físico do material depositado.

Uma das teorias sobre o uso de agentes aditivos é que certas substâncias adicionadas ao eletrólito irão combinar-se com os contaminantes indesejáveis presentes fazendo com que os mesmos precipitem com a borra do ânodo. Os compostos que contêm radicais oxidantes (por ex.:

clanamida, ácido tânico, etc.), parecem causar a precipitação de certos elementos na forma de óxido.

Equipamentos Para Geração de Potência

A eletrólise do zinco requer o emprego de corrente direta, a qual em muitos casos, teve de ser convertida da corrente alternada. A quantidade de potência necessária é tanta que uma pequena diferença na eficiência de conversão entre os diferentes tipos de equipamentos de conversão torna-se um item de custo apreciável. Os principais tipos de equipamentos empregados são unidades motor-gerador, conversores rotativos síncronos, e retificadores a arco de mercúrio.

As unidades motor-gerador operam geralmente com a eficiência de conversão na faixa de 85% a 88%; os conversores rotativos síncronos operam na faixa de eficiência de 92% a 94%, enquanto que os retificadores a arco de mercúrio operam com eficiência de 94% ou mais, dependendo da tensão.

Os retificadores a arco de mercúrio são os mais eficientes entre os tipos de conversores atualmente em uso, sendo superiores aos demais também pela reduzida quantidade de pessoal necessário para operá-los e mantê-los. Uma estação com retificadores a arco de mercúrio pode ter operação totalmente automática, sendo que eventuais problemas de oscilação de potência, flutuações de voltagem ou outra qualquer variação na linha de tensão não constituir-se-ão em problemas sérios, pois com o emprego dos retificadores a arco de mercúrio, a potência poderá ser restaurada imediata e automaticamente assim que o problema for eliminado, fato que não ocorre com os outros conversores.

Os retificadores a arco de mercúrio adequados para o emprego na eletrodeposição do zinco são de construção recente. A maioria das plantas continuam a operar com os equipamentos mais tradicionais devido ao fato que a vantagem na eficiência operacional não justificar os custos decorrentes até que o presente equipamento alcançasse

boas condições operacionais.

Eletrodos

As placas constituintes do cátodo são feitas com folhas de alumínio laminado de alta pureza com espessura variando de 2,4 mm a 4,8 mm (3/32 a 3/16 polegada) e tendo uma área submersa variando de $0,74 \text{ m}^2$ a $1,12 \text{ m}^2$ (8 a 12 pés²). As lâminas são soldadas ou rebitadas ou encabeçadas para suportar barras de cobre ou alumínio.

As barras de cobre tipo encabeçadas (cabeçote) podem ser constituídas de material laminado ou extrudado enquanto que as barras de alumínio podem ser de material laminado, fundido ou extrudado. As barras de cobre necessitam de uma seção transversal menor do que as barras de alumínio para uma mesma capacidade de corrente e tem maior facilidade em manter os contatos elétricos. As barras de cobre apresentam uma desvantagem séria por serem solúveis no ácido que se forma nas células, pois o sulfato de cobre formado é uma fonte de contaminação do eletrólito e sua presença sobre a lâmina catódica, especialmente na área compreendida entre a superfície da solução e o cabeçote ou travessa, causa um aumento na taxa de corrosão do alumínio.

As barras de alumínio tipo encabeçadas necessitam a colocação de contatos de cobre por meio de fusão no alumínio ou soldado no ponto onde é feito o contato com a barra condutora. Os contatos soldados resultam numa junção de baixa resistência entre o cobre e o alumínio, sendo que resultados idênticos podem ser obtidos com o cobre fundido no alumínio se o cobre for recoberto com um metal intermediário tal como o cádmio ou níquel antes de ser inserido no alumínio.

Uma folha ou lâmina catódica de alumínio pode operar vários meses sem problemas. Em termos de corrosão da lâmina, é mais severa na área entre a superfície da solução e o cabeçote, sendo o pior ponto ao nível da superfície da solução. Para a eliminação da corrosão neste ponto, tem-se experimentado vários procedimentos, entre os

quais, o emprego de tintas e recobrimentos que demonstra ram não serem completamente satisfatórios: o aumento da espessura da lâmina nesta área é benéfica, porém aumenta a quantidade de alumínio em serviço e os custos de fabricação; a mudança periódica do nível da solução no interior da célula ajustando-se a altura da saída de solução irá aumentar a vida útil das lâminas naquele ponto. O rompimento das lâminas pode também ser devido ao fato delas tornarem-se muito finas, especialmente sobre as bordas. A presença de compostos de cloro ou fluor no eletrólito, aumenta a corrosão, sendo o fluor particularmente nocivo, pois sua presença em quantidades incomuns faz com que o depósito de zinco fique empregnado no alumínio a tal ponto que sua remoção só é possível por meio de dissolução ácida.

O emprego de cátodos com cobrejunta longitudinal é recomendável quando a eletrólise é realizada com altas densidades de corrente. O uso das cobrejuntas evita que o zinco deposite-se ao redor das juntas, como também pontos com alta densidade de corrente.

Existem vários tipos de cobrejunta e os materiais de construção mais comuns são madeira, plástico e borracha.

Os ânodos usados na indústria do zinco eletrolítico são constituídos por chumbo puro ou de ligas chumbo-prata, podendo ser fundidos ou laminados e terem a forma de lâmina ou grade. A espessura das lâminas varia de 4,8 mm a 9,6 mm ($3/16$ a $3/8$ de polegada), e seu tamanho é ligeiramente menor que as lâminas catódicas visando minimizar os efeitos de alta densidade de corrente.

Os ânodos fundidos tem a vantagem de serem mais baratos do que os ânodos laminados. O cabeçote ou travessa usado para suportar a lâmina anódica e prover contato elétrico entre a lâmina e a barra condutora é constituído em geral por barras de cobre cobertas com chumbo, exceto nos pontos de contato com a barra condutora. Os cabeçotes podem ser fundidos como parte integral do ânodo ou podem ser fundidos separadamente e soldados a folhas fundidas ou laminadas.

As folhas ou lâminas anódicas laminadas são

CETESB - CIA DE TECNOLOGIA E SANEAMENTO AMBIENTAL
BIBLIOTECA

mais resistentes à corrosão do que as lâminas fundidas, devendo as primeiras serem empregadas caso os custos não sejam proibitivos.

Os materiais mais adequados para a constituição dos ânodos são o chumbo puro ou uma liga chumbo-prata. Ânodos de liga chumbo-prata contendo de 0,5% a 1% de prata, são mais resistentes à corrosão do que o chumbo puro, o que resulta numa vida útil maior e uma quantidade de chumbo menor depositado com o zinco. Os ânodos de liga chumbo-prata causam uma ligeira diminuição na eficiência de amperagem, mas tais perdas são compensadas pelas vantagens que este tipo de ânodo oferece.

Os ânodos deverão ser retos e o espaçamento entre os cátodos e ânodos o mais uniforme possível. Para obter este espaçamento uniforme, emprega-se espaçadores ou guias, sendo que em algumas plantas empregam-se botões de plástico ou porcelana como espaçadores e colocados na porção mais inferior do ânodo. O espaçamento varia geralmente de 75 mm a 100 mm (3 a 4 polegadas).

Células Eletrolíticas

As células ou tanques usados na eletrólise do zinco são construídos em madeira, concreto ou uma mistura concreto-piche. As células construídas em madeira e concreto devem ser revestidas com um material resistente a ácidos enquanto que aquelas construídas com a mistura concreto-piche dispensam o revestimento. A madeira ou concreto revestidos com chumbo apresentam-se como a combinação mais comum nas construções, embora células construídas com concreto e revestidas com borracha, tijolos a prova de ácido sejam usadas com frequência e com resultados satisfatórios. Células construídas com mistura piche-concreto foram intensamente empregadas pois pareciam representar o tanque ideal porém essa mistura sofre craqueamento através de choques térmicos ou mecânicos, fato este que levou muitas instalações a desistirem do seu emprego.

O tanque ideal deverá ser imune à ação de ácido sulfúrico diluído na presença de condições oxidantes,

não condutor de eletricidade, razoavelmente barato, ter um longo período de vida útil, resistência mecânica e estrutural para suportar não só o peso da solução e da borra acumulada, mas também o peso das barras condutoras, eletrodos e zinco depositado.

As dimensões do tanque dependem do número e tamanho dos eletrodos, bem como o espaçamento entre eles. A eventual formação de dióxido de manganês durante a eletrólise requer que providencie-se algum espaço útil abaixo dos eletrodos visando acomodar a borra acumulada.

Os tanques podem ser isolados de suas fundações pelo emprego de materiais não absorventes tais como blocos de vidro ou porcelana. As barras condutoras deverão estar bem isoladas dos tanques e suportes para evitar o vazamento de corrente. As linhas de alimentação de solução e de ácido gasto devem ser de materiais não condutores ou bem isolados. O eletrólito gasto é removido das células eletrolíticas através de tubos de plástico, esgotos de plástico ou esgotos revestidos com chumbo.

As células eletrolíticas de zinco são colocadas em séries segundo o equipamento de potência disponível. A voltagem do sistema é o fator determinante, portanto, tomando-se a voltagem máxima disponível e dividindo-se por 3,75, teremos o número de células que poderão ser instaladas para aquela unidade de potência.

Existem vários métodos diferentes a serem empregados para racionalizar o sistema de fluxo das soluções que entram e saem da célula. A maioria das plantas faz o arranjo das células em sistema cascata para economizar espaço. Um número de 6 a 9 células podem ser colocadas em cascata, sendo que o fluxo da descarga de cada célula passa a alimentar a célula colocada abaixo.

A colocação de dois arranjos em cascata lado a lado formará uma cascata dupla de células com um corredor de trabalho entre cada cascata dupla. Quando montados desta maneira, os tanques adjacentes em cada cascata devem ser construídos como um tanque duplo com uma parede comum.

As células também podem ser montadas em pa

ralelo, sendo que neste sistema cada célula descarrega diretamente nos esgotos de retorno de ácido. Este sistema requer mais espaço útil ou que o indivíduo encarregado caminhe ao longo do topo dos tanques.

Uma quantidade considerável de calor é gerado nas células e deve ser dissipada caso se queira trabalhar dentro de uma faixa ótima de temperatura. A quantidade de calor a ser dissipada aumenta com o aumento da densidade de corrente. Até um certo ponto, as células podem ser adequadamente resfriadas usando-se água de resfriamento passando através de serpentinas colocadas no fim da célula. Além deste ponto, empregam-se sistema de resfriamento externo onde o eletrólito é recirculado com rapidez entre as células eletrolíticas e um conjunto de células de resfriamento equipadas com serpentinas.

Estas serpentinas de resfriamento são construídas em chumbo, alumínio ou aço inox. O chumbo é o metal mais empregado e tem uma longa vida útil embora seja comparativamente pobre em termos de transferência de calor. O alumínio é amplamente empregado onde o teor de cloro e fluor na solução é baixo o suficiente para permitir um período de vida útil razoável para a serpentina. As serpentinas de aço inox têm tido um emprego limitado até o presente, mas oferecem perspectivas promissoras a medida em que passam a ser construídas com as paredes mais delgadas para permitir boa transferência de calor e resistência ao ataque químico.

Outro fator importante é o controle da acidez no interior da célula. Para cada densidade de corrente empregada, existe uma estreita faixa de acidez na qual o zinco é depositado mais economicamente, tornando necessário portanto, frequentes testes e dosagens no fluxo das células.

Os testes para controle de acidez podem ser realizados por titulação do ácido com solução de carbonato, ou pelo emprego de hidrômetros especiais ou de aparelhos elétricos para medir a resistência.

A limpeza periódica das células é necessária para remover a lama de manganês acumulada; para limpar,

endireitar e substituir os ânodos; para renovar o isolamento da célula e inspecionar os tanques quanto a possíveis vazamentos. A maioria das plantas é equipada com tanques que podem ser desligados do circuito operacional para serem limpos e mantidos sem afetar a produção.

A remoção da borra de manganês pode ser realizada manualmente, por sistemas a vácuo ou máquinas de escavação mecânica. Um procedimento vantajoso é suspender a operação e limpar uma unidade inteira numa só operação quando ocorrem períodos de baixa demanda de produção. Neste método, o zinco depositado não é removido dos cátodos antes de suspender a operação.

As células têm sua acidez diminuída a níveis mínimos pelo alagamento das mesmas com solução de eletrólito neutra. O zinco depositado protege as lâminas de alumínio contra qualquer ácido remanescente, o qual é logo completamente neutralizado pela dissolução do zinco. Os eletrodos são então removidos e as células esvaziadas e limpas.

O método descrito acima para paralisação de uma unidade para a limpeza, pode também ser empregado para paralisar a operação inteira, e neste caso, as células não são esvaziadas e limpas. As células eletrolíticas paralisadas desta maneira podem ser reativadas com uma perda muito pequena na eficiência de amperagem e sem proporcionar danos ao equipamento.

Pureza do Zinco Catódico

Os três metais que normalmente depositam com o zinco durante a eletrólise são o cobre, cádmio e chumbo. O grau de pureza do eletrólito é o principal fator que influencia a quantidade de cobre e/ou cádmio no depósito, embora ambos sejam facilmente removidos no processo subsequente de purificação do zinco. O cobre pode estar presente no eletrólito devido à purificação incompleta do mesmo ou a contaminações pelas barras condutoras ou dos cabeçotes dos cátodos. A quantidade de chumbo presente na solução como sulfato de chumbo é muito pequena, sendo que as

principais fontes do chumbo presente no cátodo são o chumbo constituinte do ânodo e do revestimento das células. Tal contaminação é causada pela corrosão ácida e portanto, qualquer fator que venha prevenir a corrosão do chumbo ou remover os produtos desta ajudará na redução do teor de chumbo no zinco catódico.

A quantidade de chumbo no depósito catódico pode ser bastante reduzida pela adição de cobalto à solução até teores da ordem de 0,01 gramas/litro, na ausência de germânio. A temperatura também é um fator importante e a 35°C obtemos um zinco com baixo teor de chumbo.

Outros fatores importantes na redução de chumbo são uma eficiência de amperagem alta, o emprego de ânodos de liga chumbo-prata com teores de prata de 0,5% a 1,0%, limpeza frequente das células e o emprego de carbonato de estrôncio ou hidróxido de bário como agentes aditivos, quando a temperatura da célula é mantida abaixo de 40°C.

Efeito das Impurezas

A célula de zinco eletrolítico irá reagir com os contaminantes da solução mesmo que estejam em quantidades tão pequenas que não sejam determinados pelos meios comuns. Até as purificações mais rigorosas não conseguem eliminar todas as impurezas presentes, sendo que estas são controladas e reduzidas somente até uma quantidade tal que permita que a eletrólise se realize com uma eficiência de amperagem razoável.

O efeito combinado de duas ou mais impurezas nocivas é muito mais prejudicial à eletrólise do que o efeito de uma única. Um exemplo deste efeito combinado é dado pelos contaminantes cobalto e germânio. Em soluções eletrolíticas isentas de germânio, o teor de cobalto pode ser tão alto quanto 0,01 gramas/litro sem afetar a eletrólise; com a presença de germânio, o teor máximo de cobalto deve ser 0,001 gramas/litro, caso contrário haverá interferência da eletrólise.

a) Sódio, Potássio, Magnésio e Alumínio: são

os contaminantes menos nocivos, a não ser que apresentem concentrações tão altas que venham a deslocar o zinco da solução, impedir deposições e filtrações ou aumentar a resistência do eletrólito.

b) Manganês: os compostos de manganês são normalmente considerados de baixa nocividade, ou até benéficos a eletrólise. Somente uma porção de manganês presente no eletrólito é depositada, sendo que a quantidade depositada depende mais das condições da célula do que da concentração de manganês no eletrólito. A quantidade que se deposita no fundo da célula e aquela que adere ao ânodo são influenciadas pela temperatura, densidade de corrente, acidez da solução, idade e composição do ânodo e a presença de certos contaminantes como cobalto e ferro.

Quando quantidades excessivas de dióxido de manganês aderem aos ânodos, aquelas podem causar um isolamento parcial destes, com o aparecimento de altas densidades de corrente nas áreas não isoladas. O manganês em solução tem um pequeno efeito sobre a voltagem de uma célula eletrolítica de zinco, mas quando depositado sobre o ânodo, fará a voltagem aumentar.

Uma concentração de 6 a 7 gramas/litro não tem efeitos notáveis sobre a eletrólise, porém, concentrações acima desta, serão prejudiciais.

c) Cádmio: a presença de cádmio até 1,15 gramas/litro no eletrólito não apresenta efeitos prejudiciais sobre a eficiência de amperagem. O cádmio co-deposita com o zinco preferencialmente a baixas voltagens e é geralmente bem controlado na purificação com zinco em pó.

d) Chumbo: a presença de chumbo no eletrólito tem pequeno efeito na eletrólise.

e) Ferro: o ferro pode estar presente no eletrólito em quantidades consideráveis sem ocorrência de efeitos notáveis sobre a eletrólise. O ferro provoca a absorção de parte da potência útil disponível para a deposição do zinco devido a contínua oxidação do ferro II no ânodo e redução do ferro III no cátodo. A presença de ferro

no eletrólito, embora não prejudicial por si só, evidencia que o processo de purificação anterior não foi bem realizado e que provavelmente outros contaminantes mais nocivos estão presentes.

f) Cobalto: a adição de quantidades controladas de cobalto ao eletrólito beneficia na redução da quantidade de chumbo que co-deposita com o zinco. A quantidade de cobalto que pode ser tolerada sem afetar a eletrólise é dependente da presença de outros elementos tais como o germânio e da concentração ácida na célula. A presença de cobalto no eletrólito é evidenciada pelo exame do zinco depositado, pois o contaminante causa dissolução do depósito e produz buracos característicos, mais ou menos redondos, na parte posterior da lâmina. A adição de tartarato de potássio e antimônio em pequenas quantidades ao método de purificação com pó de zinco, elimina da solução, teores de cobalto tão baixos como 0,002 gramas/litro. O emprego de permanganato de potássio também auxilia na eliminação de baixos teores de cobalto. Quantidades maiores de cobalto podem ser retiradas de soluções livres de ferro e cobre pelo uso de nitroso-beta-naftol o qual reage com o cobalto formando o composto insolúvel cobalto-beta-naftol. Outro método emprega xantato etil sódio e um agente oxidante tal como permanganato de potássio ou sulfato de cobre.

A remoção de cobalto por meio de cobre, arsênico e zinco em pó é bem eficaz e a eficiência da reação aumenta com o aumento da temperatura, pois a 80°C ou mais, este método de purificação remove também o níquel da solução. O cobre pode ser empregado na forma metálica ou sulfato, enquanto que o arsênico é empregado na forma de trióxido dissolvido em solução cáustica.

g) Níquel: o máximo que a célula de zinco tolera em termos de concentração de níquel é 0,0001 gramas/litro, sem que haja efeitos nocivos à mesma, a menos que o cobalto esteja presente. O único método comercial econômico para eliminar níquel da solução é o tratamento a quente com cobre, arsênico e zinco, idêntico para o cobalto. A presença de níquel no eletrólito causa a formação de bura

cos grandes no depósito.

h) Arsênico: o arsênico é menos nocivo que o antimônio e concentrações da ordem de 0,004 gramas/litro não apresentarão problemas à eletrólise, a não ser que outras impurezas, como o cobalto, estejam presentes. O arsênico causa o aparecimento de frisos na superfície do depósito de zinco. Este contaminante pode ser removido pela purificação com ferro. Como no caso do ferro, a presença de arsênico indica que a purificação da solução não foi bem efetuada.

i) Antimônio: a presença de antimônio é bastante nociva à eletrólise e quantidades maiores de 0,00002 gramas/litro, especialmente na presença de cobalto e germânio. O antimônio produz um depósito de zinco com uma superfície bastante irregular e provoca severa dissolução do mesmo devido ao abaixamento da sobretensão do hidrogênio.

j) Germânio: uma parte de germânio em 10 milhões de partes de eletrólito é suficiente para forçar sérias perdas na eficiência de amperagem; a associação deste elemento com cobalto ou antimônio é especialmente séria. O germânio também tende a esburacar o depósito de zinco.

Este contaminante é difícil de remover e caso esteja presente na solução em quantidades consideráveis haverá a necessidade de empregar métodos especiais. Uma parcela do germânio pode ser eliminada na purificação com ferro embora esta redução seja menor do que para o arsênico e antimônio. Pequenas quantidades de germânio podem ser removidas na purificação do zinco com a presença de cobre e arsênico.

k) Telúrio: o telúrio é altamente nocivo à eletrólise, pois uma concentração de 0,000005 gramas/litro afeta seriamente a eficiência de amperagem, especialmente na presença de cobalto. Grandes quantidades deste contaminante irão causar a dissolução de grandes áreas de depósito. O telúrio é eficazmente removido na purificação com ferro.

l) Selênio: é geralmente eliminado pelos mē

todos normais de purificação. A presença deste contaminante no eletrólito em concentrações da ordem de 0,0001 gramas/litro, produz um depósito de zinco com reentrâncias verticais.

m) Tálho: a eficiência de amperagem não é afetada pela presença de tálho, mas a presença deste contaminante no eletrólito tende a aumentar a quantidade de chumbo que co-deposita com o zinco, sendo que o tálho também deposita com o zinco.

n) Estanho: a presença deste contaminante no eletrólito, mesmo em concentrações muito pequenas, tende a diminuir a eficiência de amperagem. O estanho deverá ser eliminado pelos métodos ordinários de purificação.

o) Bismuto, Tungstênio, Índio e Gálio: estes contaminantes aparecem muito raramente no eletrólito devido ao fato de serem praticamente insolúveis ou facilmente removíveis.

p) Cálcio: não causa problemas ligados a eletrólise, mas sim nos sistemas hidráulicos pois o sulfato de cálcio formado tenderá a cristalizar-se e depositar em esgotos, drenos, dutos e tanques.

q) Cloro: a corrosão de chumbo nas células de zinco é devida principalmente ao cloro. A presença de manganês tende a moderar a ação do cloro. O cloro é automaticamente eliminado no processo de lixiviação caso haja prata presente em quantidades suficientes para se combinar com o cloro, formando cloreto de prata. Em seguida adiciona-se sulfato de prata para eliminar o cloro e a borra de prata pode ser regenerada por zinco e ácido, recuperando-se a prata.

r) Fluor: a presença deste contaminante é a causa principal da adesão do depósito de zinco ao cátodo de alumínio, e quanto maior a concentração de fluor, maior a adesão. O efeito principal é o fluor atacar a delgada película de sulfato de alumínio que se forma sobre a superfície do cátodo de alumínio, sendo que o efeito começa com concentrações de fluor da ordem de 0,002 gramas/litro. O

único meio conhecido de combater os efeitos do fluor é o condicionamento dos cátodos, imergindo-os no eletrólito por um curto espaço de tempo antes de ligar a força. Este procedimento restaura a película de sulfato de alumínio e reduz o efeito de adesão.

II.1.3.2. Processos Pirometalúrgicos

Sob este título ficarão reunidas as duas práticas pirometalúrgicas que estão em fase de implantação no território nacional. Uma, a piroconcentração, que processa minérios de zinco oxidados ou concentrados deste, com baixo teor de zinco e a outra constituída das etapas de us^{ta}ção, sinterização e fusão, sendo destinada a minérios de zinco sulfatados.

II.1.3.2.1. Piroconcentração

Os minérios ou concentrados de zinco na forma de óxido com baixo teor do metal são concentrados de uma maneira econômica em um forno rotativo Waelz.

O material que contém o zinco é misturado a uma quantidade suficiente de carvão vegetal sendo ambos a glutinados (sinterizados) com melaço de cana de açúcar, em pellets que alimentam o forno rotativo onde se dará a redução do óxido de zinco a sua forma elementar.

O calor requerido para esta reação química endotérmica, o qual deverá ser suficiente para manter uma temperatura da ordem de 1100 a 1200°C no interior do forno, e para a vaporização do zinco é provido em parte, pela queima de combustível ou carvão pulverizado no interior da câmara e parte pela reoxidação do vapor de zinco pelo ar em excesso no fluxo de ar transportador. O óxido de zinco resultante (de concentração muito mais alta) é retirado da zona de reação pelo fluxo de gás, sendo coletado em filtros de tecido. As impurezas não voláteis, tais como ferro, cobre e sílica, permanecem na escória e são dispostos como resíduo.

Um dos principais problemas associados a esta tecnologia é a formação de anéis no forno. Em vista disso, é importante que a ganga no minério seja extremamente

básica ou extremamente ácida; por outro lado, para maior eficiência deste processo, é necessário que sejam eliminadas previamente todas as reações competitivas (aquelas que se processam antes da redução de óxido de zinco). O óxido de zinco produzido poderá ser colocado diretamente no mercado ou utilizado como matéria prima para produção de zinco eletrolítico, segundo procedimento visto anteriormente.

II.1.3.2.2. Pirometalurgia Para Minérios Sulfetados

Ustulação

Para que haja uma recuperação eficiente do zinco, o teor de enxofre nos concentrados de óxidos tratados deverá ser reduzido a menos de 2%. Isto é efetuado aquecendo-se o sulfeto e ustulando-o com oxigênio (geralmente do ar), havendo então a formação de zinco bruto e dióxido de enxofre gasoso. O último pode ser convertido à ácido sulfúrico com equipamento adequado e isto produz um crédito econômico para a operação de ustulação. A produção de ácido é prioritária para eliminar problemas de poluição do ar.

Vários tipos de plantas de ustulação estão operando satisfatoriamente, entre as quais as com fornos de fornalhas múltiplas; ustuladores tipo "flash", nos quais um pulverizador promove uma corrente de sulfeto concentrado finamente dividido que é ustulada numa câmara de combustão; ustuladores de leito fluidizado, no qual o ar de combustão é pressurizado e admitido por pequenos buracos dispostos numa placa de aço que forma a base da câmara de combustão, queimando então o enxofre presente no concentrado de minério, a medida que o ar quente atravessa o leito de cima para baixo.

A maioria dos modernos ustuladores de zinco são do tipo "flash" e de leito fluidizado por razões de eficiência econômica e metalúrgica.

Sinterização

A maioria dos métodos de extração pirometalúrgicos exigem que os óxidos ustulados ou piroconcentra-

dos recebam um tratamento anterior visando aumentar a densidade e o tamanho das partículas antes destas serem alimentadas no forno de fusão.

Um controle adequado da temperatura, fluxo de ar e agentes redutores nesta etapa também servirá para remover impurezas do óxido de zinco. Tais impurezas são compostas por compostos voláteis de cádmio, chumbo, prata e índio que são retirados pelos gases de combustão efluentes sendo capturados num filtro de tecido ou precipitador eletrostático para posterior recuperação destes metais.

Os equipamentos que realizam a operação de sinterização são geralmente as máquinas Dwight - Lloyd com grelha móvel ou fornos rotativos. Ocasionalmente, um ustulador de leito fluidizado especialmente projetado realiza a mesma função evitando a etapa de sinterização.

Fusão

A base para esta etapa em todos os processos pirometalúrgicos é o fornecimento de calor suficiente para elevar a temperatura do material zincífero e do combustível redutor no mínimo a 1000°C, para que o carvão reduza o óxido de zinco a zinco metálico. Esta temperatura está acima do ponto de ebulição do zinco, portanto, o metal assim que se separa do enxofre, passa imediatamente à fase vapor.

A quantidade de carvão adicionada ao processo deve estar em excesso visando deslocar o equilíbrio da reação que seria a formação de dióxido de carbono, para a formação de monóxido de carbono.

O vapor de zinco formado será novamente oxido durante a sua passagem da câmara de reação para o vaso de condensação. A maioria das impurezas remanescentes das etapas de preparação descritas nos tópicos anteriores são eliminadas pelos resíduos dos fornos, exceção feita a parte do chumbo e quantidades menores de ferro e cádmio.

O processo de fusão pode ser realizado em retortas horizontais, retortas verticais, retortas eletrotérmicas e alto forno.

Fusão em Retortas Horizontais

Este processo é o mais antigo método conhecido para a fusão de zinco e emprega grandes baterias com a disposição de colméia contendo retortas (800 ou mais) de tijolo refratário ou carbetto-silício com diâmetro de 20-25 cm e 1,5 - 1,8 m de comprimento, colocadas horizontalmente num forno alimentado a gás ou carvão. As retortas são sustentadas em cada terminal e colocadas em filas de 15 - 20, com 4 - 5 de altura.

A alimentação que consiste de sinter concentrado e carvão é feita por meios mecânicos em uma série de retortas de cada vez. A medida que se alcança a temperatura de reação, uma mistura de monóxido de carbono e vapor de zinco saem pela boca de retorta e se condensam num vaso de argila que fica vedando a parte aberta do terminal das retortas. A boca de entrada deste condensador é cheia com uma mistura de coque poroso, fazendo com que o monóxido de carbono não condensável passe através do coque e se queime enquanto que o zinco fundido fica retido na massa do mesmo. Quatro ou cinco vezes durante o período de aquecimento de 24 - 48 horas, o zinco é vazado destes condensadores individuais para o interior de uma concha de transferência, sendo vazado em moldes lingote.

Ao final do ciclo, os condensadores são retirados para fora do forno e os resíduos são limpos por máquinas visando tornar as retortas prontas para o recebimento de uma nova carga. O desenvolvimento de máquinas para carregamento e limpeza têm reduzido significativamente o trabalho físico neste processo. Outros esforços tem sido feitos buscando-se reduzir trabalho físico, como por exemplo, a centralização da condensação e do sangramento do metal substituindo-se as centenas de condensadores individuais sobre o forno com um escudo ou anteparo metálico com isolamento para ar ao longo da face do forno, mas não conseguiu-se chegar ainda a resultados conclusivos. O número de fundições de zinco que empregam retortas horizontais têm diminuído nos últimos anos.

Fusão em Retorta Vertical

Neste processo emprega-se uma retorta vertical construída com tijolos de carbetos-silício tendo uma dimensão retangular horizontal de 0,3 m por 1,8m - 2,4m e uma altura vertical aquecida de até 11m. As paredes externas da retorta são aquecidas a gás enquanto cargas constituídas de briquetes de concentrado ustulado e carvão são alimentadas para cozimento a intervalos frequentes. Os resíduos são descarregados continuamente pelo fundo da retorta. A corrente gasosa efluente da retorta constituída por uma mistura de monóxido de carbono e vapor de zinco é levada a um condensador especial onde o zinco fundido é coletado e o monóxido de carbono é utilizado como combustível no aquecimento externo.

A produção diária típica de zinco fundido para uma retorta deste tipo é de 10 toneladas enquanto que um conjunto inteiro de retortas horizontais (800), produz somente 20 toneladas.

Fusão em Retorta Eletrotérmica

O forno neste processo é constituído por uma retorta cilíndrica construída em tijolo refratário tendo 2,5m de diâmetro e até 15m de altura. O concentrado sintetizado e o carvão misturados são carregados constantemente pela boca da retorta onde o calor de reação é suprido pela passagem de uma alta corrente elétrica através da resistência da carga.

A corrente elétrica é transmitida à carga decendente por meio de 16 eletrodos de grafite de grande diâmetro, sendo 8 colocados na parte superior da retorta e 8 colocados próximos ao fundo da mesma.

Os resíduos são vazados constantemente pelo fundo da retorta. A mistura de vapor de zinco e gás é passada por um banho e condensada em metal ou pode ser calcinada para obter óxido de zinco, o qual é coletado em filtros de tecido para ser empregado em indústrias de borraça ou tintas. Um forno comum produz 50 toneladas ou mais de zinco/dia.

Fusão em Alto Forno

O projeto deste forno foi tirado do processo ordinariamente usado na fusão de chumbo. De fato, o forno ISP funde zinco e chumbo ao mesmo tempo. O eixo vertical tem seção transversal retangular, sendo estrangulado embaixo para acomodar várias ventaneiras para a injeção de ar. O calor de reação é gerado internamente pela queima do carvão contido na carga. A alimentação do forno é feita em bateladas frequentes pelo topo do forno, consistindo a mesma de chumbo sinterizado, concentrado de zinco e fluxos adequados, produzindo uma escória que é vazada pelo fundo. Certas impurezas são carregadas na escória; chumbo em barras e sulfeto cuproso calcinado são separados da mesma neste estágio. O monóxido de carbono transportando o vapor de zinco é passado por um spray de chumbo fundido, onde o zinco sofre um resfriamento brusco e é transportado na massa em fusão até um local de decantação. O zinco sendo menos denso que o chumbo, é tirado pelo topo do decantador. Devido ao método de coleta, o zinco produzido nestes fornos tem um alto teor de chumbo.

Refino

O grau de pureza do zinco produzido pelos vários processos de redução de carbono é altamente dependente dos procedimentos de operação e controle praticados durante as etapas de preparação para fusão. A qualidade produzida varia conforme a aplicação que se destina; galvanização por imersão, galvanização contínua em linha e em alguns casos na fabricação de bronze e zinco trabalhado.

Contudo, quando a utilização é em ligas metálicas, o metal deve sofrer um refino.

O método mais empregado para o refino de zinco com baixo teor é a destilação fracionada em colunas de refino com refluxo.

Tipicamente, uma unidade com três colunas é operada com duas colunas de chumbo seguidas por uma de cádmio. As colunas de chumbo concentram o chumbo, ferro e outras impurezas de alto ponto de ebulição no terminal mais

baixo e saindo por cima, manda o zinco, cádmio e outros metais com baixo ponto de ebulição para a coluna de cádmio. O cádmio é condensado no topo dessa coluna enquanto que o zinco puro é tirado pelo fundo com uma pureza de até 99,995%.

II.1.4. CONTAMINAÇÃO ATMOSFÉRICA PROVOCADA PELAS INDÚSTRIAS DE ZINCO PRIMÁRIO

Os contaminantes atmosféricos que são produzidos pelas indústrias de zinco primário são: material particulado, fumos metálicos e dióxido de enxofre - SO_2 .

Os processos de lixiviação e eletrólise não emitem quantidades significantes de particulados ou gases. Os tanques nos quais se realizam tais processos são cobertos e ventilados para se evitar que os operadores fiquem expostos a gases ou névoas tóxicas.

O processo eletrolítico por si só, emite alguma névoa devido a evolução gasosa, mas este é um problema que se restringe à área em redor dos tanques.

Dados colhidos após amostragem de chaminés e monitoramento contínuo do ambiente mostram que as emissões para o exterior das operações de lixiviação e eletrólise do zinco são insignificantes.

II.1.4.1. Características das Emissões

II.1.4.1.1. Material Particulado

As emissões de particulados compreendem o pó grosseiro oriundo de processos mecânicos e os fumos metálicos dos fornos, ustuladores e sinterizadores. As operações de manuseio e redução de tamanho do minério responsabilizam-se por cerca de 45% das emissões, enquanto que as operações de ustulação, por outros 40%.

Os fumos de zinco metálico são difíceis de umidecer, aglomeram-se com facilidade, causando problemas de acúmulo na moega dos coletores.

II.1.4.1.2. Dióxido de Enxofre

Este poluente gasoso é emitido nas opera

CETESB - CIA. DE TECNOLOGIA E SANEAMENTO AMBIENTAL
BIBLIOTECA

ções de ustulação e sinterização de minérios que contêm enxofre associado. Os ustuladores podem fornecer vazões efluentes com um teor em SO_2 de 6% - 7%, justificando o emprego deste efluente numa planta de ácido sulfúrico. Tal prática é duplamente benéfica pois há a geração de um sub-produto de alto valor comercial e elimina-se um poluente atmosférico bastante prejudicial.

II.1.5. CONTROLE DOS CONTAMINANTES ATMOSFÉRICOS

II.1.5.1. Material Particulado

O pó grosseiro originado nas operações mecânicas de redução de tamanho e manuseio do minério, poderá ser controlado por filtros de tecido convencionais ou precipitadores eletrostáticos, precedidos de baterias de ciclones ou multiciclones que visam eliminar as partículas mais grosseiras que poderiam danificar o tecido que constitui as mangas do filtro ou os eletrodos do precipitador. A captura por via seca dos particulados gerados nas operações acima é mais vantajosa pois o produto coletado nos equipamentos de controle pode ser retornado ao processo e ainda mais, a coleta por via úmida gera uma lama diluída que, na hipótese de vir a ser jogada em cursos d'água, poderá transformar-se num poluente altamente inconveniente.

Os gases efluentes dos ustuladores podem ser libertos dos particulados empregando-se um conjunto ciclone-precipitador eletrostático em série ou então um depurador úmido que opera baseado no princípio de impactação a alta velocidade do gás sujo sobre uma superfície líquida.

O particulado (pó e fumos), originado na planta de sinter pode ser coletado por precipitadores eletrostáticos, filtros de tecido ou depuradores úmidos. Os fumos da sinterização são difíceis de coletar por meios elétricos devido a sua alta resistividade. Isto requer um controle constante da temperatura e do teor de umidade do gás, para conseguir-se uma coleta eficiente e constante.

Precipitadores eletrostáticos tipo placa e com fluxo horizontal têm sido instalados na maioria das modernas máquinas de sinterização de zinco. Adiciona-se um

dade e/ou vapor para aumentar a resistividade do pó e proporcionar uma ótima precipitação. O material de construção mais comum empregado na fabricação dos precipitadores eletrostáticos é o aço temperado.

Os depuradores úmidos a serem empregados no controle dos efluentes da sinterização deverão operar segundo o princípio da impactação a alta velocidade contra superfície de água, sendo o lavador Doyle um exemplo. As eficiências de coleta estão na faixa de 98% a +99%.

Os fumos de óxido de zinco oriundos dos processos de fusão, serão devidamente controlados por filtros de tecido, sendo que especial atenção deve ser dada ao condicionamento da vazão que sai do forno transportando o óxido de zinco. Um descuido no controle da temperatura desta vazão na entrada do filtro poderá danificar seriamente o meio filtrante que constitui as mangas.

II.1.5.2. Dióxido de Enxofre

Esse gás que origina-se principalmente nos processos de ustulação e sinterização de minérios sulfetados, pode sofrer tratamentos diversos, conforme a sua concentração na vazão efluente dos equipamentos em que são realizados os processos acima.

No caso em que as vazões possuem um alto teor de SO_2 , estas são utilizadas diretamente na produção de ácido sulfúrico. Quando o teor de SO_2 nos efluentes não é suficiente para viabilizar a construção de uma planta de ácido sulfúrico, o mesmo pode ser eliminado submetendo-o a tecnologias que empregam a lavagem do SO_2 por uma solução amoniacal, gerando misturas sulfito-bisulfito que após processamento adequado fornecerão sulfato de amônio e um fluxo concentrado de SO_2 que talvez viabilize a planta de ácido sulfúrico.

Os processos COMINCO, DMA e WELLMAN-LORD são exemplos deste tipo de tecnologia.

Em último caso, o SO_2 pode ser liberado para a atmosfera empregando-se altas chaminés.

II.2. ZINCO SECUNDÁRIO

As matérias primas utilizadas pelas indústrias de fusão de zinco consistem de sucatas contendo zinco metálico.

Pequenas quantidades de fluxos com compostos de cloro são também consumidos nos processos de zinco secundário.

A destilação e "sweating" são os principais processos utilizados para recuperação do metal, sendo que o "sweating" produz ligas de zinco e é também um estágio preliminar da destilação. Esta produz zinco metálico e óxido de zinco, ambos com 100% de pureza.

II.2.1. MATÉRIAS PRIMAS

As matérias primas usadas no processo são: sucata, fluxos e combustíveis para os fornos.

II.2.1.1. Sucata de Zinco

Pode ser metálica ou residual. A sucata metálica é o próprio metal, geralmente ocorre na forma como a peça foi manufaturada ou usada.

A residual consiste de resíduos e impurezas formados na fusão, escorificação e utilização do zinco fundido na galvanização. Estas são escumas e os drosses.

II.2.1.1.1. Sucata Metálica

As sucatas metálicas são classificadas em:

- . Zinco fundido não tratado por eletrodeposição: varia de fundidos limpos a fundidos com pequena quantidade de óleo ou camadas de tinta, tais como, fundidos rejeitados, lingotes de qualidade inferior, fundidos usados e chapas estampadas.

- . Zinco fundido tratado por eletrodeposição: essas matérias primas são grades de automóveis que sofreram tratamento com cromo, contendo alguns contaminantes tais como óleo, tintas e outros materiais orgânicos.

- . Sucata de zinco: materiais provenientes

das operações de acabamento: corte, furo, desbaste, etc. São considerados materiais limpos, porém contendo camadas de óleo ou compostos utilizados para corte.

. Sucata de zinco contaminado proveniente da fundição em matriz: consiste de armações contendo zinco, conexões e materiais contendo compostos de carbono, tais como gaxetas, isolante elétrico e lubrificantes. Essas sucatas são bombas de óleo para automóvel, buzinas e carburador.

II.2.1.1.2. Sucata Residual

As sucatas residuais são as escumas e os drosses.

Escumas são materiais formados acima da superfície do banho. Na maioria dos casos são substâncias não metálicas incluindo óxidos de metal e fluxo residual.

As escumas podem ser:

. Da galvanização (cinzas): formadas pela oxidação do metal no banho, quando não é usada camada de fluxo na cuba de galvanização. É escumado da superfície do banho e composto principalmente de ZnO . São resultantes da agitação, criando turbulência na superfície. Os cloretos derivados da camada de fluxo, aplicados sobre a peça a ser galvanizada, podem estar presentes na espuma variando de 0 a 12%.

. Da fundição em matriz: formados devido a acumulação de óxido de metal, fluxo $ZnCl_2$ e/ou NH_4Cl e outras impurezas presentes acima da superfície do banho. Esta espuma é composta na maioria de ZnO , com inclusão de metálicos, variando de 3 a 10%. O cloro atinge 3% (equivalente a 6% de $ZnCl_2$ anidro). Os metálicos são zinco com cobre e alumínio derivados da fusão de ligas.

Drosses são materiais formados dentro do banho, podendo estar localizado na superfície e no fundo do recipiente de fusão. São compostos de zinco metálico e apresentam aparência metálica.

Os drosses podem ser de topo ou de fundo.

a) Os de topo são:

- Da galvanização: formado por compostos de ferro-alumínio, flutuando na superfície do banho. Resultam da reação do alumínio com o ferro durante certo processo da galvanização, quando alumínio é adicionado para prevenir a formação de camada frágil. Fundem a altas temperaturas, são mais leves do que o zinco e tendem a se separar na superfície solidificando-se. O produto é escumado, contendo zinco não combinado e óxidos de metal, juntamente com compostos de Fe-Al. Esses drosses contêm cerca de 90 a 95% de zinco, 2 a 5% de alumínio e são geralmente isentos de fluxos cloretos.

- Da fusão: formado no topo do processo de fusão, é similar ao da galvanização, porém a diferença entre eles está no conteúdo metálico. 85% é zinco e também estão presentes cobre e alumínio, podendo ter algum fluxo a base de cloro.

b) Drosses de Fundo

Os drosses de fundo resultam somente da galvanização. É formado pela liquação do composto Fe-Zn no fundo do banho. A sedimentação é devido a maior gravidade específica do composto do que a do zinco. Em certos processos, o drosse pode ficar acima da camada de chumbo fundido.

Este tipo de sucata é removido do banho, e contém zinco não combinado juntamente com compostos de Fe-Zn.

II.2.1.2. Fluxos

Os principais são ZnCl_2 e NH_4Cl .

São adicionados ao banho do processo metalúrgico ou estão presentes na sucata residual.

Outros fluxos isentos de fumaça são usados para processar sucata limpa, porém tais considerações não farão parte da presente guia.

II.2.1.3. Combustíveis

Os mais usados são ainda os tipos de óleo derivados do petróleo.

II.2.2. DESCRIÇÃO DOS PROCESSOS

II.2.2.1. Processo "Sweat"

O calor fornecido à sucata residual ou metálica irá fundir e separar o zinco metálico do metal liga ou do resíduo não metálico. Qualquer composto orgânico presente será queimado e o banho de metal fundido é formado de zinco metálico com metais ligas dissolvidos.

Os resíduos não metálicos estão na superfície do banho de onde serão escumados. As ligas não fusíveis sedimentam-se no fundo, e o metal fundido será:

- vazado diretamente em lingotes para processamento posterior ou
- alimentado diretamente para forno de destilação ou
- pode ser amostrado e analisado e então formar liga adicionando metais.

II.2.2.1.1. Tipos de fornos mais utilizados

Os fornos mais comuns são cadinho, revêrbero, mufla e elétrico de indução, sendo que os dois primeiros são os mais usados.

. Forno Cadinho: no forno cadinho são carregadas sucatas metálica ou residual.

O banho é formado pela fusão do metal e os resíduos estão acima da superfície do metal fundido.

Temperaturas de operação no forno cadinho variam de 420°C a 540°C.

A produção é em batelada, requerendo de 6 a 8 horas para aquecer, processar e vaziar.

. Forno Revêrbero: é usado para processar sucatas metálica e residual.

Queimadores são colocados na parte superior do forno e a combustão, acima da carga, fornece calor queimando substâncias orgânicas e funde ligas de zinco na carga.

Os fumos são projetados e os queimadores posicionados para minimizar o choque da chama com a carga,

reduzir oxidação e arraste das partículas de óxido de metal.

Quando as ligas de zinco fundem, elas se separam dos não fusíveis e fluem da soleira, retirando em seguida os não fusíveis que estão sobrenadantes.

A temperatura de operação do forno revêrbero está em torno de 540°C. Um tipo particular de forno revêrbero é o forno rotativo, usado para processar sucata contaminada, sem aplicação de fluxos. O zinco fundido geralmente é vazado para dentro do cadinho onde os resíduos são escumados.

A temperatura do banho do forno rotativo é geralmente mais baixa do que a do cadinho e a do revêrbero pois a rotação auxilia:

- Separação do zinco fundido dos não fusíveis.

- Mantém o zinco fundido e liga de metais na solução.

- Aproveita o calor mais eficientemente evitando zonas localizadas com altas temperaturas, permitindo assim, a fusão em temperaturas mais baixas.

O metal contendo zinco pode ser transferido para o forno de destilação ou sua composição pode ser ajustada para uma liga especificada.

. Forno Mufla: é semelhante ao cadinho, muito pouco usado devido a baixa eficiência térmica.

✓ 7. Forno Elétrico: é usado quando se processa sucata.

II.2.2.2. Destilação

Os tipos de fornos mais utilizados são forno retorta e forno mufla.

. Forno Retorta: a retorta de destilação é montada dentro do forno, onde a queima do combustível aquece a retorta e o conteúdo.

A carga da retorta geralmente é metal fundido, obtido do processo "sweat".

O zinco é vaporizado na retorta e o vapor

vai para o condensador por meio de dutos refratários, é condensado como pó de zinco ou é vazado em placas. dependendo do tipo de condensador usado.

O forno retorta pode também ser usado para produzir óxido de zinco.

. Forno Mufla: o sistema de forno mufla consiste de uma unidade de fusão (forno revérbero), unidade de vaporização (forno mufla) e um condensador.

Sucatas de zinco são carregadas na unidade de fusão e a medida que a liga de zinco se funde, o metal escorre para o fundo da unidade de vaporização.

O vapor de zinco é transportado para o condensador onde é parcialmente condensado e moldado em placas.

O vapor não condensável é oxidado, formando ZnO , o qual é coletado no filtro manga.

Fluxos não são adicionados e nem estão presentes na carga da unidade de fusão.

II.3. CONTAMINAÇÃO ATMOSFÉRICA PROVOCADA PELAS INDÚSTRIAS DE ZINCO SECUNDÁRIO

Os poluentes emitidos dependem da carga a ser utilizado nos fornos. As ligas da fundição sob pressão contém maior quantidade de fluxo do que as da galvanização.

Os drosses da galvanização, com pouco fluxo residual, serão destilados diretamente ou sofrerão uma pré-fusão, sem adição de fluxo. Portanto, as cargas com significativa quantidade de fluxo merecem ser tratadas com maiores detalhes.

II.3.1. CARACTERÍSTICAS DAS EMISSÕES

Os dados referentes às emissões em cada tipo de forno estão relacionados na tabela II.1.

Forno Cadinho

As emissões provenientes deste forno são os carbonáceos e não carbonáceos da carga emitidos durante a

TABELA II.1. Características das Emissões

Fator de Emissão (kg de material particulado/ton processada)	TIPOS DE FORNOS				
	CADINHO		REVERBERO		
	Sucatas		Sucatas		
	Metálica Limpa	Metálica Geral*	Residual**	Metálica Limpa	Metálica Geral* Residual**
0	0	5,5	12,5	0	6,5 16
% Cloretos (Cl ⁻) na carga, derivado do fluxo	0	< 0,15	< 3,0	0	Nenhum Dado < 3,0
Composição de Particulados emitidos [ZnCl ₂ (%) ZnO (%)]	0 100	0 - 34 100 - 40	34 40	0 100	15 50
Tamanho de partícula [ZnCl ₂ (μ) ZnO (μ)]	1 0,03 - 0,3 (aglomerado 1μ)	1 0,03 - 0,3 (aglomerado 1μ)	1 0,03 - 0,3 (aglomerado 1μ)	< 1 0,03 - 0,3 (aglomerado 1μ)	< 1 0,03 - 0,3 (aglomerado 1μ)
Temperatura dos gases de exaustão (°C)	40 - 90	40 - 90	40 - 90	Nenhum Dado	88 (1 forno) Nenhum Dado
Fator de vazão (m ³ /ton processada)	Nenhum Dado	5.600	5.600	Nenhum Dado	11.300 - 22.600
Vazão de exaustão (m ³ /min)	50 - 400	50 - 400	50 - 400	Nenhum Dado	190 180

* Metálica geral: inclui todos os tipos de carga, que resultem em emissões características de sucata metálica.
 ** Residual: consiste de escuma e drosses.

Referência: PB - 201.739

fusão. Haverá também emissão de não carbonáceos durante a escorificação e refino, devido às reações químicas e físicas envolvendo as seguintes substâncias:

- . Fluxo: adicionado ao banho ou faz parte da sucata residual.

- . Metais fundidos do banho.

- . Resíduos acumulados sobre o banho, os quais foram introduzidos com a carga (impurezas orgânicas) ou são formados pela oxidação do metal carregado.

- . Oxigênio do ar infiltrado: o nitrogênio não será considerado, pois não reage a temperatura de fusão do zinco.

As substâncias não carbonáceas emitidas são: Zn, Al, NH_4Cl , ZnCl_2 , AlCl_3 , ZnO e Al_2O_3 .

NH_4Cl , na temperatura utilizada, decompõe-se dando NH_3 e HCl gasosos, os quais recombinaem devido ao resfriamento provocado pela infiltração de ar, formando pequenas partículas de NH_4Cl (fumos).

Portanto, a emissão de compostos não carbonáceos resultantes da fusão, escorificação e refino do processo "sweat" consiste na maioria, de combinações de partículas já formadas, que são:

- . ZnCl_2 (partícula sólida)

- . ZnO (partícula sólida)

- . NH_4Cl (partícula sólida)

- . material particulado contendo ZnCl_2 , Zn (OH) $_2$, HCl, NH_4Cl e H_2O (resultantes da vaporização do zinco fundido e do fluxo, seguido de oxidação, condensação, reações químicas e ocorrências físicas).

- . material particulado contendo combinações de ZnCl_2 , ZnO e NH_4Cl (devido ao arraste da mistura resíduo - fluxo).

O tamanho da partícula de ZnCl_2 irá depender do tempo em que elas são mantidas no estado líquido, onde o crescimento e a aglomeração das partículas ocorrem mais facilmente.

Alta velocidade do efluente e o grande volume de ar infiltrado provocarão rápido resfriamento produ

zindo pequenas partículas.

As partículas de ZnO formadas pela oxidação do zinco em estado de vapor são pequenas, pois a sua formação é instantânea na temperatura envolvida, com tempo infinitesimal para o crescimento da partícula.

Forno Revêrbero

As substâncias carbonáceas são controladas satisfatoriamente pela incineração de materiais orgânicos dentro do forno, desde que o projeto e a operação do forno sejam satisfatórios.

A quantidade de não carbonáceos emitida é maior do que para os fornos cadinhos e rotativos.

Forno Rotativo

As substâncias carbonáceas não são controladas satisfatoriamente pela incineração no forno, necessitando de um pós-queimador. Os não carbonáceos são emissões insignificantes, caso não haja utilização de fluxo.

Forno de Destilação

Não haverá emissões de carbonáceos, porém os particulados não carbonáceos são significantes, a maioria ZnO puro.

II.3.2. MODIFICAÇÕES NO PROCESSO VISANDO A REDUÇÃO DAS EMISSÕES DE NÃO CARBONÁCEOS

A fim de diminuir o problema de controle das emissões de não carbonáceos, resultante da escorificação e refino do processo "sweat", recomenda-se minimizar tanto a emissão de partículas como a vazão dos gases de exaustão.

Num sistema ideal, o banho deveria estar contido numa câmara selada aquecida por condução ou radiação.

Tal sistema reduziria:

- . oxidação do metal fundido devido ao contato com ar em movimento.

. arraste de partículas da mistura fluxo-re
síduo que irá acumular sobre o banho.

. volume do gás efluente (é excluído o ar
infiltrado bem como os gases de combustão).

Na prática, a aproximação ao método ideal é
limitada, principalmente pela necessidade de conduzir cer
tas operações tais como escorificação, agitação e retirada
da espuma.

Porém, é possível melhorar o processo, me
diante algumas modificações na prática usual, tais como :
após a carga fundida com o material orgânico já queimado ,
o banho será enclausurado, com uma abertura para exaustão
do efluente. Os cloretos gasosos são adicionados ao banho,
causando a formação de $ZnCl_2$, devido a reação do Cl_2 com o
zinco fundido ($AlCl_3$ gasoso e $MgCl_2$ sólido formariam em pe
quena quantidade). Desta forma, o fluxo $ZnCl_2$ ficaria no
fundo do banho, diminuindo as emissões de clóretos.

O ar infiltrado e arraste de partículas se
riam reduzidos e o banho é agitado e misturado por borbu
lhamento de gás (N_2) juntamente com o Cl_2 .

A escorificação e refino são feitos no for
no original modificado para enclausurar convenientemente o
banho, após a queima do material orgânico da carga ou pode
mos transferir o conteúdo do forno para um recipiente en
clausurando-o durante a cloração, obtendo-se melhores re
sultados.

A transferência do metal fundido pode ser
feita com conchas ou por sistemas de dutos usando grvida
de ou bombeamento mecânico.

A reação do Cl_2 com o metal fundido sendo
exotérmica, o tratamento do metal poderá ser feito num sim
ples recipiente, não necessitando de calor adicional, isto
é, utiliza-se a lança para fornecer calor, prevenindo soli
dificação do metal.

Tal modificação parece ser aplicável tanto
para sucata metálica como para residual.

Quando o fluxo contido na sucata de carga
for suficiente para escorificação, lança-se somente N_2 pa

ra se ter agitação e mistura necessária no processo do banho enclausurado.

II.4. CONTROLE DOS CONTAMINANTES ATMOSFÉRICOS

II.4.1. EMISSÕES COM ALTO TEOR DE CARBONO

A emissão preponderante dos carbonáceos, característica do forno rotativo processando sucata de zinco de fundição, pode ser controlada por meio de pós-queimador.

II.4.2. EMISSÕES COM BAIXO TEOR DE CARBONO

O controle das emissões com baixo teor de carbono é de limitada eficiência, surgindo várias dificuldades:

- . corrosão de metais devido ao alto teor de cloretos. Esta corrosão foi observada em lavadores e precipitadores eletrostáticos.

- . entupimento do tecido do filtro de mangas, devido a deliquescência do $ZnCl_2$.

Outro resultado da deliquescência do $ZnCl_2$ é a corrosão de alguma fibra orgânica do tecido.

O grau de entupimento do filtro é função da quantidade do $ZnCl_2$ no particulado emitido e da temperatura do efluente.

Efluentes a altas temperaturas reduzem a deliquescência, porém esta prática é limitada pela resistência à temperatura do material do tecido.

II.4.3. EQUIPAMENTOS DE CONTROLE

II.4.3.1. Lavadores

Ao se controlar as emissões de poluentes provocadas pelas indústrias de zinco secundário, considerações são feitas com relação ao $ZnCl_2$ e ZnO .

O $ZnCl_2$ é solúvel em água, molhável facilmente por líquido e umidade.

Por outro lado, o ZnO é insolúvel em água e

resiste ao molhamento. Essa diferença de propriedades sugere que o ZnCl_2 seja eficientemente removido do efluente por meio de lavadores, operando com baixa energia.

Recomenda-se a separação do ZnO , este exigindo alta energia para remoção por meio de lavadores com água.

Um sistema para este propósito inclui câmara de sedimentação, onde o efluente é resfriado até 365°C (ponto de fusão do ZnCl_2) para aumentar a tendência ao crescimento da partícula. Isto é feito através da condensação do vapor de ZnCl_2 sobre a superfície da partícula inicialmente formada e através da aglomeração.

Tal sistema inclui duas câmaras: a primeira para manter uma elevada temperatura, permitindo o crescimento da partícula e aglomeração; a segunda para o resfriamento, sedimentação e depois a remoção.

Se for usado um condensador, o ZnCl_2 líquido poderia ser recuperado, ao passo que com a coluna de refluxo, o ZnCl_2 voltaria ao processo de fusão.

As partículas de ZnO não apresentam a mesma tendência do ZnCl_2 de crescer e aglomerar pela condensação do vapor.

Portanto, é esperado que ZnO passe pela Câmara de sedimentação, condensador, coluna de refluxo, sendo coletado num filtro, precipitador eletrostático ou lavador.

A maioria das partículas carbonáceas provavelmente sairiam juntamente com o ZnCl_2 que condensa ou sedimenta, pois as partículas carbonáceas (cinzas) são relativamente grandes e as líquidas tenderiam a aglomerar, formando partículas maiores.

• Lavador com prato para impactação: um lavador deste tipo é usado para controle das emissões dos fornos processando sucata metálica incluindo fundidos tratados, não tratados e sucata proveniente das operações de acabamento (desbaste, corte ...). A quantidade de fluxo ZnCl_2 aplicada e emissões de cloretos formados são baixos.

Os componentes do lavador, tais como, bicos, pratos e chicanas são de aço inox.

A carcaça do lavador é tratada internamente com P.V.C. e os dutos, por onde circula o líquido de lavagem, são de aço doce.

O lavador funciona durante o ciclo completo, isto é, fusão, escorificação e refino. Assim as emissões de carbonáceos que ocorrem durante o aquecimento inicial da carga serão coletados, bem como ZnCl_2 e ZnO , resultantes da escorificação e refino do banho.

Opera com uma perda de carga ao redor de 280 mm c.a. e vazão de $450 \text{ m}^3/\text{min}$.

Observando-se a pluma, sob condições de processo conhecido, concluiu-se que o lavador apresenta alta eficiência de coleta para o ZnCl_2 , o mesmo não ocorrendo com o ZnO .

Em pequenos intervalos de tempo, quando a eficiência de coleta é aparentemente baixa, é provável que seja devido a excessiva emissão de ZnO , ocorrendo alta temperatura do banho de metal fundido.

O aço inox e o revestimento em P.V.C. do lavador suportam satisfatoriamente a corrosão provocada pelo líquido de lavagem.

Devido a baixa resistência do aço inox e do ferro ao ZnCl_2 , o lavador só poderia ser usado com sucesso para processo usando sucata relativamente limpa, que não acarretam considerável aplicação de fluxo.

Além disso, o uso do lavador é restrito; se a emissão de ZnO for além da capacidade do equipamento, a qual ocorre em altas temperaturas de fusão do metal, a eficiência de coleta será baixa.

Portanto, o processamento da sucata residual não poderá ser satisfatoriamente controlado pois, para este tipo de sucata necessita-se de elevadas temperaturas de fusão.

Também no "sweating" de algumas sucatas metálicas, particularmente com ligas não fusíveis, a temperatura dentro do banho é irregular, com regiões de alta temperatura, emitindo excessiva quantidade de ZnO . A utilização de instrumentos para o controle das temperaturas não é

possível. Assim sendo, tal controle irá depender de técnica visual e manual do operador.

Portanto, o lavador de impactação é de uso limitado, não sendo recomendado para processos utilizando cargas tais como:

- sucata metálica com impurezas orgânicas
- sucata residual
- sucata metálica com grande quantidade de ligas não fusíveis.

Essas limitações foram determinadas através de experiências em fornos cadinhos.

Embora nenhuma informação fora obtida no uso do lavador para forno revérbero, este equipamento não é adequado, devido as altas taxas de ZnO que são esperadas quando processamos a maioria das sucatas no revérbero.

. Lavador Venturi: apresenta boa eficiência para controle das emissões do forno revérbero. Parte do venturi é de aço inoxidável e parte de aço doce.

O sistema pode operar com p total até 1350 mm c.a. e vazão até $590 \text{ Nm}^3/\text{min}$, atingindo eficiências acima de 92% com temperatura ao redor de 260°C , resultando gás saturado a 32°C . Nessas condições, não surgirão problemas de corrosão ou abrasão no aço inox nem no aço doce.

O ZnO fornece uma cobertura de proteção ao metal.

II.4.3.2. Filtros de Tecido

Filtro de tecido de Dacron (poliester) é usado para controle das emissões do conjunto forno revérbero e retorta de destilação. O material processado inclui sucata da fusão e drosses da galvanização, com pequena quantidade de cloretos, sem nenhuma adição de fluxo.

Nessas condições o material particulado coletado apresenta cerca de 95% de ZnO .

Um outro parâmetro a ser considerado é a temperatura. O fluxo gasoso, contendo material particulado deverá estar ao redor de 120°C na entrada do filtro de tecido.

CETESB - CIA DE TECNOLOGIA E SANEAMENTO AMBIENTAL
BIBLIOTECA

Mantendo-se esta temperatura e o baixo teor de cloretos serão evitados os problemas de entupimento e empastamento das mangas.

Emissões de carbonáceos não ocorrem devido a incineração completa do material orgânico no forno revêrbero.

As limpezas por agitação com ar pneumático serão satisfatórias.

Além do Dacron, foram testadas outras fibras, concluindo-se que o poliester é o material mais adequado para coleta das emissões do processo de destilação do zinco e de uso limitado para o processo "sweat".

As limitações no uso de poliester são devido as emissões de cloretos, temperaturas do efluente e razão ar - tecido.

Portanto, como regra geral, podemos afirmar que os filtros de tecido não são recomendados quando processamos sucata metálica contendo material orgânico, devido a excessiva emissão de carbonáceos e cloretos.

II.4.3.3. Precipitador Eletrostático

Para sua utilização, a carga irá consistir principalmente de sucata residual, tendo considerável quantidade de fluxo.

Pequenas quantidades de sucata metálica contendo materiais orgânicos poderão também ser incluídos.

Portanto, a concentração de cloretos emitidos é alta e é baixa a porcentagem de particulados carbonáceos.

Durante a operação, Δp é cerca de 7,5 mm c. a., vazão de $380 \text{ Nm}^3/\text{min}$ e temperatura do efluente de 48°C , para uma eficiência de coleta de 98%.

Alguma corrosão nos condutores elétricos de aço inox poderá ocorrer tendo em vista o contato com material particulado contendo compostos de cloro.

Há também possibilidade de inflamar partículas carbonáceas presentes na emissão, devido a descarga elétrica dentro do precipitador.

A presença de ZnCl_2 , provavelmente irá fornecer condutividade elétrica aos particulados, melhorando a eficiência de coleta.

Devido a alta resistividade, deve haver um limite na concentração do ZnO na qual a eficiência de coleta é satisfatória.

As principais limitações e desvantagens do precipitador são:

- corrosão das partes de aço inox
- perigo de se inflamar devido a utilização nos fornos de cargas contendo materiais orgânicos, onde condições de operação não são favoráveis para incineração completa desses materiais.
- restrição na eficiência de coleta para certa faixa de composição de particulado e temperatura do efluente. Elevada concentração de ZnO e temperatura podem reduzir a condutividade elétrica, diminuindo a eficiência do equipamento; alta concentração de ZnCl_2 (com baixo ZnO) poderá causar corrosão excessiva.

II.4.3.4. Pós-Queimador

Os gases exauridos do forno rotativo passam por um pós-queimador, incinerando partículas carbonáceas e emissões gasosas.

ANEXO I - EQUIPAMENTOS E FORNOS INDUSTRIAIS.

1. USTULADOR DE FORNALHAS MÚLTIPLAS

O ustulador consiste de um cilindro vertical construído em chapa para caldeira revestida com tijolo refratário, sendo que as fornalhas são construídas em forma de arco. A tendência atual é construir-se ustuladores com oito, nove ou mais fornalhas.

O piso e paredes de cada fornalha e o teto do ustulador são revestidos com tijolos refratários visando proteger as paredes metálicas e conservar o calor. No centro do cilindro existe um eixo, construído com chapa para caldeira e revestido com refratário no lado de fora, onde são fixados os braços revolventes, sendo dois para cada fornalha. O eixo central também contém tubos, os quais conduzem ar de resfriamento ou água aos braços. Em cada braço são afixadas sete a nove hastes ou revolventes. A rotação deste eixo, que é fornecida por um conjunto motor - engrenagens situados embaixo do ustulador, é de $1/3 - 1$ RPM.

O minério é alimentado na fornalha superior, o que serve para secar o material bruto. Os revolventes são ajustados de maneira tal que o material é trazido da orla da fornalha para o centro, junto ao eixo, onde cai por buracos até a fornalha abaixo. Aqui, os revolventes são ajustados para levar o material do centro até a periferia do cilindro onde caem por buracos na fornalha abaixo, onde são levados novamente para o centro. Desta maneira, em zig-zag, o material circula pelo ustulador até cair numa vagoneta ou correia transportadora situada abaixo da fornalha mais inferior.

Todos os ustuladores têm portas em cada fornalha, para observação visual, reparos e admissão de ar.

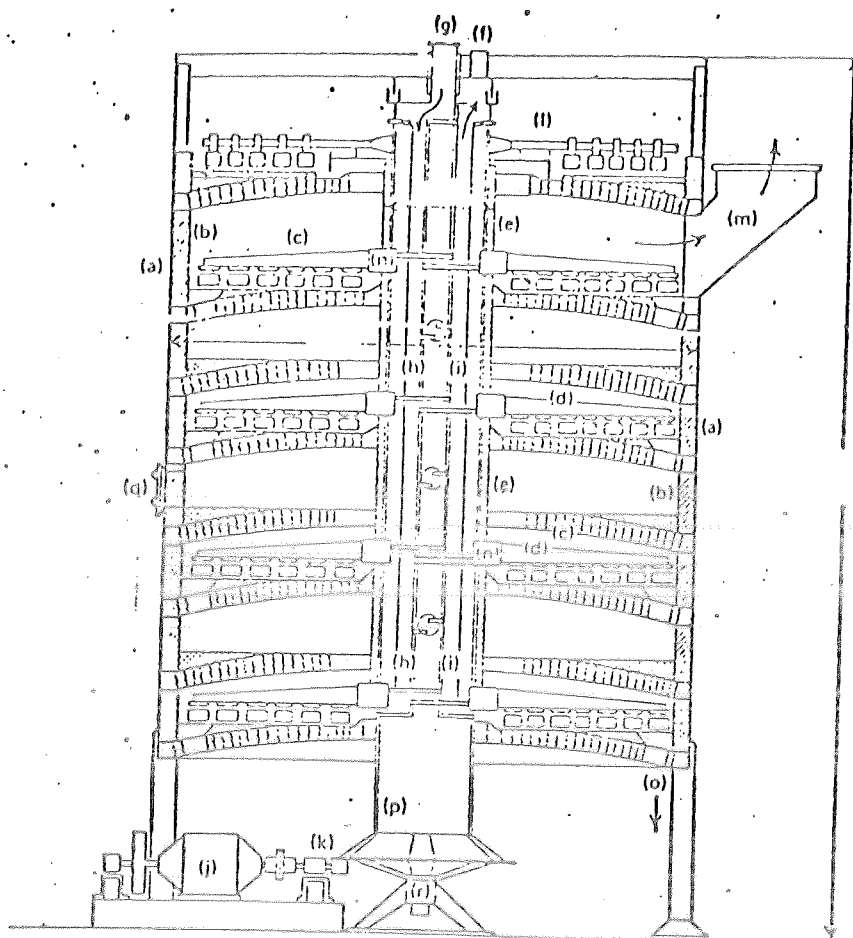


Fig. 1 - USTULADOR DE FORNALHAS MULTIPLAS

- | | |
|---------------------------------|--------------------------|
| (a) Casco do ustulador | (j) Motor |
| (b) Revestimento com refratário | (k) Engrenagens |
| (c) Braço revolvedor | (l) Fornalha de secagem |
| (d) Lâminas revolvedoras | (m) Saída de gás |
| (e) Eixo central | (n) Fixador do braço |
| (f) Saída de ar | (o) Descarga do ustulado |
| (g) Entrada de ar | (p) Porta para inspeção |
| (h) Duto de suprimento de ar | (q) Janela de inspeção |
| (i) Duto de descarga de ar | (r) Mancal principal. |

2. MÁQUINA DE SINTERIZAÇÃO COM TIRAGEM DESCENDENTE "DWIGHT - LLOYD"

A máquina de sinterização de tiragem descendente do tipo "Dwight - Lloyd", opera com uma camada de carga alimentada com 10 a 12 centímetros de espessura sendo colocada sobre as grelhas móveis e queimada com o emprego de um queimador invertido acionado a óleo ou gás. A carga após sofrer a ação da chama do queimador é colocada sobre as caixas de vento as quais aspiram o ar de combustão através da carga. Os gases de combustão (SO_2 e SO_3) podem ser coletados e empregados na produção de ácido sulfúrico e sulfato de amônio.

O material que vai alimentar as máquinas de sinterização é condicionado previamente em tambores rotativos onde adiciona-se água para manter o teor de umidade e peletizar os finos.

A carga de alimentação deverá ter porosidade, teor de umidade e teor de combustível apropriados para que o sinterizado ustulado tenha propriedades físicas e químicas uniformes.

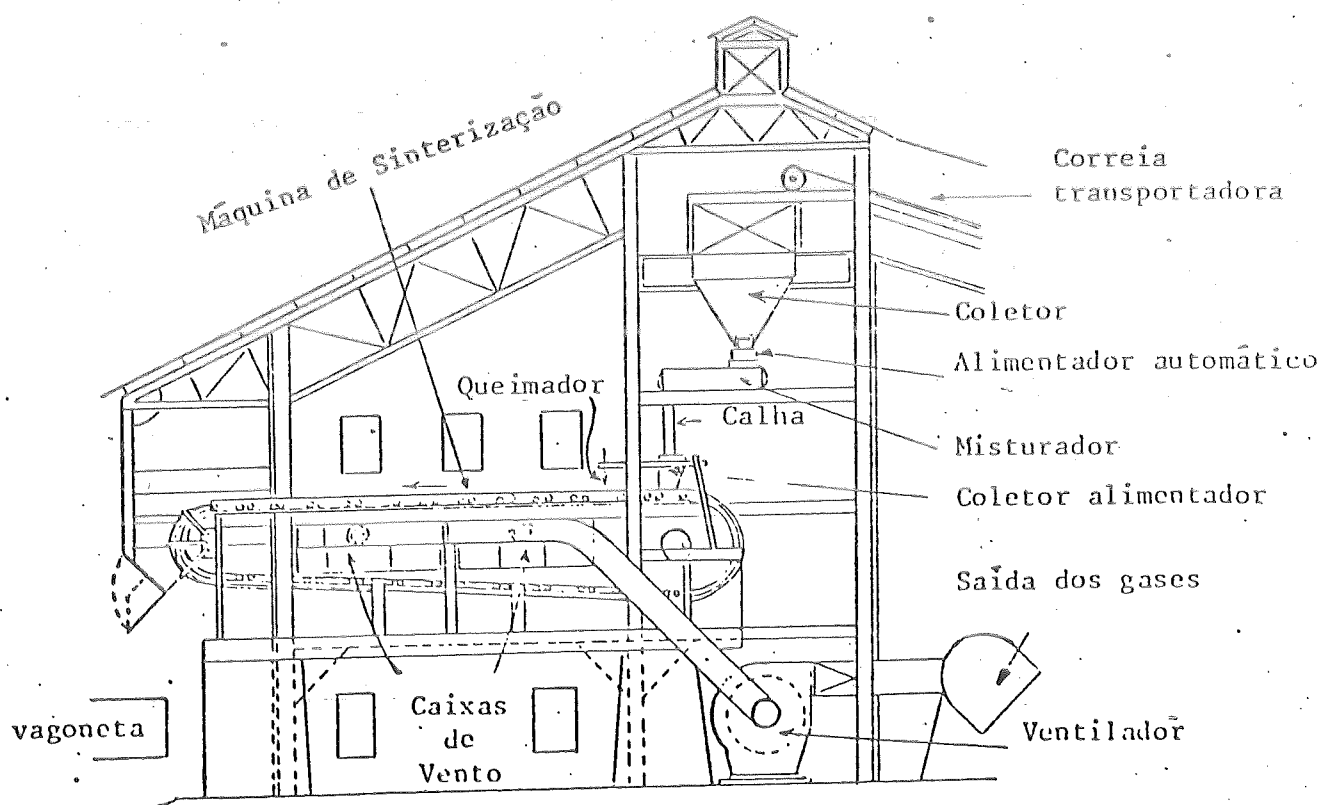


Fig.2 - MÁQUINA DE SINTERIZAÇÃO

3. FORNO ROTATIVO WAE LZ

O forno Waelz é basicamente um forno cilíndrico oco, longo, rotativo e de grande diâmetro. empregado geralmente para concentração pirometalúrgica de resíduos metalúrgicos misturados, embora possa também ser empregado na produção de produtos finais puros, como o óxido de zinco. O forno tem-se mostrado eficiente na volatilização de zinco, chumbo, cádmio, arsênio, antimônio, estanho e bismuto.

Um forno Waelz pode ter o comprimento variando de 10m a mais de 30 m, o diâmetro variando de 2,5 m a 3,0 m com um revestimento de 15 cm de refratário na parte interna do casco. O forno é instalado com uma pequena inclinação, suficiente apenas para garantir um tempo de retenção que elimine o zinco da carga. A velocidade rotacional típica é de 1 - 1,5 RPM.

O calor adicional ao fornecido pelo combustível redutor (carvão ou coque) e necessário para a redução do metal é suprido por combustível gasoso. É necessário manter um controle cuidadoso da tiragem e da admissão de ar de modo a obter-se uma atmosfera redutora adequada no interior do forno.

O combustível gasoso e a carga que contém o metal podem ter no interior do forno, um fluxo concorrente ou contracorrente, sendo este último, o mais empregado. O controle da temperatura é um dos aspectos mais importantes da operação do forno. Temperaturas muito baixas reduzem a eficácia e a capacidade do forno, ao passo que temperaturas muito altas causam coalescência ou até fusão da carga. A última condição pode causar o aparecimento e o crescimento de anéis no interior do forno, interferindo com o tempo de residência da carga e profundidade do leito, que por seu turno, afeta as taxas de reação.

O controle da temperatura poderá ser realizado variando-se um ou mais dos seguintes fatores: (a) consumo de combustível gasoso, (b) consumo de combustível sólido, (c) admissão de ar externo, (d) taxa de rotação do forno, (e) proporção de água ou de materiais decomponíveis

endotermicamente ou exotermicamente presentes na carga alimentada ao forno e (f) inclinação do forno (só para fornos pequenos).

O resíduo sólido que sai do forno cai num tanque de extinção e em seguida é armazenado adequadamente. A mistura de vapor de zinco e gases de combustão passam do forno Waelz para uma câmara de expansão onde a poeira arastada deposita devido ao decréscimo na velocidade de transporte e à mudança brusca na direção do fluxo de gases. A mistura gases-vapor de zinco vão para uma câmara de combustão onde há a admissão controlada de um suprimento de ar para a oxidação do vapor de zinco. As condições de operação são cuidadosamente controladas para render uma quantidade máxima de partículas com tamanho e forma desejadas. A corrente de gás contendo o óxido de zinco passa então por unidades de resfriamento adequadas, as quais têm também a função de separar as partículas de óxidos mais grosseiras, indo após para um filtro de tecido convencional.

4. RETORTA ELETROTÉRMICA

O forno é constituído por um cilindro vertical revestido com refratário e tendo 2,5 m de diâmetro interno e até 15 m de altura. Na parte superior do forno são colocados eletrodos de grafite, os quais atravessam as paredes do forno e ficam mergulhados na carga alimentada, sendo que cada eletrodo superior fica ligado num circuito de fase simples com um eletrodo inferior e oposto a aquele, localizado 7,0 m abaixo, como mostra a figura .

O forno é do tipo carga-resistor, sendo que o coque presente na carga é o elemento que leva a corrente alternada de cada eletrodo superior para o eletrodo inferior colocado em lado oposto. Este forno, ao contrário do que acontece nos elétricos a arco, não produz temperaturas suficientes para a fusão dos resíduos.

Devido a relativa altura do forno, as partículas de sinter devem manter sua resistência mecânica e porosidade mesmo após a extração do zinco. Para garantir estas propriedades, deve-se preparar um sinter mais duro pela adição de areia no misturador de sinter.

O ciclo de fusão nestes fornos inicia-se com a carga de alimentação que consiste de sinter em excesso estequiométrico, coque, e subprodutos granulares tais como pó de zinco recuperado, sendo composta por silos dosadores e levada para um pré-aquecedor a gás do tipo forno rotativo, onde é aquecida até próximo à sua temperatura de redução.

A descarga do forno rotativo vai para o alimentador colocado no topo rotativo do forno, o qual serve também como tampa da cuba do forno. A vedação do topo rotativo é efetuada sobre a borda superior do forno, movendo-se sobre um anel de areia.

Este procedimento de rotacionar o topo do forno enquanto efetua-se a alimentação, desempenha uma função importante em relação ao controle da temperatura no interior da carga. A maneira como é feita a descarga da alimentação pelo topo rotativo visa dispô-la num círculo cujas bordas mais altas estão próximas à periferia do forno.

Isto resulta numa depressão central, semelhante a um cone invertido na direção do fundo do forno para onde rolam as partículas maiores. O tamanho das partículas da alimentação é controlado de tal maneira que as de coque são maiores que as de sinter, levando portanto as primeiras a se concentrarem no eixo do forno. Desta maneira, a porção maior da corrente elétrica circulará ao longo deste eixo, tornando-se portanto a região de máxima temperatura. Este arranjo permite minimizar a erosão do material refratário interno e a perda de calor através deste. A distribuição das temperaturas no interior do forno é 900°C próximo às paredes, 1200°C no meio da carga e 1400°C no eixo longitudinal do forno.

A corrente a ser fornecida a cada um dos eletrodos de grafite de 30cm de diâmetro pode chegar a 8000A. Um forno contém oito circuitos individuais em fase simples, cada qual com 800 a 1200 kW, sendo a faixa operacional de cada circuito 260 - 160 V. A potência consumida pelos fornos é 77% da potência total consumida na planta. O consumo de potência global é de cerca de 3260kWh/ton de zinco produzido.

Para a tiragem da mistura de vapor de zinco e monóxido de carbono, o forno apresenta um alargamento em sua porção inferior, conhecida como anel de vapor, que é um espaço livre ao redor da periferia da carga para remoção da mistura gasosa. Esta leva a um condensador em forma de U que contém um depósito de zinco fundido no qual o vapor se condensa.

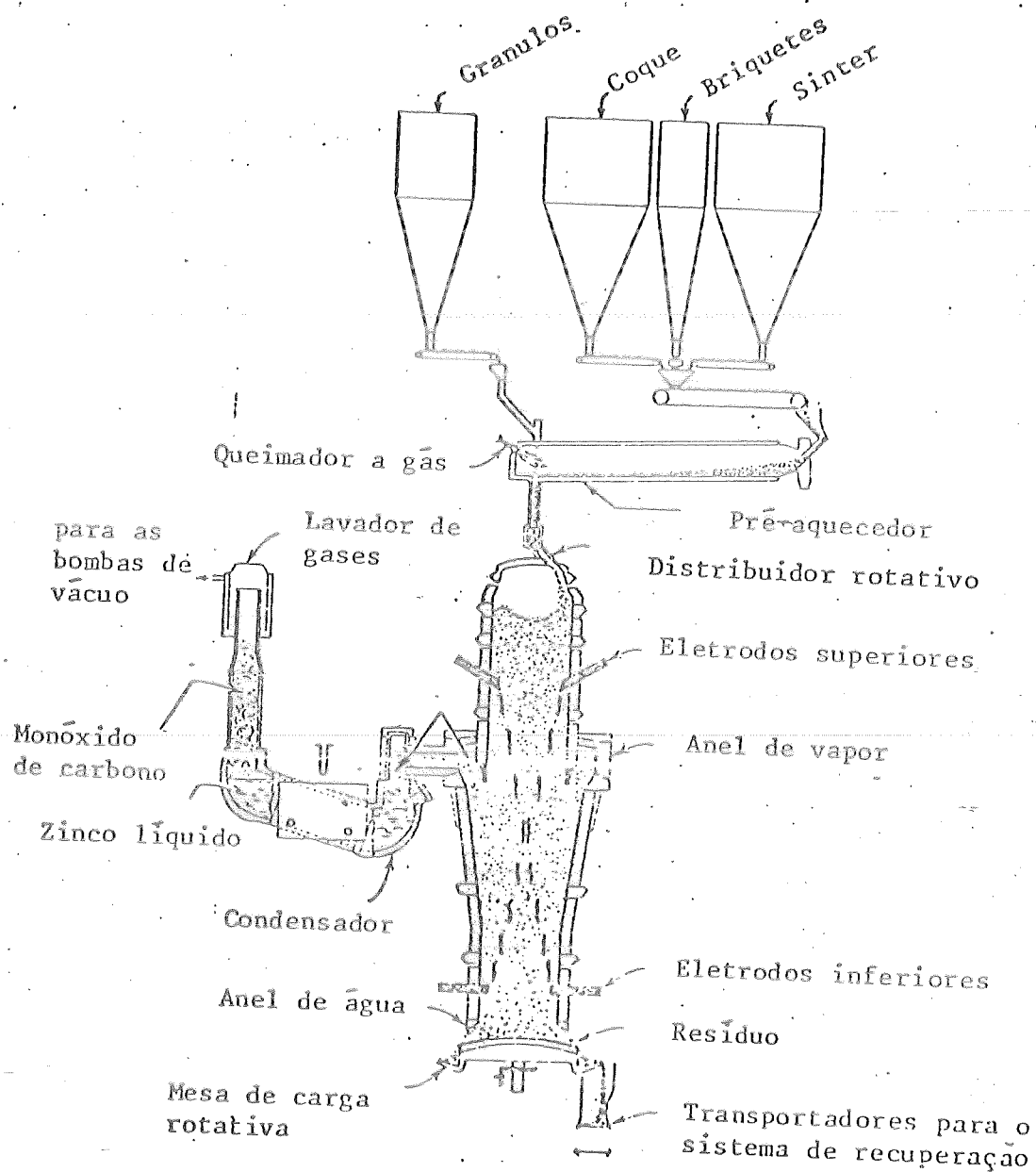


Fig.3 - RETORTA ELETROTÉRMICA

5. ALTO FORNO ISF

Tais fornos seguem o projeto padrão para alto fornos, com as ventaneiras refrigeradas a água e a cuba revestida com tijolo refratário (fig.4). A carga que consiste de zinco sinterizado ou concentrados de zinco-chumbo mais coque é pré-aquecida e levada ao forno através de sistemas de correia dupla. O óxido de chumbo é reduzido e o chumbo fundido vai para o fundo do forno, restando por baixo uma camada de escória formada pela reação entre a ganga do sinter e o coque com os fluxos da carga.

O óxido de zinco contido na carga do forno é reduzido e forma vapor de zinco, o qual sobe pelo forno e é retirado a cerca de 1000°C, temperatura esta acima da temperatura de reoxidação. Os vapores de zinco mais os gases do forno vão até um condensador (fig.5), no qual pás impelidoras acionadas por motores verticais revolvem um volume de chumbo líquido, criando um espargimento de gotículas de chumbo, as quais absorvem o zinco. O zinco é recuperado do chumbo por resfriamento da liga ou tratamento a vácuo.

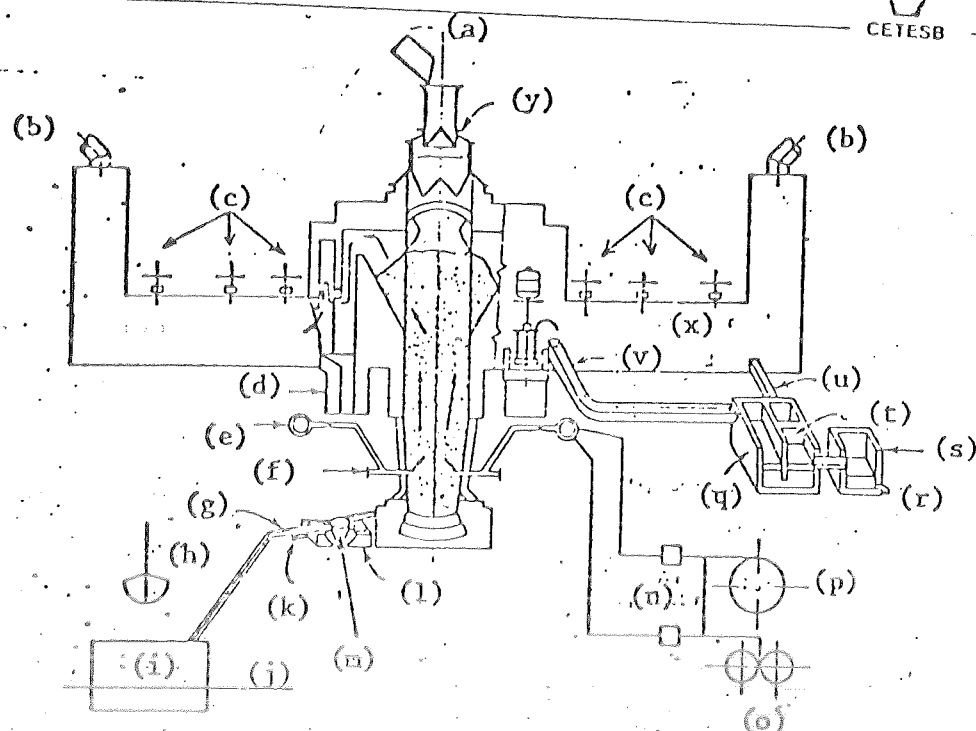


Fig. 4 ALTO FORNO ISF

- | | |
|--|---|
| (a) alimentação do forno com coque e sinter por meio de vagonetas; | (m) concha para separar o chumbo da escória |
| (b) para a planta de lavagem de gases; | (n) pré-aquecedor de ar |
| (c) rotores | (o) exaustor |
| (d) separador inercial | (p) ventilador |
| (e) duto principal de ar de insuflamento pelo fundo | (q) banho de separação |
| (f) ventaneiras de ar de insuflamento quente | (r) saída de zinco metálico |
| (g) retirada da escória granulada | (s) banho contendo zinco |
| (h) caçamba | (t) anteparo para fluxo inferior |
| (i) depósito de escória | (u) retorno do chumbo aos condensadores |
| (j) nível do solo | (v) calha de vazamento refrigerada a água |
| (k) retirada de chumbo em lingotes | (x) condensador |
| (l) recipiente para a coleta de chumbo | (y) coletores dos transportadores |

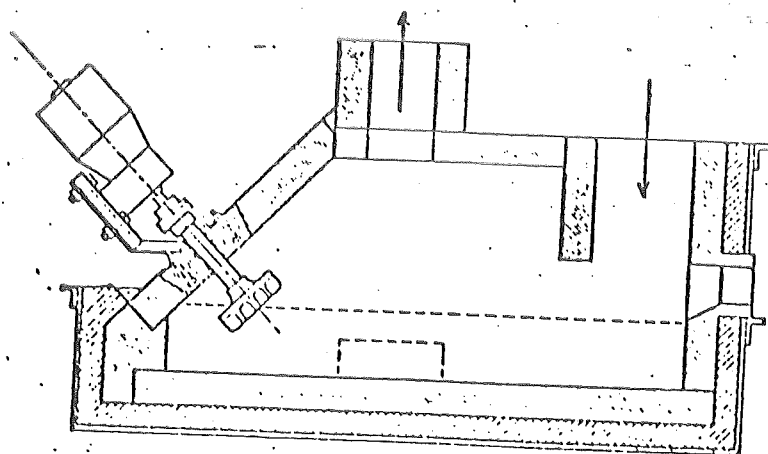


Fig. 5 - Condensador

6. FORNOS CADINHO

Os fornos cadinho tem a forma de um dep^osi to circular, enterrado ou elevado e do tipo fixo ou bascu lante, revestido externamente de chapa e internamente de tijolos refratários, podendo ser aquecidos por óleo, gás ou eletricidade.

O cadinho fica sobre um pedestal no centro do forno e é comumente construído de material refratário tais como, misturas de argila e grafite ou carbon^{ure}ato de si lício.

Os fornos cadinho são classificados como: basculantes, tipo enterrado (poço) e estacionários.

Todos os tipos são providos de um ou mais queimadores montados próximos da parte inferior da unidade, sendo que o forno é aquecido tanto por radiação como por contato com os gases quentes.

6.1. FORNO BASCULANTE

O forno cadinho basculante é provido de um sistema de fixação de cadinho, que permite o basculamento do forno quando do vazamento.

O mecanismo de basculamento é operado manu al, hidráulica ou eletricamente.

6.2. FORNO ENTERRADO

O seu nome deriva de sua localização.

O topo do forno situa-se próximo ao nível do solo, o que facilita o carregamento do metal e a retira da do cadinho para vazamento. O vazamento é usualmente rea lizado utilizando-se o mesmo cadinho como panela de fundi ção.

6.3. FORNO ESTACIONÁRIO

O forno estacionário é quase idêntico ao for no enterrado exceto por não estar embutido no solo. Estes fornos são usualmente empregados como fornos de espera, e o metal é vazado com o emprego de conchas de vazamento.

7. FORNOS ELÉTRICOS

Os fornos elétricos oferecem vantagens sobre os outros tipos de fornos pela maior possibilidade de controle de temperatura, eliminação da necessidade de ar de combustão, maior rapidez de processamento e maior facilidade de instalação. Como a carga metálica não entra em contato com os gases de combustão, não há contaminação por elementos prejudiciais presentes nestes gases.

7.1. FORNOS ELÉTRICOS DE INDUÇÃO

Em princípio o forno de indução é um transformador no qual o primário é constituído por uma bobina percorrida por uma corrente alternada, que induz um campo eletro-magnético alternado na carga do forno, que constitui o secundário do transformador.

Mantendo-se a resistividade da carga entre determinados limites, induz-se no metal potência elevada que aquece rapidamente a carga até sua fusão.

Nos fornos de indução com núcleo, o secundário (onde se localiza a carga metálica) tem o formato de uma calha circular, que circunda o núcleo e a bobina primária. A secção pequena e o grande comprimento do banho na calha de fusão apresentam uma grande resistência à passagem da corrente que se transforma em calor e causa o aquecimento da carga.

Para o trabalho a partir de carga sólida este tipo de forno é menos adequado, deixando-se normalmente uma poça de metal líquido onde pouco a pouco vai se colocando pedaços de carga sólida para a corrida seguinte.

Assim, resultam as características principais deste tipo de forno: o cadinho em forma de calha, a necessidade de carregamento de material fundido, ou pelo menos a obrigação de deixar uma poça de metal líquido depois do vazamento.

O forno de indução sem núcleo funciona também segundo o princípio de um transformador, porém desprovido de seu núcleo magnético.

8. FORNOS REVÉRBEROS

Um forno revérbero opera baseado no calor radiante emitido pela chama do queimador, abóbada e paredes, para o material a ser aquecido. Este tipo de forno foi desenvolvido particularmente para a fusão de materiais sólidos e para o refino e aquecimento dos líquidos resultantes.

O forno revérbero usualmente consiste de uma soleira de refratário, pouco profunda e geralmente retangular, para conter a carga metálica.

O forno é constituído por paredes laterais verticais e uma abóbada revestida de refratário. A combustão ocorre diretamente acima do banho de fundido; as paredes e a abóbada recebem calor radiante dos produtos de combustão e o irradiam para a superfície do banho. A transferência de calor é realizada quase inteiramente por radiação.

Provavelmente o maior dos fornos revérberos é o chamado Siemens - Martin, largamente utilizado na manufatura do aço.

Este forno opera em conjunto com dois regeneradores de calor, que transferem calor de efluente para o ar de combustão.

A carga é introduzida através de portas revestidas de refratário localizadas na parede frontal; o material acabado e a escória são removidos pelo furo de corrida que se encontra na parede posterior,

O calor é fornecido por uma chama luminosa, com excesso de ar, sobre o material carregado.

Um outro tipo de forno revérbero é o forno rotativo, que é um tipo de forno geralmente pequeno utilizado para alumínio, latão e outras ligas.

Nestes fornos a combustão é realizada através de dois queimadores colocados tangencialmente, deste modo obtem-se boa combustão e fusão rápida. O forno pode ser carregado através de uma abertura na parte superior ou da porta traseira. A porta traseira também funciona como acesso ao banho para adição de ligas ou remoção de escória.

Os fornos revérberos frequentemente empregam mecanismos de inclinação, o qual torna mais fácil a distribuição do metal para todos os tipos de fundição. O carregamento é realizado por meio de uma tremonha que serve como chaminé para os gases de exaustão.

A combustão se realiza na parte posterior e a inclinação é promovida por um sistema hidráulico.

Muitas outras variações e combinações de fornos usando o princípio da reverberação podem ser encontrados nos projetos existentes.

9. FORNO RETORTA DE DESTILAÇÃO: consiste de uma retorta de grafite com o formato de pera, a qual pode ter 1,5 m de comprimento, 0,60 m de diâmetro na extremidade fechada, 0,45 m de diâmetro na extremidade aberta e 0,90 m de diâmetro na seção transversal mais larga. Normalmente a retorta é envolvida por um forno de tijolos e aquecido externamente com queimadores a óleo. A retorta é carregada com metal fundido e através da extremidade aberta é adaptada a um condensador.

Completada a destilação, o condensador é removido e retirado o resíduo, inicia-se a nova carga da retorta.

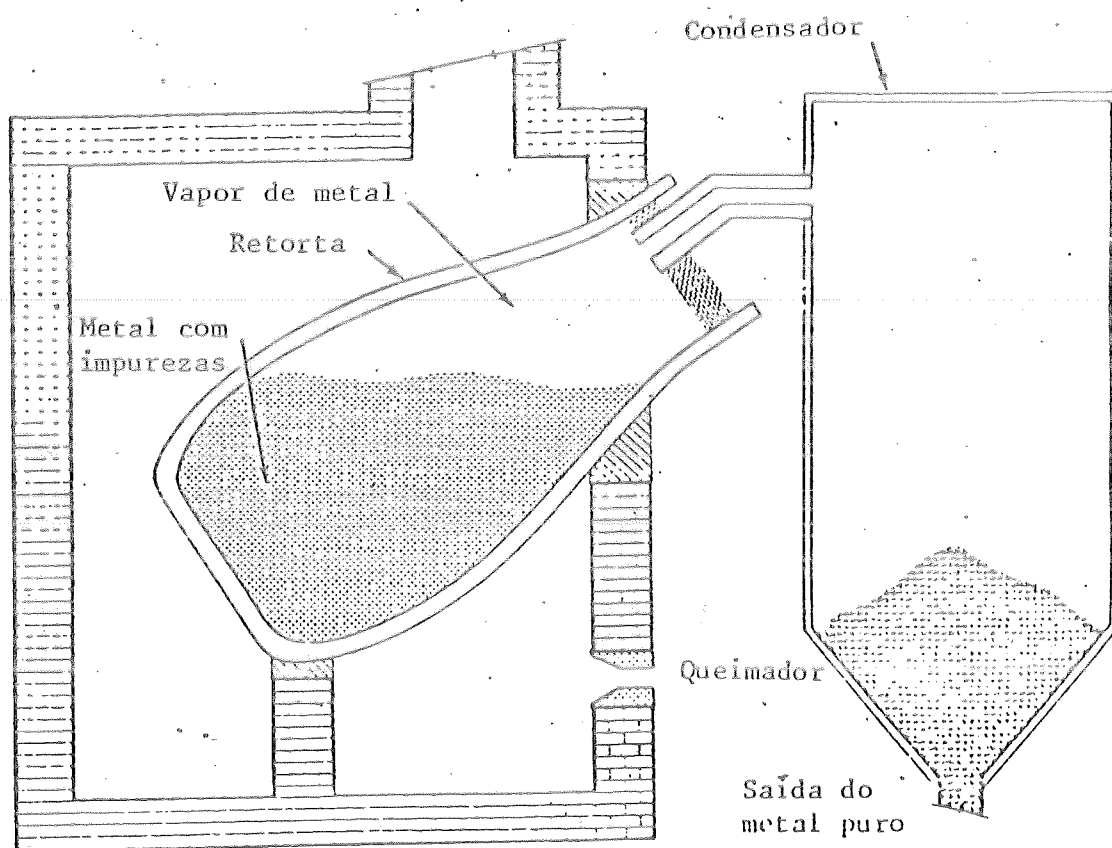


Fig.6 - FORNO RETORTA DE DESTILAÇÃO

Dois tipos de condensadores são usados: - condensador de aço revestido com refratário podendo operar de 415 a 540°C para condensar o vapor obtendo-se metal líquido, ou um maior, o condensador de aço não revestido transformando vapor em metal sólido, sendo usa

ANEXO II - EQUIPAMENTOS DE CONTROLE DE POLUENTES

1. COLETORES CENTRÍFUGOS SECOS - CICLONES

Ciclone é o nome genérico do coletor centrífugo, onde as partículas são removidas do fluxo gasoso pela ação da força centrífuga. Este tipo de equipamento tem sido considerado como um dos mais simples e econômico separador de material particulado. Os ciclones tem adquirido diferentes formas e tamanhos e tem sido empregados amplamente na indústria tanto como coletor primário quanto secundário. O tipo convencional não apresenta partes móveis, podendo ser construído de diversos materiais, não apresentando desta forma problema com a temperatura ou propriedades corrosivas de certos gases.

As principais vantagens na utilização de ciclones residem no seu baixo custo, na baixa potência consumida, na simplicidade de seu projeto, manutenção e construção, e na inexistência de uma temperatura de gases que seja limitante. As principais desvantagens são a baixa eficiência de coleta para partículas inferiores a $5\mu\text{m}$, a abrasão excessiva e a possibilidade de entupimento pela presença de altas concentrações de poeiras, principalmente as de menor diâmetro, mais moles, mais higroscópicas e mais pegajosas.

1.1. CARACTERÍSTICAS DOS CICLONES

Um ciclone simples é basicamente constituído por uma câmara cilíndrica com base cônica.

A corrente gasosa entra tangencialmente a alta velocidade na câmara, formando uma espiral descendente externa e uma espiral ascendente interna. O gás é descarregado axialmente pela saída, localizada no topo do ciclone. A aceleração centrífuga impulsiona as partículas contidas no gás contra a parede; a componente vertical da força e a gravidade forçam-nas para a parte inferior do ciclone de onde elas vão para um local de armazenamento. O pó deve ser removido sem perturbar o vortex da corrente gasosa, pois qualquer perturbação provoca a reentrada das partículas no fluxo e conseqüentemente a perda de eficiência do equipamento.

O arranjo de vários ciclones simples em paralelo constitui uma unidade chamada multiciclone. Através deste artifício, um grande volume de ar pode ser tratado utilizando-se unidades de pequeno diâmetro com grande aceleração centrífuga associada, resultando em maior eficiência de captação.

1.2. TIPOS DE COLETORES CENTRÍFUGOS

Como visto anteriormente, vários são os tipos de coletores centrífugos. Contudo, os mais populares são:

- . Ciclone simples de entrada tangencial
- . Ciclone simples de entrada envolvente
- . Ciclone simples de entrada curva
- . Ciclone simples de entrada axial
- . Ciclone simples de corpo cilíndrico
- . Ciclone simples de corpo cilíndrico/cônico
- . Ciclone simples de corpo curvo

Dentre estes coletores, o de entrada tangencial é o mais utilizado na prática. (fig 1).

As dimensões do ciclone são geralmente caracterizadas como uma função do diâmetro do corpo cilíndrico. Por exemplo, a altura total dos ciclones, segundo Lapple, é igual a 4 diâmetros ($H = 4D$).

Diversas configurações tem sido propostas e testadas experimentalmente, na tentativa de caracterização de "famílias de ciclones". Algumas destas configurações estão apresentadas na tabela 1, definindo famílias de ciclones, segundo seus autores.

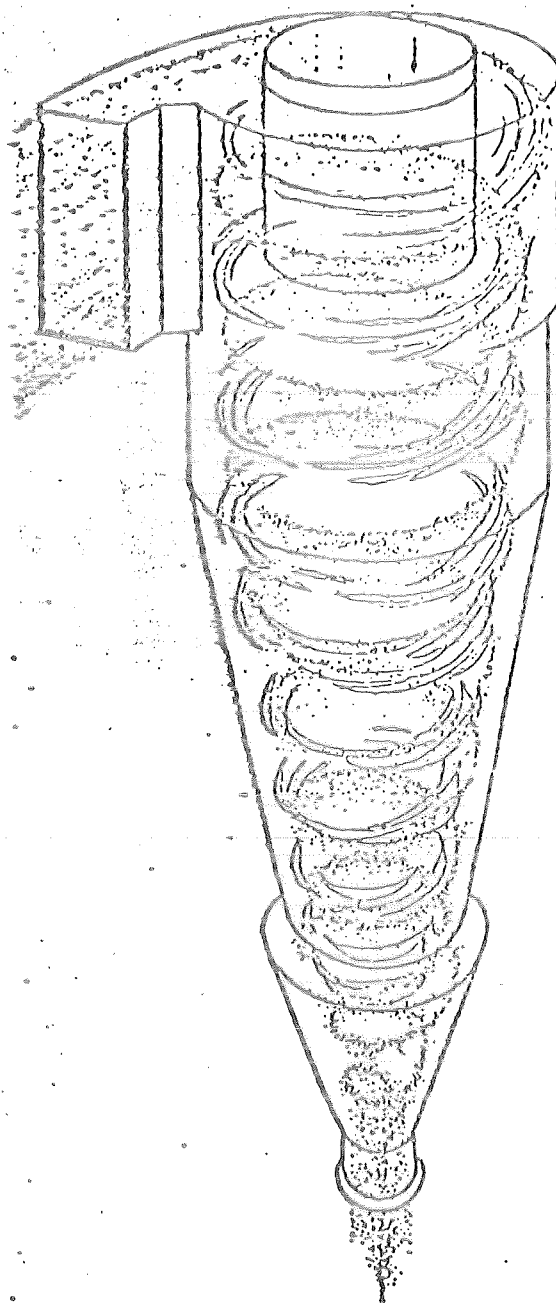


Fig 1. Ciclone de entrada tangencial

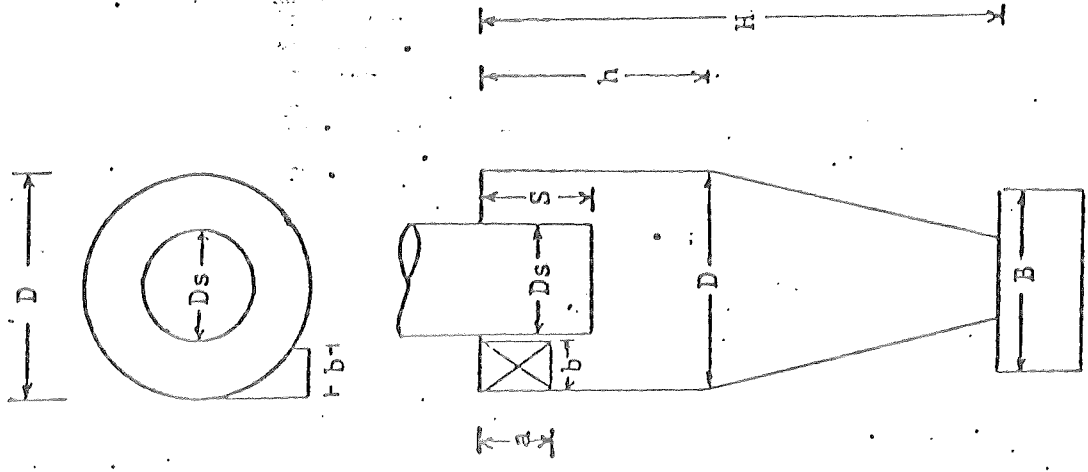


TABELA 1 - Configurações padronizadas de ciclones como uma função do diâmetro do corpo cilíndrico, segundo os autores.

ELEMENTO CARACTERÍSTICO	SÍMBOLO			Autor	
		LAPPLE	STAIRMAND	SWIFT	
Diâmetro do Corpo Cilíndrico	D	1,0	1,0	1,0	
Altura de entrada	a	0,5 D	0,5 D	0,44 D	
Largura de Entrada	b	0,25 D	0,2 D	0,21 D	
Profundidade do Duto de Saída	S	0,625D	0,5 D	0,5 D	
Diâmetro do Duto de Saída	Ds	0,5 D	0,5 D	0,4 D	
Altura do Corpo Cilíndrico	h	2,0 D	1,5 D	1,4 D	
Altura Total	H	4,0 D	4,0 D	3,9 D	
Diâmetro do Duto de Descarga do Pó	B	0,25 D	0,375 D	0,4 D	

Fonte.: Hasegawa, P.T. Coletores centrífugos secos, FSP/USP (mimeografado)

1.2.1. DIMENSIONAMENTO DE CICLONES

Além do ciclone de entrada tangencial existem outros tipos de ciclones com diferentes tipos de entradas.

A eficiência dos ciclones é afetada por fatores dimensionais, características do gás e pelas propriedades do pó.

A eficiência de captação geralmente eleva-se com o aumento de:

- . Tamanho de partícula
- . Densidade da partícula
- . Velocidade de entrada do gás
- . Comprimento do corpo do ciclone
- . Número de revoluções do gás
- . Acabamento da parede do ciclone

Por sua vez, a eficiência de captação normalmente decresce com o aumento de:

- . Viscosidade do gás
- . Diâmetro do corpo do ciclone
- . Diâmetro do duto de saída
- . Área de entrada do gás

Um ciclone pode ser projetado para tratar qualquer quantidade de material que o fluxo gasoso consiga movimentar.

Em geral, a eficiência do ciclone cresce com o aumento da carga de particulados. Desde que esta característica não é comum aos outros tipos de coletores de eficiência maior, os ciclones são frequentemente usados como pré-coletores, quando as cargas de material particulado são muito altas para o coletor final.

A operação destes coletores na sua capacidade de projeto é essencial para manter uma eficiência adequada. Se o fluxo de ar cai abaixo do normal, a espiral ou as forças centrífugas são reduzidas e a eficiência decresce. Por isto, válvulas não devem ser fechadas em um sistema de dutos sem que se observe o seu efeito. Umidade deve ser evitada para prevenir entupimento da saída de pó, particularmente em pequenos ciclones. Exceções são as combinações de depuradores mecânicos e úmidos.

1.3. ESTIMATIVA DA EFICIÊNCIA DE COLETA PARA CICLONES

Um método bastante geral e que consequentemente pode ser utilizado na estimativa da eficiência de coleta para qualquer família de ciclones é aquele sugerido por Lapple.

Este método baseia-se no cálculo da dimensão da partícula que é coletada com 50% de eficiência (D_{PC}). Esta, também conhecida como diâmetro de corte, é calculado através da equação:

$$D_{PC} = \sqrt{\frac{9 \mu b(D)}{2 N_e V_e (\rho_p - \rho_g) \pi}}$$

onde: D_{PC} = Diâmetro de corte da partícula coletada com 50% de eficiência (cm)

μ = Viscosidade do gás (g/seg-cm)

$b(D)$ = Largura do duto de entrada (cm)

N_e = Número efetivo de voltas

V_e = Velocidade de entrada (cm/seg)

ρ_p = Densidade da partícula (g/cm³)

ρ_g = Densidade do gás (g/cm³)

Lapple, a partir de dados experimentais, definiu uma relação entre a razão de d_p (diâmetro de uma partícula) por D_{PC} e a eficiência com que a partícula com diâmetro d_p é coletada pelo ciclone.

Conhecida e dividida a distribuição dos tamanhos das partículas por faixas e sendo d_{pi} o diâmetro médio para cada faixa i , a eficiência global de coleta é dada por

$$\eta_G = \sum_{i=1}^n w_i \times \eta_i$$

onde: w_i é a porcentagem em peso das partículas contidas na faixa i , cujo diâmetro médio é d_{pi} e

η_i é a eficiência de coleta para d_{pi}

Segundo Lapple, $D_{PC} = \sqrt{\frac{9\mu \cdot b(D)}{2Ne \cdot Ve(\rho_p - \rho_g) \pi}}$

Utilizando-se unidades práticas para as variáveis desta equação ela se reduz a

$$D_{PC} = 2090 \frac{\mu \cdot b(D)}{\rho_p \cdot V^2}$$

onde: D_{PC} em μm

μ em cp

$b(D)$ em m

ρ_p em g/cm³

V em m/s

1.4. CÁLCULO ESTIMATIVO DA PERDA DE CARGA EM COLETORES CEN TRÍFUGOS

Várias perdas parciais contribuem para a perda de carga total através de um ciclone. Essas perdas parciais são perdas por atrito no duto de entrada, perdas devidas à expansão ou concentração na entrada, perdas na entrada do duto de saída, perda de pressão estática entre os dutos de entrada e de saída, e recuperação de energia no duto de saída.

Diferentes autores tentaram obter uma estimativa da perda de carga total através do ciclone.

1ª equação: $\Delta p = \frac{2,7 \times 10^{-3} \times Q^2}{K d_d^2 \cdot 1 \cdot h \sqrt[3]{L/d} \sqrt[3]{L'/d'}}$

onde: K é uma constante dependente das condições de entrada,

$K = 0,5$ para entrada simples sem guias

$K = 1,0$ para entrada com guias retas

$K = 2,0$ para entrada com guias expansoras

As dimensões lineares são em pés, a vazão em pés cúbicos por segundo e a perda de carga em polegadas de água.

$$2^{\text{a}} \text{ equação: } \Delta p = \frac{12 \text{ lh}}{K d_d^2 \sqrt[3]{L/d} \sqrt[3]{L'/d}}$$

$$3^{\text{a}} \text{ equação: } \Delta p = \frac{K_b Q^2 P_e \rho_g}{T_e}$$

onde: Q = vazão ($\text{pé}^3/\text{min}$)

K_b = constante avaliada experimentalmente

P_e = pressão de entrada (atm)

T_e = temperatura do gás na entrada ($^{\circ}\text{R}$)

ρ_g = densidade do gás ($\text{lb}/\text{pé}^3$)

Alguns fatores limitantes da utilização de ciclones se referem à erosão dos mesmos devido a altas cargas de poeira, poeira de alta dureza, altas velocidades, etc. e ao entupimento devido a formação de crostas sobre a parede interna. O entupimento é geralmente causado por poeiras pegajosas, por excessiva carga de poeira ou pela condensação de vapor d'água dentro do ciclone, ou sobre partículas higroscópicas.

Lapple sugere que a perda de carga seja calculada através da equação:

$$\Delta p = F \cdot VP$$

onde: Δp = perda de pressão em polegadas CA

F = parâmetro adimensional = $\frac{K \cdot a \cdot b}{D_s^2}$, onde:

K - constante = 13

a - altura do duto de entrada (cm)

b - largura do duto de entrada (cm)

D_s - diâmetro do duto de saída dos gases (cm)

VP = pressão de velocidade em polegadas de CA.

1.5. CUSTO DE OPERAÇÃO PARA COLETORES CENTRÍFUGOS SECOS

O custo de operação para coletores centrífugos do tipo ciclônico, repousa basicamente no custo total da energia consumida para movimentação dos gases através do sistema coletor.

Este custo pode ser estimado através da equação:

$$CO = \frac{V \cdot T \cdot P_v}{36796 \cdot \eta_v} \cdot C_K$$

onde: V = capacidade volumétrica do ciclone (m^3/h)

T = tempo total de operação (h)

$T_{max.} = 8760 \text{ h} = 1 \text{ ano}$

P_v = pressão total a ser vencida pelo ventilador (CmCA)

η_v = eficiência do ventilador. Geralmente η_v varia de 0,5 a 0,7

C_K = custo do Kw.h (Cr\$/Kw.h)

CO = custo de operação em Cr\$.

REFERÊNCIAS E BIBLIOGRAFIAS

01. U.S. DEPARTMENT OF HEALTH, EDUCATION AND WELFARE.

Control Techniques for Particulate Air Pollutants
Washington, D.C., January 1969.

02. DANIELSON, John A. Air Pollution Engineering Manual
2nd. N.C., E.P.A., May 1973.

03. HASEGAWA, Paulo T. Colétores Centrífugos Secos -
Ciclones. São Paulo, Faculdade de Saúde Pública.

2. LAVADOR

Lavador é uma categoria de equipamento de controle que inclui todos os dispositivos que utilizam água ou algum outro líquido para a remoção de contaminantes de um fluxo gasoso.

A captação de partículas neste tipo de equipamento é realizada em duas fases:

1. Molhamento das partículas por contato com as gotas do líquido de lavagem.
2. Retenção das partículas molhadas.

Na primeira fase, os principais mecanismos envolvidos são:

a) Impactação por gotículas borrifadas - um borrifo dirigido contra o trajeto do fluxo gasoso, choca-se com as partículas com eficiência proporcional ao número das gotículas e a força concedida às gotas. Concluiu-se que o tamanho ótimo de gotícula é cerca de 100 microns.

b) Difusão - quando gotículas líquidas são dispersas entre partículas de poeira, as partículas depositam-se nas gotas por difusão. Este é o principal mecanismo de coleta de partículas menores do que 1 micron.

c) Condensação - se um gás é resfriado abaixo do seu ponto de orvalho passando por um coletor úmido, ocorre condensação da umidade, e as partículas agem como núcleos de condensação. Este aumento efetivo no tamanho da partícula torna a captação mais fácil. A condensação é um mecanismo importante somente para gases que estejam inicialmente aquecidos.

Na segunda fase, podem ser utilizadas superfícies colocadas no percurso do fluxo gasoso, a ação da força centrífuga ou a simples sedimentação gravitacional.

2.1. CLASSIFICAÇÃO DOS LAVADORES

Os lavadores podem ser genericamente classificados em:

- Câmaras de borrifo (spray)
- Tipos centrífugos

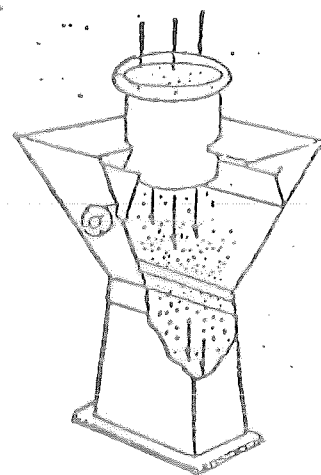
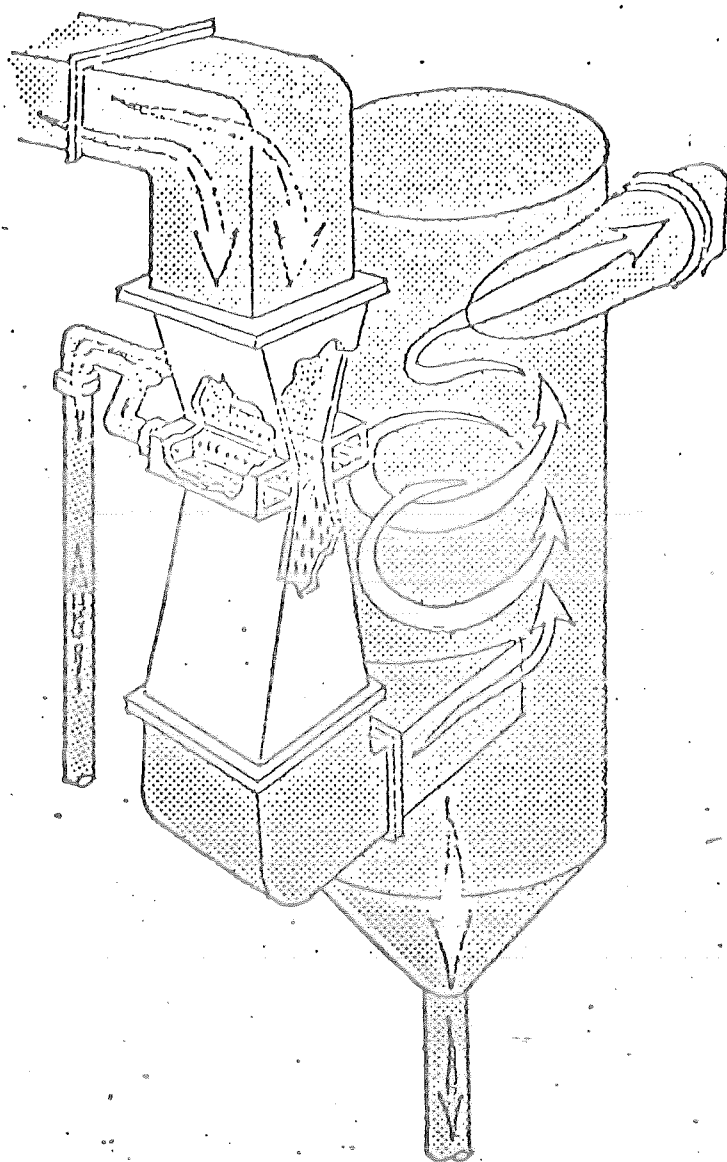
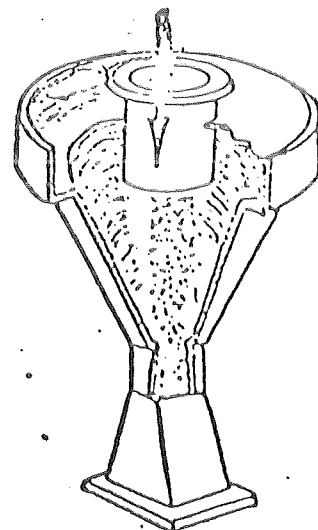


Fig 2 Lavador venturi com eliminador de gotas.

Ao lado, os dois tipos mais comuns de garganta de venturi.



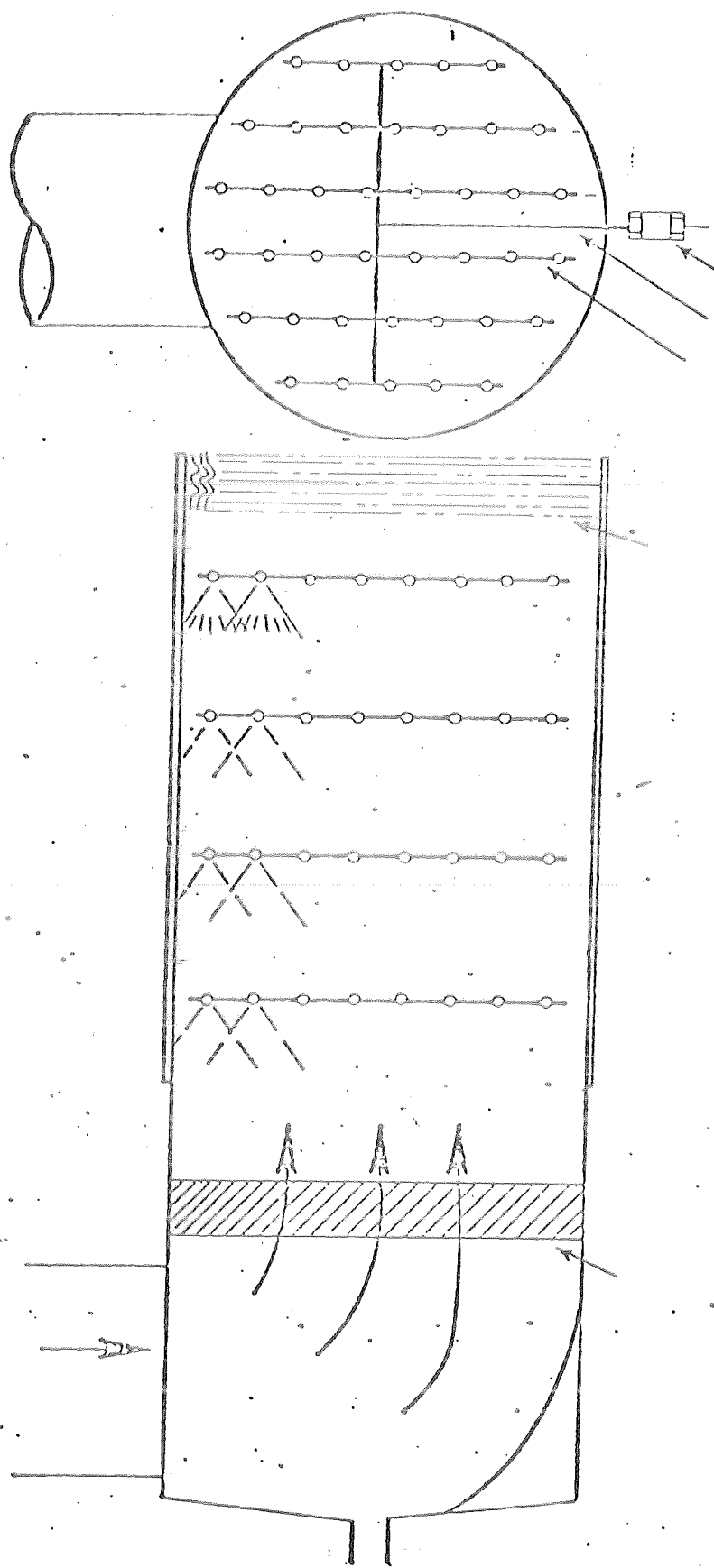


Fig. 3 Torre de Spray

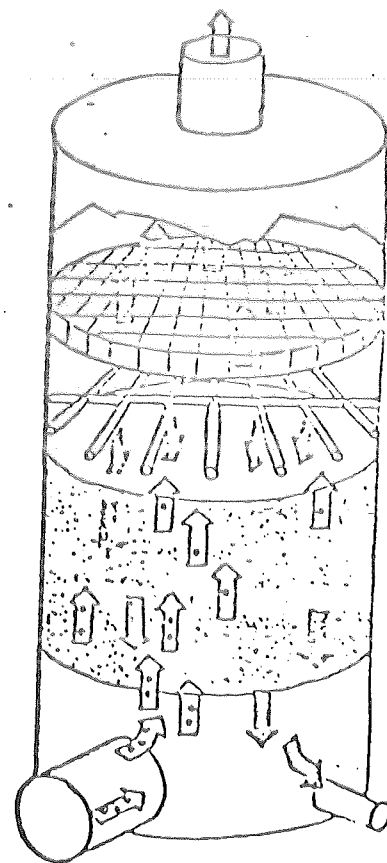


Fig 4 Torre de
Recheio

- Unidades mecânicas ou dinâmicas
- Torres de enchimento
- Unidades de alta velocidade

As câmaras de borribo são projetos simples e constituem-se basicamente de uma câmara equipada com bicos de pulverização de água. A velocidade do gás diminui conforme ele entra no equipamento e as partículas molhadas vão para o fundo, sendo coletadas. A saída da câmara é equipada com eliminadores de gotas para prevenir a descarga de líquido na corrente de ar limpo.

Lavadores do tipo centrífugo utilizam entrada tangencial para forçar as partículas contra uma superfície molhada por meio da aceleração centrífuga. Unidades mecânicas ou dinâmicas também empregam a aceleração centrífuga, mas através de um rotor e não pelo controle da direção do fluxo.

Na torre de enchimento o fluxo gasoso escoar por um leito de material de captação, fibroso ou granular, sobre o qual passa um líquido para prevenir reentrada das partículas depositadas e promover a limpeza da superfície de captação. A retenção do contaminante depende do contato com a superfície de captação. O elemento de captação deve ter grande área superficial e ser constituído com material de pequeno peso específico. Estes equipamentos são usados extensivamente para a captação de líquidos e gases e para a limpeza de gases com pequenas cargas de particulados.

O desenvolvimento dos coletores úmidos progrediu muito nos últimos anos a ponto de ser possível boa captação para partículas submicrônicas. Pelo fracionamento extremamente alto das gotas de água é possível assegurar melhor contato entre as pequenas partículas do contaminante e as partículas de água. Geralmente isto é conseguido pelo uso de bicos ejetores de alta pressão ou por venturis de alta velocidade. Nos sistemas de alta pressão, são usadas pressões de 300 lb/in² ou maiores. Os bicos são dispostos de modo que o impacto entre as gotas de água seja minimizado, devendo o projeto assegurar máximo impacto entre as gotas de água e o material particulado.

No lavador venturi o contato entre o líquido e o contaminante é conseguido através da alta velocidade atingida pelo fluxo gasoso na garganta do venturi (onde é introduzida a água de lavagem). Por causa das altas velocidades, as quedas de pressão do coletor são extremamente altas, usualmente na faixa de 15 a 40 in c.a. O espaço requerido para este equipamento é pequeno e usualmente a água usada pode ser recirculada.

O desgaste é um problema potencial dos lavadores, sendo frequentemente causado pela combinação de abrasão mecânica e corrosão. A corrosão é em sua maior parte devido ao enxofre existente em vários processos industriais. A abrasão ocorre mais frequentemente na zona de captação, onde a velocidade das partículas é mais alta do que em outras áreas.

Materiais resistentes ao desgaste ou seções substituíveis devem ser previstas nos pontos de alta velocidade.

2.2. EFICIÊNCIA DE COLETA

Várias relações tem sido propostas para expressar o rendimento dos diversos tipos de lavadores de gases usados no controle de material particulado. Essas relações variam para cada tipo de lavador, dependendo de como se dá a aspersão do líquido, da direção e sentido do gás com relação ao líquido e vários outros fatores. Recentemente, Semrau desenvolveu experimentalmente, o conceito de "potência de contato", que relaciona a eficiência de coleta de partículas, com a energia gasta no processo de contato entre gás e líquido. O conceito de potência de contato afirma que, no contato entre gás e líquido, potência é dissipada na turbulência dos fluidos e em calor.

A perda total de pressão em um lavador, P_T , será então constituída por duas parcelas; a perda de pressão do gás ao atravessar o sistema de trocas, P_G , e a pressão dissipada na atomização do líquido nos ejetores, P_L .

Essa potência consumida, em termos de potência por unidade volumétrica de gás, é denominada de potên

cia de contato, não estando nela incluídas as potências por perdas elétricas e mecânicas, nem perdas por atrito nas partes secas do lavador. Esse conceito, apesar da carência de maiores fundamentos teóricos, tem se mostrado relativamente válido na prática. Nelê, a eficiência de um coletor úmido estará correlacionada por uma unidade de transferência adimensional, N_t , que é definida, em termos de eficiência de coleta η , por:

$$N_t = \ln \left(\frac{1}{1-\eta} \right)$$

Uma tabela com valores comparativos entre eficiência de coleta e número de unidades de transferência é apresentada a seguir.

TABELA 2 - Unidades de Transferência em Lavadores e Eficiências de Coleta.

Número de Unidades de Transferência (N_t)	Eficiência de Coleta η (%)
0,5	39,35
1,0	63,21
2,0	86,47
4,0	98,17
6,0	99,75
10,0	99,99

Fonte.: STAUSS, W. Industrial Gas Cleaning, 1975.

Semrau plotou ainda o número de unidades de transferência contra o consumo total de potência (P_T), para uma série de lavadores e poeiras, conseguindo uma relação linear (em papel log-log), para cada caso, independente do tipo do lavador. Esta relação é expressa por:

$N_t = \alpha \cdot P_T^\beta$ onde α e β são parâmetros característicos da poeira coletada.

Alguns valores para α e β estão descritos na tabela 3.

A potência de contato, em Kw/(1000m³/h) varia, como valores usuais, desde 0,15 até 4,0.

TABELA 3 - Parâmetros de Correlação Para Eficiência de Lavadores.

Aerosol	Lavador	Parâmetro	
		α	β
Poeira de Talco	Orifício e Tubulação	2,70	0,362
	Venturi	2,97	0,362
	Ciclonico	1,16	0,655
Névoa de Ácido Fosfórico	Venturi	1,33	0,647
Poeiras de Cubilô	Venturi	1,35	0,621
Fumos de Aço em S.M.	Venturi	1,26	0,569

Fonte.: Strauss, W. Industrial Gas Cleaning, 1975.

Por exemplo, um lavador venturi, instalado para controle dos fumos provenientes de um forno S.M., fundindo aço e usando uma potência de contato da ordem de 2Kw / (1000m³/h), terá uma eficiência de coleta de:

$$N_t = \alpha P_T^\beta \quad \text{sendo } \alpha = 1,26 \text{ e } \beta = 0,569$$

$$N_t = 1,26 (2)^{0,569} = 1,87$$

$$N_t = \ln \left(\frac{1}{1-\eta} \right)$$

$$1,87 = \left(\frac{1}{1-\eta} \right)$$

$$\eta = 84,58\%$$

2.3. CUSTO DE OPERAÇÃO PARA LAVADORES

Os custos operacionais para um coletor únido incluem o custo da energia gasta e o custo do líquido de lavagem. O consumo de energia varia com o tamanho do equipamento, taxa de circulação de líquido e perdas de pressão. O consumo de líquido varia também com o tamanho do equipamento e temperatura dos gases a serem tratados.

O custo de operação de um lavador pode então ser estimado a partir da seguinte equação:

$$CO = V \cdot T \cdot \frac{Q_L P_T}{Q_G \eta_B 368} + \frac{P_V}{36796 \eta_V} C_K + \frac{Q'_L}{Q_G} C_L$$

onde: CO = Custo de operação anual (Cr\$).

V = Capacidade volumétrica do lavador (m^3/h) de gás.

T = Tempo total de operação (h). Em 1 ano = 8760h.

$\frac{Q_L}{Q_G}$ = Vazão da bomba/vazão do gás ou líquido de recirculação.

P_T = Pressão total da bomba, incluindo: pressão para vencer as perdas do sistema e a pressão no lavador (m CA).

η = Eficiência. O Sub Índice B representa bomba e o sub índice V, ventilador.

P_V = Pressão total a ser vencida pelo ventilador (cm CA).

C_K = Custo do Kw.h em Cr\$/Kw.h.

Q'_L = Líquido de reposição (m^3/h).

C_L = Custo do m^3 de líquido em Cr\$/ m^3 .

REFERÊNCIAS E BIBLIOGRAFIA

01. U.S. DEPARTMENT OF HEALTH, EDUCATION AND WELFARE.
Control Techniques For Particulate Air Pollutants.
Washington, D.C., January 1969.
02. DANIELSON, John A. Air Pollution Engineering Manual
2 nd. N.C., E.P.A., May 1973.
03. AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE. Wet Scrubbers. New York.
04. STRAUSS, W. Industrial Gas Cleaning 2nd. Pergamon
Press, U.S.A. 1975.

3. FILTROS DE TECIDO

Filtro de tecido é o tipo de equipamento onde o gás contaminado atravessa unidirecionalmente um tecido de maneira tal que as partículas de poeira fiquem retidas e o gás limpo saia para a atmosfera.

Os filtros usualmente empregados para controlar emissões de operações industriais são constituídos por mangas de tecido tubulares ou com o formato de envelope, sustentados por uma estrutura metálica e providos de um dispositivo para a remoção do pó coletado.

Conforme as partículas vão se acumulando sobre os elementos filtrantes, a perda de carga vai aumentando até que atinge um valor máximo desejável. Neste momento procede-se a limpeza do filtro para reduzir a perda de carga.

3.1. MECANISMOS DE FILTRAÇÃO

Na filtração, os principais mecanismos de coleta presentes são:

- . impactação inercial
- . interceptação
- . difusão
- . deposição gravitacional
- . precipitação eletrostática
- . precipitação térmica (desprezível)

Além desses, em filtração há que se considerar a ação de peneiramento puro.

Em filtros de tecido que ainda não tenham sido utilizados, a eficiência de coleta é baixa (da ordem de 60%) e, tão logo o material particulado comece a se depositar, a eficiência sobe para valores na ordem de 90% ou mais. Assim sendo, observa-se que a real coleta é exercida pela camada de partículas já depositadas, suportada pelas fibras do tecido.

3.2. VARIÁVEIS INTERVENIENTES NA EFICIÊNCIA DE FILTRAÇÃO

Limpeza de Filtros

Na limpeza dos filtros, os métodos mais co

mumente utilizados são:

1. por agitação mecânica e raspagem das mangas, sendo a agitação automática ou manual.
2. por ondas sonoras de baixa frequência - uma fonte sonora emite ondas, fazendo vibrar as mangas.
3. por meio de colapso das mangas - diferenças de pressão provocam colapso das mangas, desalojando a poeira coletada.
4. por jato pulsante - um jato de ar comprimido é soprado no alto da manga e através de uma seção venturi.
5. por jato reverso - um anel perfurado sopra continuamente ar em sentido inverso, em volta da manga.
6. por fluxo reverso - identicamente ao jato reverso, faz-se uma reversão do fluxo gasoso a baixa pressão.

Velocidades de Filtragem

O fluxo gasoso, nas condições reais, determina o tamanho do filtro pela utilização de uma velocidade ótima de filtragem. Esta velocidade é definida como a razão de gás filtrado por área de filtro.

A tabela 4 apresenta os valores de velocidade de filtragem para vários tipos de poluentes industriais. No dimensionamento dos filtros, esses valores de velocidade são determinados empiricamente e são baseados em experiências anteriores.

Tais valores representam a velocidade média com a qual o gás passa através da área superficial do tecido. Esta é realmente uma velocidade de face, não representando a velocidade através das malhas do tecido.

Uma velocidade muito alta causará uma elevada perda de carga, reduzida eficiência de coleta e alto custo de manutenção.

Para materiais tais como, areia, poeira de fertilizantes e poeiras resultantes de moagem, são recomendadas velocidades na faixa de 2,0 a 5,0 fpm⁽¹⁾ para limpeza intermitente das mangas. Para fumos compreendendo partícu

TABELA 4 - Velocidades de filtração recomendadas para vários tipos de material particulado e métodos de limpeza das mangas.

MATERIAL PARTICULADO	VELOCIDADE DE FILTRAGEM (pés/min)		
	Limpeza por agitação mecânica	Limpeza por jato pulsante	Limpeza por colapso das mangas, com ar reverso
Açúcar	2,0 - 2,5	7 - 10	-
Alumina	2,5 - 3,0	8 - 10	-
Amido	3,0 - 3,5	8 - 9	-
Areia	2,5 - 3,0	10 - 12	-
Argila	2,5 - 3,2	9 - 10	1,5 - 2,0
Asbestos	3,0 - 3,5	10 - 12	-
Bauxita	2,5 - 3,2	8 - 10	-
Cacau, chocolate	2,8 - 3,2	12 - 15	-
Cal	2,5 - 3,0	10 - 12	1,6 - 2,0
Cálcario	2,7 - 3,3	8 - 10	-
Carvão	2,5 - 3,0	8 - 10	-
Cimento	2,0 - 3,0	8 - 10	1,2 - 1,5
Cosméticos	1,5 - 2,0	10 - 12	-
Detergentes, sabão	2,0 - 2,5	5 - 6	1,2 - 1,5
Farinha	3,0 - 3,5	12 - 15	-
Feldspato	2,2 - 2,8	9 - 10	-
Fertilizantes	3,0 - 3,5	8 - 9	1,8 - 2,0
Fritas	2,5 - 3,0	9 - 10	1,5 - 2,0
Gesso	2,0 - 2,5	10 - 12	1,8 - 2,0
Grafite	2,0 - 2,5	5 - 6	1,5 - 2,0
Mica	2,7 - 3,3	9 - 11	1,8 - 2,0
Minério de Ferro	3,0 - 3,5	11 - 12	-
Negro de Fumo	1,5 - 2,0	5 - 6	1,1 - 1,5
Óxido de Chumbo	2,0 - 2,5	6 - 8	1,5 - 1,8
Óxido de Ferro	2,5 - 3,0	7 - 8	1,5 - 2,0
Óxido de Zinco	2,0 - 2,5	5 - 6	1,5 - 1,8
Papel	3,5 - 4,0	10 - 12	-
Pigmentos para tinta	2,5 - 3,0	7 - 8	2,0 - 2,2
Plásticos	2,5 - 3,0	7 - 9	-
Pó de Couro	3,5 - 4,0	12 - 15	-
Pó de Pedra	3,0 - 3,5	9 - 10	-
Pó de Serra(madeira)	3,5 - 4,0	12 - 15	-
Quartzo	2,8 - 3,2	9 - 11	-
Sílica	2,3 - 2,8	7 - 9	1,2 - 1,5
Sulfato de Ferro	2,0 - 2,5	6 - 8	1,5 - 2,0
Tabaco	3,5 - 4,0	13 - 15	-
Talco	2,5 - 3,0	10 - 12	-

Fonte.: James P. Tomany - Ref 1

las submicrônicas, que tendem a entupir o tecido, são recomendadas velocidades menores do que 2 fpm⁽¹⁾.

Perda de Carga

A medida que a poeira vai se depositando no filtro, a perda de carga vai aumentando gradativamente até atingir um valor máximo, quando então o sistema de limpeza é acionado e a poeira coletada é descarregada. Como nem todas as partículas são removidas, o reinício de operação se dá com um residual de perda de carga através da camada de pó depositada.

Assim, $\Delta p = \Delta p_o + \Delta p_d$ onde

$$\Delta p_o = K_o V_f$$

Sendo K_o - fator básico de resistência do tecido, dependente principalmente da espessura da camada de poeira depositada sobre si, do tipo de tecido e da eficácia do mecanismo de limpeza.

V_f - velocidade de filtração

O cálculo de Δp_d é dado pela equação:

$$\Delta p_d = K_1 C t V_f^2$$

onde: K_1 - fator básico da resistência da camada de poeira que depende da viscosidade e densidade do gás bem como da viscosidade, propriedade e tamanho do pó.

C - concentração de poeira

t - tempo de filtração

V_f - velocidade de filtração

Tendo em vista as dificuldades na determinação da perda de carga, a área do tecido é geralmente selecionada para proporcionar uma perda de carga operacional ao redor de 3" a 4" ⁽²⁾ de coluna de água, mas em alguns projetos podem ultrapassar 10" ⁽²⁾ de coluna de água.

Materiais Filtrantes

Vários tipos de material tem sido testados ou definitivamente usados na confecção de filtros.

Cada material usado tem suas vantagens e desvantagens, as quais estão referenciadas na tabela 5.

Para a confecção dos filtros, dois tipos básicos de tecidos são utilizados: trançados e feltrados. Os panos trançados agem como um suporte, no qual uma camada

TABELA 5- Propriedades dos tecidos dos filtros

Tecido	Temperatura de fusão	Máxima temperatura de operação	Resistência a ácidos	Resistência a alcalinos	Abrasão
Algodão	Decompõe-se a 302 °F	180 °F	Baixa	Muito boa	Muito boa
Lã	Queima a 572 °F	200 °F	Muito boa	Baixa	Razoável a boa
Náilon 6,6	480 °F	200 °F	Razoável	Excelente	Excelente
HT - 1	Queima a 700 °F	400 °F	Melhor que o náilon; pior que Dacron e Orlon	Pior que o náilon; melhor que Dacron e Orlon	Boa
Dacron	482 °F	275 °F	Boa para a maioria dos ácidos minerais. Dissolve-se parcialmente em ácido sulfúrico concentrado	Boa em bases fracas; razoável em bases fortes	Muito boa
Orlon	Amolece a 482 °F	260 °F	Boa a excelente em ácidos minerais	Razoável a boa em bases fracas	Boa
Creslan	Amolece a 475 °F	250 °F	Boa em ácidos minerais	Boa em bases fracas	Boa a muito boa
Dynel	Amolece a 325 °F	160 °F	Pegueno efeito mesmo a altas concentrações	Pegueno efeito mesmo a altas concentrações	Razoável a boa
Polipropileno	333 °F	200 °F	Excelente	Excelente	Excelente
Teflon	Decompõe-se a 750 °F	Emite gases tóxicos a 450 °F	Inerte, com exceção do fluor	Inerte, com exceção do cloro, trifluoreto e metais alcalinos fundidos	Razoável
Fibra de Vidro	1 470 °F	550 °F	Razoável a boa	Razoável a boa	Razoável
Filtren	Amolece a 505 °F	270 °F	Boa a excelente	Boa	Boa a muito boa

Fonte.: Charles W. Gruber - Ref. 2

CETESB - CIA. DE TECNOLOGIA E SANEAMENTO AMBIENTAL
BIBLIOTECA

de pó é depositada formando um leito microporoso capaz de remover as partículas do ar por peneiramento além de outros mecanismos básicos de filtração. A filtração por camadas é o mecanismo de remoção mais importante quando os filtros novos ficam impregnados de poeira.

Os filtros limpos, quando novos, são coletores mais eficientes do que os trançados em mesmas condições, porém estes são capazes de proporcionar igual eficiência, após formação da camada de poeira na superfície.

Quando os tecidos trançados novos são colocados em operação poderá ocorrer visível emissão de pó até a formação da torta de poeira. Isto levará um período de tempo de algumas horas até alguns dias, dependendo da concentração de poeira e da natureza das partículas no gás carreador.

Os tecidos trançados basicamente são de três tipos: liso, sarjado e acetinado. Tais tecidos são feitos de algodão, lã, dracon, nylon, orlon, nomex, polipropileno, teflon e fibra de vidro.

Os feltrados são usados para filtros cujo mecanismo de limpeza é por jato reverso ou jato pulsante e a razão ar-tecido variando de 6:1 a 16:1. Esses filtros, em geral são mais caros do que os trançados e a lã é a única fibra capaz de produzir o verdadeiro tecido feltrado, contudo, as fibras sintéticas podem ser agulhadas formando feltros. Assim, esses tecidos são confeccionados a partir da lã, dracon, nylon, nomex, polipropileno e teflon, sendo que algodão e fibras de vidro não são utilizados neste caso.

Para os efluentes gasosos serem tratados com segurança pelos filtros de tecido, as temperaturas devem ser reduzidas até os limites impostos pelo meio filtrante empregado. Outra consideração a ser feita é a respeito do ponto de orvalho. Se o fluxo gasoso estiver a uma temperatura muito próxima do ponto de condensação, haverá necessidade de um aquecedor na linha e a temperatura para escolha do tecido será aquela da saída do aquecedor. Isto se deve ao fato da umidade no interior do filtro propiciar a formação de uma torta que adere ao tecido, dificultando a retirada do pó coletado e aumentando a resistência à passagem

do gás. Além disso, a resistência química do tecido deverá ser compatível com as características do efluente a ser tratado.

3.3. DIMENSIONAMENTO DE FILTROS

No dimensionamento de filtros de tecido, os principais fatores a serem considerados são: a velocidade ótima de filtração (função do tipo de poluente e do mecanismo de limpeza), o número de mangas necessário e o tipo de tecido a ser empregado (função das características físicas do gás carreador).

3.3.1. DIMENSÃO DAS MANGAS

As dimensões de mangas circulares variam entre 0,1 a 1,0 m no diâmetro e entre 1 e 10 m na altura. Dimensões e geometrias especiais podem ser obtidas sob encomenda. Para uma aproximação mais exata nas dimensões das mangas recomenda-se consultar os fabricantes e/ou os fornecedores.

3.4. CUSTO DE OPERAÇÃO

O custo de operação dos filtros de tecido recai basicamente, no dispendio energético para manutenção do fluxo gasoso através do elemento filtrante. Esta energia é consumida pelo ventilador. Assim, uma estimativa deste custo operacional é dada pela equação:

$$CO = T C_K \frac{P_v}{36796 \eta_v} Q_G$$

onde: T = tempo de funcionamento em horas

$T_{max} = 8760$ hs (1 ano)

C_K = Custo do Kw.h em Cr\$/Kw.h

P_v = pressão total a ser vencida pelo ventilador
em cm C.A.

η_v = eficiência do ventilador

Q_G = vazão de projeto dos gases a serem tratados

Eventualmente outras despesas podem ocorrer, em função de equipamentos paralelos utilizados na limpeza das mangas. Um exemplo disso é a energia gasta para funcionar as unidades de fluxo reverso.

CETESB - CIA. DE TECNOLOGIA E-SANEAMENTO AMBIENTAL
BIBLIOTECA

REFERÊNCIAS E BIBLIOGRAFIA

01. TOMANY, James P. Air Pollution: The Emissions, the Regulations, and the Controls. New York, American Elservier Publishing Co., Inc., 1975
02. BILLINGS, Charles E., at al. Fabric Filter Systems Study. NTIS, December 1970
03. GRUBER, Charles W. Air Quality Control Notes 2nd. Cincinnati University, September 1975.

4. PRECIPITADORES ELETROSTÁTICOS

4.1. PRINCÍPIO DE FUNCIONAMENTO

A separação de partículas suspensas em uma corrente gasosa, pelo mecanismo da precipitação eletrostática, abrange três etapas básicas: (a) o carregamento elétrico das partículas suspensas; (b) a coleta das partículas carregadas em uma superfície ligada à terra e (c) a remoção das partículas coletadas.

Embora a maioria das partículas possuam uma pequena carga elétrica previamente acumulada por atrito, se utiliza do efeito corona para promover uma eletrificação adicional que possa levar as partículas a uma saturação de carga.

A corona é estabelecida entre um eletrodo mantido a alta voltagem e uma superfície de coleta aterrada. O material particulado passando através da corona está sujeito a um bombardeamento intenso de íons negativos que escoam do eletrodo de alta voltagem para a superfície de coleta aterrada. Desse modo, as partículas tornam-se altamente carregadas, numa fração de segundos, e migram para as superfícies de coleta ligadas à terra.

4.2. CLASSIFICAÇÃO

Funcionalmente, os precipitadores eletrostáticos podem ser classificados segundo:

1. A voltagem aplicada aos eletrodos
 - .alta voltagem > 30 KV
 - .baixa voltagem até 30 KV
2. O eletrodo de descarga
 - .corona positivo (geralmente de baixa voltagem, para uso comercial)
 - .corona negativo (alta voltagem, para uso industrial)
3. O número de estágios
 - .simples estágio, com carga e deposição simultâneas
 - .duplo estágio, com carga e deposição de

fasadas

- 4. A geometria do eletrodo de coleta
 - . tubulares (figura 5)
 - . placas planas (figura 6)

4.3. CARACTERÍSTICAS DO MATERIAL A SER COLETADO

Resistividade

A resistividade é a propriedade de uma substância que caracteriza sua resistência elétrica. Ela varia de 10^{-3} ohm-cm (negro de fumo) a 10^{14} ohm-cm (pedra calcárea seca) para partículas encontradas na operação industrial dos precipitadores.

4.3.1. PARTÍCULAS DE BAIXA RESISTIVIDADE

Partículas tendo resistividade baixa (até 10^4 ohm-cm) são difíceis (ou impossíveis) de reter no eletrodo de coleta pois, perdem sua carga negativa muito rapidamente e, então, adquirem carga positiva. Se a força elétrica, resultante das cargas positivas, é suficientemente grande para superar as forças coesivas das partículas, elas serão repelidas em direção ao fluxo gasoso, sendo novamente carregadas e precipitadas até saírem da zona de interferência do eletrodo de coleta.

4.3.2. PARTÍCULAS DE ALTA RESISTIVIDADE

As partículas de alta resistividade ($> 2 \cdot 10^{10}$ ohm-cm) são incapazes de abandonar sua carga ao eletrodo de coleta. Quando se forma uma camada de partículas no eletrodo, ela atua como um isolante. A perda de potencial através dessa camada pode atingir valores muito altos e ter um efeito adverso na descarga da corona estabelecendo-se uma descarga secundária na camada de partículas coletadas. Esta condição é chamada "back corona" e pode prejudicar seriamente a performance do precipitador.

4.3.3. PARTÍCULAS DE RESISTIVIDADE INTERMEDIÁRIA

Quando as partículas apresentam média resis

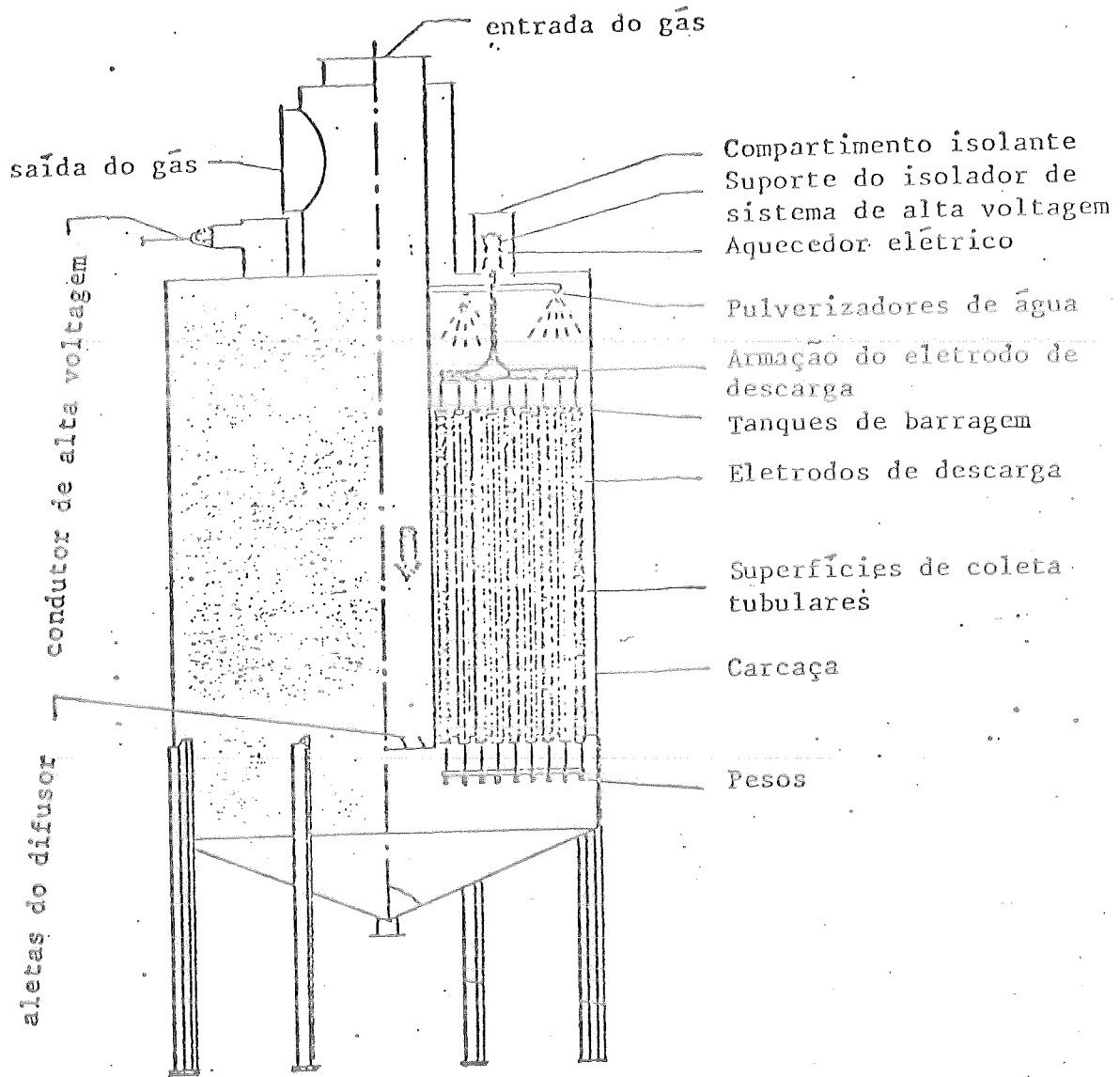
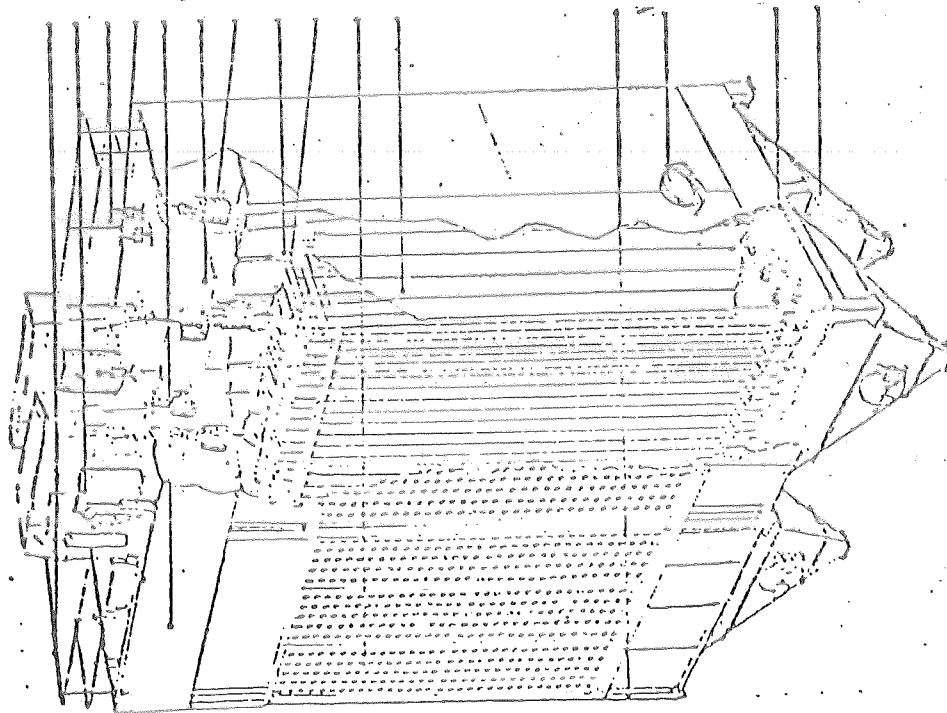


FIGURA 5 - Precipitador Eletrostático de Eletrodos Tubulares



Grade de Proteção
Transformador/retificador de alta voltagem
Batedor - eletrodo de alta voltagem
batedor - superfície de coleta
Área para isoladores
Acesso ao Painel
Isolador
Suporte do eletrodo
Descarga do eletrodo
Difusor
Superfície coletora aterrada

Colunas de suporte

Boca de visita

Peso tencionador

Tremonhas

FIGURA 6 - Precipitador eletrostático de Placas Planas

tividade (10^4 ohm - cm até 2.10^{10} ohm - cm) abandonam parte de sua carga ao eletrodo de coleta. À medida que a camada de pó se forma, a perda de potencial também aumenta até atingir uma condição de equilíbrio. Carga negativa suficiente é retida pelas partículas para manter uma força de atração entre elas e o eletrodo de coleta. Quando o peso das partículas coletadas torna-se suficientemente grande, as partículas caem por ação da gravidade ou são provocadas a se desprenderem do eletrodo de coleta.

Essas partículas são as mais apropriadas para coleta em precipitadores eletrostáticos.

4.3.4. CONDICIONAMENTO DAS PARTÍCULAS

Para que partículas de alta resistividade sejam coletadas eficientemente devemos: (a) projetar um precipitador maior que o normal para suprir a menor taxa de precipitação ou (b) alterar a resistividade para uma faixa em que a precipitação é mais favorável.

A resistividade elétrica pode ser alterada por mudança na temperatura de operação, adição de umidade ou outro agente condicionante.

O mecanismo pelo qual agentes condicionantes reduzem a resistividade é a adsorção desses agentes nas partículas para formar um filme superficial de líquido onde ocorre a condução eletrolítica da carga acumulada.

Para partículas que não adsorvem umidade facilmente os agentes condicionantes usados devem ser trióxido de enxofre (SO_3) e amônia (NH_3), caso o particulado apresente caráter básico ou ácido, respectivamente.

4.3.5. INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA E UMIDADE NA RESISTIVIDADE

A figura 7 mostra o efeito da temperatura e teor de umidade na resistividade de fumos de chumbo provenientes de uma planta de sinterização. O valor do ponto de máximo das curvas de resistividade aumenta com o aumento da temperatura e diminuição do teor de umidade.

4.4. REMOÇÃO DO PÓ DOS ELETRODOS DE COLETA

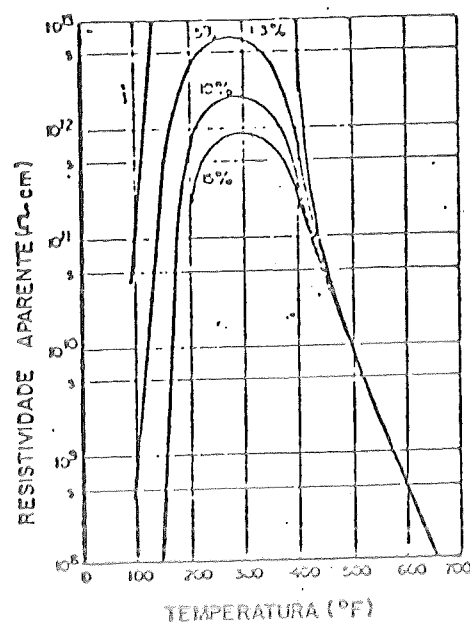


FIGURA 7 A curva representa a resistividade superficial de fumos de chumbo provenientes de uma sinterização

Uma vez que o pó ou fumo foi precipitado no eletrodo ou placa de coleta, deve ser removido a uma temperatura ou depósito de estocagem para manter a boa eficiência de coleta do precipitador.

Os métodos de remoção usados industrialmente são: (1) um filme de água contínuo percorrendo a superfície do eletrodo descendente e arrastando o pó precipitado; (2) raspagem do eletrodo e (3) sopro de ar a alta velocidade.

O método do filme de água é normalmente aplicado a precipitadores com eletrodos de coleta tubulares devido à melhor distribuição da água sobre a superfície de coleta. As principais vantagens na aplicação desse método são: (1) as partículas são removidas continuamente; (2) elimina-se a reentrada das partículas e (3) evita-se o problema causado por partículas de alta resistividade porque a água é um bom condutor de eletricidade.

A raspagem dos eletrodos é o método de limpeza mais comum. Nesse método, grupos de placas de coleta são fixas por meio de uma barra de raspagem. O final da barra é batido por peso para sacudir o pó dos eletrodos. É normal dividir os eletrodos de coleta em unidades menores de modo que cada seção possa ser raspada independentemente. A vantagem disso é que as seções são raspadas uma após a outra

ao invés de todas de uma vez. O ciclo de raspagem ótimo não pode ser previsto enquanto o precipitador está sendo projetado, geralmente é feito quando o precipitador está sendo testado.

4.5. EFICIÊNCIA DE COLETA

Uma das formas usuais da equação da eficiência do precipitador com eletrodos tipo placas e tubular é:

$$\eta = 100 \left(1 - e^{-\frac{A_s W_p}{Q}} \right)$$

onde: η = eficiência do precipitador (%)

A_s = área superficial total de coleta (m^2)

W_p = parâmetro de precipitação (m/s)

Q = vazão do fluxo gasoso (m^3/s)

A equação mostra que para uma dada eficiência de coleta, η , o tamanho do precipitador é inversamente proporcional a velocidade das partículas e diretamente proporcional à vazão do fluxo gasoso, mas é independente da velocidade do fluxo gasoso. Apesar da teoria, contudo, a eficiência é uma função da velocidade do gás devido ao re-arraste das partículas que aumenta com o aumento da velocidade do gás.

O fator W_p é um parâmetro empírico que leva em consideração os efeitos ou perdas de raspagem, distribuição do fluxo gasoso, distribuição do tamanho das partículas e resistividade das partículas.

4.6. PERDA DE CARGA

O precipitador eletrostático tem uma perda de pressão extremamente pequena comparada a outros equipamentos de controle de alta eficiência (0,1 a 0,5 polegadas de C.A.).

4.7. SELEÇÃO PRÁTICA DE UM PRECIPITADOR

Para dimensionar e projetar um precipitador os fatores mais importantes são:

1. eficiência de coleta desejada
2. vazão do fluxo gasoso, incluindo o máximo valor esperado.
3. temperatura, pressão, composição e teor de umidade do gás.
4. concentração das partículas na entrada do precipitador.
5. propriedades das partículas: densidade, distribuição do tamanho das partículas, resistividade e composição.
6. características corrosivas do gás e das partículas.
7. perdas permissíveis no precipitador
8. características elétricas: voltagem, frequência e fase.
9. localização do precipitador em função do "lay out" da indústria.
10. disposição do particulado coletado.
11. descrição do processo e capacidade da planta.

O projeto de precipitadores eletrostáticos é sempre empírico e é baseado em experiências prévias com processos similares ou sobre resultados de estudos de instalações piloto. A tabela 6 mostra valores médios para a maioria das variáveis de projeto.

4.8. PROBLEMAS DE OPERAÇÃO

A operação eficiente de um precipitador eletrostático requer o controle de uma série de variáveis.

A temperatura do gás deve ser considerada acima do ponto de orvalho para prevenir a corrosão. O fluxo gasoso a uma temperatura muito alta afeta desfavoravelmente a resistividade do pó e aumenta a vazão e a viscosidade do gás.

Se a resistividade do pó é um problema, a umidade do gás deve ser mantida alta e, a adição dos agentes condicionantes deve ser rigorosamente controlada.

TABELA 6 - Valores típicos de algumas variáveis de projeto usadas na prática comercial de precipitadores.

Variável de projeto	Faixa normal de valores
• espaço entre as placas	8 a 11 polegadas
• velocidade através do precipitador	2 a 8 ft/s
• altura vertical das placas	12 a 24 ft
• largura das placas horizontais	0,5 a 1 x altura
• voltagem aplicada	30 a 75 KV
• velocidade de migração	0,1 a 0,7 ft/s
• temperatura do gás	até 700°F - normal 1000°F - alta 1300°F - casos especiais
• perda de carga	0,1 a 0,5" C.A.
• eficiência	até 99,9% normal: 90 a 98%
• corrente na coroa	0,01 a 1,0 ma/ft fio
• força do campo	7 a 15 KV/polegadas

Fonte.: DANIELSON - Ref. 2

A voltagem deve ser conservada tão alta quanto possível, sem produzir excessivo faiscamento, a fim de conservar o carregamento e o campo de precipitação elevados.

O controle apropriado dos raspadores do eletrodo é importante para evitar acumulação de pó e minimizar o seu rearraste.

4.9. VANTAGENS E DESVANTAGENS

As principais vantagens na aplicação dos precipitadores eletrostáticos são:

• alta eficiência de coleta (em alguns casos pode exceder 99%)

- . coleta partículas muito pequenas (teoricamente não existe limite de tamanho da partícula a ser coletada)
- . pós podem ser coletados a seco para recuperação de material valioso.

- . baixa perda de pressão e temperatura
- . operam continuamente e exigem pequena manutenção

- . podem ser usados a altas temperaturas
- . coletam névoas ácidas e partículas de atração que são difíceis de coletar por outros métodos

- . podem coletar materiais extremamente corrosivos desde que feitos com material especial.

- . podem ser manuseadas vazões muito grandes
- . pequena potência consumida

Algumas de suas desvantagens são:

- . alto custo inicial

- . não são facilmente adaptáveis a condições variáveis

- . menor eficiência de coleta para materiais de alta ou baixa resistividade

- . espaço requerido muito grande comparado a outro equipamento

- . a precipitação elétrica não se aplica à remoção de substâncias na fase gasosa

4.10. APLICAÇÕES

Os precipitadores eletrostáticos são normalmente usados quando a maioria das partículas a serem coletadas têm diâmetro médio menor que 20μ . São comumente aplicados nas usinas termoeletricas, plantas de cimento, aciarias, fundições de metais não ferrosos, fábricas de celulose e papel, indústrias químicas, refinarias de petróleo, etc.

4.11. CUSTOS DE OPERAÇÃO

O único custo operacional considerado, no trabalho com precipitadores eletrostáticos é o custo da energia gasta na ionização do gás, uma vez que a perda de

carga do sistema geralmente é menor que 0,5 polegada de coluna de água. A energia gasta é uma função básica da eficiência de coleta e do tamanho do equipamento.

O custo de operação de um precipitador eletrostático pode ser estimado pela equação:

$$CO = V P T C_K$$

onde: CO = custo de operação em Cr\$

V = capacidade volumétrica do precipitador em m³/h

P = consumo energético em $\frac{Kw}{m^3/h}$

T = tempo total de operação em h

(T_{max.} = 8760 hs = 1 ano)

C_K = custo do Kw.h em Cr\$/Kw.h

A tabela 7 apresenta algumas estimativas de consumo energético versus eficiência de coleta para precipitadores eletrostáticos de alta e baixa voltagens.

TABELA 7 - Consumo energético de precipitadores eletrostáticos como função da eficiência de coleta e da característica do precipitador.

Eficiência	Característica do Precipitador	
	Alta Voltagem	Baixa Voltagem
Baixa	0,11	0,009
Média	0,15	
Alta	0,24	0,024

Fonte.: N.A.P.C.A.P. Control Techniques For Particulate Air Pollutants (PB-190253)

REFERÊNCIAS E BIBLIOGRAFIAS

01. STERN, Arthur C. Air Pollution 3th.
New York, Academic Press, 1976 V3.
02. DANIELSON, John A. Air Pollution Engineering Manual
2nd. N.C., E.P.A., May 1973.
03. AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE. Eletrostatic
Precipitators New York, 1961.
04. DEPARTMENT OF HEALTH, EDUCATION AND WELFARE. Control
Techniques for Particulate Air Pollutants.
Washington, D.C., January 1969.

ANEXO III - CUSTOS DE CONTROLE

ANEXO III - CUSTOS DE CONTROLE

1. INTRODUÇÃO

Da mesma forma que é exigida uma precisa avaliação dos recursos financeiros para a aquisição de bens produtivos, justifica-se uma análise acurada dos re cursos a serem empregados no controle da poluição, utili zando-os da maneira a mais racional.

A estimativa dos investimentos deve par tir da definição dos níveis de redução de poluentes dese jada, a fim de minimizar a aplicação.

Algumas medidas podem ser tomadas para reduzir as emissões, destacando-se entre elas o estudo e reformulação dos processos industriais. Contudo, em mui tos casos o nível de redução obtido não é suficiente.

Exclusa a possibilidade de reformulação dos processos industriais como alternativa de redução de emissões, deve-se adotar um equipamento de controle, que preencha as necessidades técnicas do processo, e que seja, na medida do possível, a melhor opção em termos econômi cos.

Uma análise técnica é necessária em ca da caso, baseando-se nas fases do processo de produção, ti pos de carga, potência elétrica aplicada, duração e inten sidade dos sopros de oxigênio, detalhes dimensionais dos fornos, dos edifícios, áreas previstas para instalação e possíveis interferências na produção.

2. EQUIPAMENTOS PARA CONTROLE DE PARTICULADOS

Os equipamentos básicos para o controle de material particulado emitido pelos diferentes proces sos industriais, disponíveis no mercado são: precipitado res eletrostáticos, lavadores, filtros de tecido e ciclo nes.

Alguns fatores relevantes devem ser observados em relação aos equipamentos citados.

a) Os precipitadores eletrostáticos oferecem como ponto favorável à sua adoção, altas eficiências de retenção para certos tipos de poeiras, baixa resistência à passagem dos gases e baixo consumo de energia elétrica, o que influe no seu custo operacional. Suas desvantagens residem na impossibilidade de uso quando de misturas gasosas próximas ao limite de explosividade, além de exigirem, em alguns casos, um pré-condicionamento dos gases com vapor de água para reduzir a resistividade das partículas. O investimento necessário à sua implantação é o mais elevado dos equipamentos de controle, porém tem um custo operacional relativamente baixo.

b) Os filtros de tecido por sua vez, possuem grande eficiência para a coleta de poeiras secas, tem um investimento menor que o dos precipitadores eletrostáticos e possibilitam a utilização imediata do material captado. Tem como desvantagem a sua baixa resistência às altas temperaturas, o que exige, para seu uso, novos investimentos em tubulações de ar para resfriamento dos gases.

c) Os lavadores oferecem a possibilidade de coleta de gases e partículas simultaneamente. Geralmente menor que os demais equipamentos, ocupa menos espaço, podendo ser montado nas proximidades dos fornos. Gases e névoas corrosivas podem ser coletados e neutralizados. A desvantagem destes equipamentos é a necessidade de água disponível. Em alguns casos os resíduos líquidos também requerem tratamento, antes de sua disposição final, o que pode ser difícil devido ao espaço disponível e exigindo novos investimentos. Tem maiores possibilidades de corrosão do que os precipitadores eletrostáticos e os filtros de tecido, e o seu custo operacional é mais alto do que os dos dois anteriores.

d) Os ciclones, na maioria dos casos,

são utilizados como pré-coletores. O material coletado é constituído de partículas grandes que podem ser reaproveitadas diretamente no processo. Tem baixo custo operacional. A desvantagem dos ciclones é sua baixa eficiência de controle para partículas pequenas, as quais devem ser coletadas num segundo equipamento.

3. CUSTOS DOS EQUIPAMENTOS DE CONTROLE

Considerados os equipamentos possíveis de adoção, pode-se definir o volume de investimentos que cada equipamento exigirá, através dos custos relacionados, que incluem:

- Estudos e Projetos (incluindo desenhos técnicos, viagens, etc.)

- Custo do Equipamento (montante pago pela estrutura básica, painéis de instrumentação, impostos, fretes, seguros, etc.)

- Custos de Equipamentos Auxiliares (transformadores, geradores, ventiladores, motores, etc.)

- Pecas e Ferragens (dutos, vigas, cabos, etc.)

- Instalação do Sistema (custos da mão de obra, rearranjo físico, rede elétrica, etc.)

- Modificações na Estrutura (modificações ocasionais nos prédios, pintura, mão de obra, etc.)

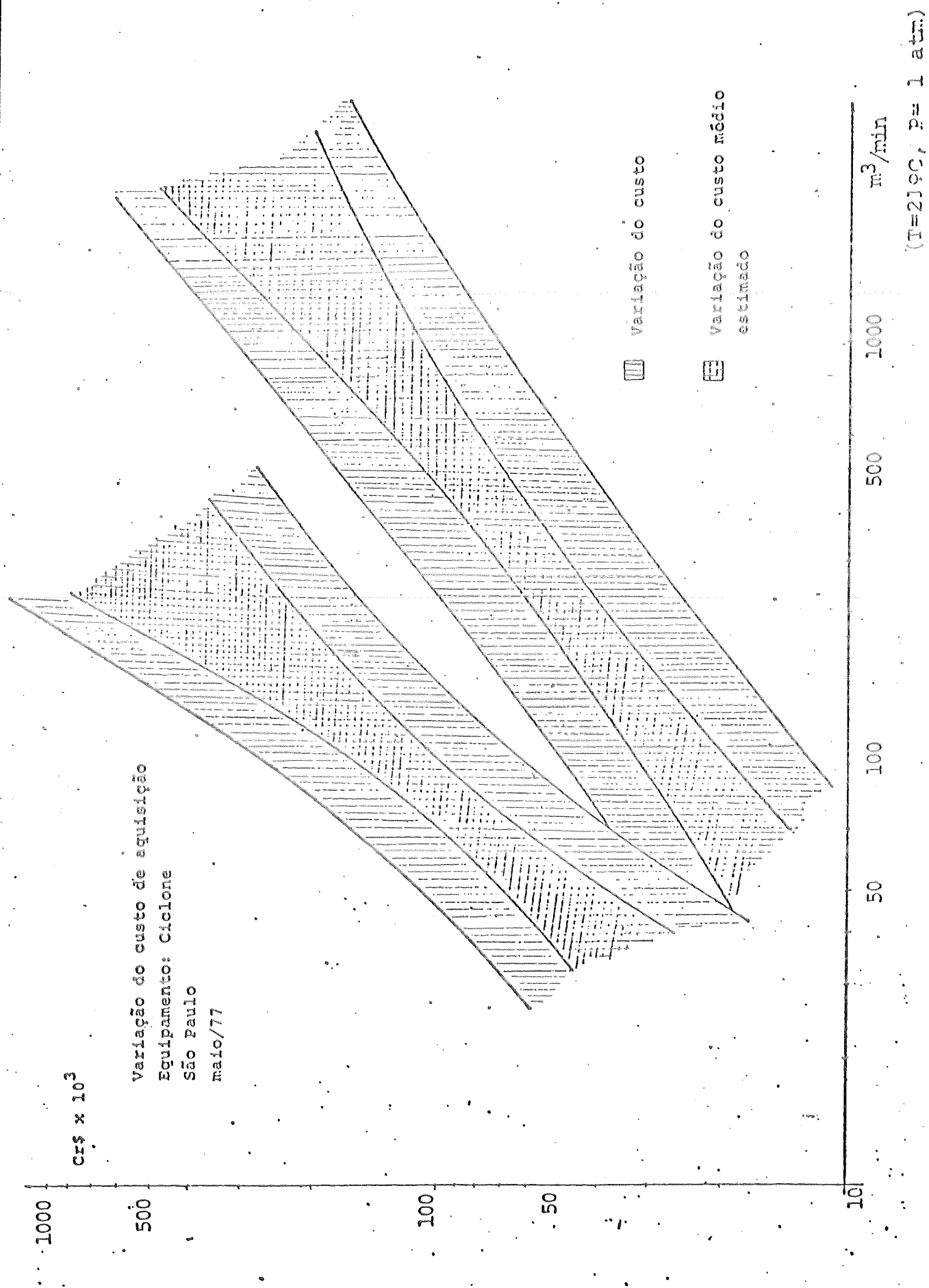
- Testes e Ajustes (considerando-se a mão de obra necessária e interrupções na produção)

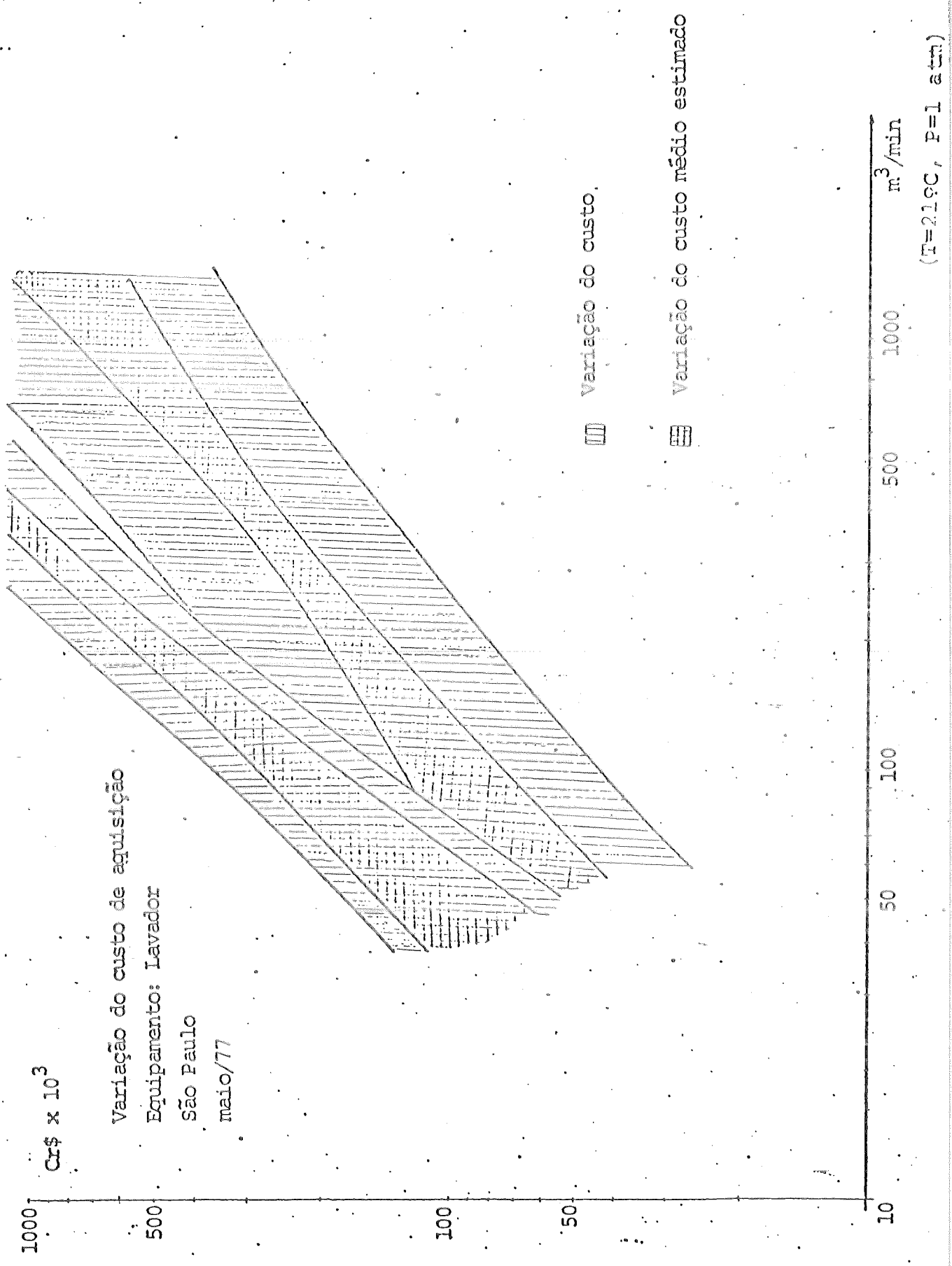
Através do estudo sobre custos de equipamentos, efetuado em São Paulo em fins de 1976, pode-se estimar um custo médio para cada tipo de aparelho. Os custos apresentados para os equipamentos de controle, foram reajustados de acordo com o Índice Geral de Preços, publicado pela revista Conjuntura Econômica (FGV), coluna 2.

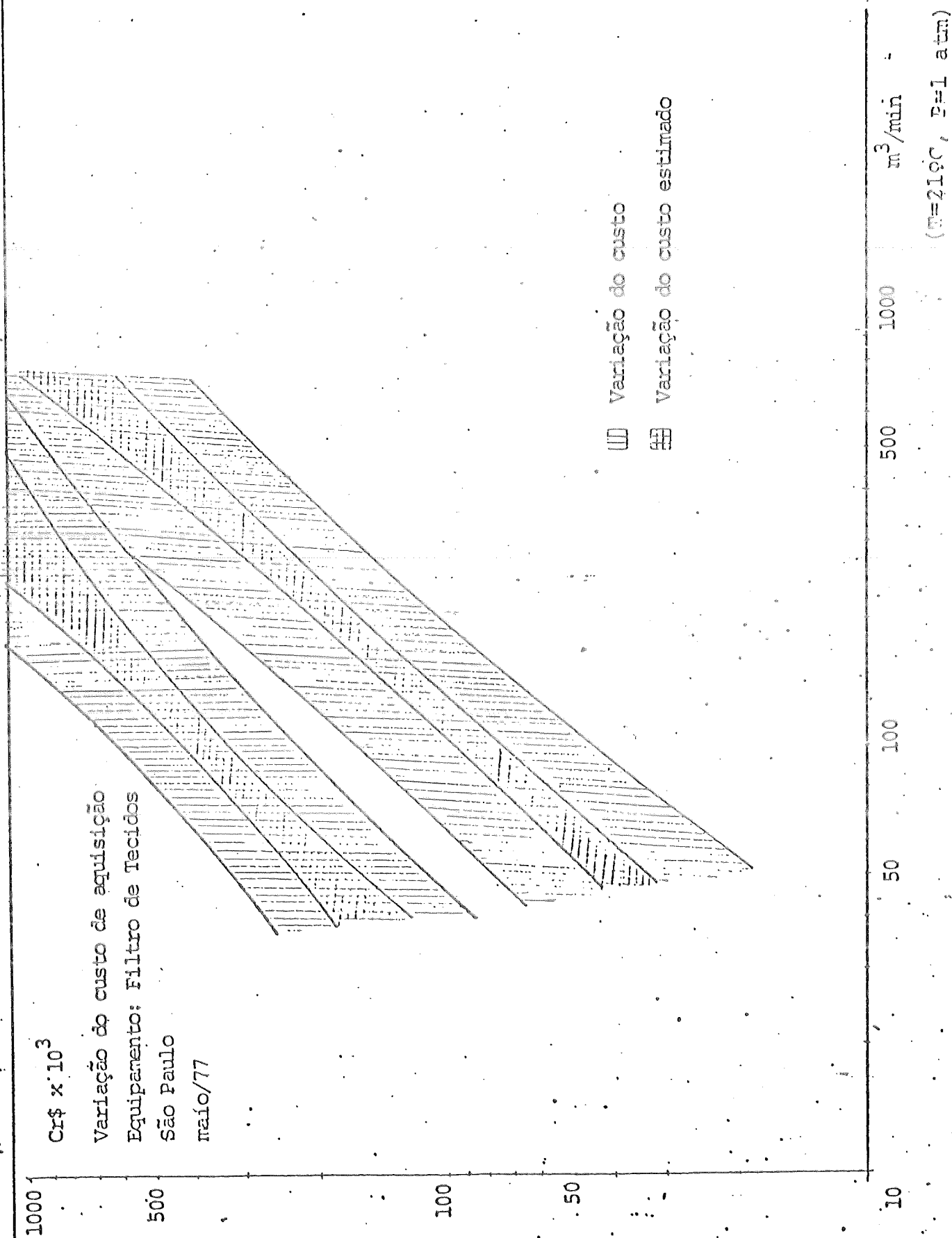
Os valores apresentados nos gráficos a seguir, foram determinados para o custo de aquisição, sendo este uma função da vazão projetada dos equipamentos.

Custo de Aquisição é o montante pago pelos equipamentos, estruturas básicas, bombas, painéis de instrumentação, fretes e impostos, somando-se ainda o custo de projeto.

Os custos citados variam, refletindo as variações de construção, modelos, materiais empregados, durabilidade, garantias fornecidas, etc.







Para se obter o volume total dos investimentos, além do custo de aquisição, devem-se considerar as despesas com os equipamentos auxiliares, peças e ferragens, os custos de montagem, modificações na estrutura e testes finais, podendo o montante de investimento ser de finido como o custo total instalado.

O custo total instalado varia em função da complexidade de montagem de um equipamento em determinadas instalações. Pode-se expressar este custo em forma de percentual ao custo de aquisição.

Os ciclones podem sofrer um acréscimo de 40 a 120% em relação ao custo de aquisição, os lavadores de 60 a 150%, os filtros de tecido de 90 a 120% e os precipitadores de 85 a 120%.

O total dos investimentos é um fator importante na análise para a determinação de um equipamento a adotar, porém não é suficiente, devendo entrar nas considerações outros custos além dos citados, como depreciação, juros sobre o capital aplicado, custos operacionais e de manutenção.

4. CUSTO ANUALIZADO

Um método que permite a comparação entre diversos projetos é o do custo uniforme equivalente anual, que converte uma soma investida numa determinada data em uma série equivalente de valores anuais iguais, que incluem a depreciação e juros. A estes valores pode-se então somar os desembolsos anuais relativos à operação e manutenção.

Uma fórmula exata para este cálculo foi adotada nos exemplos citados;

$$C = T \frac{i \cdot (1+i)^n}{(1+i)^n - 1} + O + M$$

CETESB - CIA. DE TECNOLOGIA E SANEAMENTO AMBIENTAL
BIBLIOTECA

Onde, C = custo anualizado

T = investimento total

i = taxa de juros

n = tempo de vida útil do aparelho

O = custo de operação

M = custo de manutenção

O custo de operação considerado para o filtro de tecido é relativo ao custo de energia elétrica consumida, o mesmo acontecendo aos precipitadores eletrostáticos e ciclones, variando como função dos tamanhos e perda de carga.

Para os lavadores, além da energia elétrica, considerou-se a água e reagentes necessários à lavagem dos gases, os quais variam em função da vazão e temperatura do fluxo efluente a ser lavado.

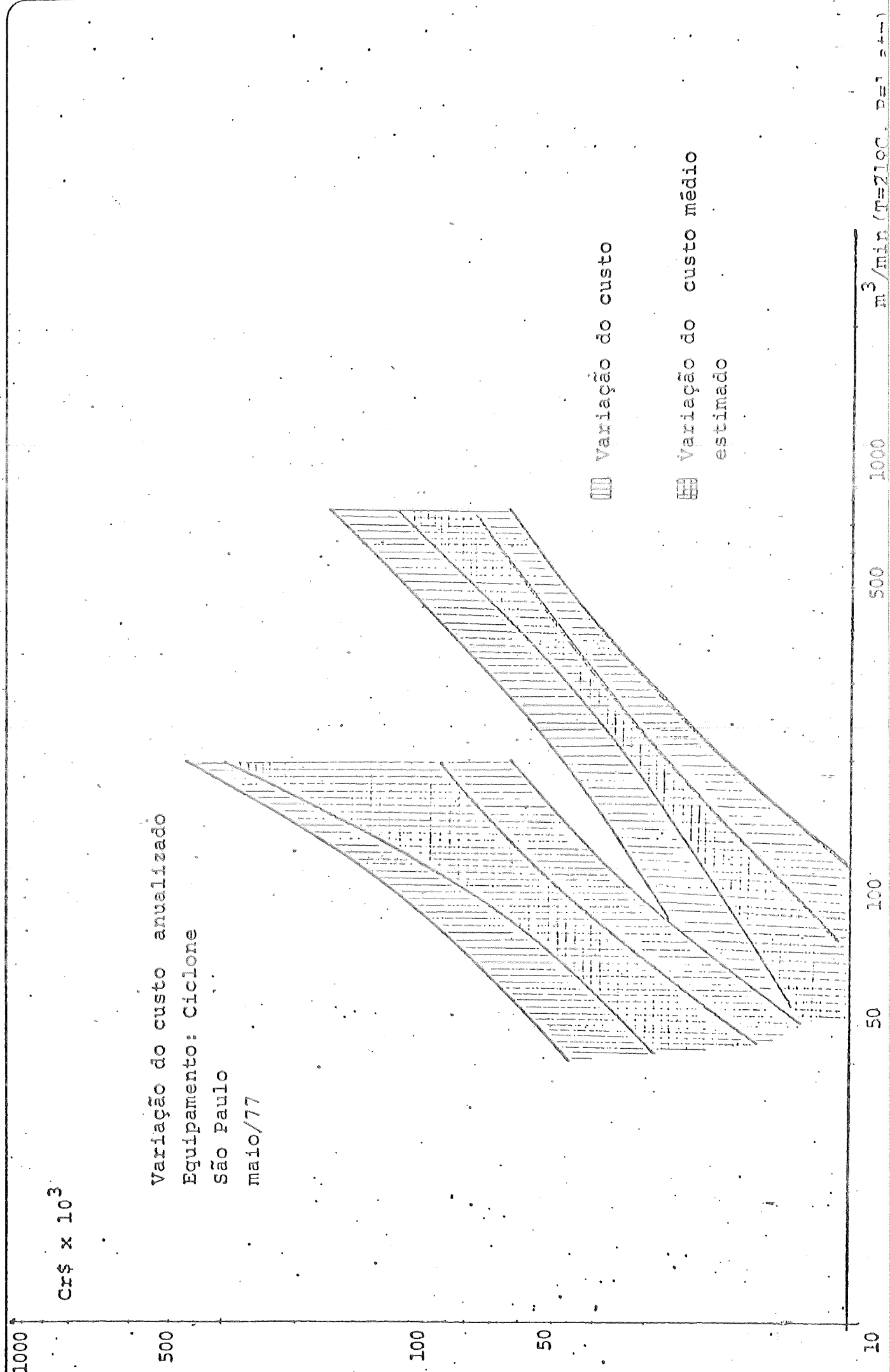
O custo de manutenção para o filtro de tecido é composto de despesas relativas à reposição de mangas danificadas, serviços nos ventiladores, mecanismo de agitação e esvaziamento dos depósitos.

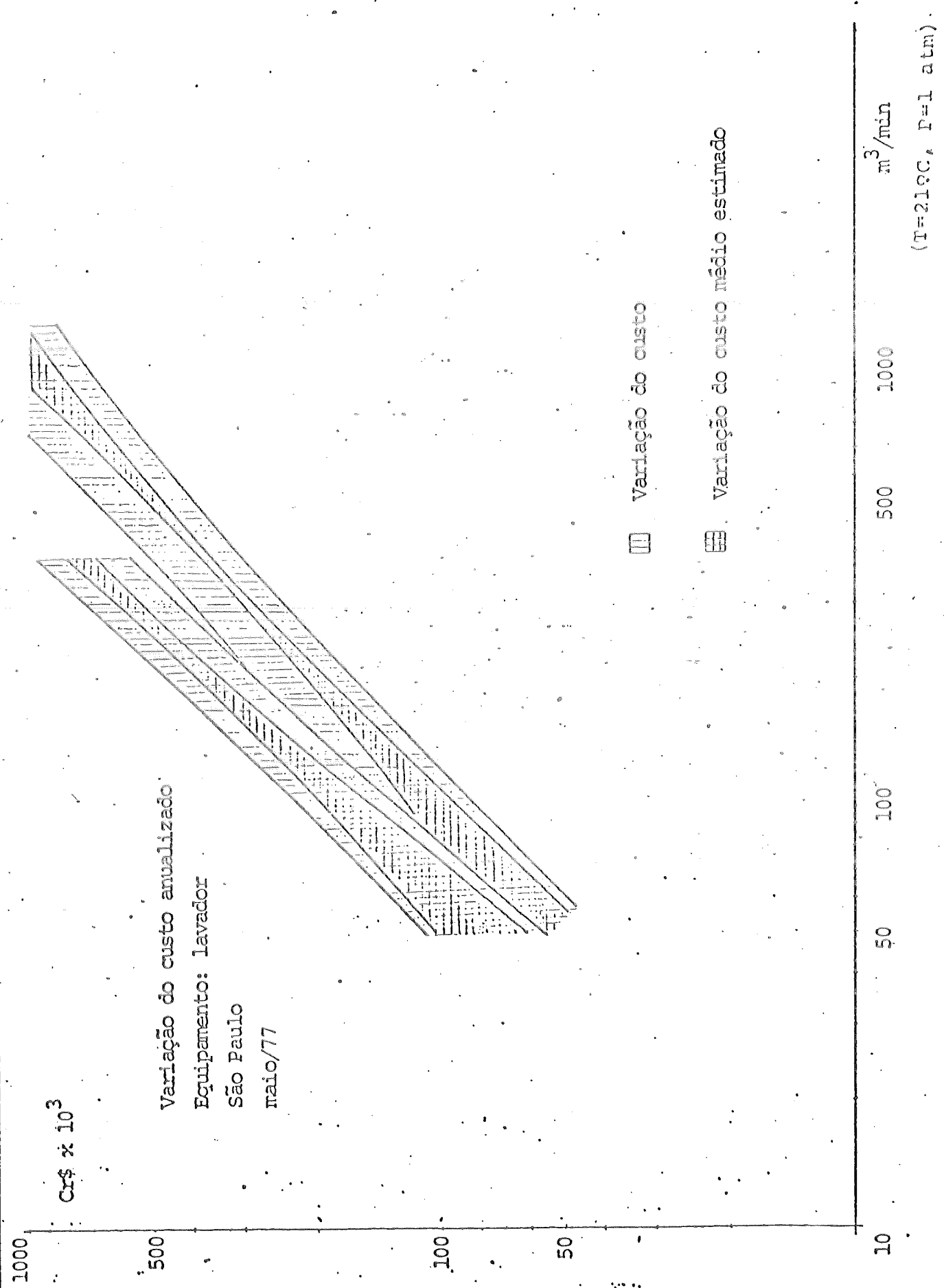
Para os lavadores o custo é relativo aos serviços no motor, ventilador e bombas, reposição de bicos ejetores, filtros e limpeza nas tubulações.

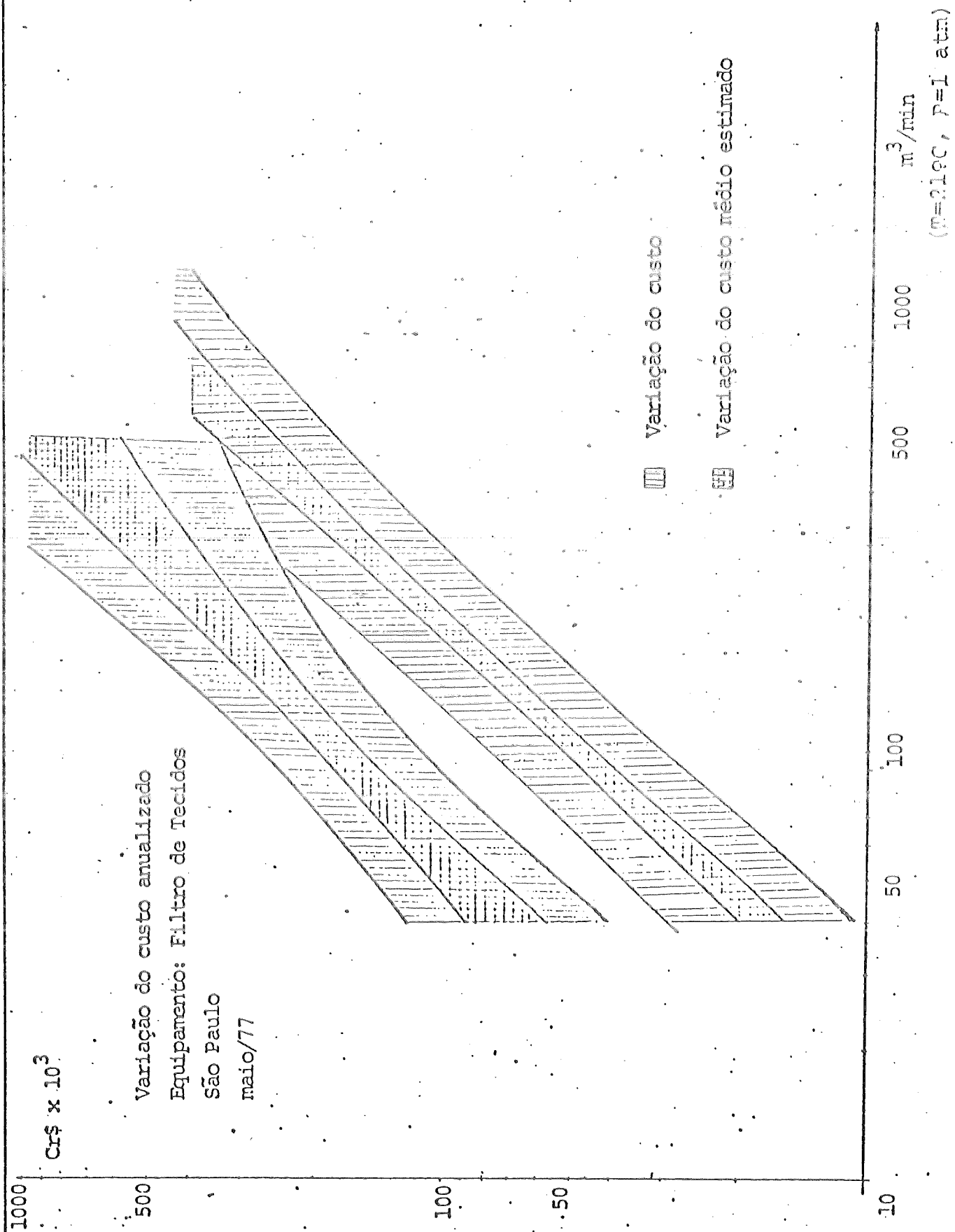
Os precipitadores tem o seu custo baseado nas trocas de eletrodos de descarga e de outros componentes eletrônicos, serviços de lavagem das placas, serviços no ventilador, e reparos no sistema de limpeza.

Foram considerados para o custo de manutenção dos ciclones os serviços no ventilador, trocas de partes gastas por abrasão e limpeza das tubulações.

Os gráficos a seguir mostram os valores estimados para custo anualizado dos equipamentos.







CETESB - CIA. DE TECNOLOGIA E SANEAMENTO AMBIENTAL
BIBLIOTECA

Atualmente, existe um pequeno número de precipitadores eletrostáticos fabricados e instalados em São Paulo, o que impossibilitou a determinação de uma faixa de custo para estes equipamentos.

A partir de 3 amostras pode-se estimar os valores a seguir:

custo de aquisição para precipitadores com $1.800 \text{ m}^3/\text{min}$ de vazão apresenta uma variação de ... Cr\$ 2.800.000, a Cr\$ 3.700.000, sendo o custo anualizado estimado de Cr\$ 1.500.000, a Cr\$ 1.900.000,.

Os resíduos obtidos nos filtros em forma de lama ou pó seco, em alguns casos, podem ter alguma aplicação industrial ou de venda, outras vezes, pela impossibilidade de aproveitamento, necessitam ser removidos, o que gera despesas com armazenamento temporário, de transporte e de disposição final em local adequado.

Devido às dificuldades de generalização, uma vez que cada indústria pode ter um sistema específico e seu custo relativo, não se considerou o custo de disposição ou descarte de resíduos, nem o possível retorno sobre o investimento.

5. CONSIDERAÇÕES GERAIS

Os custos mostrados, refletem a atual estrutura de mercado para este tipo de equipamento, o qual se baseia na produção (na grande maioria sob encomenda), dependendo das especificações de projeto.

Atualmente, existe por volta de 35 empresas de São Paulo, entre projetistas e fabricantes especializados em sistemas de controle.

Os prazos atuais para os serviços de projeto, fabricação e instalação, solicitados por estas empresas podem ser vistos na tabela a seguir.

TABELA I - Prazos de projetos, fabricação e instalação de sistemas de controle.

EQUIPAMENTO	Prazos (em dias corridos)		
	Projeto	Fabricação	Instalação
Filtro de Tecido	26 a 53	56 a 115	18 a 51
Precip. Eletros.	45 a 75	140 a 200	75 a 130
Lavador	22 a 45	47 a 92	18 a 44
Ciclone	21 a 44	45 a 72	17 a 36

Um outro fator de influência nos preços dos equipamentos e nos prazos de entrega é a instabilidade do mercado, que ainda se encontra em fase de estruturação entre oferta e demanda. Embora as empresas existentes não sejam consideradas de grande porte, existe uma capacidade ociosa estimada de 50% para as diversas fases de implantação de um sistema (projeto, fabricação, instalação).

Até 1970, a maioria dos equipamentos de controle eram importados. Posteriormente, devido a ampliação na procura e do processo de substituição de importação de máquinas e equipamentos, estes aparelhos passaram a ser projetados e fabricados no Brasil. Atualmente estima-se os seguintes índices de nacionalização.

TABELA II - Índices de nacionalização (%)

EQUIPAMENTO	Atividade		
	Projeto	Fabricação	Instalação
Filtro de Tecido	54	100	100
Precip. Eletros.	50	80	95
Lavador	100	100	100
Ciclone	100	100	100

Definido corretamente o sistema a ser adotado (baseado nas exigências de controle), e considerando os custos citados para os aparelhos em questão (os mesmos não fornecendo, para este tipo de indústria, uma taxa de retorno razoável), um outro aspecto deve ser observado. É o de se possuir os adequados fundos disponíveis para a aquisição e a possibilidade de se absorver os posteriores custos operacionais de controle.

Para as grandes empresas isto é alcançado com relativa facilidade, o mesmo não acontecendo com as de menor porte, que normalmente possuem uma posição financeira menos favorável.

Em muitos casos o custo de controle será relativamente mais alto para as indústrias menores, do que para as de maior porte, as quais se beneficiam de economias de escala para a redução de seus custos.

Como o impacto do controle sobre os custos é maior para as pequenas empresas, estas dependerão de sua habilidade na obtenção de recursos para a aquisição dos equipamentos necessários (e dos posteriores custos operacionais) através de financiamentos em entidades oficiais ou particulares, através do aumento dos lucros ou mesmo pelo aumento da produtividade.

Visando fornecer recursos necessários à implantação de sistemas de controle, o Banco de Desenvolvimento do Estado de São Paulo "BADESP", vem mantendo um programa operacional específico para o financiamento de projetos, aquisição e montagem destes equipamentos de controle de poluentes.

Atualmente, existe o estudo conjunto entre CETESB, BADESP e Banco Mundial, de uma nova linha de crédito para controle da poluição, a qual deverá propiciar condições de financiamento mais vantajosas, com menores encargos.

do para produzir metal em pó.

Os condensadores operam com uma pequena pressão positiva para evitar entrada de ar que oxidará o metal.

Para a produção de óxido de metal, o vapor da retorta é descarregado através de um orifício para um fluxo de ar onde óxido de metal é formado dentro de uma câmara revestida com refratário.

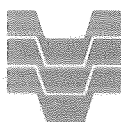
O ar e os gases de combustão, os quais carregam as partículas oxidadas passam pelos filtros de tecido onde o óxido de metal em pó é coletado.

REFERÊNCIAS E BIBLIOGRAFIA

01. VANDEGRIFT, A.E. et al. Particulate Pollutant System Study - PB 203 522 - Vol. III: handbook of emission properties, E.P.A., May, 1971.
02. STERN, Arthur C. Air Pollution 3th. New York, Academic Press, 1976, Vol. IV.
03. McGraw - Hill Encyclopedia of Science and Technology, Vol. 14.
04. Enciclopédia Kirk - Othmer.
05. Biblioteca do Instituto Brasileiro de Informação do Chumbo, Níquel e Zinco - ICZ.
06. Biblioteca do Instituto de Pesquisas Tecnológicas.
07. Boletim da Associação Brasileira de Metais, Vol. 12.
08. Revista Metalúrgica - Vol. 29 - nº 192 - Novembro, 1973.
09. Revista Metalúrgica - Vol. 30 - nº 194 - Janeiro, 1974
10. HERRING, William O. Air Pollution Control Office PB 201 739 - E.P.A.
11. Curso de Fundição - Associação Brasileira de Metais - 1975.
12. DANIELSON, John A. Air Pollution Engineering Manual, A.P. 40 - 2ª Edição - E.P.A.
13. ARAUJO, Luiz A. Siderurgia São Paulo, Edit. FTD

14. ANDRADE, Adelino C., COSTA, Luiz C. e ESCANHOLA, J.C.
Custos de Controle, São Paulo, CETESB, Projeto 22/76
- 1976.
15. ESCANHOLA, J.C., ANDRADE, Adelino C. e FORNAZARO, A.
Prazos de Projeto, Fabricação e Instalação de ECP.
São Paulo, CETESB, 1977.
16. Associação Brasileira de Alumínio - Anuário Estatístico
1975/1976.
17. Associação Brasileira do Cobre - Informativo ABC nº 5
São Paulo - Novembro 1977.
18. CONSIDER, Atualização dos Estudos do Mercado Brasileiro
de Metais Não Ferrosos, São Paulo, 1977.
19. MINERAÇÃO TABOCA e Outros, A Política do Estanho e o
Desenvolvimento Nacional, Sigesp, São Paulo 1977.
20. TECNOMETAL - Estudos e Projetos Industriais S/A
Estudo Sobre o Setor de Fundição, Relatório nº 1,
Mercado Nacional, Rio de Janeiro - Novembro 1975.

Data n. puls.:	18/7/91
Indic.:	
Livello:	
Prezzo: Gr5	
Data Tomba:	18/7/91



CETESB

Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental

Av. Prof. Frederico Hermann Jr., 345 - Pinheiros

Fone: 210-1100 - Telex 1183053-CETS-BR

CEP 05489 - São Paulo - SP - Brasil