



**CETESB**

**COMPANHIA DE TECNOLOGIA DE SANEAMENTO AMBIENTAL**

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

**GUIA INDUSTRIAL**  
**COBRE**

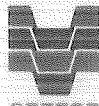


**GOVERNO DO ESTADO DE SÃO PAULO**

**Orestes Quércia**  
Governador

**SECRETARIA DO MEIO AMBIENTE**

**Jorge Wilhelm**  
Secretário



**CETESB**

**Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental**

**DIRETORIA**

**Rogé Ferreira**  
Diretor-Presidente

**Eduardo San Martín**  
Diretor de Controle da Poluição

**Frederico Pegler Neto**  
Diretor Administrativo e Financeiro

**Jayme Gimenez**  
Diretor de Treinamento e Transferência de Tecnologia

**Laura Maria Regina Tetti**  
Diretora de Desenvolvimento de Programas e Mobilização

**Nelson Vieira de Vasconcelos**  
Diretor de Normas e Padrões Ambientais

CETESB

CESEB

GUIA INDUSTRIAL

COBRE

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/DTSA

INFORMAÇÕES  
 DE CONTA

MAIO 1979

B300  
C338g (RCET)  
022329

CLAS	
AU	
TOA	22329

## PREFÁCIO

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.

Maio 1979  
São Paulo

Divisão de Padrões de  
Emissões Atmosféricas

CETESB - CIA DE TECNOLOGIA E SANEAMENTO AMBIENTAL  
BIBLIOTECA

ÍNDICE

	<u>Pag.</u>
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. 8
I.3. SETOR DE COBRE .....	I.10
I.3.1. INSUMOS BÁSICOS .....	I.11
I.3.2. OFERTA .....	I.12
I.3.3. DEMANDA .....	I.13
I.3.4. PERSPECTIVAS DO SETOR .....	I.14
I.4. OUTROS METAIS NÃO FERROSOS .....	I.16
I.4.1. ESTANHO .....	I.16
I.4.2. ZINCO .....	I.18
I.4.3. CHUMBO .....	I.21
I.4.4. NÍQUEL .....	I.23
II - PRODUÇÃO DE COBRE PRIMÁRIO .....	II. 1
II.1. FONTES DE COBRE .....	II. 1
II.1.1. FONTES DE COBRE PRIMÁRIO .....	II. 1
II.1.2. COBRE SECUNDÁRIO .....	II. 1
II.2. MINERAÇÃO .....	II. 5
II.3. CONCENTRAÇÃO .....	II. 6
II.4. FUSÃO .....	II. 9
II.4.1. USTULAÇÃO .....	II.11
II.4.2. REDUÇÃO EM FORNO REVÉRBERO .....	II.12
II.4.3. REDUÇÃO EM FORNOS ELÉTRICOS A ARCO .....	II.15
II.4.4. REDUÇÃO EM FORNO INSTANTÂNEO .....	II.16
II.4.5. CONVERSOR .....	II.20
II.4.6. REFINAÇÃO A FOGO .....	II.21

II.5. REFINAÇÃO ELETROLÍTICA .....	II.24
1. Seção de Tanques .....	II.24
2. Seção de Purificação Eletrolítica .....	II.24
3. Seção de Moldagem .....	II.25
4. Tratamento da Lama .....	II.25
III - CONTAMINAÇÃO ATMOSFÉRICA .....	III. 1
III.1. USTULAÇÃO .....	III. 1
III.1.1. CONTAMINANTES GASOSOS .....	III. 1
III.1.2. MATERIAL PARTICULADO .....	III. 2
III.2. REDUÇÃO EM FORNO REVÉRBERO .....	III. 3
III.2.1. CONTAMINANTES GASOSOS .....	III. 3
III.2.2. MATERIAL PARTICULADO .....	III. 5
III.3. REDUÇÃO EM FORNO ELÉTRICO A ARCO .....	III. 6
III.4. REDUÇÃO EM FORNO INSTANTÂNEO .....	III. 6
IV - CONTROLE DOS CONTAMINANTES ATMOSFÉRICOS .....	IV: 1
IV.1. USTULAÇÃO .....	IV. 1
IV.2. REDUÇÃO EM FORNO REVÉRBERO .....	IV. 4
IV.3. REDUÇÃO EM FORNO ELÉTRICO A ARCO E FORNO INSTANTÂNEO .....	IV. 5
IV.4. CONVERSOR .....	IV. 6
ANEXO I - FORNOS INDUSTRIAIS	
1. FORNOS ELÉTRICOS .....	1
1.1. FORNOS ELÉTRICOS DE INDUÇÃO .....	1
1.2. FORNOS ELÉTRICOS A ARCO .....	2
2. FORNOS REVÉRBEROS .....	3
3. FORNO CUBILÔ .....	6
4. FORNOS CADINHO .....	7
4.1. FORNO BASCULANTE .....	7
4.2. FORNO ENTERRADO .....	7
4.3. FORNO ESTACIONÁRIO .....	7

ANEXO II - EQUIPAMENTOS DE CONTROLE DE POLUENTES

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 CARGA 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. REBOÇÃO 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

ANEXO III - CUSTOS DE CONTROLE

1. INTRODUÇÃO .....	1
2. EQUIPAMENTOS PARA CONTROLE DE PARTICULADOS .....	1
3. CUSTOS DE EQUIPAMENTOS DE CONTROLE ...	3
4. CUSTO ANUALIZADO .....	8
5. CONSIDERAÇÕES GERAIS .....	13

REFERÊNCIAS E BIBLIOGRAFIA

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.12
I.3.2.1.	Evolução da Produção de Fundidos de Ligas de Cobre .....	I.13
I.3.3.1.	Importações de Cobre .....	I.13
I.3.4.1.	Projeção de Oferta e Demanda de Cobre .....	I.16
I.4.1.1.	Produção de Concentrado - Rondônia .....	I.17
I.4.1.2.	Projeção de Oferta e Demanda de Estanho ...	I.18
I.4.2.1.	Projeção de Oferta e Demanda de Zinco .....	I.20
I.4.2.2.	Evolução da Produção de Fundidos de Ligas de Zinco .....	I.21
I.4.3.1.	Projeção da Oferta e Demanda de Chumbo .....	I.23
I.4.4.1.	Estimativa das Reservas de Minério de Ní- quel - 1977 .....	I.24
I.4.4.2.	Projeção da Oferta e Demanda de Níquel .....	I.25
II.1.	Minérios de Cobre .....	II. 2
III.1.	Conteúdo de Contaminantes no Gás Efluente pa- ra a Produção de Ácido .....	III. 3



III.2. Composição Calculada no Gás Efluente do Forno Revérbero (a partir da queima do carvão mineral) .....	III. 4
III.3. Composição Calculada do Gás Efluente do Forno Revérbero (a partir da queima de gás) .....	III. 5
III.4. Emissão de Material Particulado .....	III. 7
III.5. Característica do Efluente .....	III. 8
III.6. Característica do Gás Efluente Contendo Material Particulado .....	III. 8

ANEXO II

1. Configurações Padronizadas de Ciclones .....	4
2. Unidades de Transferência em Lavadores e Eficiências de Coleta .....	16
3. Parâmetros da 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

III.1. Diagrama da Extração de Cobre de Minérios Sul- fetaços .....	II. 2
III.2. Produção de Cobre Primário .....	II. 4
III.3. Fluxograma Simplificado para Concentração de Minério .....	II. 7
III.4. Fluxograma Simplificado de Fusão .....	II.10
III.5. Arranjo do Forno de Fusão Instantânea (ar pré- aquecido) .....	II.17
III.6. Arranjo do Forno de Fusão Instantânea (ar enri- quecido com oxigênio) .....	II.18
III.7. Fluxograma da Fusão do Cobre pelo Processo de Fusão Instantânea (Outokumpu) .....	II.19
III.8. Refinação Eletrolítica-Fluxograma Simplificado .....	II.25
IV.1. Desenho Esquemático do Sistema de Tratamento do Gás de Ustulação .....	IV. 7

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

CAPÍTULO 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

CETESB - CIA. DE TÈCNOLOGIA DE CONTROLE AMBIENTAL  
BIBLIOTECA  
AV. PROF. DR. ERIC NEUMANN JR., 345 CEP. 01-000 SÃO PAULO - BRAS. IL.

I - ASPECTOS ECONÔMICOS DA INDÚSTRIA  
DE NÃO FERROSOS

## I. ASPECTOS ECONÔMICOS DA INDÚSTRIA DE MÃO 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 surgiram 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,



CETESB - CIA. DE TECNOLOGIA E SANEAMENTO AMBIENTAL  
BIBLIOTECA

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 <sup>3</sup> 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
3 (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 transporté, 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	VARIÇÃO (%)
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 representam 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~~t~~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.

CETECB - CIA DE TECNOLOGIA E SANEAMENTO AMBIENTAL  
BIBLIOTECAI.3. SETOR COBRE

O cobre, primeiro metal utilizado como utensílio ou ferramenta, tem sua produção atual destinada ao abastecimento de setores essenciais da economia, sendo o seu principal consumidor o setor de energia elétrica, seguindo-se outros de igual importância, tais como, indústria eletrônica, telefonia, comunicações, construção civil, indústria automobilística, indústria naval, indústria petroquímica e mecânica geral.

Os países detentores das maiores produções deste metal são os EUA, URSS e Chile.

O consumo aparente do cobre no Brasil em 1976 foi estimado em cerca de 187 mil t, sendo a totalidade do cobre primário importado, destacando-se o Chile como o principal fornecedor em virtude das disposições em favor da ALALC.

Dada a inexistência da produção de cobre primário no Brasil, está sendo desenvolvido um programa de incentivos governamentais junto aos setores consumidores de cobre para a utilização de metais sucedâneos, visando minimizar as importações. Este programa porém, não tem efeito considerável a curto prazo, e apenas provoca o deslocamento das importações, visto que, os metais que substituem o cobre, em princípio, também são importados devido a sua insuficiência de oferta interna.

I.3.1. INSUMOS BÁSICOS

O principal insumo utilizado na metalurgia do cobre é o concentrado de cobre, obtido a partir do minério.

Atualmente porém, as reservas brasileiras de minério de cobre não apresentam valores significativos. Até 1975, as reservas conhecidas por concessão e relatórios aprovados, atingiam 89 milhões de t, somando-se a este número as reservas de pesquisas não registradas, o montante atingiria 132 milhões de t no Brasil. Entretanto, do volume das reservas nacionais, apenas 47 milhões de t estavam reconhecidas oficialmente em 1975.

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 1.3.1.1. 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 50.000t/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.



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 Caraíba, 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, reductores 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  $600\text{g/m}^3$ ) 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, ocupando a 6ª 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 instalada



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 deficit 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, retendo 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

GETESB - CIA. DE TECNOLOGIA E SANEAMENTO AMBIENTAL  
BIBLIOTECA

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 déficit 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

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 Níquel de 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.

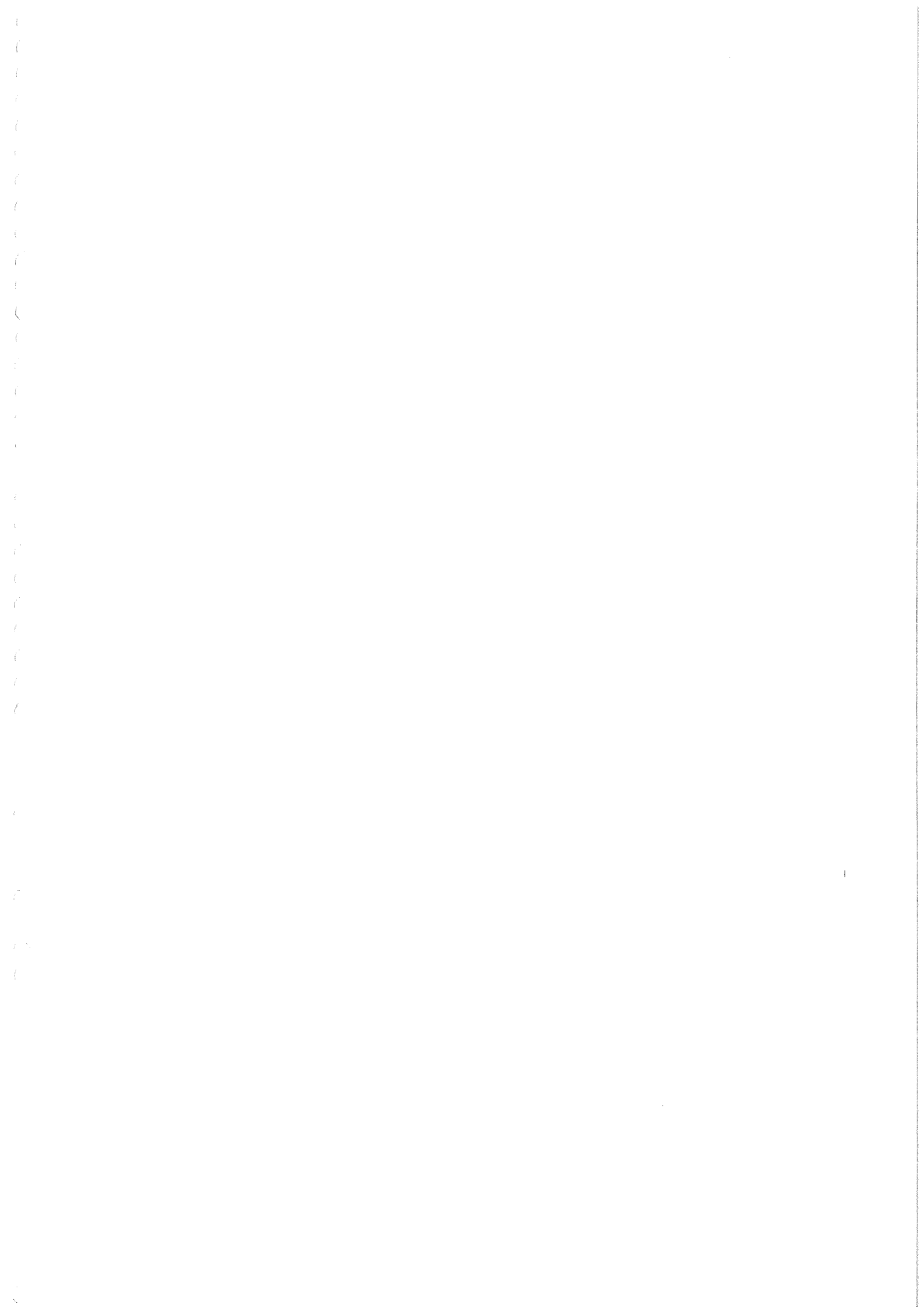
Em 1970 o volume importado chegou a atingir 2000 t, diminuindo, posteriormente, para 400 t em 1976.

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	OPERTA	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.



CITECIB - CASA DE TECNOLOGIA E SANEAMENTO AMBIENTAL  
BIBLIOTECA

II - PRODUÇÃO DE COBRE PRIMÁRIO

## II. PRODUÇÃO DE COBRE PRIMÁRIO

Uma grande quantidade do cobre mundial é produzido pela seguinte série de operações: mineração; concentração, fusão; refino e acabamento. Cerca de 94% do cobre mundial é processado através destas etapas. Aproximadamente 4%<sup>(1)</sup> é produzido pela lixiviação de minérios (hidrometalurgicamente) ao invés da fusão e cerca de 2%<sup>(1)</sup> é produzido diretamente por fusão do minério sem a concentração. Devido a importância dos minérios sulfetados, a maioria dos processos empregados e citados em trabalhos técnicos, referem-se a recuperação de cobre, a partir desta fonte.

### II.1. FONTES DE COBRE

#### II.1.1. FONTES DO METAL PRIMÁRIO

Os minérios importantes para a obtenção do cobre são os constantes na tabela II.1.

Depósitos de cobre porfírico tornaram-se a principal fonte de cobre do mundo. O termo porfírico é geralmente aplicado a um tipo de cobre disseminado, o qual é ígneo de origem e é caracterizado pela grande proporção de minerais distribuídos uniformemente. Os depósitos porfíricos têm baixo conteúdo de cobre, usualmente 1% ou menos; todavia, o desenvolvimento horizontal massivo, compete-lhe a aplicabilidade de métodos de produção em larga escala. Os maiores depósitos de cobre porfírico estão localizados nos Estados Unidos, América do Sul e Rodésia na África.

#### II.1.2. COBRE SECUNDÁRIO

Cobre secundário ou sucata de cobre é um fator muito importante na indústria do cobre. No geral, metais secundários são aqueles recuperados de revestimentos e são assim chamados para distingui-los dos primários, os quais são diretamente derivados de minérios. O metal que é recuperado do metal usado é referido como sucata velha em contraste com o subproduto da indústria de cobre, indicado como su

TABELA II.1. Minérios de Cobre

Mineral	Composição	Dureza	Gravidade Específica
<b>Sulfetados</b>			
Bornita	$Cu_5FeS_4$	3	5,06 - 5,08
Calcopirita	$CuFeS_2$	3,5 - 4	4,1 - 4,3
Enargita	$Cu_3(As, Sb)_2S_4$	3	4,43 - 4,45
Tetraedrita	$Cu_{12}Sb_4S_{13}$	3 - 4,5	4,6
Tenantita	$Cu_{12}As_4S_{13}$	3 - 4,5	4,37 - 4,49
Calococita	$Cu_2S$	2,5 - 3	5,5 - 5,8
Covelita	$CuS$	1,5 - 2	4,6 - 4,76
<b>Complexos</b>			
Famatinita	$Cu_3(Sb, As)_2S_4$	3,5	4,52
Bournonita	$PbCuSbS_3$	2,5 - 3	5,8 - 5,9
<b>Oxidados</b>			
Cuprita	$Cu_2S$	3,5 - 4	6,14
Tendrita	$CuO$	3,5	5,8 - 6,4
Malaquita	$CuCO_3 \cdot Cu(OH)_2$	3,5 - 4	3,9 - 4,03
Ázurita	$2CuCO_3 \cdot Cu(OH)_2$	3,5 - 4	3,77 - 3,89
Antlerita	$Cu_3SO_4(OH)_4$	3,5 - 4	3,9
Brocantita	$Cu_4SO_4(OH)_6$	3,5 - 4	3,9
Atacamita	$Cu_2Cl(OH)_3$	3 - 3,5	3,76 - 3,78
Crisocola	$CuSiO_3 \cdot 2H_2O$	2 - 4	2,0 - 2,4
<b>Nativo</b>			
Cobre nativo	$Cu$	2,5 - 3	8,95

Fonte: Kirk - Othmer "Encyclopedia of Chemical Technology"

cata nova. No retorno, a sucata velha pode ser derivada de bens de capital tal como edifícios, estradas de ferro, pontes e maquinário industrial ou podem derivar de bens de consumo tais como automóveis, rádios, televisões e utensílios de cozinha.

Em geral, pode-se afirmar que há um maior retorno do metal proveniente de bens de capital do que de bens de consumo.

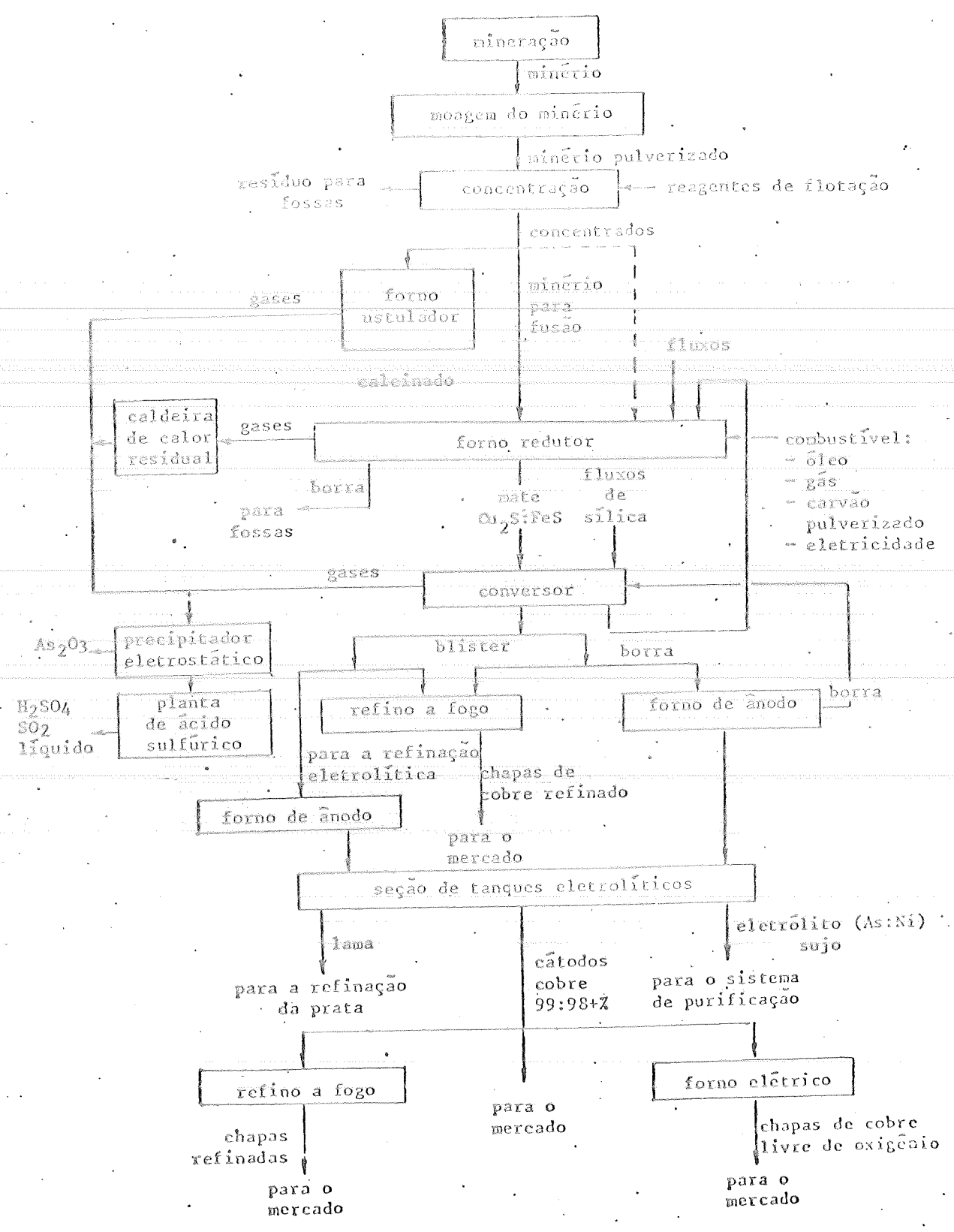


Fig. II.1 - Diagrama da extração de cobre de minérios sulfetados

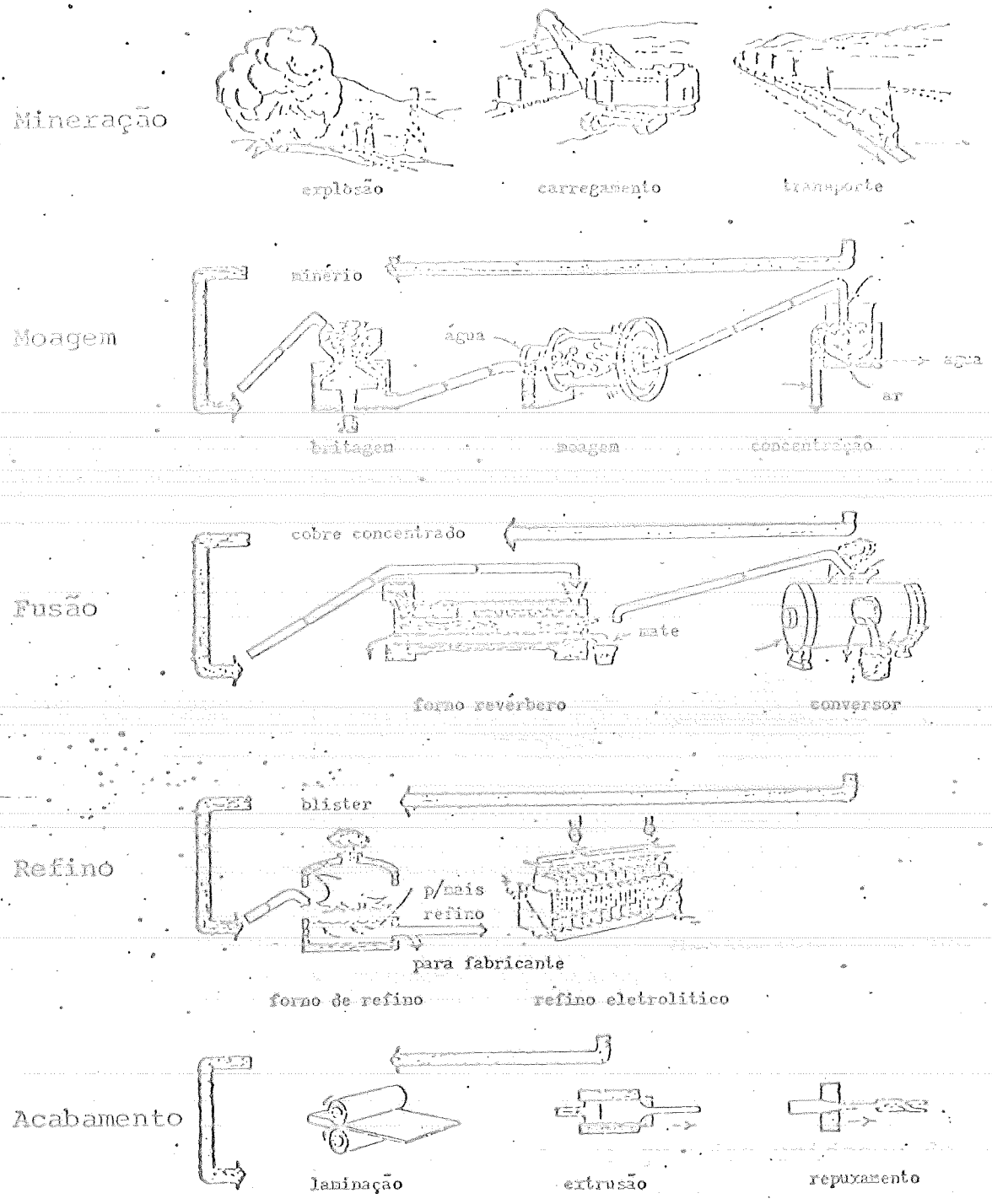


Fig. II.2 - Produção do cobre primário

A diferença fundamental entre sucata velha e nova é que a primeira representa o metal que esteve em uso e está agora retornando devido a obsolescência, enquanto a sucata nova é essencialmente metal que ainda não chegou ao estágio final de consumo.

A importância da indústria de cobre secundário no mercado global é indicado pelo fato de que cerca de um terço do metal consumido provém desta fonte.

O valor do cobre primário é, em parte, estabelecido pelo valor de recuperação do metal sucata.

## II.2. MINERAÇÃO

No decorrer do século XX, houve a conversão da mineração em minas profundas para operações em larga escala realizadas em minas a céu aberto. O desenvolvimento de cobre porfírico de baixa qualidade abriu a possibilidade de características de alta produtividade às minas a céu aberto. Os custos de tais operações são geralmente menores do que o custo total do cobre refinado na forma de barras, lingotes, camatas, etc., a partir da matéria prima natural.

Historicamente não houve mudança nas operações de mineração a céu aberto. As etapas envolvidas podem ser sumarizadas em perfuração, explosão, carga e carregamento. Apesar da natureza das operações não ter mudado, houve desenvolvimento acentuado em cada uma das fases. A tendência é através de grandes unidades de carregamentos e descargas, em escavadeiras e caminhões tipo "fora-de-estrada" de 30 - 45 toneladas de capacidade, os quais estão se tornando comuns.

Tem havido também, grande desenvolvimento nas técnicas de explosão, com aplicação de novos explosivos os quais competem ao minério um melhor aproveitamento com consequente redução no custo de britagem.

O desenvolvimento maior ocorrido na mineração a céu aberto foi a lixiviação em larga escala dos resíduos em depósitos. O resíduo é removido para expor o corpo do minério das minas a céu aberto, é depositado em valas ou vales na periferia da área da mina, servindo de leito para trator-

- esteira ou leito de estrada para caminhões, durante o desenvolvimento da mina.

A exposição de mineral de cobre de baixa qualidade (usualmente 0,1 - 0,4%) à circulação de água resulta em oxidação dos sulfetos. Os sais solúveis são dissolvidos e carregados por drenagem natural até plantas de precipitação. O cobre dissolvido é precipitado em tanques de ferro, se parados por decantação e recuperados como lama ou polpa.

A mistura precipitada é referida como cimento de cobre, usualmente com 70 - 90%, sendo apropriada para alimentação da fundição. Este tipo de operação promete grande expansão na recuperação de altas quantidades de cobre que até aqui, eram consideradas resíduos.

Outra inovação que pode ter significativa influência na mineração de cobre é a automação das operações de carga e descarga.

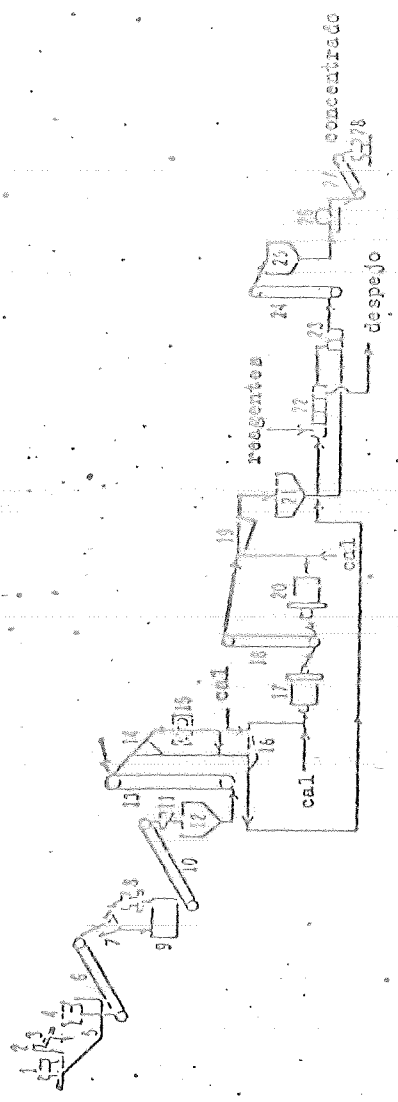
### II.3. CONCENTRAÇÃO

A fase de concentração é de vital importância devido a baixa qualidade de minério disponível para mineração e produção em massa, o qual é geralmente menor do que 1% em cobre. O método principal de concentração aplicado ao mineral sulfetado é a flotação. O tratamento de minérios oxidados é realizado hidrometalurgicamente.

Os circuitos de concentração de diferentes operações variam de acordo com as propriedades físicas do minério, tal como a dureza do minério e os tipos de minerais presentes. Todavia, o esquema geral de concentração (figura II.3.) abrange britagem, moagem, classificação, flotação e drenagem para produzir a concentração de 15 a 30% de cobre<sup>(1)</sup>.

Alguma concentração preliminar é efetuada na mina por mineração seletiva.

O minério entra na planta de concentração através de uma caçamba coletora, é descarregado sobre a grelha de um britador giratório, o qual reduz o minério para pedaços de 15 a 20 cm. Este produto é peneirado e o minério retido é novamente reduzido em britadores do tipo giratório ou



1. Carro de minério; 2. Caçamba receptora; 3. Grelha; 4. Britador giratório; 5. Silo de minério; 6. Transportador; 7. Grelha; 8. Britador cônico; 9. Caçamba; 10. Transportador; 11. Arretrador; 12. Silo de minério; 13. Elevador; 14. Pentíra; 15. Rolo; 16. Classificador; 17. Moinho de bolas primário; 20. Moinho de bolas secundário; 21. Dorna; 22. Flotação grossiera; 23. Flotação fina; 24. Elevador; 25. Limpador; 26. Filtro; 27. Transportador; 28. Vagão para a fundição.

Fig. II.3 - Fluxograma simplificado para a concentração de minério

cônico dando um produto com dimensões de 2,5 a 5,0cm. Água e cal são adicionadas e uma maior redução é realizada por moinhos rotativos ou de rolos, os quais produzem um material finamente dividido que alimentará os moinhos de bolas. A cal é uma inibidora da pirita ( $\text{FeS}_2$ ) no circuito de flotação, mas é adicionada durante a moagem a fim de se obter tempo adequado ao condicionamento do mineral.

Os moinhos de bolas primário e secundário estão em circuito fechado com os classificadores (peneiras) de tal maneira que o material mais grosso recircula e os finos são enviados à flotação.

Neste ponto as partículas de minério as quais estão finamente disseminadas através da rocha, devem ser liberadas ou expostas para separação da maioria da ganga. A maioria das partículas do mineral raramente excedem 1,5 mm, assim a moagem deve reduzir o tamanho de uma grande porcentagem do minério para menos que 65 mesh.

Uma polpa finamente moída é decantada em dor nas as quais alimentam as células de flotação. A introdução de ar, na presença de pequena quantidade de óleo de pinho ou outro álcool de cadeia longa produz uma espuma e se pequena quantidade de produtos químicos conhecidos como "coletores" são adicionados às partículas de sulfeto de cobre, estas são atraídas pela bolha de ar e são removidas como um concentrado na espuma, enquanto a ganga não é atraída, precipitando no fundo da célula, sendo removida como resíduo.

Um aumento mínimo na recuperação, representa um tremendo retorno no valor do metal. Por exemplo, se uma planta processando 50.000 toneladas de minério com 1% de cobre por dia aumenta sua recuperação de 85 para 86%, o acréscimo de cobre será de 500 toneladas.

Recentemente muitas inovações tem sido introduzidas, não somente para melhorar a recuperação, mas também para reduzir custos de processamento. Um dos maiores fatores de perda do metal é a não viabilidade do processo de flotação para obter uma boa recuperação dos minerais presentes. Minérios sulfetados, frequentemente, contêm de 0,01 a 0,1% de óxido de cobre e sistemas do tipo "lixiviação-precipitação-floculação" (LPF) têm sido desenvolvidos, para aumentar a re

cuperação do cobre. Essencialmente, este sistema envolve a lixiviação ácida de minério selecionado, seguida pela precipitação do cobre solúvel em ferro esponjoso e a flotação do cimento de cobre.

Outras melhorias estão associadas principalmente com a moagem e classificação. Os classificadores ciclônicos estão sendo utilizados em novas instalações e a moagem feita em moinhos de rolos.

Estudos significativos têm sido realizados nos instrumentos de controle do processo. Densímetros a base de radiação  $\gamma$ , analisadores a base de raio  $\chi$  e fluorescência e controle contínuo de pH são alguns dos instrumentos que estão sendo largamente utilizados.

Computadores tem sido utilizados para otimizar a produção a partir dos dados monitorados pelos analisadores automáticos.

#### II.4. FUSÃO

O termo fusão pode ser usado, em um sentido amplo, para designar as operações sucessivas de calcinação; fusão em forno revérbero, instantâneo ou elétrico; conversão e refinação a fogo.

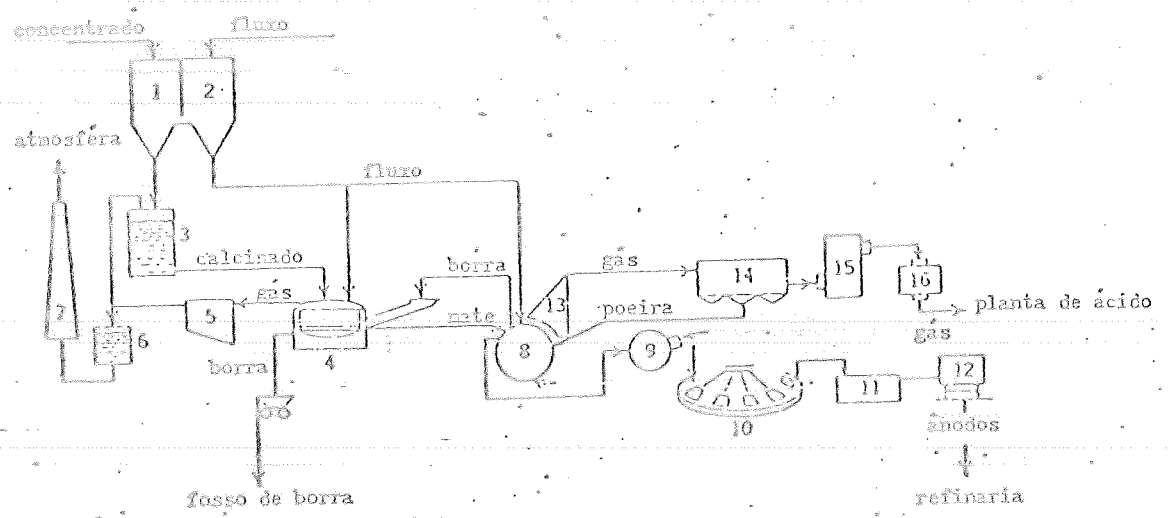
Apesar de haver variações consideráveis de fundições para fundições na prática, os princípios básicos são essencialmente os mesmos.

Simplificando, a fusão do cobre está na maior afinidade deste metal com o enxofre do que com o ferro.

A ustulação remove parte do enxofre dando um balanceamento favorável de cobre, ferro e enxofre para a alimentação do forno revérbero, elétrico ou instantâneo. Nestes fornos o ferro presente como óxido, combina com o fluxo silicoso para formar uma borra, deixando um material conhecido como mate, o qual contém cobre, ferro e algum enxofre, preferivelmente combinado com o cobre.

O mate é reduzido a cobre no conversor em dois estágios com injeção de ar. O primeiro estágio elimina o enxofre e forma o óxido de ferro que é retirado como borra pe

la adição de fluxo silicoso. O sulfeto de cobre remanescente no conversor é reduzido a metal e o enxofre é eliminado como  $SO_2$  no estágio de acabamento final com injeção de ar. O cobre, neste estágio, é chamado de blister. Este cobre cru é refinado a fogo para eliminar o enxofre e oxigênio, em seguida é moldado na forma de ânodos para refinação eletrolítica.



- 1.Silo para concentrado; 2.Silo para fluxo; 3.Forno cubilô; 4.Forno reverbero; 5. Caldeira de recuperação de calor; 6.Precipitador eletrostático; 7.Chaminé; 8.Conversor; 9.Forno ânodo; 10.Moagem do ânodo; 11.Tanque de extinção; 12.Vagão; 13.Coifa; 14.Câmara de expansão; 15.Lavador; 16.Precipitador eletrostático.

Fig. II.4 - Fluxograma simplificado de fusão

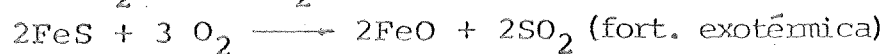
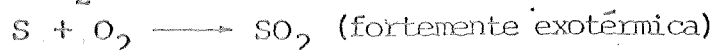
II.4.1. USTULAÇÃO

Na ustulação, o minério é aquecido na presença de ar até uma temperatura elevada, sem que ocorra a fusão ou, quando muito, em fusão incipiente. O enxofre é oxidado e parcialmente eliminado. O objetivo da ustulação é controlar a quantidade de enxofre no minério, de tal maneira que, quando o fundente é tratado no conversor, resultará num rendimento eficiente e econômico do mate. Além disso será realizada a remoção do arsênio e do antimônio, pois é mais fácil e menos oneroso removê-los neste ponto do que posteriormente.

No processo de ustulação, a temperatura deve ser mantida suficientemente alta para manter a ignição dos sulfetos ou outros constituintes oxidáveis e para matê-los acima do ponto de ignição. Algumas massas de minérios de sulfeto e concentrados liberam suficiente calor quando ustulado, e mantêm esta situação sem a adição de calor externo. Este tipo de ustulação é chamado de ustulação autógena. O limite inferior para se obter a ustulação autógena de minérios de cobre é cerca de 24% de enxofre. Em muitos casos, todavia, este calor não é suficiente e algum combustível auxiliar deve ser usado no forno de ustulação.

É usual, em muitas operações de ustulação, obter-se uma remoção parcial do enxofre, em compensação a ustulação seca o concentrado, valoriza alguma impureza, oxida principalmente o ferro, permitindo a retirada de borra com sílica e pré-aquece a carga do forno revérbero.

As reações diferem com a variação de conteúdo de mineral no concentrado carregado e na operação dos ustuladores (fornos cubilô). As reações típicas são:



A maioria das fundições que empregam a ustulação usam o forno cubilô.

A temperatura do processo varia de 204°C na

canada do topo a 760°C no nível inferior.

Recentemente há uma forte tendência para se eliminar a ustulação. Neste caso, parte-se de um concentrado com maior teor de cobre e é realizada uma ustulação branda, removendo algum enxofre, pré-aquecendo e secando o material suficiente para contrabalancear as desvantagens envolvidas no manuseio da poeira de calcinado. Além disso, o custo global da ustulação e do sistema de coleta de pó são eliminados através da fusão direta do concentrado.

Apesar da tendência a eliminação da ustulação convencional, ao mesmo tempo considerações têm sido dadas a mesma através de leito fluidizado. O princípio deste processo é a suspensão das partículas de concentrado em uma corrente de gases quentes, os quais movem-se para cima. A vantagem deste tipo de processo é a excelente exposição da superfície das partículas ustuladas em reações instantâneas. Também, o oxigênio do ar é aproveitado completamente, dando um gás com alto conteúdo de  $SO_2$ , aproximadamente 15%<sup>(1)</sup>. O alto conteúdo de  $SO_2$  no gás apresenta a vantagem da produção de ácido sulfúrico. Com a crescente ênfase no controle do  $SO_2$  atmosférico em muitas indústrias, a ustulação por leito fluidizado regenera o interesse na ustulação.

#### II.4.2. REDUÇÃO EM FORNO REVÉRBERO

O concentrado úmido (quando não é realizada a ustulação), cobre coletado na câmara coletora do processo e fluxo de cal são alimentados no forno por meio de correias transportadoras.

A fusão em forno revérbero leva em conta a vantagem da alta afinidade do cobre pelo enxofre. O calor de formação do  $Cu_2S$  é - 41.625 cal/mol de enxofre à 1300°C comparado com - 34.403 cal/mol de  $FeS$ . Assim, o enxofre combina preferencialmente com o cobre, formando sulfeto cuproso e o oxigênio combina com o ferro formando óxido ferroso.

Os sulfetos cuproso e ferroso dissolvem-se um no outro formando um mate fusível, insolúvel na borra e de gravidade específica maior do que a borra. Neste ponto tere

mos duas camadas distintas, a superior (borra) será removida do forno por raspagem e a inferior (mate) será vazada em vagonetas por meio dos buracos de purga.

No mate temos dissolvido metais preciosos e outros tais como arsênio, antimônio, bismuto e níquel contidos no concentrado.

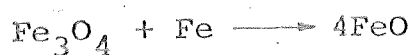
Acima de 450°C, sulfeto e óxido cuproso reagem para formar cobre metálico e dióxido de enxofre.

Assim que o calor penetra na carga, a umidade é retirada e parte do enxofre contido na pirita é liberado para juntar-se aos gases do forno. Quando a temperatura chega a 1150°C, o óxido de cobre é reduzido a sulfeto cuproso. Ao mesmo tempo, parte do óxido de cobre é convertido em sulfeto pela pirita e sulfeto ferroso.

Qualquer mineral de silicato ou carbonato de cobre presente irá, também, ser decomposto e sulfurizado. Estas reações são as seguintes:



Com o aumento da temperatura, os óxidos de ferro com valência alta, irão ser reduzidos pelo ferro e sulfeto de ferro, liberando o metal como óxido ferroso formando a borra. Apesar das reações a seguir terem sido escritas mostrando a formação de silicato de ferro ou de cálcio, é certo que haverá a formação de silicatos complexos.



A magnetita,  $\text{Fe}_3\text{O}_4$ , é um constituinte comum dos minérios ustulados, sendo também formada no forno revêr

bero. A presença de magnetita, dissolvida ou suspensa, é frequentemente mencionada como causa do alto conteúdo de cobre na borra do forno revérbero. A magnetita provavelmente favorece a formação e retenção do cobre ferrítico na borra aumentando a sua viscosidade.

Os cristais de magnetita depositam-se na interface borra-mate formando uma camada e criando-se um falso fundo no forno, interferindo na sua operação, ou em casos extremos, danificando totalmente o forno.

Após a introdução da carga no forno, a temperatura aumenta com o suprimento de calor pelos queimadores. Na temperatura de cerca de 900°C os sulfetos cuproso e ferroso começam a difundir um no outro, assim, abaixando o ponto de fusão até que o mate se funda à temperatura de 982°C. Enquanto este mate fundido flui para baixo sobre as partículas não decompostas da carga, dissolve os metais preciosos, transfere calor para a ganga e partículas do fluxo. Finalmente, quando a temperatura chega perto de 1010°C haverá formação da borra. Todo o arsênio ou antimônio presente será volatilizado ou dissolvido no mate.

#### Composição do Mate e da Borra

A porcentagem de cobre no mate é expressa como uma porcentagem da carga total conhecida como "queda de mate". Os mates geralmente têm um teor de 15 a 50% de cobre, todavia, mates com teores de 40 a 45% apresentam resultados mais satisfatórios. Apesar de que à primeira vista pareça ser desejável obter mate com maior grau possível; há quatro razões pelas quais não é desejável obtê-lo de alto grau:

1. A produção de um mate de alto grau em um forno revérbero é geralmente acompanhada por uma borra rica em cobre. Isto ocorre porque pequenos glóbulos de mate, que não se depositaram no forno, permanecem suspensos na borra. Esta, sendo rica em cobre, induzirá a formação de mais borra, e deste modo, mais cobre será perdido, não só devido ao seu grande volume, mas também porque há menos tempo para a liquificação no forno. Além disso, será necessário ustular o minério original para que o teor de enxofre diminua e parte do

cobre possa ser oxidado. Este cobre oxidado irá combinar com a sílica formando um silicato que será absorvido pela borra, e que não é desejável.

2. Um mate de alto grau necessitará também de uma operação de ustulação mais demorada e mais cara que reduzirá a capacidade da planta de ustulação e produzirá mais emissão de poeira.

3. O mate de alto grau ocupa menos espaço que o de baixo grau e não será um coletor efetivo de ouro, prata e outros metais preciosos. Estes serão coletados pela "chuva de mate" que flue para baixo sobre as partículas da carga não decompostas e uma quantidade mínima pode significar uma perda de metais preciosos que excede o possível ganho através de um mate de alto grau.

4. Sabemos também que um mate de alto grau é mais difícil para converter a "blister". Neste processo, a maior parte do calor necessário para alcançar o teor de cobre no conversor deve ser preferencialmente obtido pela oxidação dos sulfetos ferrosos e, obviamente, um mate de alto grau necessariamente conterá menos sulfetos ferrosos.

#### II.4.3. REDUÇÃO EM FORNOS ELÉTRICOS A ARCO

Os fornos elétricos começaram a ser empregados em locais onde havia abundância de energia hidroelétrica o que torna o processo mais econômico.

O rendimento térmico é superior ao forno réverbero. O consumo de energia elétrica bem como o gasto de eletrodo é relativamente baixo, comparado com a tonelagem produzida.

São reduzidas as perdas do metal na borra e a liberação de grandes quantidades de gases quentes contendo material particulado e voláteis é menor, diminuindo portanto, os problemas de abrasão e corrosão nos refratários do forno.

O  $SO_2$  produzido é mais concentrado propiciando o seu aproveitamento como subproduto.

O calor é produzido pela corrente elétrica através de eletrodos mergulhados na borra em fusão, a qual está sobre o mate fundido.

A borra fundida oferece resistência à passagem de corrente elétrica, aumentando sua temperatura acima da temperatura do mate. Esta resistência é proporcional à acidez da borra ou conteúdo de sílica, permitindo a variação de voltagem conforme a necessidade. Submergindo ou emergindo os eletrodos controla-se a quantidade de energia elétrica fornecida ao banho de mate e borra.

A composição do mate e da borra variam de acordo com os concentrados de minério disponíveis e com os processos de flotação utilizados.

São os seguintes os parâmetros que determinam a utilização do forno elétrico:

1. Abundância de energia elétrica com preço competitivo com o de outros combustíveis, principalmente os derivados de petróleo que atualmente têm aumentado muito de preço.

2. Localidade onde a emissão de dióxido de enxofre é problemática, tal como, proximidade de cidades ou concentrações humanas e agro-pastoris.

3. Viabilidade técnica e econômica.

4. Emprego de fornos elétricos com grandes capacidades de processamento.

5. Recuperação econômica do  $\text{SO}_2$  devido a sua alta concentração nos gases efluentes.

#### II.4.4. REDUÇÃO EM FORNO INSTANTÂNEO

A idéia básica do processo de fusão instantânea para os minérios sulfetados é que os métodos convencionais que separam as operações de ustulação e fusão foram trocados por uma combinação de ustulação, fusão e conversão parcial, levada a efeito em uma única unidade. O calor gerado pelas reações exotérmicas pode assim ser utilizado para fundir o minério de tal sorte que somente se necessita uma pequena quantidade de combustível adicional. Outra característica do processo é que o concentrado, previamente seco e finamente dividido é fundido em suspensão, oferecendo as melhores condições para as reações rápidas.

A recuperação de calor dos gases de saída é considerada no sistema de fusão instantânea onde uma combinação de caldeira por radiação e recuperador é empregada para este fim. A caldeira é também usada para resfriar os gases a fim de que as partículas em fusão nos mesmos solidifiquem e proporcionar uma queda de temperatura abaixo do ponto de sinterização, antes que os gases entrem no recuperador. O vapor gerado é usado em uma instalação de turbogerador. A função do recuperador é pré-aquecer o ar de processo a 400 - 450°C fornecido ao forno de fusão instantânea e, simultaneamente, resfriar os gases de saída abaixo de 350°C. Algumas dificuldades foram no início encontradas na remoção do material particulado que se incrustava na superfície do recuperador. Estas dificuldades foram, todavia, contornadas pela melhoria do projeto do recuperador e pela adoção do sistema de limpeza por ramonagem.

A combinação de caldeira de radiação e recuperador foi utilizada nos fornos de fusão de cobre até quando o enriquecimento por oxigênio foi introduzido.

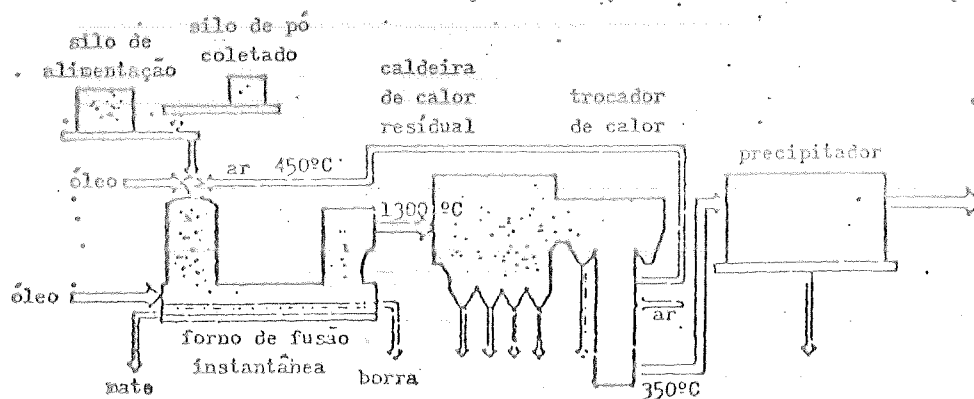


Fig. II.5 - Arranjo do forno de fusão instantânea (ar pré-aquecido)

Com o uso do oxigênio os trocadores de calor do tipo recuperador foram substituídos por seções de convecção nas caldeiras de recuperação de calor e o ar de processo pré-aquecido a 200°C em pré-aquecedores de ar separados usando do vapor saturado a 40 atmosfêras (figura II.6.).

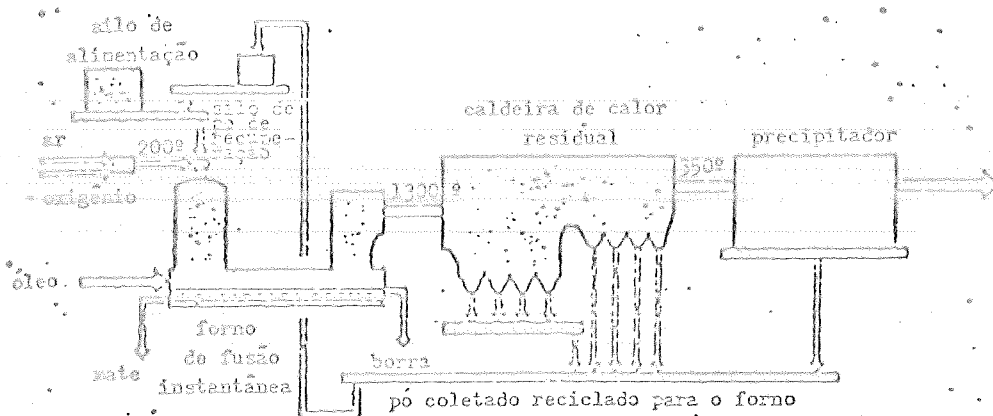


Fig. II.6 - Arranjo do forno de fusão instantânea (ar enriquecido com oxigênio)

O enriquecimento do ar de processo com oxigênio reduz ainda mais a demanda de combustível adicional.

O vapor recuperado do calor residual pode ser usado como energia operacional em uma planta de produção de oxigênio e para a geração de energia elétrica. Pode ser dito que um processo como este é praticamente auto suficiente em relação a energia.

O desenvolvimento metalúrgico da fusão instantânea tende à produção de mate e blister de cobre de alta qualidade e como consequência, a conversão por batelada (re-verbério e elétrico) tem sido reduzido consideravelmente.

#### Descrição do Processo.

O processamento de concentrados de cobre pelo método de fusão instantânea é mostrado no fluxograma da figura II.7.

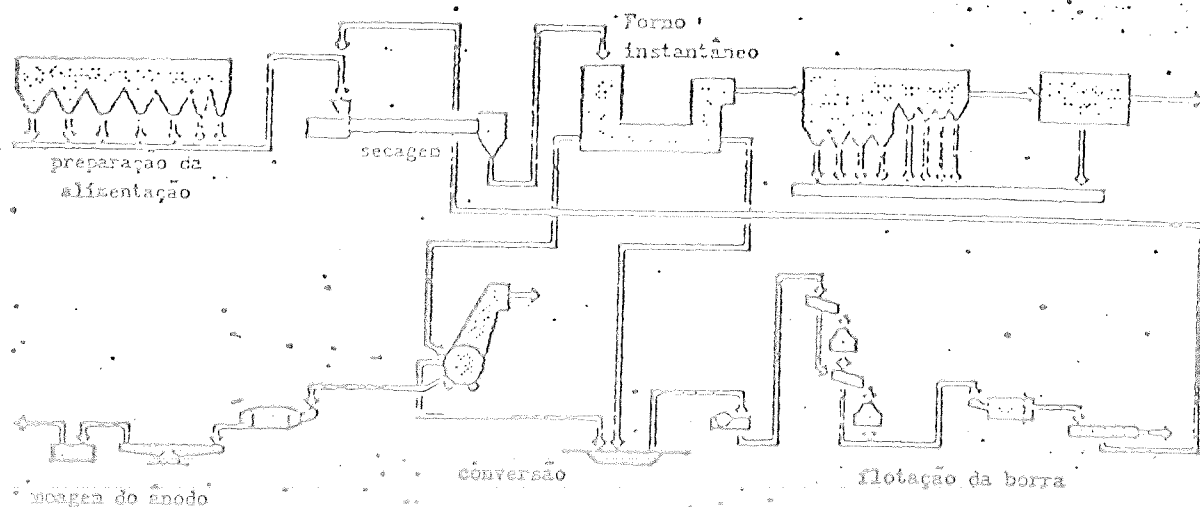


Fig. II.7 - Fluxograma da fusão do cobre pelo processo de fusão instantânea (Outukumpu)

O concentrado de cobre e areia são alimentados automaticamente nas proporções certas em uma correia, a qual transporta a carga para um secador rotativo aquecido diretamente a óleo. As partículas mais finas que deixam o secador são coletadas em um precipitador eletrostático e retornadas ao fluxo principal de concentrado. A carga seca é conduzida por meio de sistema transportador pneumático no silo de alimentação do forno de fusão instantânea. Além de secadores rotativos, poderão ser empregados também secadores de leito fluidizado, pneumático ou "flash dryers", bem como secadores "spray".

A escolha do tipo de secador é determinada por circunstâncias locais, preço do combustível disponível ou do calor residual.

O forno de fusão instantânea consiste de três seções: uma região de fosso de reação (shaft), uma região de deposição e uma região de tomada. As reações de oxidação e a fusão são realizadas na seção do fosso. Para este propósito, o concentrado seco e fino, fluxo e também pó de fluxo são conduzidos para um ou vários queimadores de concentrado situados no topo da seção do fosso.

O ar de processo, pré-aquecido, é também conduzido para o queimador de concentrado. A mistura de ar e concentrado alimentada forma uma suspensão que é soprada no fosso de reação.

Sob as condições normais de fusão instantânea, os fornos de processamento de cobre produzem mates de 45-65%, embora os testes de longa duração efetuados em uma produção em larga escala mostraram que pode ser obtido mate de cobre contendo cerca de 80%, sem aumentar muito o conteúdo de cobre na borra residual. É possível o controle totalmente automático do processo de fusão instantânea. Pela instalação de analisador contínuo ou semi-contínuo do concentrado alimentado, o controle automático do processo pode ser colocado em linha com um computador para otimizar as condições de fusão. As demais etapas do processo seguem o convencional.

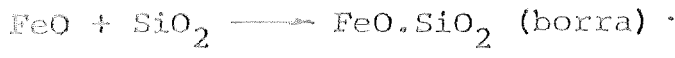
#### II.4.5. CONVERSOR

A carga de um conversor de cobre é o mate fundido oriundo dos fornos revêrbero, elétrico ou instantâneo, juntamente com quantidade suficiente de fluxo ácido (contendo sílica) para unir-se com o ferro do mate e formar uma borra apropriada.

Através de ventaneiras colocadas nos lados do conversor, há insuflação de ar no mate fundido, produzindo:

1. blister ou crú de cobre;
2. uma borra que ainda contém cobre e deve ser retornada ao forno revêrbero, forno elétrico ou forno instantâneo;
3. um gás contendo dióxido de enxofre, poeira e fumos que são enviados a um sistema de tratamento e recuperação. Um grande número de fundições usam o gás limpo do conversor como alimentação para produção de ácido sulfúrico.

Quando o ar das ventaneiras entra no banho de mate fundido, o sulfeto ferroso é oxidado, o dióxido de enxofre escapa pela boca do conversor e os óxidos ferrosos reagem com a sílica da carga para formar uma borra que flutua sobre o remanescente do mate, de acordo com as reações:



O calor assim envolvido é suficiente para manter o banho fundido. No fim do período de formação da borra, todo o enxofre associado com o cobre foi oxidado a óxido cúprico e este por sua vez reduzido a cobre e dióxido de enxofre pelo sulfeto de cobre remanescente, de acordo com as reações:



Estas reações ocorrem até que praticamente todo o enxofre tenha sido eliminado. Dependendo das quantidades de arsênio e antimônio presentes, uma parte destes devem ser oxidados e volatilizados como óxidos, mas em quantidades abaixo de 0,8% são mantidos no banho.

A prata e o ouro não são afetados e permanecem ao lado do cobre.

#### II.4.6. REFINAÇÃO A FOGO

O cobre proveniente dos conversores é refinado a fogo para remover as impurezas e para ajustar o conteúdo de oxigênio e enxofre a níveis que permitam a lingotagem sem degaseificação excessiva durante a solidificação. Dependendo das impurezas presentes, conteúdo de metais preciosos e certos fatores econômicos, o cobre neste estágio é parcialmente refinado a fogo e moldado na forma de ânodos para purificação eletrolítica (com recuperação de metais preciosos) ou refinado a fogo até um limite prático, a fim de obter um produto comercializável.

Os fornos comumente usados são revêrberos podendo ser cilíndricos basculante (rotativos) ou retangulares. O tipo de forno selecionado depende da continuidade operacional em uma dada planta.

A produção do cobre comercial, tais como lingotes e barras, é geralmente efetuada em fornos revêrberos de pequena capacidade. O forno rotativo é mais usado quando

metal fundido é carregado e o produto é usado para moldagem de ânodos, porém se processarmos blister frio, é utilizado o revérbero retangular com caldeira de recuperação de calor similar às usadas nos fornos de fusão. O metal em fusão é oxidado por sopragem de ar dentro da carga através de dutos de ferro.

As diferenças aproximadas da refinação a fogo e da produção de ânodo é como segue: (1) 6% do cobre mundial é suprido como cobre refinado a fogo com teor de impurezas baixo o suficiente para permitir o uso direto como cobre tenaz sem passar pela refinação eletrolítica devido ao baixo teor de impurezas e conteúdo de metais preciosos. (2) 8% do suprimento mundial é cobre intermediário refinado a fogo na forma de lingotes e barras para ligas. (3) o restante do cobre mundial é parcialmente refinado a fogo para refinação e eletrolítica.

A tendência do mercado durante as duas últimas décadas reduziu a demanda de cobre refinado a fogo e correspondentemente aumentou a procura para o cobre de alta pureza eletrolítica.

As duas etapas da refinação a fogo são: (1) oxidação até o conteúdo de oxigênio de 0,6 - 0,9% (até 10%  $\text{Cu}_2\text{O}$ ) durante a qual, impurezas de enxofre e voláteis são liberadas. (2) redução para um conteúdo de oxigênio de 0,03 - 0,05%, se barras comerciais refinadas a fogo são moldadas. Se ânodos para refinação eletrolítica são moldados, o conteúdo de oxigênio deve ser de aproximadamente 0,05 - 0,2%. Um residual de oxigênio no cobre é necessário para evitar a moldagem de formas com bolhas.

A quantidade de oxigênio residual é determinada pela relação de enxofre-oxigênio. Na produção comercial de chapas refinadas a fogo, a oxidação e redução podem ser suplementadas por fluxagem para remover impurezas específicas de um corpo de minério.

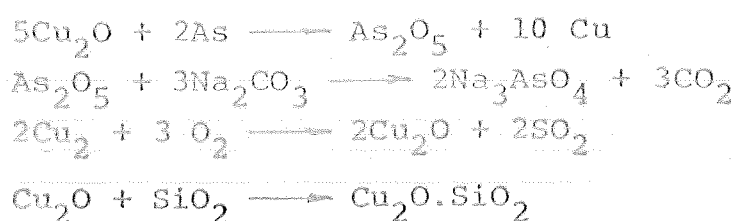
Muitos dos óxidos de impurezas tem energia de formação mais baixa do que o  $\text{Cu}_2\text{O}$ , assim eles são formados durante o estágio de sopragem. Metais voláteis tais como cádmio e zinco são removidos primeiramente na sopragem. Óxidos

CETESB - CIA. DE TECNOLOGIA E SANEAMENTO AMBIENTAL  
BIBLIOTECA

de ferro, magnésio, alumínio e silício são retirados na raspagem da borra. O arsênio e antimônio podem ser removidos parcialmente no final da sopragem pela adição de cerca de 40 gramas de barrilha ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ) para cada 1000 gramas de cobre.

O arseniato de sódio é raspado com a borra. Outras técnicas especiais de fluxagem e sopragem são usadas para controlar elementos como selênio, telúrio e chumbo.

Algumas reações que ocorrem são as seguintes:



A fase de redução é realizada pela introdução de toras de madeira semi-verde abaixo da superfície do metal em fusão.

O calor do banho causa a destilação destrutiva da madeira liberando hidrogênio, hidrocarbonetos, monóxido de carbono e vapor d'água.

Alguns desses gases servem para reduzir o óxido cuproso a cobre e todos eles na sua liberação servem para agitar o banho e acelerar as reações envolvidas.

Quando o estágio desejado de redução é alcançado, o que é verificado através de amostragem, a superfície do cobre é coberta com uma camada de carvão vegetal para manter o metal na composição desejada até que possa ser vazado do forno. Obtem-se desta forma o cobre tenaz, o qual não é desoxidado completamente contendo cerca de 0,03 - 0,05% de oxigênio.

#### Moldagem do Refinado na Forma de Ânodos

A operação de moldagem de cobre refinado a fogo é comparável a operação do cobre eletrolítico. Ela é realizada na roda de moldagem ou máquina do tipo linear, sendo a primeira mais utilizada.

O cobre a cerca de  $1.110^\circ\text{C}$  é vazado de um forno em uma concha hidráulicamente controlada a qual é um reservatório para o metal entre cada vazamento. A roda de mol



dagem sustentada de doze a vinte e seis moldes de alumes colocados horizontalmente. A temperatura é regulada por atomização de água e os ânodos assim moldados são retirados por meio de garras e resfriados ou por imersão em tanques de água ou por atomização.

Para a posterior utilização de ânodos em operações de eletrólise, é conveniente moldá-los lisos. Estes ânodos são livres de protuberâncias do tipo barbatanas e aparas que são defeitos que podem causar curto circuito pelo contato com os cátodos. São indesejáveis também tamanhos variados de ânodos, pois há um grande número deles nas células eletrolíticas e os de maior tamanho poderão produzir grande quantidade de sucata e os menores podem cair das células danificando-as.

O conteúdo de oxigênio é um fator crítico, não somente para assegurar uma superfície de moldagem uniforme, mas também porque alto teor de  $\text{Cu}_2\text{O}$  tem um efeito adverso na refinação eletrolítica. Deve-se evitar também um revestimento excessivo do ânodo, pois isto poderá contribuir para passividade durante os dias iniciais da eletrólise e os materiais insolúveis também aumentam a quantidade a ser processada na planta de tratamento de lama da refinação.

## II.5. REFINAÇÃO ELETROLÍTICA

Apesar das inúmeras práticas de refinação existentes, os elementos essenciais são os mesmos: As quatro principais seções são:

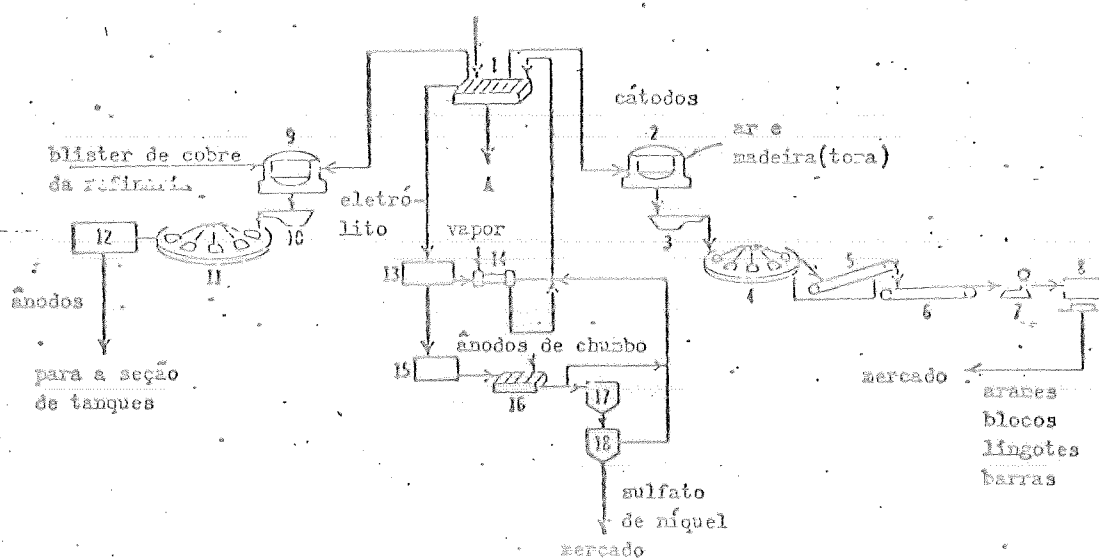
1. Seção Tanques: É um edifício que abriga as células eletrolíticas, tanques de estocagem e bombas. Uma refinaria típica processando, por exemplo, 4.300 toneladas por mês pode ter 1.200 células eletrolíticas em um único edifício.

2. Seção de Purificação Eletrolítica: Esta operação é realizada em um edifício separado em extensão a seção de tanques, onde o eletólito é tratado para controlar cobre e impurezas arrastadas.

3. Seção de Moldagem: É uma seção separada onde os cátodos de cobre refinado são fundidos e moldados nas formas comerciais tais como arames, lingotes, barras e blocos. Esta seção pode incluir também facilidades para moldar ânodos tanto a partir de blister como de sucata de ânodo, ou ambos.

4. Tratamento da Lama: Esta parte da refinação processa a lama de ânodo, a qual contém as impurezas insolúveis, incluindo os metais preciosos que acumulam nas células durante a eletrólise.

A figura abaixo mostra esquematicamente as operações realizadas na refinação eletrolítica.



A - recuperação de metais preciosos

1. Células eletrolíticas; 2. Forno de fusão; 3. Concha; 4. Roda de moldagem; 5. Transportador;
6. Transportador de inspeção; 7. Elevador; 8. Vagão; 9. Forno de fusão; 10. Concha; 11. Roda de moldagem de ânodo; 12. Tanque de acabamento; 13. Tanque de estocagem; 14. Trocador de calor;
15. Tanque de estocagem; 16. Descobrição de células; 17. Evaporador; 18. Centrífuga.

Fig. II.8 - Refinação Eletrolítica - Fluxograma simplificado

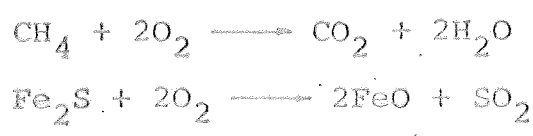
III - CONTAMINAÇÃO ATMOSFÉRICA

III. CONTAMINAÇÃO ATMOSFÉRICA

Os contaminantes atmosféricos emitidos pelas indústrias de produção de cobre primário consistem principalmente de material particulado e compostos de enxofre.

III.1. USTULAÇÃO

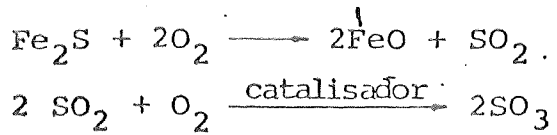
Os gases que saem do forno ustulador consistem principalmente de gases provenientes da queima do combustível seguida por oxidação de parte do enxofre presente no minério. A combinação destes processos pode ser representada pelas reações.



A relação entre calor requerido, conteúdo de oxigênio e composição do gás de saída, pode ser calculada para qualquer combinação de circunstâncias. A concentração de SO<sub>2</sub> é influenciada pela quantidade de calor requerido e pela eficiência de contato dos gases do forno com a carga. Obtêm-se geralmente concentrações de SO<sub>2</sub> pouco menores que as teóricas. Algum oxigênio adicional usado para a oxidação de arsênio e outras impurezas pode elevar a relação SO<sub>2</sub>/O<sub>2</sub> em comparação às indicadas por reações teóricas. Entretanto, cálculos desta espécie podem produzir resultados suficientemente acurados para o dimensionamento do equipamento de controle de poluição.

III.1.1. CONTAMINANTES GASOSOS

Além do SO<sub>2</sub> pode haver SO<sub>3</sub> suficiente para causar problemas de corrosão quando a temperatura do gás é reduzida a ponto de produzir o condensado. Isto provavelmente ocorre na seguinte sequência de reações:



As operações de ustulação ocorrem numa tempe

ratura suficientemente baixa para propiciar a formação de trióxido de enxofre, mas são insuficientes o tempo de resistência ou catalizador disponível para converter mais do que 1 a 3% de  $SO_2$  a  $SO_3$ .

Poderá haver ainda, traços de HCl e HF resultantes da decomposição de minerais halogenados, tais como fluoritas, presentes na carga, como ganga. Estes compostos são prejudiciais pelos graves problemas de corrosão gerados quando estes ácidos reagem juntamente com o  $SO_3$  para formar ácidos fortes contaminados com halogênio.

### III.1.2. MATERIAL PARTICULADO

Os gases emanados do ustulador contêm concentrações substanciais de pó os quais são produzidos mecanicamente pela movimentação do concentrado conforme é carregado no forno de ustulação, movimentação dentro de cada câmara e a queda do material de uma câmara para outra. Além disso há formação de  $SO_3$  que se combina com vapor d'água à temperatura abaixo de  $204^{\circ}C$  para formar névoa de ácido sulfúrico. Esta névoa é constituída por partículas de pequeno diâmetro e é mais difícil de se remover por meios mecânicos do que o pó.

Para tratar suficientemente o gás e servir como matéria prima de uma planta de ácido sulfúrico, empregando o processo de contato, o material particulado deve ser removido para evitar o entupimento do leito catalítico e também, minimizar a contaminação do ácido produzido. A névoa de ácido sulfúrico deve ser removida para evitar corrosão e entupimento na planta de ácido. Qualquer névoa irá passar também pelos conversores e absorvedores.

Os particulados variam na composição de acordo com o minério utilizado.

Os contaminantes mais comuns são arsênio, antimônio, mercúrio e chumbo que aparecem na forma de óxidos no efluente. Os limites máximos de contaminação do gás podem ser estimulados admitindo-se que todos os contaminantes aparecem no produto ácido conforme tabela III.1.

TABELA III.1. Conteúdo de contaminantes no gás efluente para a produção de ácido.

Contaminantes Sólidos	Conteúdo de Sólidos (g/N m <sup>3</sup> seco)	
	7% SO <sub>2</sub> em volume (gás seco)	9% SO <sub>2</sub> em volume (gás seco)
Cloretos como Cl	0,145	0,187
Fluoretos como F	0,029	0,037
Arsênio como As <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,229	0,289
Chumbo como Pb	0,229	0,289
Mercúrio como Hg	0,003	0,037
Selênio como Se	0,116	0,147
Sólidos Totais	1,157	1,473

Fonte: Air Pollution Control Technology and Costs in Nine Selected Areas - (PB 222.746)

### III.2. REDUÇÃO EM FORNO REVÉRBERO

#### III.2.1. CONTAMINANTES GASOSOS

O gás produzido pelo forno revérbero é realmente rico em CO<sub>2</sub> e água devido a queima do combustível. Pouco oxigênio é usado para combustão ou substituição do enxofre. Em geral, o gás efluente contém cerca de 13% de CO<sub>2</sub> e somente 1,5% de SO<sub>2</sub>. As reações envolvidas na geração do gás efluente são sumarizadas abaixo.

Combustão:



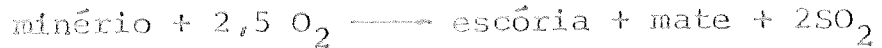
Oxidação do enxofre e ferro:



A composição pode ser deduzida teoricamente para uma quantidade qualquer de oxigênio e SO<sub>2</sub> nos gases de exaustão presumindo-se que as reações que ocorrem são somente as seguintes:



e



Um balanço material tal como o mostrado na tabela III.2. pode ser preparado.

TABELA III.2. Composição calculada do gás efluente do forno revérbero (a partir da queima de carvão mineral).

mol/100 mol de ar.							
	Ar	Combustível	Reação de Queima	Produtos de Combustão	Reação de Fusão	Gases Exauridos	% Volume
O <sub>2</sub>	20,8	-	-12,6	8,2	-2,0	6,2	6,1
N <sub>2</sub>	79,2	-	-	79,2	-	79,2	77,6
CO <sub>2</sub>	-	-	+10,0	10,0	-	10,0	9,8
H <sub>2</sub> O	-	-	+5,0	5,0	-	5,0	4,9
SO <sub>2</sub>	-	-	-	-	+1,6	1,6	1,6
(CH)	-	10,0	-10,0	-	-	-	-
	100,0	10,0	-7,6	102,4	-0,4	102,0	100,0

Fonte: Air Pollution Control Technology and Costs in Nine Selected Areas - (PB. 222.746).

Todavia, existem fornos revérberos aquecidos a gás onde os produtos de combustão são mais úmidos e contêm menos CO<sub>2</sub>. A tabela III.3. ilustra os cálculos do gás de exaustão para um forno que queima combustível gasoso.

A composição do gás efluente para fornos a óleo deve cair entre estes limites.

A relação de produção de gás efluente para um dado forno varia com o tipo de combustível a ser queimado ex cesso de ar (ou oxigênio contido no gás efluente) e a relação de geração de calor.

Geralmente um forno revérbero pode ter as seguintes necessidades de combustível:

- Carvão mineral: 275 - 400 kg/ton de carga

TABELA III.3. Composição calculada do gás efluente do forno revérbero (a partir da queima de gás)

mol/100 mol de ar							
	Ar	Combustível	Reação de Queima	Produtos de Combustão	Reação de Fusão	Gases Exauridos	% Volume
O <sub>2</sub>	20,8	-	-12,2	8,6	-2,1	6,5	6,4
N <sub>2</sub>	79,2	-	-	79,2	-	79,2	77,6
CO <sub>2</sub>	-	-	+ 6,1	6,1	-	6,1	6,0
H <sub>2</sub> O	-	-	+12,2	12,2	-	12,2	12,0
SO <sub>2</sub>	-	-	-	-	+1,7	1,7	1,7
CH <sub>4</sub>	-	6,1	- 6,1	-	-	-	-
	100,0	6,1	0,0	106,1	-0,4	105,7	103,7

Fonte: Air Pollution Control Technology and Costs in Nine Selected Areas - (PB 222.746)

- Óleo: 145 - 440 kg/ton de carga

- Combustível gasoso: 1.400.000 - 3.700.000 kcal/ton de carga

Estes valores representam as necessidades de calor de cerca de 1,40 a 3,70 milhões de kcal/ton de carga.

### III.2.2. MATERIAL PARTICULADO

A carga do forno revérbero é composta de diversos materiais granulados ou em pó que podem ser arrastados pelos gases efluentes e criar um problema de emissão de pó.

Estes são:

1. Concentrado crú ou calcinado
2. Cal
3. Sílica

As poeiras são relativamente grosseiras, sendo removidas em quantidades razoável por sedimentação gravitacional (no forno, na caldeira de aproveitamento de calor dos efluentes ou em ciclones). A poeira coletada, nestes casos,

pode conter por volta de 25% de cobre e a sua coleta melhora a economia do processo.

Os fumos, por outro lado, consistem principalmente de impurezas de alta pressão de vapor, que se vaporizam com o aquecimento do mate e recondensam em pequenas partículas de óxido. Arsênio, antimônio, chumbo e zinco são elementos comuns nos fumos gerados.

O  $\text{SO}_3$ , formado na proporção de 1 a 3% do  $\text{SO}_2$  produzido e fumaça preta resultante da má combustão podem também contribuir para aumentar as emissões, podendo também haver considerável quantidade de cal nessas emissões.

Para fins práticos, pode-se assumir que um forno revêrbero emite gases com aproximadamente 1,5% de  $\text{SO}_2$  em volume, sendo esta concentração muito baixa para recuperação econômica do enxofre como  $\text{H}_2\text{SO}_4$ .

### III.3. REDUÇÃO EM FORNO ELÉTRICO A ARCO

Os gases efluentes juntamente com o material particulado são captados através de coifa situada sob a abóbada do forno.

Estes poluentes são tratados subsequentemente nos equipamentos de controle para coletar o pó existente, desta forma livrando os gases, constituídos principalmente de  $\text{SO}_2$ , de impurezas que poderiam prejudicar os catalisadores de uma planta de ácido sulfúrico pelo processo de contato.

### III.4. REDUÇÃO EM FORNO INSTANTÂNEO

Os gases exauridos do forno de fusão instantânea contêm material particulado fundido ou semi-fundido.

Compostos voláteis são constituídos principalmente de  $\text{SO}_2$ . Para recuperar o calor e as partículas, os gases exauridos passam através de uma seção de tomada do forno indo para uma caldeira especialmente projetada, a fim de aproveitar calor residual, antes da entrada no equipamento de controle de poluentes.

TABELA III.4. Emissão de Material Particulado

Britagem do minério .....	1 kg/ton de minério
Ustulação .....	84 kg/ton de cobre
Forno revérbero .....	103 kg/ton de cobre
Conversor .....	117,5kg/ton de cobre

Fonte.: Particulate Pollutant System Study  
 Vol.III - Handbook of Emission Properties  
 A.E. Vandegrift et al.

TABELA III.5. Característica do Efluente

Tamanho da Partícula	Sólidos (concentração)	Composição dos Sólidos % peso
15% < 10 $\mu$	13,73 - 54,91 g/m <sup>3</sup>	Cu:9; S: 10; Fe: 26
51% < 37 $\mu$	2,29 - 13,73 g/m <sup>3</sup>	Cu: 6,2; Zn: 13; S: 13,6

TABELA III.6. Característica do Gás Efluente Contendo Material Particulado

Vazão	Temperatura °C	Composição Química % volume
Forno de Ustulação	316 - 477	SO <sub>2</sub> : 8
a) 1,7 - 3,7l		
b) 1,38l		
Forno Revérbero	177 - 399	O <sub>2</sub> : 5-6; CO <sub>2</sub> : 10-17 N <sub>2</sub> : 72-76; CO: 0-0,2
a) 1,42 - 13,03		
b) 2,073		
Conversor	149 - 343	SO <sub>2</sub> : 1-2
a) 2,89 - 21,24		
b) 10,629		
Forno de Refino Aquecido	210	
a) 0,45		
a Carvão Pulverizado		
b) -		

a) 10<sup>3</sup> m<sup>3</sup>/min

b) 10<sup>3</sup> m<sup>3</sup>/ton de material processado

Fonte.: Particulate Pollutant System Study, Vol.III - Handbook of Emission Properties  
A.E. Vandegrift et al

IV - CONTROLE DOS CONTAMINANTES ATMOSFÉRICOS

#### IV. CONTROLE DOS CONTAMINANTES ATMOSFÉRICOS

##### IV.1. USTULACÃO

O tratamento dos gases do ustulador para remoção das partículas, pode ser efetuado com ou sem remoção de enxofre. Entretanto, a alta concentração e a baixa temperatura do gás efluente requer alguma forma de remoção de  $\text{SO}_2$  antes da descarga na atmosfera.

As plantas de ácido sulfúrico são capazes de remover  $\text{SO}_2$  com eficiência da ordem de 99,5%, quando produz ácido sulfúrico 98% em peso.

O efluente gasoso do ustulador deve ser tratado para remover poeira grosseira, poeira fina, halogênios gasosos,  $\text{SO}_3$  na forma de particulado líquido ou gasoso e vapor d'água antes de sua introdução na planta de ácido sulfúrico.

Uma das formas de tratamento é mostrado na figura nº IV.1.

A poeira grosseira é removida por grandes coletores mecânicos ou câmaras de sedimentação ou uma combinação dos dois. O pó coletado retorna para o processo e esta fase de captação é mais conhecida como parte do processo, do que uma operação de controle do contaminante.

Em casos especiais podem ser usados precipitadores eletrostáticos ao invés de coletores mecânicos. A remoção de gases halogenados, parte do material particulado e  $\text{SO}_3$  é realizada em lavadores. Estes podem ser colocados após o precipitador, mas é usual minimizar a carga de pó para o precipitador usando o esquema da figura nº IV.1. O lavador é de média energia, tipo torre de prato de impactação.

O uso do lavador pode resultar em alta concentração de ácido sulfúrico se o líquido de lavagem for reciclado. Isto pode causar problemas graves de corrosão no circuito de lavagem, mesmo quando se usa aço inoxidável, no caso de estarem presentes cloretos e fluoretos.

Para evitar este problema a concentração de ácido é limitada, retirando-o e adicionando-se água ao sistema. Utilizando-se concentrações menores do que 3% em peso até mais de 30%. Porém, concentrações maiores que 10% ocasionam

nam problemas de corrosão.

O precipitador após o lavador serve principalmente para remover névoas de ácido sulfúrico e também para fazer a captação final de material particulado de tamanho muito pequeno que não é efetivamente removido por lavadores de média energia. As névoas captadas resultam em um líquido relativamente concentrado - até 60 a 70% em peso. O precipitador não necessita de raspadores pois os tubos são lavados pelo ácido conforme escoam para o reservatório na parte inferior. Toda unidade deve ser projetada para resistir à corrosão. Além da névoa algum pó residual será coletado. Este material se torna um contaminante do ácido e em algumas áreas este ácido pode ser vendido para decapagem ou outras aplicações onde grande concentração e pureza não são importantes.

O precipitador deve remover a névoa ácida a um nível tão baixo que não cause problemas na planta de ácido sulfúrico. Um estágio de precipitação pode ser satisfatório, mas um projeto melhor exigirá dois estágios de modo a minimizar o efeito de uma falha no sistema elétrico.

Em temperaturas elevadas, a razão água/SO<sub>2</sub> do gás é muito alta para permitir a produção de ácido concentrado. Por esta razão, usualmente o gás é resfriado no lavador por evaporação ou em uma câmara localizada entre o lavador e o precipitador. A temperatura requerida pode ser calculada tomando-se por base as reações que ocorrem na planta de ácido. Por exemplo para produzir ácido sulfúrico 98% em peso com 99% de eficiência, as proporções são:



$$64kg + 16kg + 18kg \longrightarrow 98kg$$

para 100% de ácido, ou

$$64kg + 15kg + 20kg \longrightarrow 100kg$$

para 98% de ácido. A razão de vapor d'água para ácido que reagiu será 20/64, supondo-se que todo SO<sub>2</sub> seja convertido a ácido. Se somente 99% do SO<sub>2</sub> é convertido a ácido, com conversão total da água, então a relação permissível em peso de água para ácido é reduzida a 0,99 x (20/64) = 0,31/1, ou uma relação volumétrica de (64/18) x 0,31 = 1,11.

Para um fluxo gasoso contendo 9% em volume (base seca), o conteúdo de água pode ser  $9 \times 1,11 = 10$  volumes por 100 volumes de ar seco. Isto corresponde a uma temperatura de saturação de aproximadamente 43,39°C ao nível do mar.

#### IV.2. RECUPERAÇÃO EM FORNO REVÉRBERO

Os fornos revérberos são equipados habitualmente com gerador de vapor para recuperar calor dos gases de exaustão. A combinação da caldeira de recuperação e uma chaminé alta para dispersão de  $SO_2$ , permite tiragem natural do forno quando não há equipamento de controle de poluição do ar.

A instalação de um precipitador eletrostático, para controle de particulados, talvez possa ser realizada sem a instalação de um ventilador. Entretanto, a aplicação de lavadores ou filtros e alguns tipos de precipitador exigirão a instalação de um ventilador para vencer as perdas de pressão no equipamento de controle. A utilização de um ventilador permite um grau mais elevado de controle e reduz ao mínimo o escape dos gases quentes antes do tratamento.

Uma prática comum é instalar equipamento de controle que trate somente os gases passando pelo gerador de vapor. A emissão de pó é reduzida pelo projeto adequado de tremonhas e transportadores e pelo processamento dos materiais quando estiverem ainda úmidos.

O sistema de carregamento é projetado para minimizar a infiltração de ar no forno e o enclausuramento dos equipamentos irá diminuir os problemas de emissão.

O vazamento da borra e a retirada do material produz fumos que são emitidos no ambiente. Estes fumos causam problema suficiente para exigirem controle.

O pó coletado a partir do forno revérbero tem valor econômico definido e consiste de concentrado (de minério), fluxos e materiais parcialmente fundidos. Geralmente o material coletado pode retornar para o processo a fim de ser novamente fundido. Poeiras muito finas podem exigir sinterização antes de serem reintroduzidas no forno. Alguns fornos geram material particulado muito rico em arsênio, antimo

nio e outras impurezas e são reintroduzidas sem tratamento químico.

Pode haver diferença significativa na composição da poeira grosseira produzida pela ação mecânica no forno bem como dos fumos que são gerados pela vaporização de metais voláteis, por exemplo antimônio e zinco. O material mais grosseiro pode conter até 25% de cobre em peso e ser adequado para a adição direta no forno, enquanto os fumos tem baixo teor de cobre e uma grande fração de metais voláteis, sendo então, indesejáveis. Portanto, para utilização do material emitido é necessário uma separação da poeira mais grosseira, evitando a carga indesejável de fumos.

#### Tipos de Equipamentos de Controle

Os precipitadores eletrostáticos são empregados para resolver o problema de fumos produzidos pela fusão de cobre.

Os lavadores também são usados para captação de fumos nos fornos revérberos. Embora eles exijam perda de pressão substancial para que se obtenha desempenho satisfatório, oferecem algumas vantagens:

1. Produção de um resíduo úmido (que é vantajoso, quando seguido de operações químicas úmidas);
2. O lavador não exige controle cuidadoso da temperatura do gás ou umidade, como no precipitador.

#### IV.3. REDUÇÃO EM FORNO ELÉTRICO A ARCO E FORNO INSTANTÂNEO

O material particulado é coletado na caldeira de recuperação de calor residual (optativa no forno elétrico a arco) e no precipitador eletrostático, em seguida é reciclado para o processo em um transportador devidamente enclausurado.

Pode também ser tratado separadamente para recuperar metais preciosos ou eliminar elementos prejudiciais ao catalisador da planta de ácido sulfúrico, tais como arsênio, antimônio e chumbo.

Os gases livres de material particulado são então, enviados para uma planta de ácido sulfúrico pois, se constituem principalmente de  $SO_2$ .

#### IV.4. CONVERSOR

O material particulado emitido pelo conversor é geralmente controlado pelo precipitador eletrostático. O valor da recuperação de pó é evidente se levarmos em conta que na poeira emitida temos 45% de cobre <sup>(1)</sup>.

Os gases, os quais tiveram os sólidos separados, podem ser processados em plantas de ácido sulfúrico tendo em vista o alto teor de  $SO_2$ .

Há quatro fatores principais que determinam a fabricação do ácido sulfúrico:

1. desenvolvimento populacional e agrícola do local;
2. necessidade de ácido nas operações metalúrgicas da indústria, tais como lixiviação e refinação;
3. necessidade do ácido pelas outras indústrias da área, as quais podem ser supridas economicamente;
4. suprimento geral e situação de demanda para o enxofre.

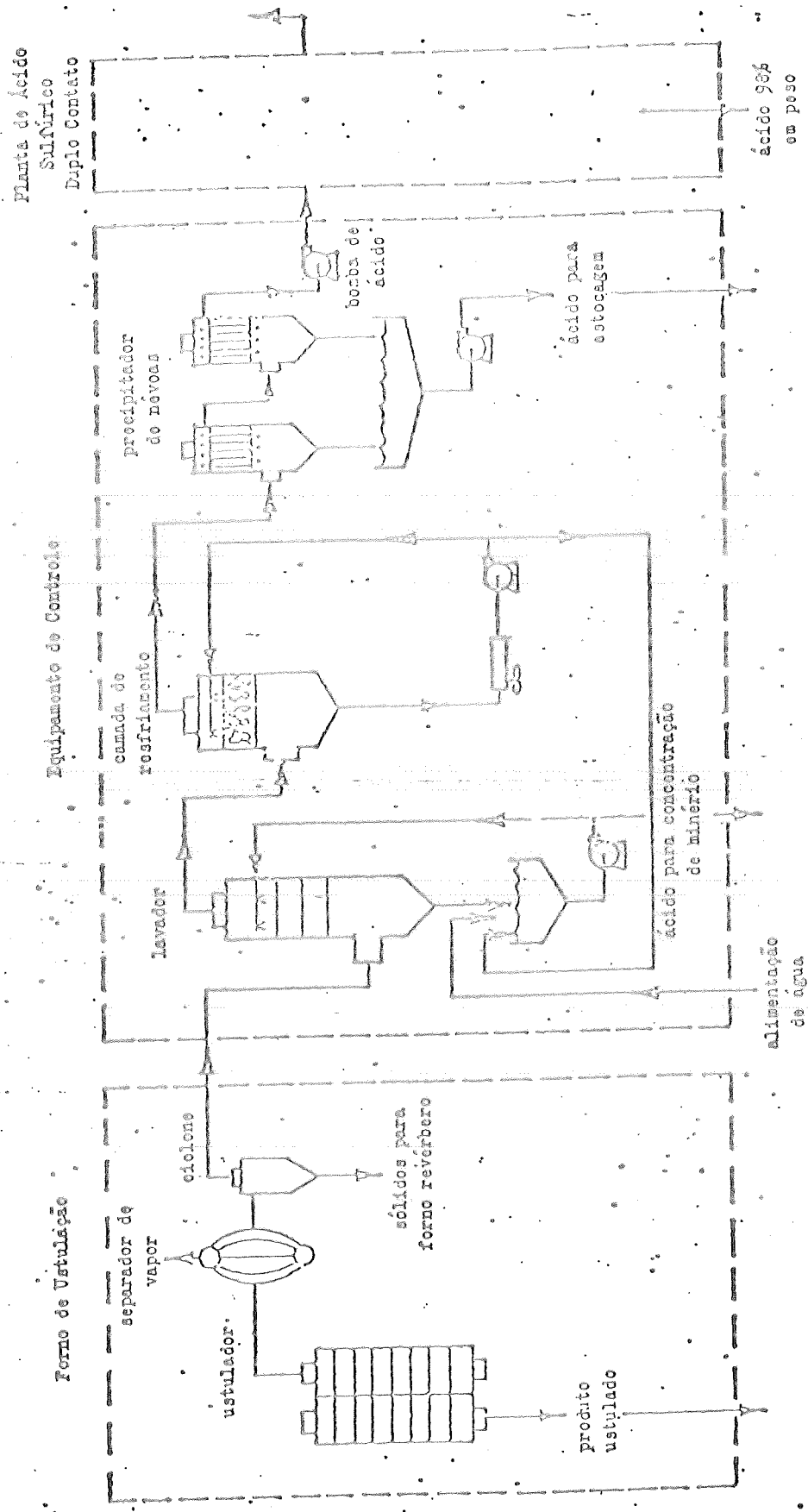


Figura IV.1. - Desenho esquemático do sistema de tratamento do gás de ustulação

ANEXO I - FORNOS INDUSTRIAIS

## 1. 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.

### 1.1. 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.

## 1.2. FORNOS ELÉTRICOS A ARCO

Nos fornos elétricos a arco direto, o arco voltaico se faz entre eletrodos e o material carregado, o qual deve ser necessariamente condutor de eletricidade. O calor é gerado tanto pela radiação do arco como pela resistência do banho. Usualmente empregam-se eletrodos de grafite ou de carbono amorfo, que penetram no forno através de aberturas na abóbada e podem ser movimentados verticalmente através de um sistema de regulagem.

O arco se forma entre os eletrodos e a carga. A sucata e o banho líquido são incluídos no trajeto da corrente elétrica. Em consequência, durante a fusão da carga sólida ocorrem fortes variações de corrente.

Desde o curto circuito entre os dois eletrodos através de um pedaço de sucata, até a extinção do arco, há uma constante oscilação, que se faz sentir em bruscas solicitações de carga na rede de distribuição de energia. Nos fornos elétricos a arco indireto isto não acontece, pois a distância entre as pontas dos eletrodos onde se faz o arco permanece praticamente constante. Nestes fornos o arco ocorre somente entre os eletrodos e a irradiação é o principal meio de transmissão de calor para o material. O arco indireto é relativamente estável, porém o consumo de energia é maior que nos fornos a arco direto, pois apenas uma parte da energia irradiada atinge a carga.

## 2. FORNOS REVÉRBEROS

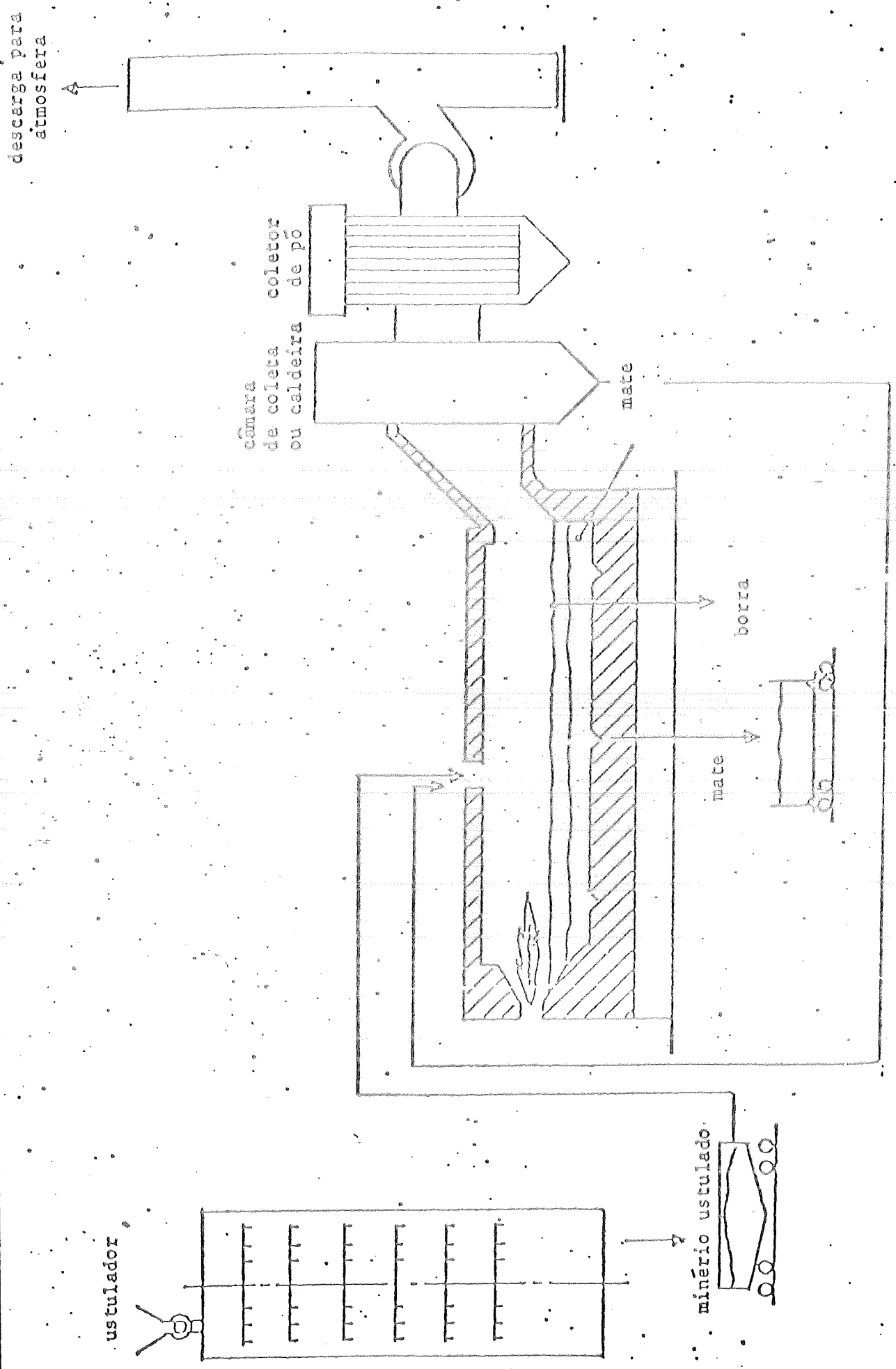
Um forno revérbero é um forno no qual a cha ma entra pelo fim e passa por cima tocando o teto em for ma de arco e então reverte para baixo sobre a carga. A fi gura a seguir mostra um esquema de um forno revérbero co mum.

Os fornos revérberos têm um tamanho de 27 a 40 metros de comprimento e de 5 a 9 metros de largura. Os fornos revérberos modernos possuem capacidade de carga de até 1.100 toneladas.

O concentrado úmido (quando não é realizada a ústulação), cobre coletado na câmara coletora do procés so e fluxo de cal não transportados a partir de silos por um sistema de correia transportadora a qual termina em uma correia transportadora dosadora reversível. As correias do sadoras estão localizadas sobre e dos lados do leito do for no e desloca-se em toda a extensão do mesmo. A alimentação do forno pode ser suplementada, quando necessário, por qual quer caçamba distribuidora sobre e ao longo de cada iaço do forno. Uma porta deslizante é colocada perto do fundo de cada caçamba para manter o forno fechado, a fim de evi tar a infiltração de ar.

O combustível, gás natural, é queimado em queimadores tipo jato-múltiplo. Os queimadores são equipa dos para utilizar óleo diesel como reserva do gás natural. O ar para combustão é aquecido a 370°C por uma instalação de geração em contracorrente de ar pré-aquecido a qual é completada com a queima direta do gás natural do forno. O controle do sistema de pré-aquecimento do ar é completamen te automático.

A operação do forno é regulada para reter um banho líquido em cerca de 1 metro acima dos buracos de purga do mate, sendo que o líquido é constituído por uma camada inferior de 50 cm de mate e outra superior de 50 cm de borra. A borra é removida do forno através de uma das duas baias de raspagem de borra localizada ao lado das pa redes, perto da saída dos gases. A borra é transportada por vagonetas de 6 metros cúbicos de capacidade movidas por.



FORNO REVERBERO

locomotiva até um fosso localizado a cerca de 300 metros do edifício da fundição. O mate é removido por qualquer dos buracos de purga localizados dois a dois em cada lado do forno e perto da ponte rolante. O mate é transportado por uma vagoneta para uma caneca coletora a qual alimenta o conversor. Imediatamente a área de purga do mate é fechada e todo o fumo é exaurido para fora do edifício. A operação de purga do mate difere da prática normal a qual é abrir o forno para o fluxo de mate com uma lança de oxigênio ou borra e então fechá-la com argila umidecida na ponta da barra; ao invés, uma máquina móvel é instalada a qual abre os buracos de purga com uma rosca giratória e os fecha por meio da lama de argila sob alta pressão usando um cilindro hidráulico.

Os gases exauridos do forno são tratados em duas caldeiras. As caldeiras são projetadas para requerem um mínimo de limpeza de tubo por primeiramente reduzir substancialmente a temperatura dos gases em uma "parede de água", qual seja, uma câmara antes que o contato seja feito com os tubos da caldeira. Toda a limpeza é realizada com sopros automáticos a alta pressão de vapor a 300psig (ramagem).

### 3. FORNO CÚBILO

A maioria das fundições que empregam a ustulação usam o forno cubilô.

São essencialmente cilindros verticais revestidos de tijolos refratários constituídos de oito ou doze camadas. Um fosso central direciona a carga sobre as camadas através do ustulador. O concentrado é alimentado sobre a camada superior e vagarosamente desliza para o centro onde é descarregada para a camada seguinte. O ângulo de inclinação para a camada seguinte é tal que o concentrado move-se para fora e então cai na próxima camada e, assim, consecutivamente através de todas as camadas até o fundo. O calcinado quente é descarregado em um carrinho ou transportador colocado abaixo da camada do fundo.

A temperatura de ustulação varia de 204°C na camada do topo a 760°C no nível inferior. Exceto na ustulação autógena, o calor externo é fornecido através de queimadores a óleo ou a gás colocados na camada inferior. As capacidades em geral variam de 55 a 110 toneladas por dia dependendo do tipo de equipamento e operação empregados.

#### 4. FORNOS CADINHO

Os fornos cadinho tem a forma de um depôsi 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 carbonato 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.

##### 4.1. 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.

##### 4.2. 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.

##### 4.3. 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.

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

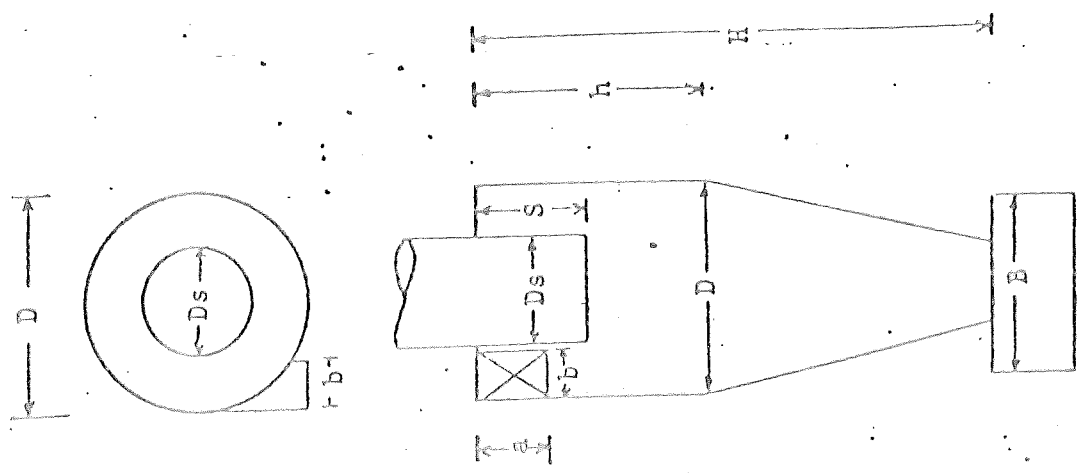


TABELA 1 - Configurações padronizadas de ciclones como uma função do diâmetro do corpo cilíndrico, segundo os autores.

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

$\mu$  = 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)

$\rho_p$  = Densidade da partícula (g/cm<sup>3</sup>)

$\rho_g$  = Densidade do gás (g/cm<sup>3</sup>)

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

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

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

$\eta_i$  é a eficiência de coleta para  $d_{pi}$

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

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

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

onde:  $D_{PC}$  em  $\mu m$

$\mu$  em cp

$b(D)$  em m

$\rho_p$  em  $g/cm^3$

$V$  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 devido 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:  $\Delta p = \frac{2,7 \times 10^{-3} \times Q^2}{Kd_d^2 \cdot 1 h \sqrt{L/d} \sqrt{L'/d}}$

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 ( $^{\circ}\text{R}$ )

$\rho_g$  = 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:  $\Delta p$  = 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:

$$CO = \frac{V T P_V}{36796 \eta_V} C_K$$

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)

$\eta_V$  = eficiência do ventilador. Geralmente  $\eta_V$  varia de 0,5 a 0,7

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

$CO$  = custo de operação em Cr\$.

CETESB - CIA. DE TECNOLOGIA E SANEAMENTO AMBIENTAL  
BIBLIOTECA

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. : Coletores 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

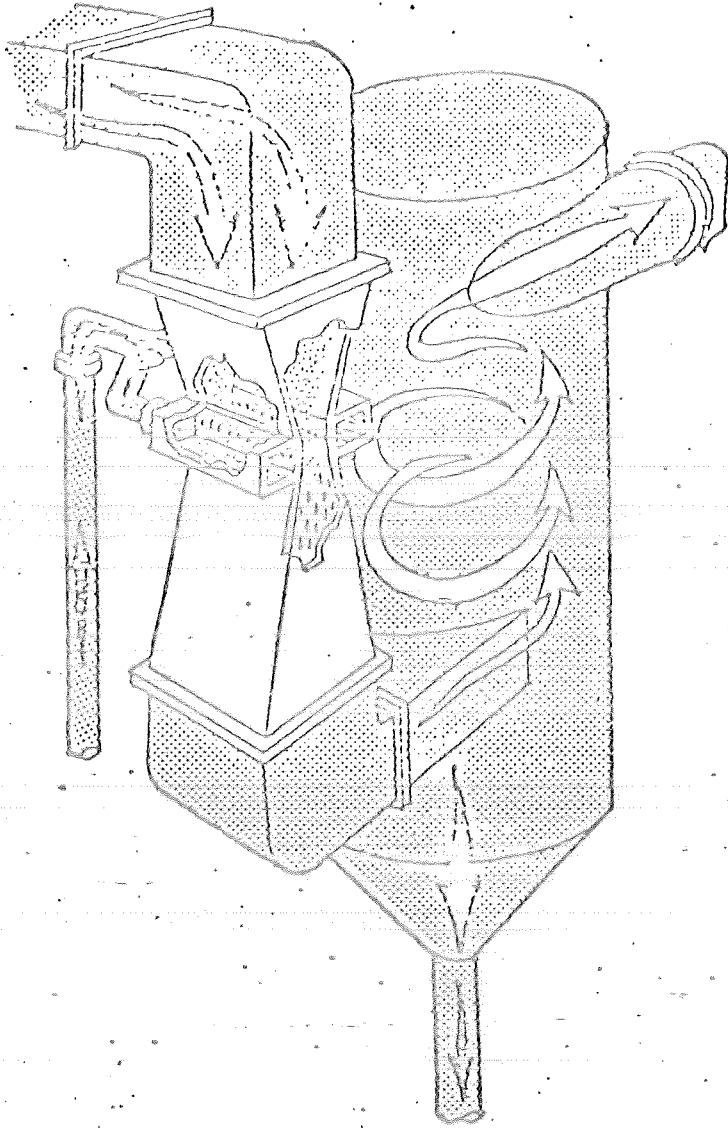
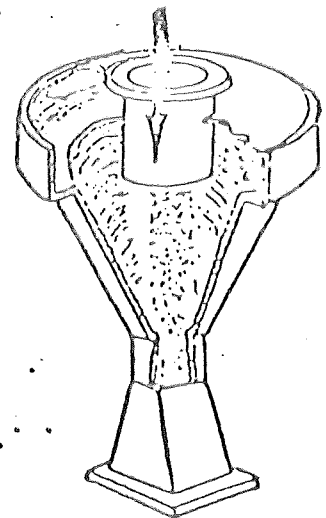
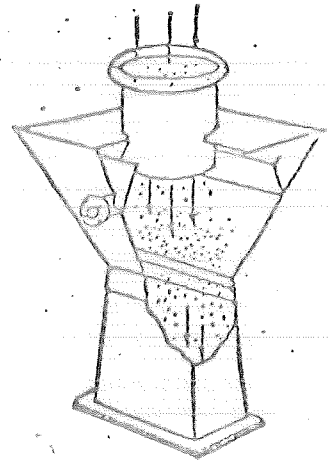


Fig 2 Lavador venturi com eliminador de gotas.

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



CETESB - CIA. DE TECNOLOGIA E SANEAMENTO AMBIENTAL  
BIBLIOTECA

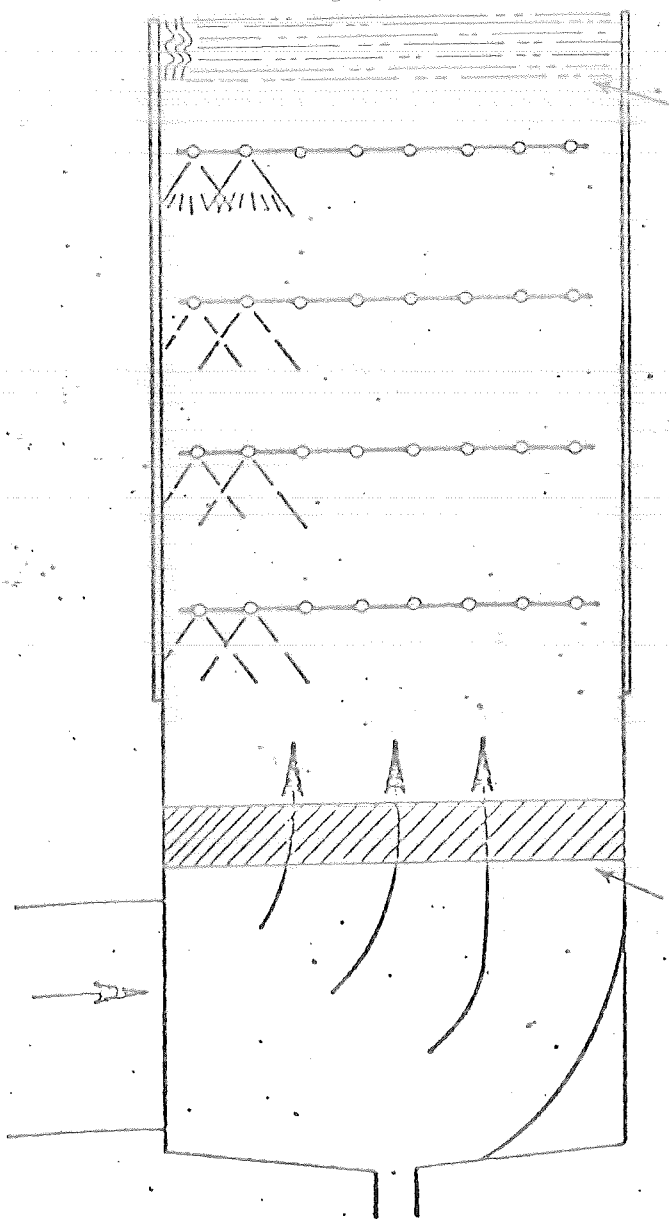
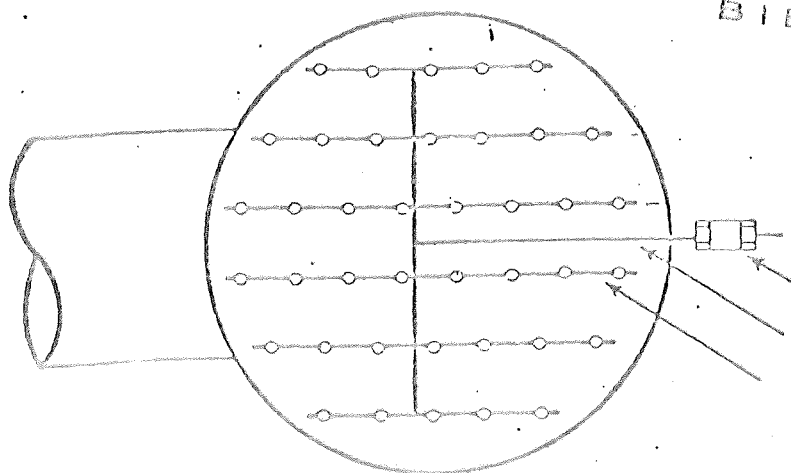


Fig. 3 Torre de Spray

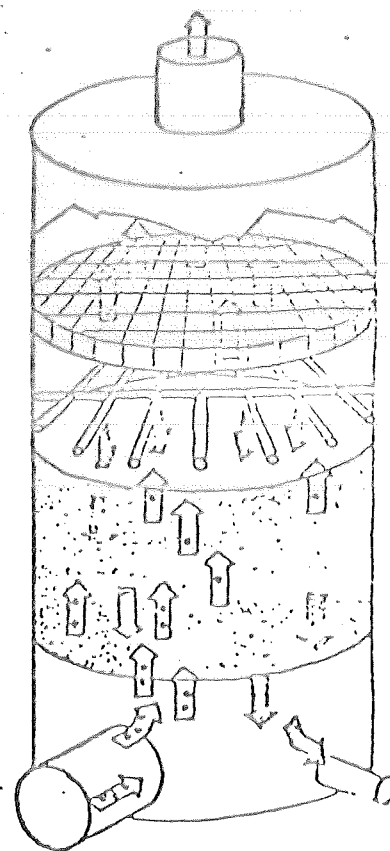


Fig 4 , Torre de Recheio

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

As câmaras de borrifio 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/in<sup>2</sup> 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 aspensão 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. Nele, 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  $\eta$ , 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 $\eta$ (%)
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:

$$N_t = \alpha \cdot P_T^\beta \quad \text{onde } \alpha \text{ e } \beta \text{ são parâmetros ca}$$

racterísticos da poeira coletada.

Alguns valores para  $\alpha$  e  $\beta$  estão descritos na tabela 3.

A potência de contato, em Kw/(1000m<sup>3</sup>/h) varia, como valores usuais, desde 0,15 até 4,0.

TABELA 3 - Parâmetros de Correlação Para Eficiência de Lavadores.

Aerosol	Lavador	Parâmetro	
		$\alpha$	$\beta$
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
	Venturi	1,35	0,621
Poeiras de Cubilô	Venturi	1,26	0,569
Fumos de Aço em S.M.	Venturi		

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

Por exemplo, um lavador venturi, instalado para controle dos fumos provenientes de um forno S.M., funcionando a 2 Kw e usando uma potência de contato da ordem de  $2 \text{ Kw} / (1000 \text{ m}^3/\text{h})$ , 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 úmido 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:

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

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 circulação.

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

$\eta$  = 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<sup>(1)</sup> 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
Cálcário	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<sup>(1)</sup>.

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, depende 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 filtragem

O cálculo de  $\Delta p_d$  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 filtragem

$V_f$  - velocidade de filtragem

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	Bom para a maioria dos ácidos minerais. Dissolve-se parcialmente em ácido sulfúrico concentrado	Bom em bases fracas; razoável em bases fortes	Muito boa
Orlon	Amolece a 482 °F	260 °F	Bom a excelente em ácidos minerais	Razoável a boa em bases fracas	Boa
Creslan	Amolece a 475 °F	250 °F	Bom em ácidos minerais	Bom em bases fracas	Bom a muito-bom
Dynel	Amolece a 325 °F	160 °F	Pequeno efeito mesmo a altas concentrações	Pequeno 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	Bom a excelente	Bom	Bom a muito boa

Fonte.: Charles W. Grubor - Ref. 2

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

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

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

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

$\eta_V$  = 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.

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., et 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

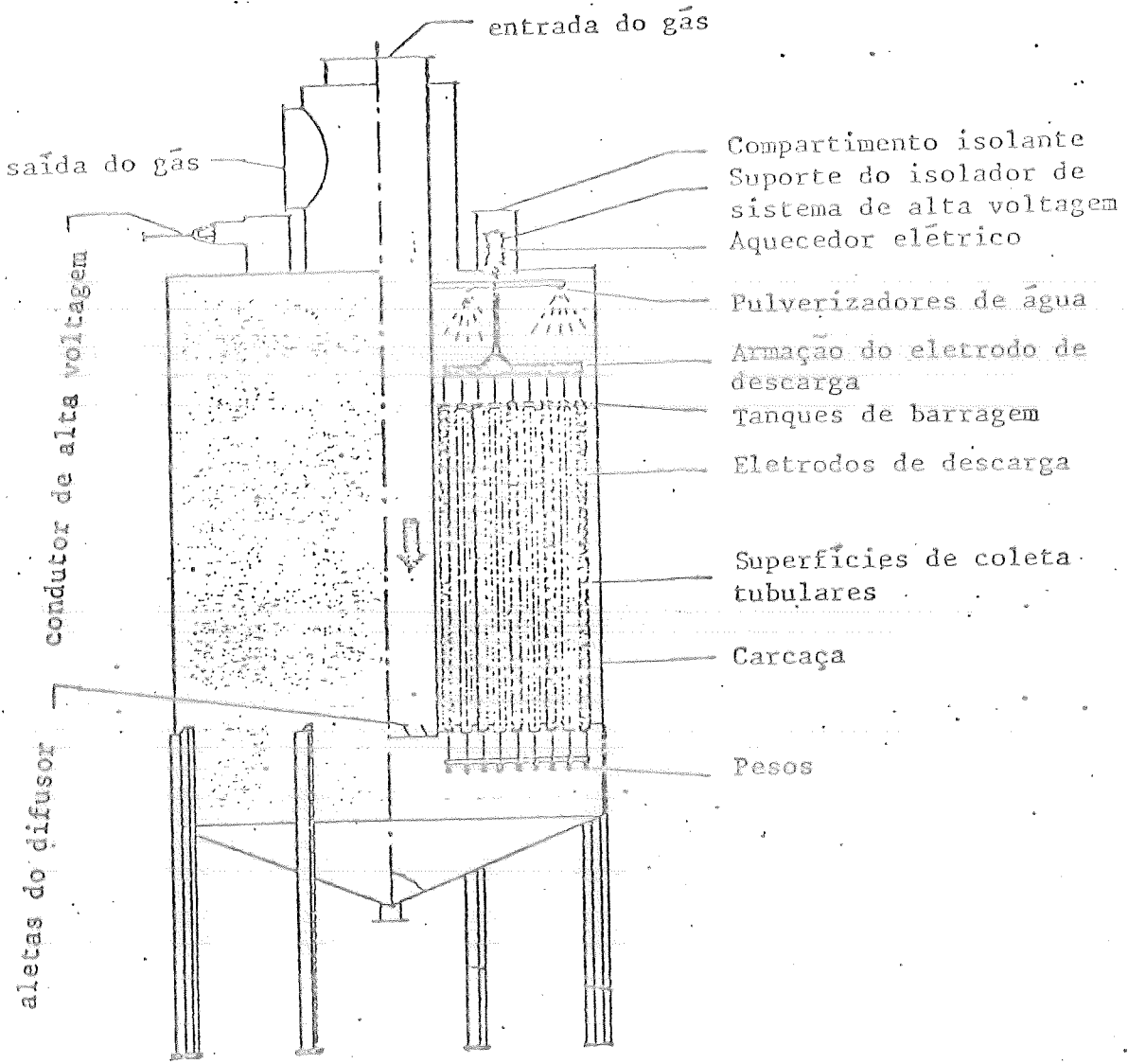
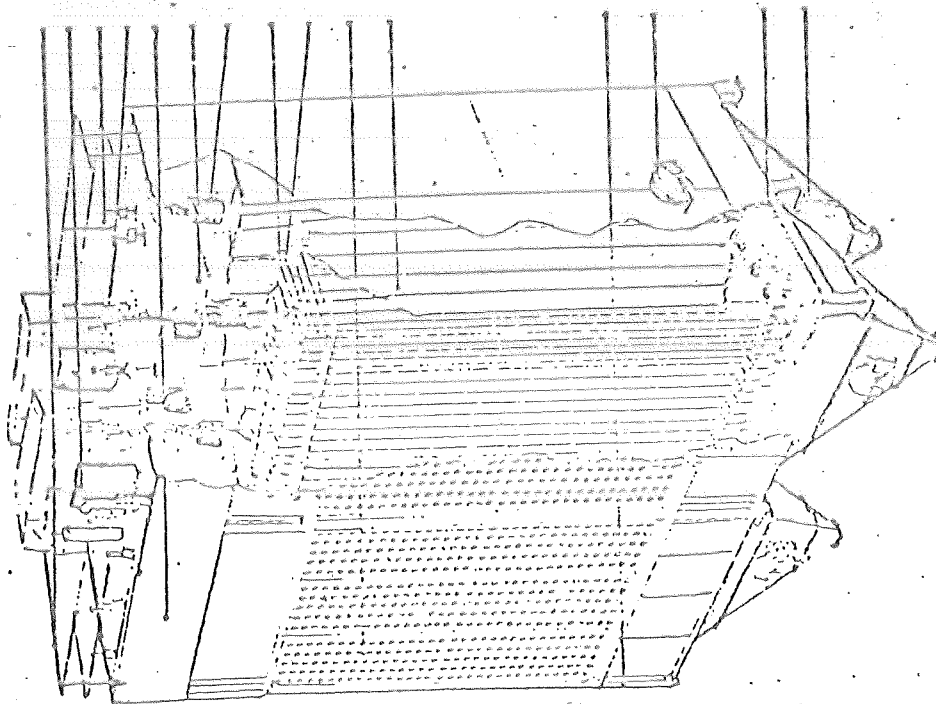


FIGURA 5 - Precipitador Eletrostático de Eletrodos Tubulares



Grade de Proteção  
 Transformador/retificador de alta voltagem  
 Batedor - eletrodo de alta voltagem  
 batedor - superficie 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 tensionador

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

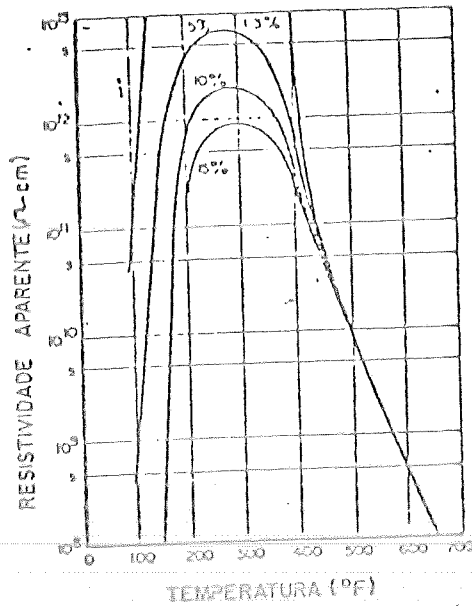


FIGURA 7 A curva representa a resistividade superficial de fumos de chumbo provenientes de uma sinterização

Uma vez que o pó ou fumo foi precipitado no eletrodo ou placa de coleta, deve ser removido a uma tremo nha ou depósito de estocagem para manter a boa eficiência de coleta do precipitador.

Os métodos de remoção usados industrialmen te são: (1) um filme de água contínuo percorrendo a superf ície do eletrodo descendentemente e arrastando o pó preci pitado; (2) raspagem do eletrodo e (3) sopro de ar a alta velocidade.

O método do filme de água é normalmente apli cado a precipitadores com eletrodos de coleta tubulares de vido 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) eli mina-se a reentrada das partículas e (3) evita-se o proble ma causado por partículas de alta resistividade porque a água é um bom condutor de eletricidade.

A raspagem dos eletrodos é o método de lim peza mais comum. Nesse método, grupos de placas de coleta são fixas por meio de uma barra de raspagem. O final da bar ra 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:

$$\eta = 100 (1 - e^{-\frac{As \cdot Wp}{Q}})$$

onde:  $\eta$  = eficiência do precipitador (%)

$As$  = área superficial total de coleta ( $m^2$ )

$Wp$  = parâmetro de precipitação (m/s)

$Q$  = vazão do fluxo gasoso ( $m^3/s$ )

A equação mostra que para uma dada eficiência de coleta,  $\eta$ , 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  $Wp$  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 corona	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. APLICACÕES

Os precipitadores eletrostáticos são normalmente usados quando a maioria das partículas a serem coletadas têm diâmetro médio menor que  $20\mu$ . São comumente aplicados nas usinas termoelétricas, 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 m<sup>3</sup>/h

P = consumo energético em  $\frac{Kw}{m^3/h}$

T = tempo total de operação em h

(T<sub>max.</sub> = 8760 hs = 1 ano)

C<sub>K</sub> = 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)

CETESB - CIA. DE TECNOLOGIA E SANEAMENTO AMBIENTAL  
BIBLIOTECA

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 recursos a serem empregados no controle da poluição, utilizando-os da maneira a mais racional.

A estimativa dos investimentos deve partir da definição dos níveis de redução de poluentes desejada, 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 muitos 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 econômicos.

Uma análise técnica é necessária em cada caso, baseando-se nas fases do processo de produção, tipos de carga, potência elétrica aplicada, duração e intensidade 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 processos industriais, disponíveis no mercado são: precipitadores eletrostáticos, lavadores, filtros de tecido e ciclonas.

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 vantagens 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,

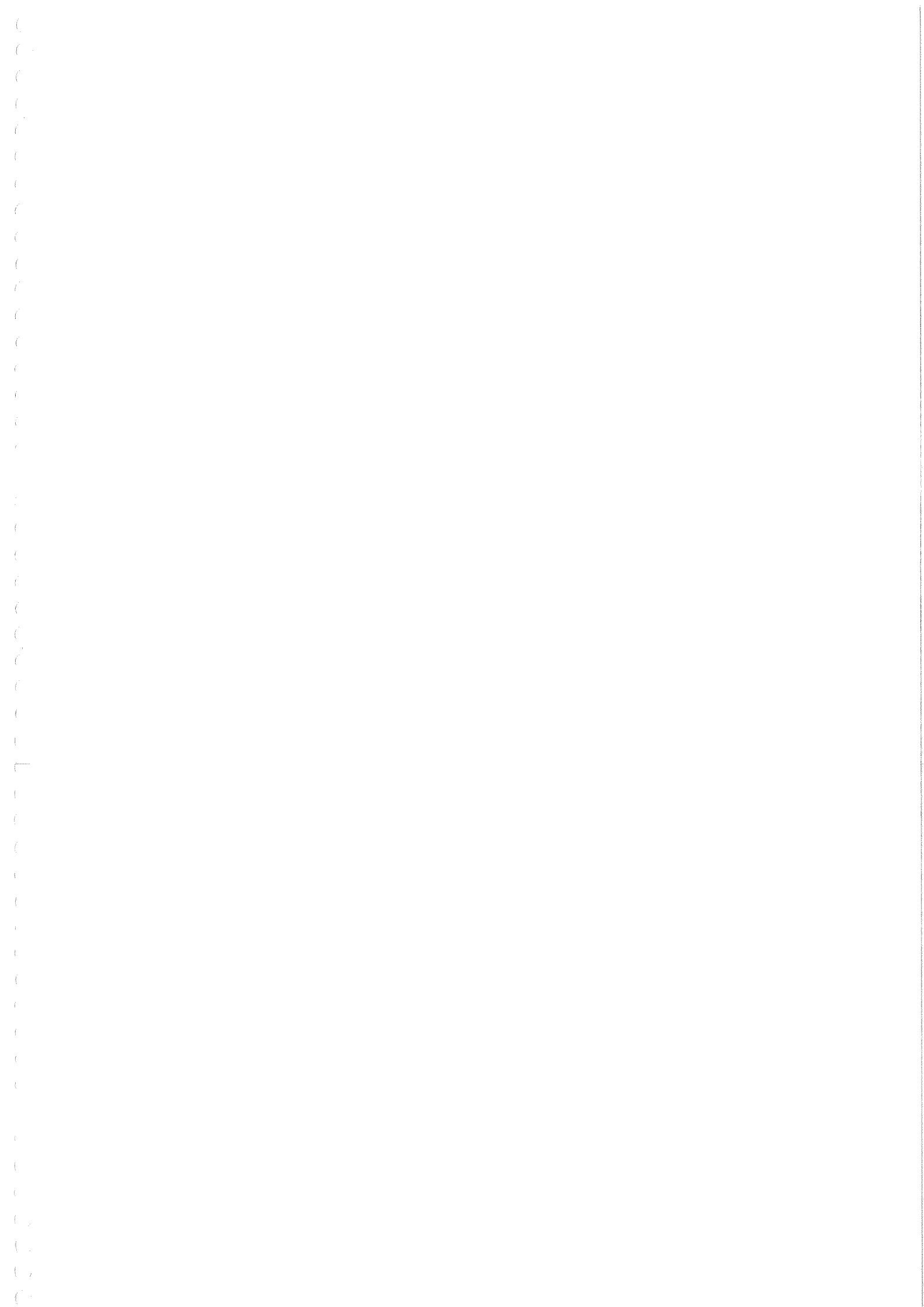
são utilizados como pré-coletores. O material coletado é constituído de partículas grandes que podem ser reaproveitadas diretamente no processo. Tem baixo custo operacional. A desvantagem dos ciclones é sua baixa eficiência de controle para partículas pequenas, as quais devem ser coletadas num segundo 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 (consideram-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.







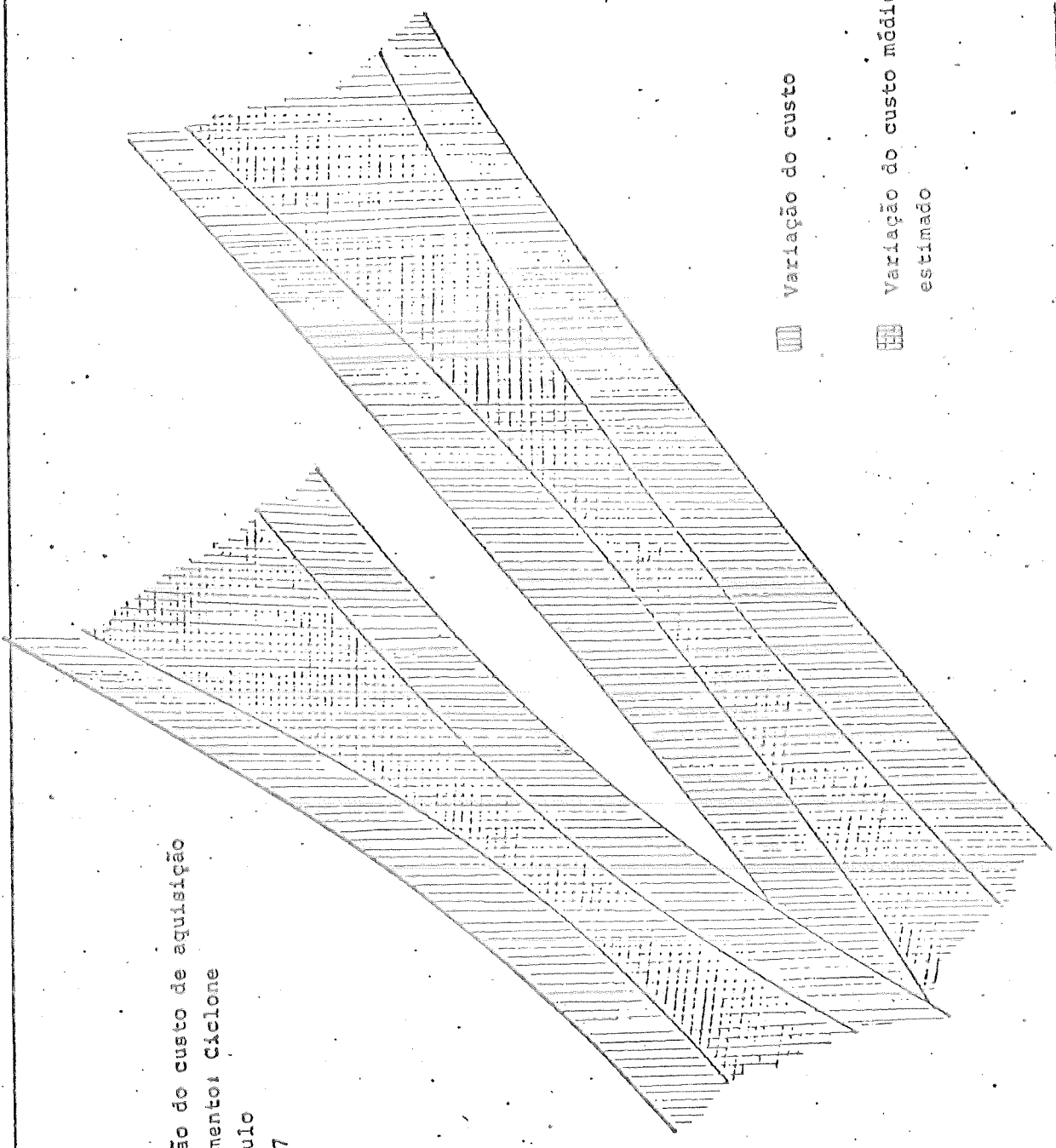
Os valores apresentados nos gráficos a seguir, foram determinados para o custo de aquisição, sendo este uma função da vazão projetada dos equipamentos.

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.

1000  
500  
100  
50  
10

Variação do custo de aquisição  
Equipamento: Ciclone  
São Paulo  
maio/77

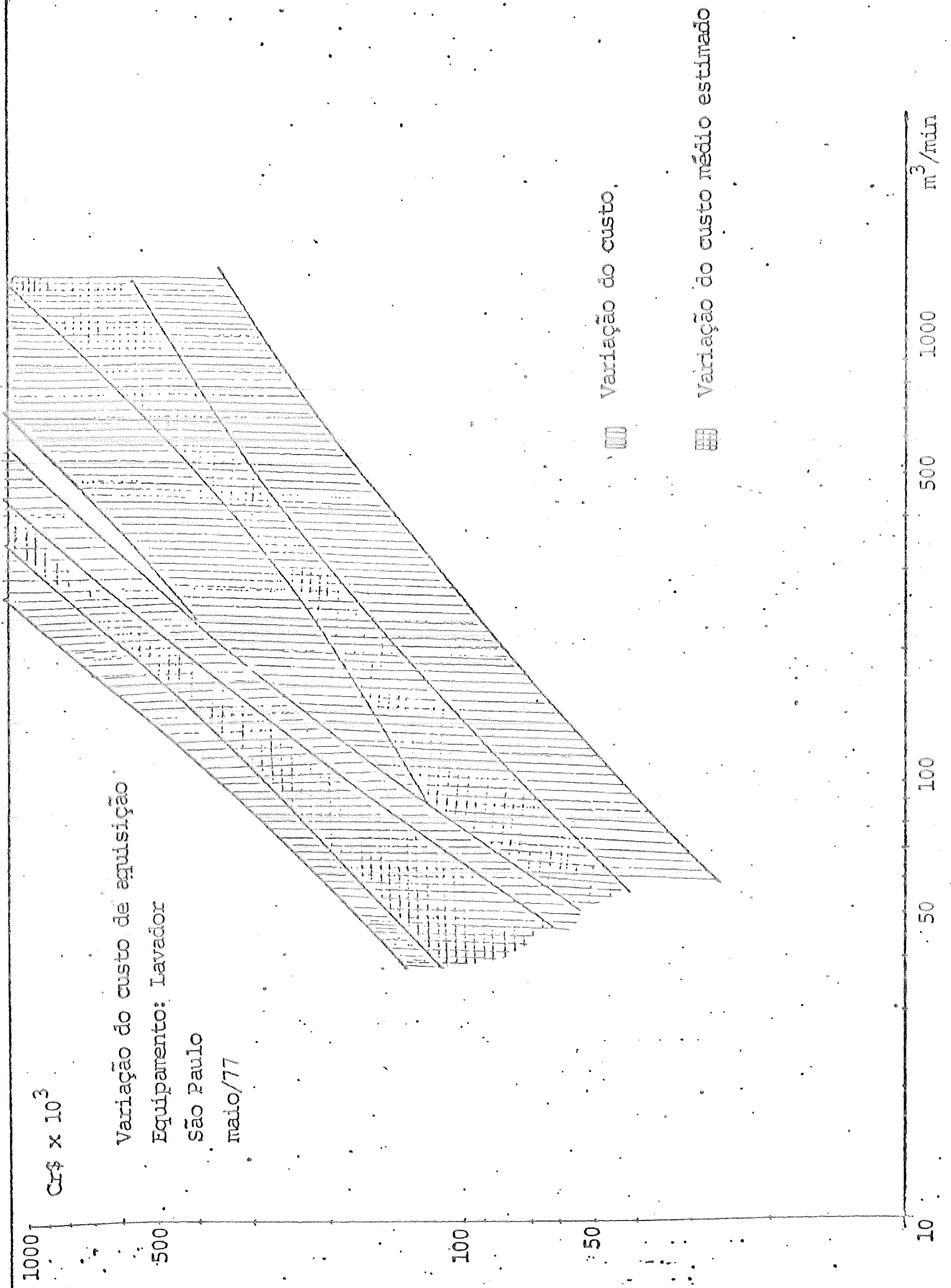


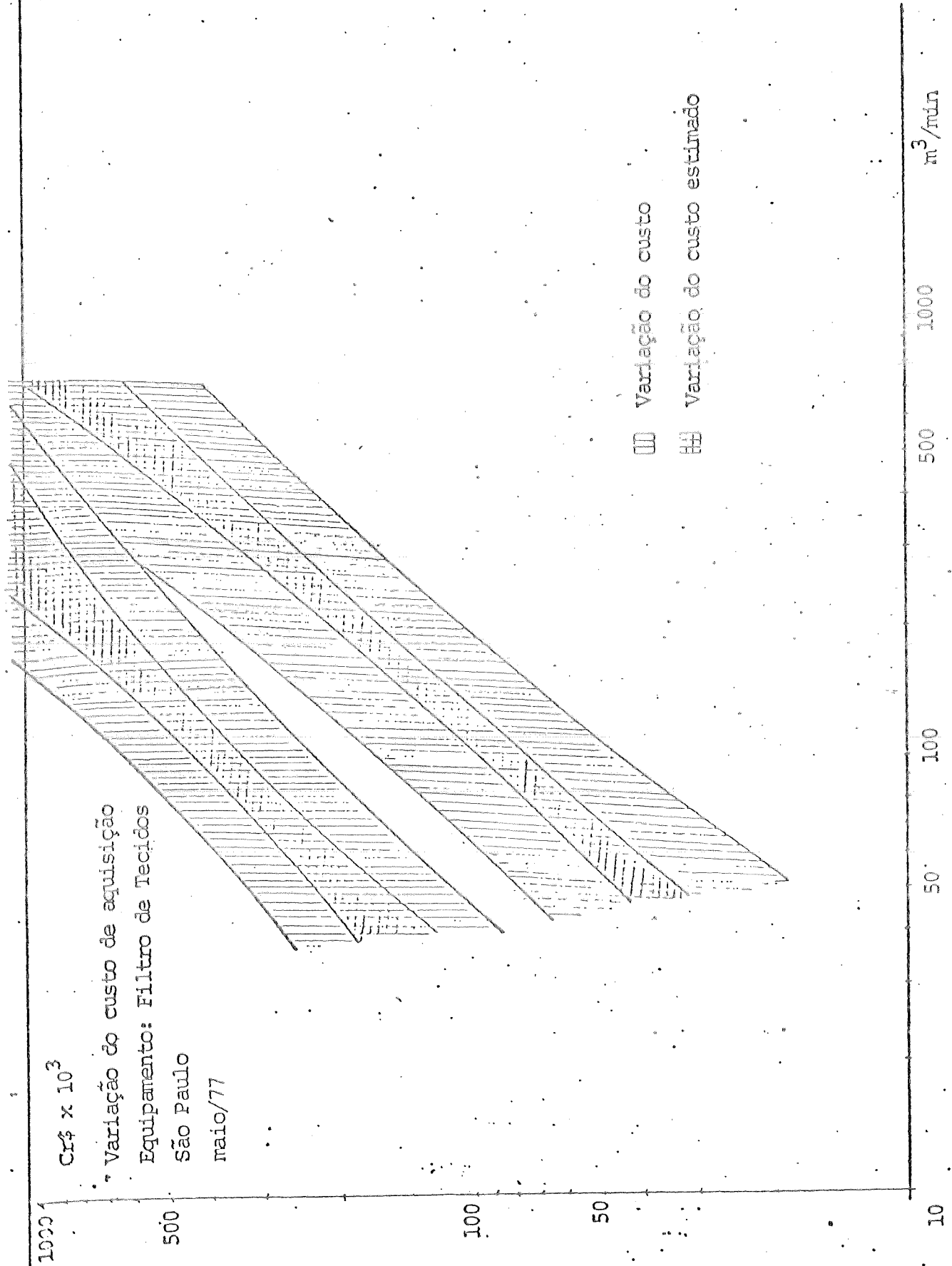
Variação do custo

Variação do custo médio estimado

m<sup>3</sup>/min

(T=21°C, P=1 atm)





(T=21.9°C, P=1 atm)

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:

$$C = T \frac{i \cdot (1+i)^n}{(1+i)^n - 1} + O + M$$

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 eletrostatísticos 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.

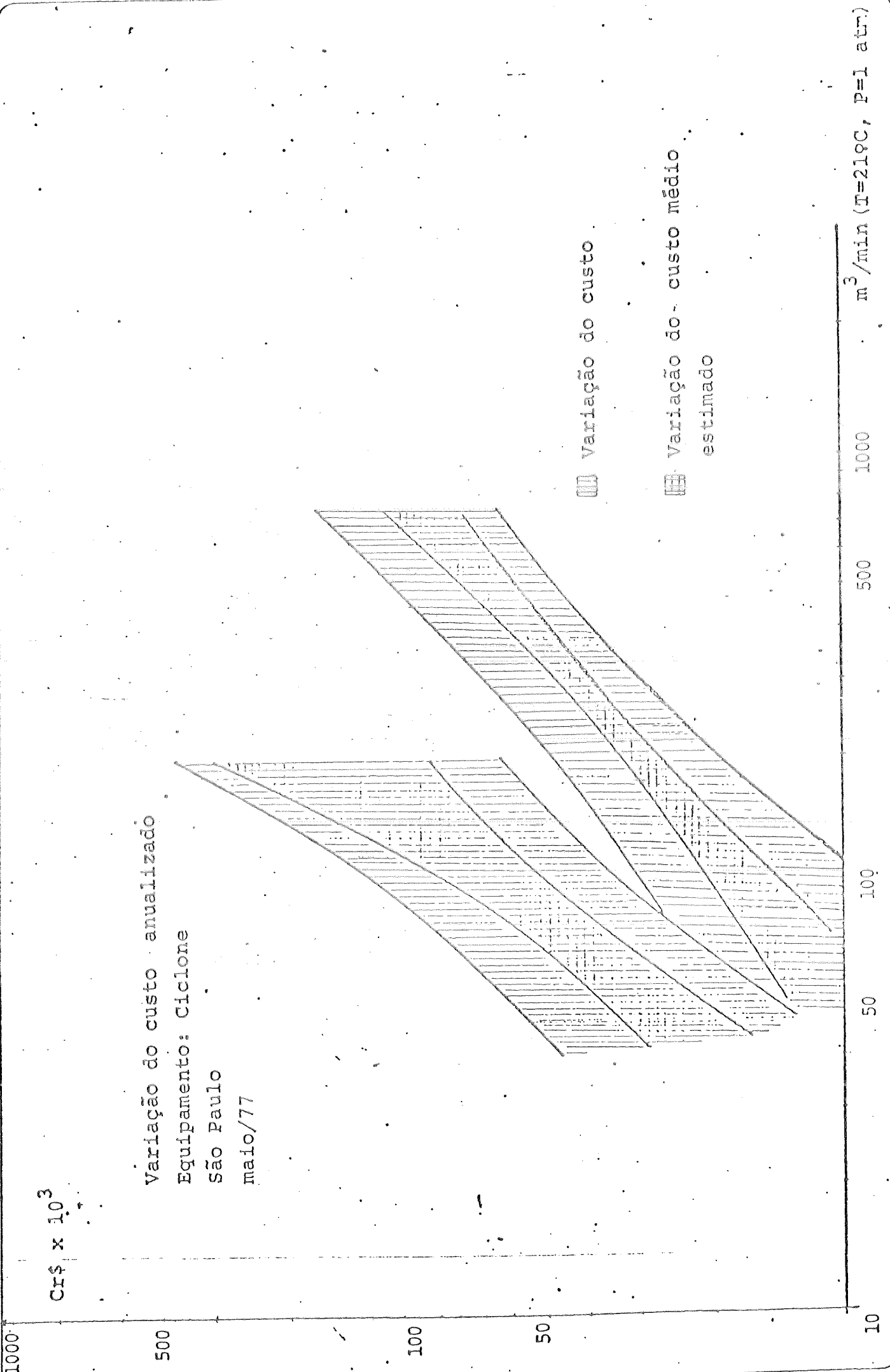
O custo de manutenção para o filtro de tecido é composto de despesas relativas à reposição de mangas danificadas, serviços nos ventiladores, mecanismo de agitação e esvaziamento dos depósitos.

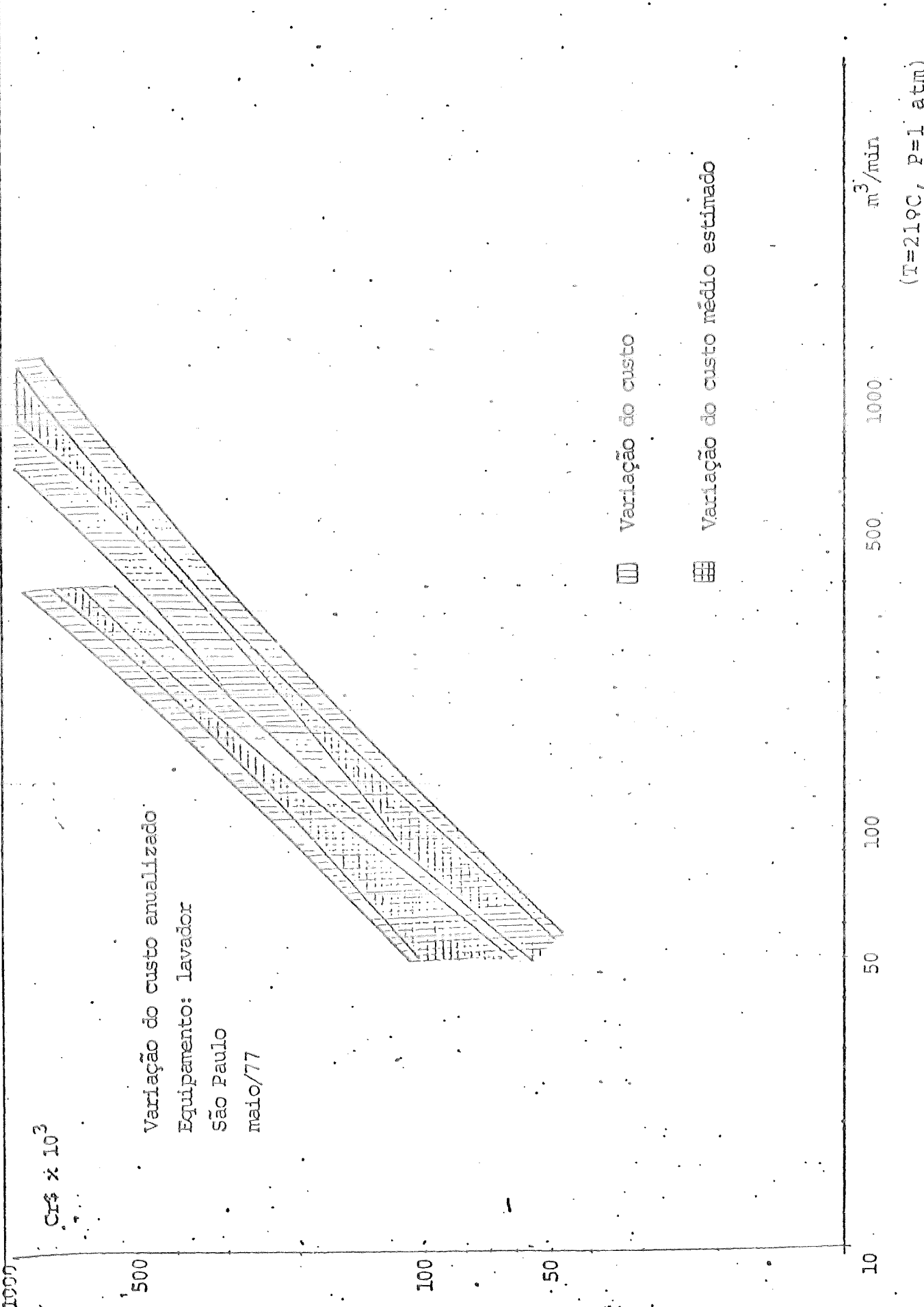
Para os lavadores o custo é relativo aos serviços no motor, ventilador e bombas, reposição de bicos ejetores, filtros e limpeza nas tubulações.

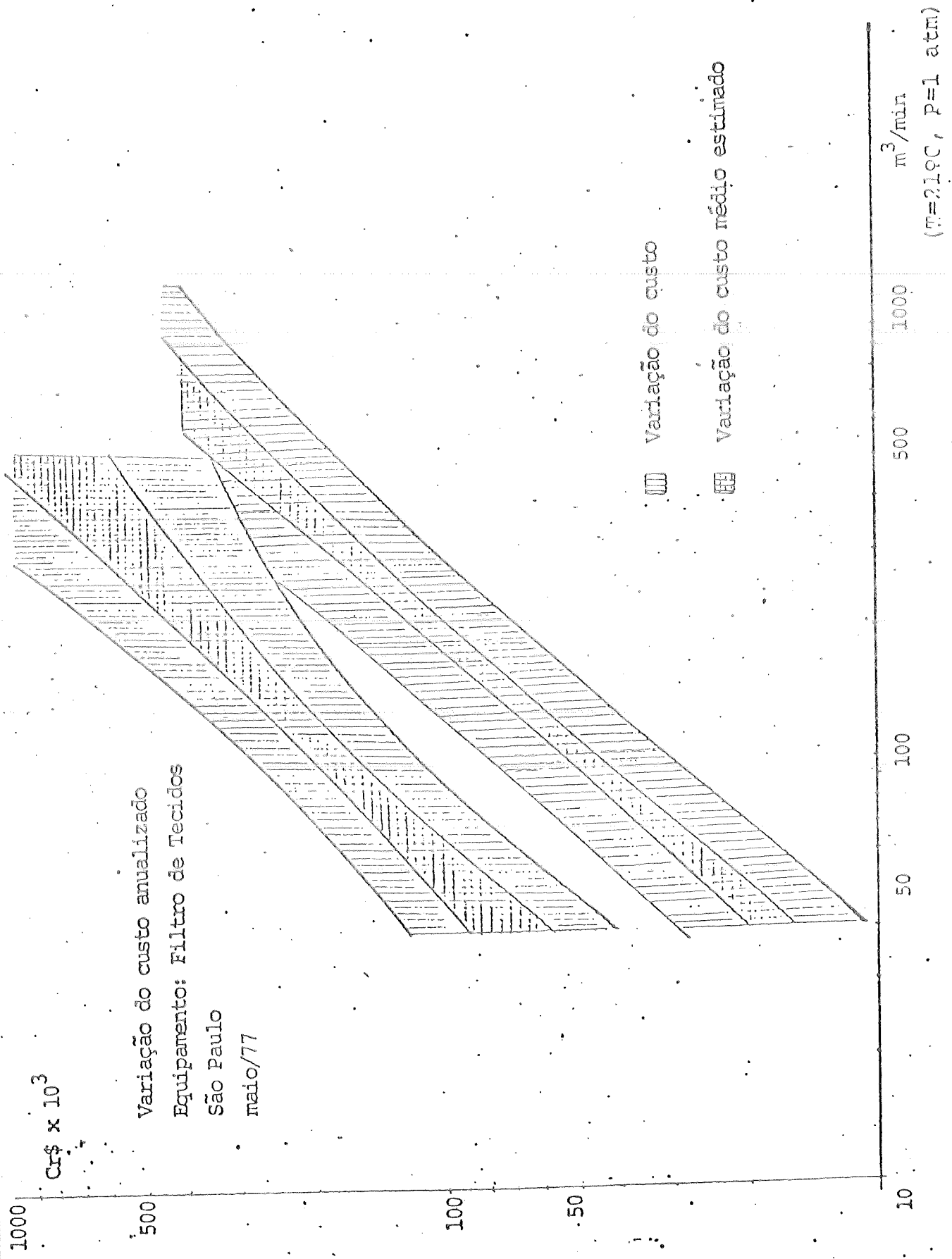
Os precipitadores tem o seu custo baseado nas trocas de eletrodos de descarga e de outros componentes eletrônicos, serviços de lavagem das placas, serviços no ventilador, e reparos no sistema de limpeza.

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.







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

CETESB - CIA DE TECNOLOGIA E SANEAMENTO AMBIENTAL  
BIBLIOTECA

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.

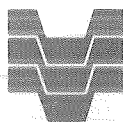
Atualmente, existe o estudo conjunto entre CETESB, BADESP e Banco Mundial, de uma nova linha de crédito para controle da poluição, a qual deverá propiciar condições de financiamento mais vantajosas, com menores encargos.

CENTRO DE TECNOLOGIA E SANEAMENTO AMBIENTAL  
BIBLIOTECAREFERÊNCIAS E BIBLIOGRAFIA

01. Encyclopedia of Chemical Technology Second Ed.  
Edited by H.F. Mark; U.U. McKetta Jr. and D.F.Othmer  
N. York Interscience, c 1967.
02. SAARINEN, Risto Outokumpu Oy, Finland The Feasibility  
of Flash Smelting When Preheated Air and/or Oxygen is  
Used Copper Symposium 8th - 10th February, 1978  
Bulgaria.
03. STERN, Arthur C. Air Pollution 3th New York, Academic  
Press, 1976 V. 4.
04. DANIELSON, John A. Air Pollution Engineering Manual  
2nd N.C., E.P.A., May 1973.
05. VANDEGRIFT, A.E. et al. Particulate Pollutant System  
Study. N.C., E.P.A., May 1971.
06. U.S. Environmental Protection Agency. Compilation of  
Air Pollutant Emission Factors. 2nd. N.C., January  
1975.
07. U.S. Environmental Protection Agency. Field Operations  
and Enforcement Manual for Air Pollution Control.  
N.C., E.P.A., August 1972 V.3.
08. ENGINEERING Science, Incorporated. Exhaust Gases From  
Combustion and Industrial Processes. NITS, Washington,  
D.C. October 1971.
09. ARAUJO, Luiz A. Siderurgia São Paulo, Edit. FTD.
10. ANDRADE, Adelino C.; COSTA, Luiz C. e ESCANHOLA, J.C.  
Custos de Controle São Paulo, CETESB, projeto 22/76  
- 1976.

11. ESCANHOLA, J.C.; ANDRADE, Adelino C. e FORNAZARO, A.  
Prazos de Projeto, Fabricação e Instalação de ECP  
São Paulo, CETESB, 1977.
12. Associação Brasileira de Alumínio - Anuário Estatístico  
1975/1976.
13. Associação Brasileira do Cobre - Informativo ABC nº 5  
São Paulo - Novembro 1977.
14. CONSIDER. Atualização dos Estudos do Mercado Brasileiro  
de Metais Não-Ferrosos. São Paulo, 1977.
15. MINERAÇÃO TABOCA e Outros, A Política do Estanho e o  
Desenvolvimento Nacional. Sigesp, São Paulo, 1977.
16. TECNOMETAL - Estudos e Projetos Industriais S/A  
Estudo Sobre o Setor de Fundição, Relatório nº 1,  
Mercado Nacional, Rio de Janeiro Novembro 1975.

Data Acquis.:	10/7/91
Indic.:	
Temp. A:	
Temp. B:	
Data Tomba:	10/7/91



**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