

**FÁBIO VIEIRA KAPITANOVAS**

**CONFIGURAÇÃO E OTIMIZAÇÃO  
DO CICLO TERMODINÂMICO DE UMA  
USINA TERMELÉTRICA A CARVÃO MINERAL**

**Trabalho de formatura apresentado à  
Escola Politécnica da Universidade  
de São Paulo para obtenção do título  
de Graduação em Engenharia**

**Orientador:  
Prof. Dr. Silvio de Oliveira Jr.**

**Área de Concentração:  
Engenharia Mecânica  
Energia e Fluidos**



**São Paulo  
1999**

## AGRADECIMENTOS

---

Aos Engenheiros Fábio de Castro Vincent e José Hélio Figueiredo Pinto, da FIGENER S.A. Engenheiros Associados, que tornaram possível a elaboração deste trabalho.

Ao meu orientador Prof. Dr. Silvio de Oliveira Jr.

A todos que colaboraram, direta ou indiretamente, para a execução deste trabalho.

## SUMÁRIO

<b>RESUMO .....</b>	<b>1</b>
<b>ABSTRACT .....</b>	<b>2</b>
<b>1. INTRODUÇÃO .....</b>	<b>1</b>
1.1. HISTÓRICO.....	1
<b>2. CONSIDERAÇÕES INICIAIS.....</b>	<b>2</b>
2.1. CONCEITOS TERMODINÂMICOS ENVOLVIDOS .....	2
2.1.1. <i>Ciclos Termodinâmicos</i> .....	2
<b>3. ESTUDO DE VIABILIDADE .....</b>	<b>8</b>
3.1. ANÁLISE ECONÔMICA .....	8
3.1.1. <i>Investimentos</i> .....	9
3.1.2. <i>Cálculo da receita operacional</i> .....	10
3.1.3. <i>Cálculo das despesas operacionais</i> .....	10
<b>4. CONFIGURAÇÃO DO CICLO TERMODINÂMICO .....</b>	<b>13</b>
<b>5. OTIMIZAÇÃO DO CICLO TERMODINÂMICO .....</b>	<b>16</b>
5.1. VALORES UTILIZADOS PARA CÁLCULO DE PROPRIEDADES E RENDIMENTOS .....	16
5.2. EQUACIONAMENTO .....	17
<b>6. TRATAMENTO DOS GASES .....</b>	<b>23</b>
6.1. INTRODUÇÃO .....	23
6.2. VALORES UTILIZADOS NO PROJETO DO SISTEMA DE TRATAMENTO DE GASES .....	24
6.3. MATERIAL PARTICULADO.....	24
6.3.1. <i>Ciclones</i> .....	25
6.3.2. <i>Precipitador Eletrostático</i> .....	28
6.3.3. <i>Filtro de Mangas</i> .....	28
6.4. SISTEMAS DE DESSULFURIZAÇÃO.....	29
6.4.1. <i>Processos Úmidos</i> .....	30
6.4.2. <i>Processo Semi-seco</i> .....	36
6.4.3. <i>Processos Secos</i> .....	37
6.4.4. <i>Outros processos de dessulfurização</i> .....	40
6.5. MONÓXIDO DE CARBONO .....	41
6.6. ÓXIDOS DE NITROGÊNIO.....	41
6.7. COMPARAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS DESCRITOS.....	42
<b>7. CONSIDERAÇÕES FINAIS.....</b>	<b>45</b>
<b>8. BIBLIOGRAFIA .....</b>	<b>47</b>

## Resumo

Este trabalho tem como objetivo a escolha da configuração e a otimização do ciclo termodinâmico de uma usina termelétrica utilizando carvão mineral como combustível, assim como o desenvolvimento de uma planilha de cálculo para comparação entre diferentes alternativas de configurações.

Na primeira parte do trabalho é feita uma breve descrição da Usina Termelétrica de Figueiras, localizada no norte do Estado do Paraná, cujo projeto de repotenciação motivou a escolha do tema do trabalho. Em seguida são feitas considerações a respeito de ciclos termodinâmicos, com um resumo dos principais conceitos termodinâmicos envolvidos no projeto de uma usina termelétrica. O estudo da viabilidade econômica da usina é apresentado no terceiro capítulo, com a explicação dos critérios adotados e dos valores utilizados, assim como um resumo dos principais resultados obtidos na análise técnico econômica. O quarto capítulo consiste da escolha da configuração do ciclo termodinâmico, com considerações a respeito dos principais equipamentos e das hipóteses adotadas para o cálculo dos balanços mássico e térmico da usina. O equacionamento utilizado na modelagem do ciclo termodinâmico e os valores de rendimentos e principais parâmetros do ciclo são apresentados no capítulo seguinte, com um resumo dos resultados obtidos para a configuração ótima encontrada. O sexto capítulo trata de um dos principais aspectos ambientais de uma usina termelétrica a carvão, que é a emissão de poluentes. São descritos os principais sistemas de tratamento de gases existentes, e escolhida uma configuração adequada para a Usina Termelétrica estudada, adequando os níveis de emissões aos exigidos pela legislação. No último capítulo são feitas algumas considerações sobre o projeto, com as principais conclusões do trabalho.

### Abstract

This work's objective is to choose a configuration and to optimize the thermodynamic cycle of a thermal power plant that uses mineral coal as fuel, as well as to develop a calculation sheet to compare different alternatives of configurations.

At the first chapter the Thermal Power Plant of Figueiras, located at the state of Paraná, Brazil, whose expansion project motivated the choice for the theme of this work, is briefly described. Considerations with respect to thermodynamic cycles are made afterwards, with an abridgment of the main thermodynamic concepts involved in the design of a thermal power plant. The plant's economical feasibility study is presented at the following chapter, with the explanation of the criteria adopted and the values that were used, as well as the main results obtained from the technical economical analysis. The fourth chapter consists of the thermal cycle configuration choice, with considerations with respect to the main equipment and to the hypothesis adopted in the calculations of the plant's mass and energy balances. The equations used in the mathematical model of the thermal power plant, efficiency values and main parameters of the cycle are presented at the next chapter, together with the results obtained for the optimized configuration. The sixth chapter deals with one of the main aspects of a coal fired thermal power plant, which is the emission of pollutants. The main existing gas treatment systems are described, and an adequate configuration for the studied plant is chosen, in order to keep the emissions level in accordance with the values required by the legislation. The last chapter contains some final considerations about the project, with the main conclusions of the work.

## 1. Introdução

### 1.1. Histórico

A usina termelétrica de Figueiras foi construída no início da década de 60, tendo sido projetada para uma capacidade total de 30 MW. A sua operação teve início no ano de 1963 com dois turbogeradores de 10 MW cada, e a sua capacidade foi ampliada para 30 MW no ano de 1974, com a implantação de um terceiro grupo gerador de 10 MW.

A usina foi concebida para operar continuamente com os três turbogeradores, estando cada um associado a um gerador de vapor com capacidade nominal de produção de 46 t/h de vapor, à pressão de 39 bar e temperatura de 450°C, utilizando carvão mineral pulverizado como combustível. O carvão é proveniente de minas na região norte do Estado do Paraná.

Atualmente a usina gera 20 MW de energia elétrica, devido a um acidente de operação ocorrido na década de 80, o qual provocou danos irremediáveis em um turbogerador e seu respectivo gerador de vapor. A energia gerada é vendida para a concessionária da região, a Companhia Paranaense de Energia (COPEL).

Desde o início de sua operação, a usina termelétrica de Figueiras era controlada pela Companhia Paranaense de Energia. No ano de 1995, esta teve a sua operação terceirizada, com o objetivo de realizar a reforma dos equipamentos, uma vez que, devido ao envelhecimento destes, a potência despachada pela usina havia decrescido consideravelmente.

Após a licitação para reforma, a Companhia Carbonífera do Cambuí (CCC) assumiu o controle da usina, realizando a reforma da caldeira 01 e do turbogerador 03 no período de 1997 a 1998.

Dada a necessidade de expansão do sistema elétrico brasileiro, aliada à grande infraestrutura presente dentro da usina e à existência de reservas de carvão abundantes na região, foi considerada a possibilidade de repotenciação da usina. A ampliação prevê a geração de mais aproximadamente 100 MW, utilizando carvão mineral como combustível em um ciclo Rankine regenerativo.

## **2. Considerações Iniciais**

### **2.1. Conceitos Termodinâmicos Envolvidos**

#### **2.1.1. Ciclos Termodinâmicos**

Uma usina termelétrica opera em um ciclo, isto é, o fluido de trabalho – vapor – atravessa uma série de processos, retornando então ao estado inicial. Os principais ciclos termodinâmicos teóricos envolvidos no projeto de uma usina termelétrica a carvão são discutidos a seguir:

##### **2.1.1.1. O Ciclo de Carnot**

O ciclo termodinâmico teórico que pode operar entre dois reservatórios térmicos de pressão constante com maior eficiência possível é o ciclo de Carnot. Os quatro processos envolvidos no ciclo de Carnot são:

- 1-2: Processo isotérmico reversível no qual calor é transferido de ou para um reservatório a alta temperatura
- 2-3: Processo adiabático reversível no qual a temperatura do fluido de trabalho diminui da temperatura alta para a temperatura baixa
- 3-4: Processo isotérmico reversível no qual calor é transferido para ou de um reservatório a uma temperatura baixa
- 4-1: Processo adiabático reversível no qual a temperatura do fluido de trabalho é aumentada da temperatura inferior até a temperatura alta.

Os quatro processos descritos acima estão representados no diagrama T-s da figura a seguir:

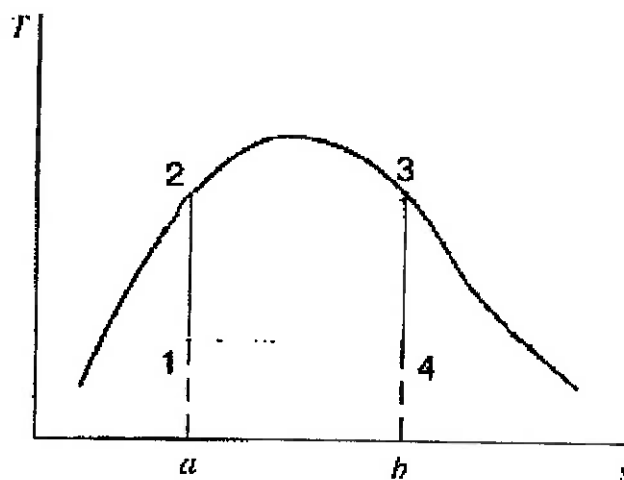


Figura 1. Ciclo de Carnot – Diagrama T-s

O rendimento térmico do ciclo de Carnot é dado por:

$$\eta = \frac{Q_H - Q_L}{Q_H} = 1 - \frac{Q_L}{Q_H}$$

Considerando os valores de temperaturas absolutas, temos:

$$\eta = 1 - \frac{T_L}{T_H}$$

O ciclo de Carnot pode ser executado de várias maneiras diferentes, com diferentes fluidos de trabalho, e pode ser utilizado tanto como um ciclo de potência como um ciclo de refrigeração.

### 2.1.1.2. O Ciclo de Rankine

Em situações reais, entretanto, o ciclo de Carnot apresenta uma série de inconveniências. Para geração de trabalho utilizando vapor como fluido de trabalho em uma usina termelétrica, por exemplo, a transferência de calor para o reservatório de baixa temperatura deve ocorrer até o estado de líquido saturado, pois a elevação da pressão do fluido é feita através de bombeamento, o qual deve ser efetuado com líquido. Ainda, a temperatura do vapor deve ser elevada acima da temperatura de saturação na pressão do reservatório de temperatura elevada, pois a expansão do vapor na turbina deve ser feita com o maior título possível, de modo a minimizar a presença de partículas

líquidas durante o processo de expansão do vapor, que provocam erosão das palhetas da turbina.

O modelo simplificado do ciclo termodinâmico encontrado nas usinas termelétricas é o ciclo de Rankine, que é o ciclo ideal que pode ser aproximado na prática. O ciclo de Rankine pode ser descrito pelos quatro processos a seguir:

- 1-2: Transferência de calor a pressão constante em um gerador de vapor
- 2-3: Expansão adiabática reversível em uma turbina (ou por exemplo um motor a vapor)
- 3-4: Transferência de calor a pressão constante em um condensador
- 4-1: Processo de bombeamento adiabático reversível em uma bomba

O ciclo básico de Rankine e a representação dos quatro processos descritos no diagrama T-s podem ser encontrados na figura a seguir:

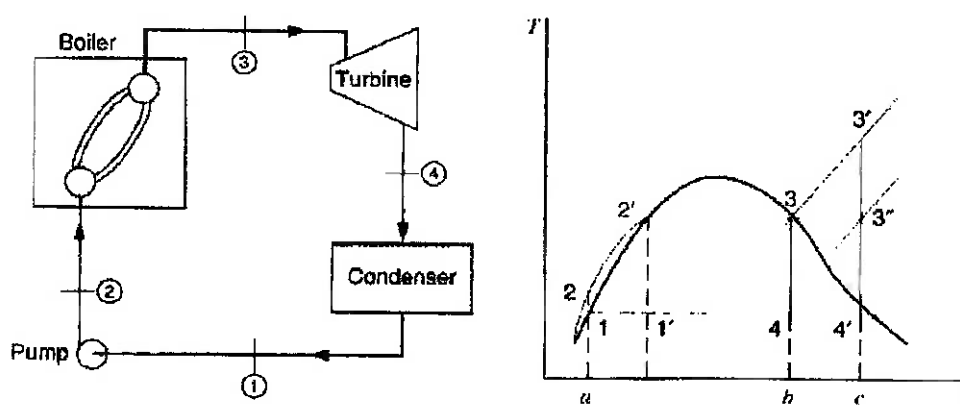


Figura 2. Ciclo de Rankine – Diagrama T-s

A eficiência térmica do ciclo de Rankine é definida pela relação:

$$\eta = \frac{W_{úq}}{Q_H}$$

Para a análise do ciclo de Rankine, é útil considerar a eficiência como dependente das temperaturas médias nas quais o calor é trocado, como no ciclo de

Carnot. Quaisquer modificações que aumentem a temperatura média na qual o calor é fornecido ou diminuam a temperatura média na qual o calor é rejeitado aumentam a eficiência do ciclo de Rankine.

É evidente que o ciclo de Rankine possui uma eficiência menor que a do ciclo de Carnot quando operando entre as mesmas temperaturas máxima e mínima, o que pode ser notado a partir da comparação das figuras 1 e 2. Pode ser observado que a temperatura média na qual o calor é trocado com o reservatório quente é menor no ciclo de Rankine, ou que a relação entre as áreas relativas ao trabalho realizado e ao calor fornecido pelo reservatório quente é maior no ciclo de Carnot.

Algumas modificações podem ser introduzidas no ciclo de Rankine, entretanto, com o objetivo de aproximar a sua eficiência da do ciclo de Carnot.

Através da observação da figura 2, pode-se concluir que o aumento da eficiência do ciclo de Rankine pode ser conseguido tanto através do aumento da pressão na qual o vapor é gerado, com conseqüente aumento da temperatura de saturação do vapor na qual o calor é trocado com o reservatório quente, como através da diminuição da pressão e conseqüente diminuição da temperatura na qual o calor é trocado com o reservatório frio.

O aumento da eficiência do ciclo de Rankine também pode ser conseguido através do superaquecimento do vapor. Isto pode ser facilmente entendido se considerarmos o aumento na temperatura média na qual o calor é trocado com o reservatório quente.

Estas modificações estão limitadas, entretanto, à resistência de materiais a altas pressões e temperaturas, cuja utilização pode se mostrar economicamente inviável, não justificando o aumento de rendimento obtido, e à inviabilidade física de diminuir a temperatura na qual o calor é fornecido ao reservatório frio (água de resfriamento) além de um dado valor.

### **2.1.1.3. O Ciclo Regenerativo**

O ciclo regenerativo é uma variação importante do ciclo de Rankine, consistindo da utilização de extrações de vapor para o pré-aquecimento da água de alimentação do gerador de vapor, aumentando a temperatura média na qual calor é fornecido ao fluido de trabalho, e conseqüentemente a eficiência do ciclo termodinâmico.

O aumento do rendimento do ciclo termodinâmico pode ser mais facilmente visualizado considerando que a quantidade de calor fornecida ao condensador (reservatório frio) é diminuída. A diferença fica “conservada” na central termelétrica, com conseqüente diminuição do consumo de combustível.

O diagrama T-s, assim como o esquema do ciclo regenerativo, podem ser encontrados na figura a seguir. O diagrama mostra apenas o estado do fluido nos vários pontos representados, devido às diferenças nos fluxos de massa entre os diferentes componentes do ciclo termodinâmico.

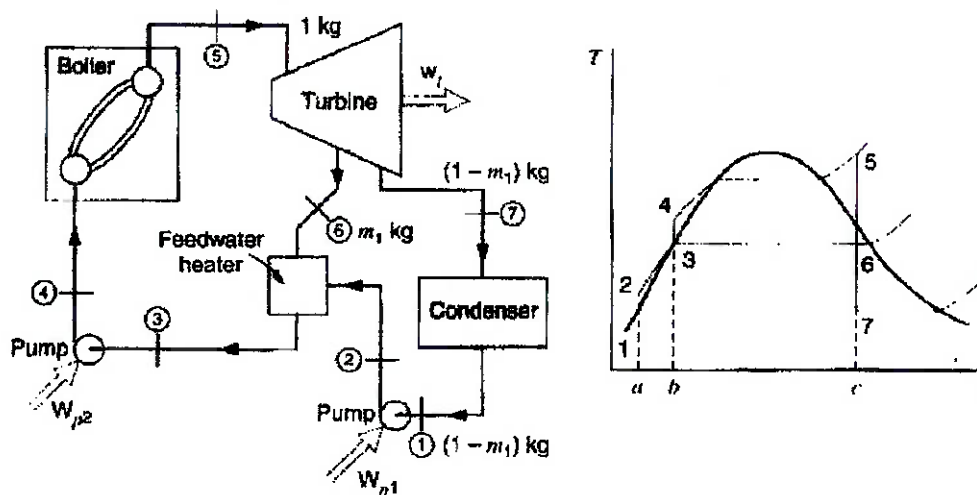


Figura 3. Ciclo regenerativo com pré-aquecedor de água de alimentação

O ciclo regenerativo ideal, com rendimento termodinâmico igual ao do ciclo de Carnot, deveria ter infinitas extrações de vapor, com infinitos estágios de pré-aquecimento, o que é obviamente inviável. O ganho no rendimento é menor para cada estágio adicional de extração de vapor, o que leva à conclusão que em um dado ponto não é economicamente viável incluir um pré-aquecedor e uma extração adicional de vapor na turbina, pois o ganho em rendimento não será compensador. Ainda, devem ser consideradas as dificuldades construtivas de um número excessivo de extrações de vapor em uma turbina.

Por este motivo, o número de extrações utilizado em usinas termelétricas a vapor raramente é maior que cinco.

O pré-aquecimento da água de alimentação do gerador de vapor pode ser feito de duas formas: em um pré-aquecedor de mistura, ou pré-aquecedor aberto, onde as fases

de líquido e vapor se misturam, ou em um pré-aquecedor fechado, no qual o vapor e a água de alimentação não se misturam.

Este tipo de pré-aquecedor é um trocador de calor no qual o calor é fornecido do vapor, durante a sua condensação no lado externo de um conjunto de tubos, para a água de alimentação do gerador de vapor, que escoia internamente aos tubos. O vapor e o líquido podem estar a pressões consideravelmente diferentes. O condensado pode ser bombeado para a linha de água de alimentação ou pode ser removido através de um purgador para um pré-aquecedor de água de alimentação em um nível inferior de pressão ou para o condensador.

Um arranjo esquemático de um pré-aquecedor fechado é mostrado na figura a seguir.

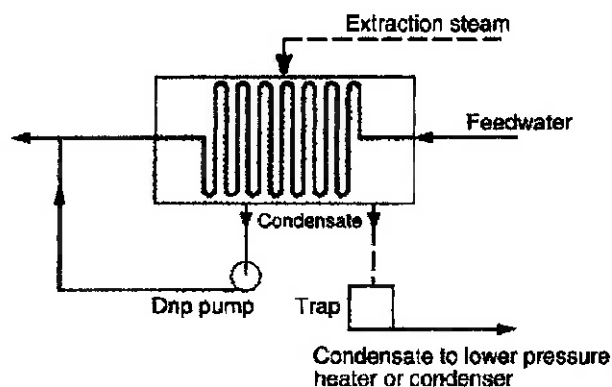


Figura 4. Pré-aquecedor de água de alimentação

O pré-aquecedor aberto é normalmente utilizado como desaerador. O desaerador possui as funções de aquecer e remover o excesso de ar da água de alimentação. Caso este não seja removido, pode ocorrer corrosão excessiva nas partes internas do gerador de vapor.

### **3. Estudo de Viabilidade**

O estudo de viabilidade foi realizado antes da definição da configuração final do ciclo termodinâmico na usina termelétrica. Portanto, a análise econômica foi realizada através da utilização de índices conservadores para os investimentos realizados obtidos a partir dos arquivos da FIGENER S.A. Engenheiros Associados.

Para os cálculos econômicos e relacionados ao ciclo termodinâmico foi utilizada a planilha Excel. Os resultados obtidos são apresentados nas planilhas contidas no anexo III deste relatório.

Os valores de rendimentos utilizados para os equipamentos foram obtidos a partir de consultas a fabricantes, aos arquivos da FIGENER S.A. e à bibliografia utilizada no estudo.

#### **3.1. Análise Econômica**

Os parâmetros econômicos utilizados para avaliação das alternativas foram a taxa interna de retorno, calculada para um horizonte de análise de 30 anos, e a análise do fluxo de caixa, em valor presente.

A análise econômica foi realizada considerando os valores dos investimentos, custos e receitas operacionais em dólares. Ainda, toda a análise foi realizada em valor presente, não sendo portanto consideradas taxas de inflação. A taxa de câmbio considerada na conversão dos valores em reais para dólares foi de 2 R\$/US\$.

O custo de geração elétrica foi calculado de modo a se obter a taxa interna de retorno de 12,00% considerando um horizonte de análise de 30 anos. A avaliação da viabilidade do investimento do capital próprio (equity) pode ser feita através da análise do fluxo de caixa em valor presente do empreendimento.

O valor considerado para a geração elétrica líquida é de 98 MW. Este valor foi obtido a partir da possibilidade de geração de 400 t/h de vapor a 120 bar e 538°C, e considerando o rendimento de aproximadamente 40% para o ciclo termodinâmico. O valor de 98 MW elétricos já considera o desconto dos consumos internos (bombas, moinhos, exaustores etc.).

O fator de capacidade, ou fator de carga, considerado para a usina é de 92%. Isto equivale a dizer que a usina opera durante 8.060 horas por ano. Este fator de capacidade deve ser considerado nos cálculos, pois devem ser previstas paradas programadas para

manutenção, assim como paradas não programadas, devido a possíveis problemas técnicos ou por motivos de condições ambiente adversas.

Os resultados da análise econômica realizada podem ser encontrados no Anexo III – Análise Econômica.

### **3.1.1. Investimentos**

Para o cálculo dos investimentos totais foi considerado o índice de 750 US\$ por kW elétrico instalado. Este valor foi obtido a partir dos levantamentos iniciais de preços dos equipamentos realizados pela Figener.

O total dos investimentos do empreendimento deve ser fruto de um estudo mais detalhado, junto aos fabricantes de equipamentos, levando em conta separadamente os investimentos relativos a gerador de vapor, turbina, condensador, bombas, pré-aquecedores de água de alimentação, desaerador, torres de resfriamento, sistema de tratamento de gases, estação de tratamento de água (desmineralização), obras civis, engenharia, transportes, contingências e outros equipamentos auxiliares (moinhos, exaustores etc.), dentre outros.

Aos investimentos, devem ser somados os encargos da dívida, relativos à parcela de capital de terceiros (financiamento) e à remuneração do capital próprio no primeiro ano, que são contabilizados como um custo de oportunidade do investimento. Para o cálculo destes custos, é considerada a taxa de juros sobre o capital próprio (JOA) é de 10% ao ano.

O cronograma de desembolso dos investimentos com JOA e encargos durante a construção da usina é apresentado em tabela em anexo. O período previsto para a construção da usina é de 2 anos. As parcelas do investimento estão divididas em bimestres, sendo 8% bimestre a bimestre, do primeiro ao terceiro bimestre e do sexto ao último, e 10% durante o quarto e quinto bimestres.

É admitido nos cálculos que 20% do investimento é feito com capital próprio (equity) e 80% é obtido a partir de financiamento junto à Eletrobrás. O tempo de amortização da dívida é de 6 (seis) anos, e a taxa de juros do financiamento é de 6% ao ano.

### **3.1.2. Cálculo da receita operacional**

O cálculo da receita operacional foi realizado considerando a venda de 98 MW de energia elétrica para a rede local, pela tarifa estabelecida em função da taxa de interna de retorno sobre o capital próprio pretendida. Este valor depende de negociação com a concessionária local. Uma análise de sensibilidade é realizada para a taxa interna de retorno do investimento, para o horizonte de análise de 30 anos, em função da tarifa de energia elétrica.

### **3.1.3. Cálculo das despesas operacionais**

As despesas operacionais foram divididas em uma parcela fixa e outra variável. A parcela fixa inclui os custos de administração e de operação e manutenção, além das prestações do financiamento. A parcela variável inclui os custos de combustível, custos operacionais do sistema de tratamento de gases e custos relativos a impostos, além da depreciação contábil dos equipamentos.

#### **3.1.3.1. Custos de administração e de operação e manutenção**

Para o cálculo dos custos anuais de administração e de operação e manutenção foi utilizado o índice de 1,5% do investimento total realizado no empreendimento.

#### **3.1.3.2. Cálculo das prestações do financiamento**

As prestações do financiamento foram calculadas com o auxílio da tabela Price, que pode ser encontrada em anexo. O prazo total considerado para o financiamento é de 6 anos, e os juros considerados são de 6,00% ao ano. O valor da prestação é o valor constante, ano a ano, que zera o saldo final ao fim do período de amortização.

Os saldos inicial e final da dívida ano a ano, assim como as parcelas de juros e amortização da dívida, podem ser encontrados na tabela Price contida no anexo III.

#### **3.1.3.3. Custos de combustível**

Como mencionado anteriormente, o combustível considerado para a usina termelétrica é o carvão mineral, proveniente das minas da região norte do Paraná, para o

qual foi considerado o preço de 50 R\$/ton. O valor do preço do carvão foi obtido junto à Companhia Carbonífera do Cambuí, que é a potencial fornecedora de combustível para a usina.

Para o consumo específico de carvão foi considerado o índice de 0,45 T/MWh. Este índice foi obtido admitindo-se inicialmente o valor de 40% para o rendimento termodinâmico do ciclo, que é um valor conservador para usinas deste porte, gerando energia elétrica em ciclo de Rankine com pré-aquecimento de água de alimentação. A partir do rendimento termodinâmico do ciclo e da geração de energia esperada, é obtido o consumo de energia da usina, em  $MWh_{\text{térmico}}$ . O consumo de combustível pode ser calculado conhecendo-se o valor de poder calorífico inferior deste, e o rendimento do gerador de vapor. Para o carvão mineral, foi considerado o valor de 24.720 kJ/kg (5.900 kcal/kg). A análise do carvão mineral considerado (CE-6000), assim como os valores dos poderes caloríficos superior e inferior do combustível podem ser encontrados no Anexo V.

Deve ser considerado ainda que durante os seis primeiros anos de operação da usina, esta poderá se beneficiar da Conta de Compensação de Combustível da Eletrobrás, que cobrirá os custos relativos ao consumo de carvão de acordo com os valores dados na tabela a seguir:

Ano	Ano de operação	Utilização do CCC
2000	1	100%
2001	2	100%
2002	3	100%
2003	4	75%
2004	5	50%
2005	6	25%
2006	7	0%

Tabela 1. Utilização da Conta de Compensação de Combustível

#### **3.1.3.4. Custos operacionais do sistema de tratamento de gases**

Para o cálculo dos custos operacionais relativos ao sistema de tratamento de gases foi considerado o consumo de calcário, que é utilizado no sistema de tratamento de gases eliminados para a atmosfera, para abatimento de SO<sub>x</sub>. O sistema a ser utilizado na lavagem dos gases será discutido no capítulo 6. Os valores dos custos operacionais para o novo sistema ainda não estão definidos tendo sido utilizados portanto valores disponíveis para o sistema de tratamento de gases da usina atual. Foi considerado o índice de 1,57 US\$/MWh para o consumo específico de calcário. Deve-se ressaltar que com a implantação de um sistema maior para a nova usina, estes valores podem ser ainda diminuídos.

O total dos custos variáveis para os consumos de carvão e calcário é de 12,72 US\$/MWh.

#### **3.1.3.5. Impostos**

No cálculo dos impostos, foi considerada a isenção de ICMS para a geração de energia elétrica. Os impostos considerados sobre a receita operacional bruta foram de 0,5%, pagos à ANEEL (Agência Nacional de Energia) e de 3,65%, relativos a PIS / COFINS. Após desconto das parcelas de PIS/COFINS e da ANEEL, é descontada uma parcela de 33% (I.R./CONTRATO SOCIAL) sobre o saldo operacional.

#### 4. Configuração do Ciclo Termodinâmico

No gerador de vapor, do tipo aquatubular de circulação natural, 400 t/h de vapor são geradas a 120 bar e 538°C. Este valor foi fixado para todas as alternativas de ciclo estudadas. O par pressão - temperatura de geração de vapor foi escolhido devido à possibilidade de aquisição de um gerador de vapor seminovo com estas características.

O ciclo termodinâmico considerado para a análise será um ciclo Rankine, regenerativo, com cinco extrações de vapor na turbina, sendo quatro extrações para pré-aquecimento de água de alimentação do gerador de vapor e uma extração para o desaerador. As extrações para pré-aquecimento de água de alimentação estão divididas em duas extrações de baixa pressão, antes do desaerador, e duas extrações de alta pressão, após o desaerador. Os estágios de pré-aquecimento serão enumerados de I a IV, a partir do pré-aquecedor de pressão mais baixa, de acordo com o esquema do ciclo apresentado no anexo I.

O desaerador possui as funções de aquecer e remover o excesso de gás carbônico e de oxigênio da água de alimentação, para evitar a ocorrência de corrosão excessiva nas partes internas do gerador de vapor. A extração de vapor para o desaerador será realizada a uma pressão da ordem de 4 - 5 bar.

A solubilidade dos gases no condensado diminui com o aquecimento deste até a temperatura de saturação correspondente à pressão de funcionamento do desaerador.

O condensado entra na parte superior do desaerador e é pulverizado em uma válvula de construção especial, que abre contra a força de uma mola por ação da força resultante da pressão do fluido, e desce para o tanque de água de alimentação. O fluxo descendente é rebatido algumas vezes no casco do desaerador e em bandejas internas, ocasionando a separação dos gases. Os gases misturados com vapor saem na parte superior do desaerador e são lançados na atmosfera.

Após a passagem pelos trocadores de calor indiretos, as extrações de vapor são removidas através de purgadores para pré-aquecedores a níveis inferiores de pressão, ou para o condensador. A extração de pressão mais alta é purgada para o segundo pré-aquecedor de alta pressão, fornecendo calor à água de alimentação em um nível mais baixo de temperatura. Após passagem pelo segundo trocador de calor, esta é então direcionada, junto com a segunda extração, para o desaerador, onde são misturadas com a água de alimentação do gerador de vapor. A terceira extração de vapor é utilizada para

aquecimento em contato direto no desaerador, sendo também misturada ao fluxo neste ponto. A quarta extração de vapor é utilizada para aquecimento da água de alimentação no pré-aquecedor de baixa pressão imediatamente antes do desaerador, sendo então direcionada para o trocador de calor de contato indireto a um nível de pressão mais baixo, onde se junta à quinta extração de vapor e é direcionada ao condensador. Esta configuração visa ao máximo aproveitamento da energia disponível nas extrações de vapor, em estágios sucessivos de troca de calor.

O valor da temperatura do condensado na saída dos trocadores de calor utilizado nos cálculos foi de 5,5°C acima da temperatura de entrada da água de alimentação do gerador de vapor no respectivo trocador de calor. Para os trocadores de calor, foi escolhida a configuração em contracorrente, possibilitando a utilização de equipamentos mais compactos, com maior efetividade na transferência de calor. Desta forma, a energia disponível no vapor é melhor aproveitada.

O esquema da configuração escolhida pode ser encontrado no fluxograma contido no anexo I. A opção por esta configuração foi feita com base em configurações de usinas termelétricas existentes, a após a comparação do desempenho do ciclo termodinâmico com ciclos com diferentes números de extrações de vapor.

Os valores de vazão, pressão e temperatura das extrações de vapor são determinados de modo a maximizar o rendimento global do ciclo termodinâmico, estando limitados a um valor mínimo de geração elétrica. O valor final do rendimento pode ser maximizado com o aumento das vazões de extração de vapor, entretanto o trabalho realizado no turbogerador será tão menor quanto maiores forem os valores das extrações de vapor, devendo portanto ser adotado um valor mínimo para a capacidade da usina, o qual pode ser determinado de acordo com as possibilidades de venda de energia elétrica para a rede local, ou a partir de fatores econômicos.

Serão utilizados dois estágios de bombeamento para a elevação da pressão do fluido até a pressão do gerador de vapor, sendo um em baixa pressão e outro em alta pressão. O estágio de baixa pressão deve ficar localizado logo após o condensador, enquanto o estágio de alta pressão ficará localizado logo após o desaerador. A localização escolhida para as bombas é a que fornece a maior carga possível na sucção destas, de modo a minimizar a ocorrência do fenômeno de cavitação.

O resfriamento do fluido no condensador será feito através de torres de resfriamento de contato direto, devido à grande quantidade de calor que deve ser

rejeitada, a qual teria significativos impactos ambientais caso fosse fornecida a um rio. Para um ciclo de 100 MW, com eficiência termodinâmica de 40%, o calor fornecido ao condensador é da ordem de 150 MW, devendo as torres de resfriamento ter capacidade da ordem de 40.000 TR.

Para cálculo do trabalho realizado pelas bombas de água de resfriamento, foi considerado o valor de 10°C para a diferença de temperaturas entre a entrada e a saída das torres de resfriamento. A temperatura de saída deve ser alguns graus maior que a temperatura de bulbo úmido no local de instalação das torres de resfriamento. Pode-se considerar um valor de temperatura de bulbo úmido entre 27 e 28°C para os dias mais quentes do ano. O valor da temperatura de projeto à saída das torres de resfriamento será de 30°C, sendo portanto a temperatura de entrada da água de resfriamento nas torres igual a 40°C.

Este valor é importante no dimensionamento do ciclo termodinâmico, pois a pressão de extração do vapor da turbina para o condensador é determinada pela temperatura máxima da água de resfriamento no condensador. Deve ser mantida uma diferença mínima de projeto de temperatura entre o vapor saturado e a saída da água de resfriamento do condensador, que é um trocador de calor em contracorrente. O valor da pressão de extração de vapor para o condensador será de 0,09 bar, com correspondente temperatura de saturação igual a 43,7°C.

O condensador é um trocador de calor multi-tubular com tubos de resfriamento retos, através dos quais a água de resfriamento flui. O vapor expandido na turbina é condensado na superfície externa destes tubos. O condensador tem como função recuperar o vapor de escape da turbina, permitindo a sua expansão até a pressão de 0,09 bar, aumentando o rendimento do ciclo termodinâmico.

## **5. Otimização do Ciclo Termodinâmico**

### **5.1. Valores Utilizados para Cálculo de Propriedades e Rendimentos**

As propriedades termodinâmicas do vapor foram calculadas a partir das equações encontradas no Anexo IV – Propriedades Termodinâmicas, que foram programadas na planilha EXCEL, através do VISUAL BASIC.

O valor mínimo considerado para a capacidade da usina é de 100 MW, por isso os valores das extrações de vapor estão limitados. Por este motivo, o rendimento do ciclo termodinâmico não será o mais alto atingível com um ciclo de Rankine regenerativo, mas a configuração escolhida deve fornecer condições ótimas de retorno do investimento no projeto.

O rendimento isentrópico foi considerado constante e igual para os cinco primeiros estágios da turbina a vapor, sendo adotado o valor de 85%. Para o último estágio, foi adotado o valor de 70%. Estes valores foram obtidos a partir de consulta a fabricantes de equipamentos e da realização do balanço energético de usinas termelétricas a vapor existentes no Brasil. A planilha utilizada permite a adoção de diferentes valores de rendimento para cada estágio da turbina, podendo ser portanto modificada para avaliação de diferentes propostas de equipamentos.

O valor adotado para o rendimento isentrópico do último estágio da turbina se deve a limitações físicas desta. O título do vapor considerado na saída da turbina deve ficar entre 85% e 90%. É indesejável trabalhar com valores mais baixos, pois a presença de partículas líquidas provoca a erosão das palhetas da turbina. Equipamentos modernos permitem que se trabalhe com valores de até 80% de título na saída da turbina, entretanto o uso de materiais mais resistentes encarece o projeto.

Além do rendimento isentrópico dos estágios da turbina. Devem ser considerados o rendimento mecânico da turbina e o rendimento do gerador e da transmissão elétrica. O valor utilizado foi de 99% em ambos os casos. Este valor é utilizado no cálculo do trabalho líquido realizado pela turbina.

O valor utilizado para o rendimento do gerador de vapor foi de 92%. Este valor foi obtido a partir dos resultados de testes realizados pela Companhia Paranaense de Energia em um gerador de vapor localizado no Paraná. Entretanto, pode ser encontrado na bibliografia que a faixa de valores de rendimentos para geradores de vapor em usinas

termelétricas a carvão fica entre 90% e 94%. As perdas no gerador de vapor ocorrem devido a perdas de calor físico (calor sensível) dos gases de escape, devido à combustão incompleta do combustível, devido ao calor sensível de partículas sólidas (fuligem, coque volante e cinzas) carregadas pelos gases e perdas de calor para o meio ambiente.

Para efeito de cálculo dos consumos internos de energia da usina, o valor utilizado para o rendimento hidráulico de todas as bombas foi de 85%. Ainda, deve-se levar em conta os rendimentos mecânico e elétrico das bombas, para os quais foi considerado o valor de 98%. Desta forma, o valor do rendimento global das bombas utilizado nos cálculos foi de  $0,85 \times 0,98 \times 0,98 = 0,816$ .

## **5.2. Equacionamento**

Para otimização do ciclo termodinâmico, foram admitidas as hipóteses simplificadoras pertinentes e feito o equacionamento das equações de conservação de massa e de energia em torno dos diversos volumes de controle do ciclo.

Para todos os cálculos, foram admitidas as hipóteses de regime permanente e desprezadas as variações de energia cinética e potencial<sup>1</sup>.

A nomenclatura utilizada para os estados termodinâmicos pode ser encontrada no esquema do ciclo constante do Anexo I – Configuração do Ciclo Termodinâmico.

As equações utilizadas são apresentadas a seguir:

### **Bomba de Baixa Pressão**

Dados:

Pressão = 0,09 bar

Título = 0

Conservação de Massa:

$$m_1 = m_2$$

---

<sup>1</sup> O valor da altura do gerador de vapor (aproximadamente 50m) é considerado no cálculo da pressão na saída da bomba de alta pressão (ponto 6).

Primeira Lei:

$${}_2W_1 = m_1(h_2 - h_1)$$

$${}_2W_1 = m_1 v(P_2 - P_1)$$

$$W_{BBP} = \frac{{}_1W_2}{\eta_B}$$

### Pré Aquecedor de Baixa Pressão - I

Para todos os pré-aquecedores, é admitida a temperatura de saída do condensado 5,5°C mais alta que a temperatura de entrada da água de alimentação.

Conservação de Massa:

$$m_2 = m_3$$

$$m_{14} + m_{18} = m_{19}$$

Primeira Lei:

$$m_2 h_2 + m_{14} h_{14} + m_{18} h_{18} = m_{19} h_{19}$$

### Pré Aquecedor de Baixa Pressão - II

Conservação de Massa:

$$m_3 = m_4$$

$$m_{13} = m_{18}$$

Primeira Lei:

$$m_3 h_3 + m_{13} h_{13} + m_4 h_4 = m_{18} h_{18}$$

**Desaerador**

Dados:

Perda de carga: 0,5 bar

Conservação de Massa:

$$m_4 = m_5 + m_{12} + m_{17}$$

Primeira Lei:

$$m_4 h_4 = m_5 h_5 + m_{12} h_{12} + m_{17} h_{17}$$

**Bomba de Alta Pressão**

Conservação de Massa:

$$m_5 = m_6$$

Primeira Lei:

$${}_5W_6 = m_5 (h_6 - h_5)$$

$${}_5W_6 = m_5 v (P_6 - P_5)$$

$$W_{BAP} = \frac{{}_5W_6}{\eta_B}$$

**Pré Aquecedor de Alta Pressão - III**

Conservação de Massa:

$$m_6 = m_7$$

$$m_{11} + m_{16} = m_{17}$$

Primeira Lei:

$$m_7 h_7 + m_{17} h_{17} = m_6 h_6 + m_{11} h_{11} + m_{16} h_{16}$$

### Pré Aquecedor de Alta Pressão - IV

Conservação de Massa:

$$m_7 = m_8$$

$$m_{10} = m_{16}$$

Primeira Lei:

$$m_7 h_7 + m_{10} h_{10} = m_8 h_8 + m_{16} h_{16}$$

### Gerador de Vapor

Dados:

Geração de vapor: 400 t/h

Pressão de geração do vapor: 120 bar

Temperatura do vapor superaquecido: 538°C

Perda de carga: 20 bar

Conservação de Massa:

$$m_8 = m_9$$

Primeira Lei:

$$Q_{GV} = m_8 (h_9 - h_8)$$

$$Q_{GV} = m_{\text{combustível}} PCI_{\text{combustível}} \eta_{GV}$$

## Turbina

Conservação de massa:

$$m_9 = m_{10} + m_{11} + m_{12} + m_{13} + m_{14} + m_{15}$$

Primeira Lei:

$$W_{TURBINA} = m_{10}(h_{10} - h_9) + m_{11}(h_{11} - h_9) + m_{12}(h_{12} - h_9) + m_{13}(h_{13} - h_9) \\ + m_{14}(h_{14} - h_9) + m_{15}(h_{15} - h_9)$$

$$W_{elétrico} = W_{TURBINA} \times \eta_{mecânico} \times \eta_{elétrico}$$

Segunda lei:

A entalpia no fim de cada estágio da turbina é encontrada segundo a relação:

$$h_{(i+1)} = h_i - \eta(h_i - h_{(i+1)s})$$

onde o valor de  $h_{(i+1)s}$  é o valor de entalpia do estado termodinâmico com a pressão igual à do fim do estágio e o mesmo valor de entropia que a entrada do estágio. Os valores de rendimentos isentrópicos admitidos para os sucessivos estágios da turbina são dados na tabela a seguir:

Estágio da turbina	Rendimento
primeiro estágio	85 %
segundo estágio	85 %
terceiro estágio	85 %
quarto estágio	85 %
quinto estágio	85 %
sexto estágio	70 %

Tabela 2. Rendimentos isentrópicos turbina a vapor

### Condensador

Conservação de Massa:

$$m_{15} + m_{19} = m_1$$

Primeira Lei:

$$Q_{condensador} = m_{15}(h_1 - h_{15}) + m_{19}(h_1 - h_{19})$$

### Bomba de Água de Resfriamento

Primeira Lei:

$$W_{BAR} = \frac{m_{AR} v_{AR} (P_s - P_e)}{\eta_B}$$

Os resultados obtidos para a melhor configuração encontrada são apresentados no fluxograma e na planilha constantes do Anexo II – Resultados dos Balanços de Massa e Energia.

## **6. Tratamento dos Gases**

### **6.1. Introdução**

Um dos aspectos mais importantes na geração termelétrica utilizando o carvão mineral como combustível é a emissão de poluentes. Além da emissão de material particulado, deve-se ressaltar que o combustível utilizado (CE-6000) possui altos teores de enxofre (da ordem de 4%), cuja combustão dá origem ao dióxido de enxofre. Além disto, outros poluentes presentes nos gases em menor quantidade, como óxidos de nitrogênio e monóxido de carbono, devem ter seus níveis de emissões controlados.

A segunda parte deste trabalho tratará dos principais aspectos ambientais relacionados à implantação da usina termelétrica, contendo uma descrição dos principais métodos utilizados na remoção de poluentes dos gases de exaustão, com o objetivo de descrever um processo completo de tratamento dos gases para a Usina Termelétrica de Figueiras.

O dióxido de enxofre e os óxidos de nitrogênio são responsáveis pela conhecida chuva ácida, por reagirem com as moléculas de água contida no ar dando origem ao ácido sulfúrico e ao ácido nítrico, respectivamente. A chuva ácida causa a morte de vegetais, além de causar a descamação das pinturas das casas localizadas nas proximidades da usina e outros danos visuais, por exemplo.

O tratamento dos gases de exaustão do gerador de vapor deve ser realizado para manter, pelo menos, os padrões de emissões exigidos pela legislação ou, caso a recuperação do dióxido de enxofre seja feita com o objetivo de se obter um produto comercializável, a extensão em que o tratamento dos gases será realizado dependerá fortemente de fatores econômicos.

O nível máximo de emissões de material particulado para novas usinas termelétricas a carvão mineral com mais que 70 MW de potência nominal é de 800 gramas por Gcal de combustível (base poder calorífico superior) e o nível máximo permitido para o dióxido de enxofre é de 2.000 gramas por Gcal. Estes valores são estabelecidos pela resolução nº 08 do CONAMA (Conselho Nacional do Meio Ambiente), de 06 de dezembro de 1.990, que pode ser encontrada em anexo neste relatório, junto com outras resoluções que tratam instituição do PRONAR (Programa Nacional de Controle da Qualidade do Ar) e estabelecem padrões de qualidade do ar.

Os gases de exaustão podem ser tratados de diversas maneiras, seja sendo colocados em contato com um meio que absorve preferencialmente um determinado gás, seja alterando-o quimicamente. Os poluentes podem ser removidos por absorção, adsorção ou por alteração da sua composição química. A absorção de gases por líquidos é amplamente utilizada em gases como o dióxido de enxofre e o dióxido de carbono, enquanto adsorção em um sólido é mais comum para poluentes em pequenas quantidades.

A separação de material particulado também pode ser feita de diversas formas e neste trabalho serão abordadas em maior detalhe a separação centrífuga em ciclones, a precipitação eletrostática e a filtragem, utilizando filtros de mangas.

## **6.2. Valores utilizados no projeto do sistema de tratamento de gases**

Para o projeto do sistema completo de tratamento de gases, foi realizado o cálculo da combustão do carvão mineral, cujos resultados podem ser encontrados nas planilhas de cálculo contidas no anexo VII deste relatório. Os principais resultados obtidos e valores considerados são apresentados a seguir:

Consumo de carvão: .....	43,7 t/h
Excesso de ar: .....	25 %
Vazão de gases: .....	365.000 Nm <sup>3</sup> /h
Temperatura dos gases: .....	180°C
Quantidade de material particulado carregado: .....	10.921 kg/h
Concentração de material particulado: .....	29,92 g/Nm <sup>3</sup>
Densidade dos pós: .....	600 kg/m <sup>3</sup>
Quantidade de SO <sub>2</sub> contida nos gases: .....	3.496 kg/h

## **6.3. Material Particulado**

As emissões de materiais particulados resultantes da combustão do carvão mineral consistem de partículas sólidas (cinzas) finas carregadas pelos gases e de vapores condensados. O controle de emissões de material particulado ocorre a uma

temperatura entre 50 e 55°C, que corresponde ao ponto de orvalho da maior parte dos gases contidos no fluxo de exaustão.

Coletores primários, como os ciclones, apesar da simplicidade de projeto e facilidade de operação, não conseguem atender às necessidades de emissões, por não coletarem a maioria das partículas finas contidas nos gases. As duas tecnologias dominantes para coleta de material particulado de granulometria fina são o precipitador eletrostático (que é utilizado por aproximadamente 90% das termelétricas a carvão existentes) e o filtro de mangas.

### 6.3.1. Ciclones

Os ciclones são provavelmente os dispositivos para remoção de materiais particulados carregados pelos gases mais empregados no mundo. Possuem projeto, fabricação e operação relativamente simples e baratos, além de apresentarem longa vida útil e pouca manutenção, por não possuírem partes móveis.

Neste tipo de equipamento, as partículas são removidas dos gases por forças centrífugas, consideravelmente maiores que a força gravitacional, quando estes são postos em rotação devido à geometria do ciclone. O esquema simplificado de um ciclone com entrada tangencial é apresentado na figura abaixo:

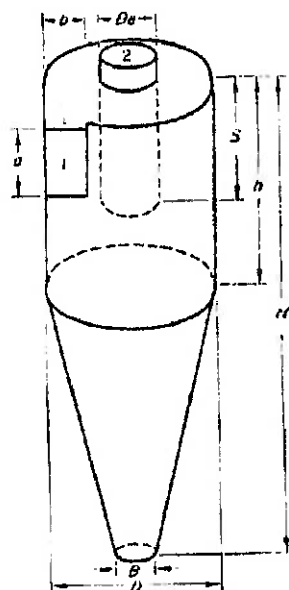


Figura 5. Esquema simplificado de um ciclone de entrada tangencial

Para o dimensionamento correto de um ciclone, é necessário o conhecimento de diversas variáveis, como a vazão de gases e a quantidade de pós carregadas por estes, além da composição e temperatura dos gases (para o cálculo correto das propriedades de transporte), e da granulometria correta e propriedades dos pós arrastados. Além disto, deve-se fazer uso de correlações teóricas ou empíricas para o cálculo da perda de carga e da eficiência de coleta do ciclone para que se possa obter um projeto com desempenho ótimo.

Os dados completos do projeto da ciclonagem podem ser encontrados nas planilhas de cálculo contidas no Anexo VII deste relatório, e os principais valores utilizados são apresentados a seguir:

Vazão de gases: .....	365.000 Nm <sup>3</sup> /h
Temperatura dos gases: .....	180°C
Densidade das partículas: .....	600 kg/m <sup>3</sup>
Quantidade de material particulado: .....	10.921 kg/h
Número de Ciclonas: .....	16

O cálculo da eficiência de coleta dos ciclones foi realizado segundo as correlações empíricas propostas por Leith e Licht, sendo o seu dimensionamento realizado para manter uma relação ótima entre a velocidade de entrada dos gases no ciclone e a velocidade de saltação<sup>2</sup> das partículas sólidas. O cálculo da perda de carga dos ciclones é realizado segundo a correlação proposta em estudo realizado por Stairmand. Os métodos mencionados podem ser encontrados nas referências bibliográficas 7 e 8, respectivamente.

O modelo de ciclone considerado no projeto é o modelo russo CN15, cujas características principais podem ser encontradas na referência bibliográfica 11, e o número de ciclones calculado para se obter a eficiência máxima de coleta é de 16 ciclones, de diâmetro igual a 1.750 mm.

---

<sup>2</sup> Velocidade na qual as partículas que haviam sido transportadas para a parede do ciclone são "capturadas" novamente pelo fluxo de gases, tendo como consequência a diminuição da eficiência de coleta.

A granulometria dos pós considerada nos cálculos pode ser encontrada na tabela a seguir:

diâmetro ( $\mu\text{m}$ )	Porcentagem
Entre 0 e 2	5,0 %
Entre 2 e 3	1,3 %
Entre 3 e 4	1,3 %
Entre 4 e 5	2,4 %
Entre 5 e 10	10,0 %
Entre 10 e 25	50,0 %
Entre 25 e 50	20,0 %
Maior que 50	10,0 %

Tabela 3. Granulometria dos pós carregados pelos gases

Como mencionado anteriormente, não se consegue atingir os níveis de emissões necessários de material particulado apenas com os ciclones, dado que estes possuem baixa eficiência de coleta para partículas de pequeno diâmetro, mas a sua utilização em série com separadores de maior eficiência aumenta consideravelmente a vida útil destes, no caso de filtro de mangas), diminuindo a carga de pós incidente. A eficiência global de coleta calculada para o modelo analisado é de 84%.

A eficiência de coleta de um ciclone varia com o diâmetro das partículas, apresentando um perfil como o da figura abaixo:

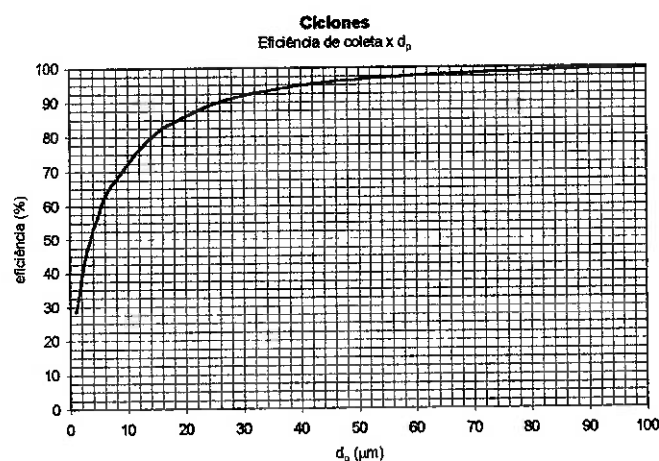


Figura 6. Eficiência de coleta do ciclone em função do diâmetro de partícula

Como pode ser observado, a maior parte das partículas de maior diâmetro é coletada pelos ciclones, mas boa parte das partículas finas é carregada junto com as gases, havendo necessidade de um equipamento de separação secundário. Os principais equipamentos utilizados na remoção das partículas finas são descritos a seguir.

### **6.3.2. Precipitador Eletrostático**

O precipitador eletrostático opera segundo o princípio de partículas carregadas migrarem em direção a superfícies coletoras aterradas. As partículas que entram no precipitador são carregadas por uma série de fios e migram em direção a superfícies metálicas planas orientadas na direção paralela ao escoamento. A coleta da partícula depende portanto da capacidade que esta tem de ser carregada (sua resistividade), da intensidade do campo elétrico e da carga, além do tempo de residência da partícula no precipitador. Além disto, o desempenho do precipitador eletrostático é influenciado pela temperatura, composição e umidade dos gases, por exemplo.

Algumas partículas não são coletadas pelo precipitador, pois devido à sua resistividade ou tamanho, não são capazes de migrar para as paredes durante o tempo em que permanecem no precipitador, ou então porque são carregadas novamente pelos gases após terem sido coletadas.

Este tipo de equipamento apresenta altas eficiências de coleta, mas é bastante sensível a variações nas condições de projeto, podendo vir a operar insatisfatoriamente, caso mal dimensionado.

### **6.3.3. Filtro de Mangas**

Filtros de mangas são amplamente empregados na indústria para coleta de material particulado. Entretanto, o uso destes para a remoção de partículas de gases de combustão possui algumas restrições, devido à natureza corrosiva das partículas e à possibilidade de incêndio provocado por partículas incandescentes arrastadas pelos gases. Apenas recentemente têm sido desenvolvidos materiais resistentes a altas temperaturas (até por volta de 200°C).

As partículas são coletadas por interceptação ou por impacto, sendo filtradas dos gases ou pelo tecido do filtro ou pela torta formada por partículas maiores anteriormente coletadas.

Como a eficiência dos filtros de mangas é pouco afetada pela forma ou tamanho das partículas, este equipamento é mais versátil que os precipitadores eletrostáticos, sendo menos susceptíveis a variações nas condições de projeto. Ao contrário do precipitador eletrostático, um aumento de carga no filtro de mangas não implica em menor eficiência, mas sim em uma diminuição da vida útil das mangas. Como desvantagens deste equipamento, podemos citar a possibilidade de vazamento, havendo necessidade de constante inspeção e manutenção, além da perda de carga proporcionada ao escoamento, a qual acarreta um maior consumo de energia nos equipamentos periféricos e tem como consequência final o aumento no consumo de carvão.

#### **6.4. Sistemas de Dessulfurização**

Através dos processos de dessulfurização atualmente conhecidos pode-se efetuar a remoção de até 98% do SO<sub>2</sub> contido nos gases de exaustão. Basicamente, os métodos de dessulfurização podem ser divididos em três grupos:

- processos úmidos
- processos semi-secos (tipo *spray dryer*)
- processos secos

Nos processos úmidos, a dessulfurização ocorre na fase líquida. Os gases de exaustão são geralmente resfriados a entre 40 e 60°C, tendo que ser reaquecidos em direção à chaminé. Três métodos atingiram larga escala, os quais levam a diferentes produtos finais, dependendo do reagente adicionado.

- Método utilizando rocha calcária, cal ou hidróxido de cálcio como reagente e gesso como produto final
- Método utilizando amônia como aditivo e sulfato de amônia como produto final. O sulfato de amônia pode ser utilizado como fertilizante
- Método utilizando hidróxido de sódio como aditivo e com dióxido de enxofre como produto intermediário, o qual pode ser convertido em ácido sulfúrico ou enxofre.

O processo que utiliza água do mar como aditivo também pertence aos processos úmidos. Este processo é viável apenas para usinas termelétricas localizadas na costa. Através deste processo uma mistura de cálcio e magnésio é formada, a qual é descarregada no oceano. Por não se aplicar ao caso da Usina termelétrica de Figueiras, este processo não será abordado neste trabalho.

Nos métodos do tipo *spray dryer*, o reagente (cal ou hidróxido de cálcio) é atomizado na forma de uma suspensão aquosa em um absorvedor a cerca de 60 a 70°C. Neste caso, durante a evaporação da água adicionada com a suspensão, há uma reação entre o SO<sub>2</sub> e o reagente adicionado. A mistura resultante é separada em um separador de partículas localizado a jusante do lavador.

Nos métodos secos, os gases de exaustão são postos em contato com os reagentes sem nenhum resfriamento. Uma distinção é feita entre os métodos nos quais o aditivo sofre reação química e os métodos nos quais este pode ser recuperado através da remoção do SO<sub>2</sub>.

No mundo, a maioria das usinas utiliza o método úmido com o gesso como produto final. A maior parte do gesso produzido é utilizada como matéria-prima nas indústrias de cimento e de gesso.

#### **6.4.1. Processos Úmidos**

##### **6.4.1.1. Processo úmido com rocha calcária ou cal como reagente e gesso como produto final**

###### Descrição do processo

Neste processo, o CaO ou o CaCO<sub>3</sub>, utilizado como aditivo, reage com o SO<sub>2</sub> tendo como produto o gesso (CaSO<sub>4</sub>.2H<sub>2</sub>O). Um fluxograma simplificado deste processo pode ser encontrado no anexo IX deste relatório.

Os gases de exaustão são redirecionados após o precipitador eletrostático ou filtro de mangas a um reaquecedor regenerativo e resfriados através da troca de calor com os gases limpos provenientes do absorvedor. Os gases entram então na torre de lavagem, onde escoam em contracorrente com a mistura de lavagem. Ao mesmo tempo,

os gases são resfriados até a temperatura de saturação adiabática. Devido a problemas com incrustação, não é comum a utilização de recheio na torre de lavagem, e grandes áreas de troca são proporcionadas através da nebulização da mistura.

A reação de dessulfurização ocorre na torre de lavagem, onde o  $\text{SO}_2$  e o  $\text{SO}_3$  dos gases reagem com a solução dando origem a sulfito de cálcio ( $\text{CaSO}_3 \cdot \frac{1}{2}\text{H}_2\text{O}$ ) e sulfato de cálcio ( $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ). Ainda, outros componentes ácidos como o  $\text{HCl}$  e o  $\text{HF}$  são removidos nesta etapa.

A maioria das gotas carregadas pelos gases é removida dos gases dessulfurizados em um eliminador de gotas localizado na seção superior da torre de lavagem de gases.

Os gases limpos são exaustos pelo ventilador localizado a jusante da torre e direcionados ao reaquecedor regenerativo, no qual são aquecidos até a temperatura necessária para a exaustão. Os gases aquecidos são então exauridos através da chaminé.

O sulfito de cálcio reage com o oxigênio dando origem ao sulfato de cálcio. Ambos são solúveis em água e constituem a parcela sólida da solução aquosa. O conteúdo de sólidos da mistura é contido através de uma purga constante. A purga é direcionada a um grupo de hidrociclones nos quais os sólidos são separados e a solução é espessada, para produzir gesso comercializável, ou para ser disposto em um aterro.

Como mencionado anteriormente, o reagente utilizado neste processo é o calcário, que deve armazenado em silos e dosado continuamente de acordo com a necessidade.

#### Eficiência de remoção

O grau de remoção atingível no absorvedor é de por volta de 95%. Na prática, dependendo da quantidade de absorvedor utilizado (razão L/G), é possível atingir eficiências de remoção de até 98%.

De maneira geral, com uma concentração de partículas de no máximo  $150 \text{ mg/Nm}^3$  a jusante do reaquecedor regenerativo, é possível atingir níveis de emissão de materiais particulados de aproximadamente  $50 \text{ mg/Nm}^3$ .

A remoção de  $\text{HCl}$  e a de  $\text{HF}$  estão sujeitas às mesmas leis físico-químicas que a remoção de  $\text{SO}_2$  e são portanto garantidas pela maioria dos fornecedores assim como a dessulfurização.

#### **6.4.1.2. Processo úmido com hidróxido de sódio como reagente e enxofre ou ácido sulfúrico como produto final**

##### Descrição do processo

Este processo é baseado na absorção de dióxido de enxofre dos gases de exaustão em uma solução de sulfito de sódio e na subsequente desorção do SO<sub>2</sub> em um estágio térmico regenerativo. Um fluxograma simplificado deste processo pode ser encontrado no anexo IX.

Na etapa de tratamento de gases, os gases de exaustão são dirigidos a partir de um precipitador eletrostático ou filtro de mangas através de um trocador de calor a um pré-lavador integrado à torre de absorção, onde são resfriados por água recirculante até a temperatura necessária para a ocorrência de absorção, ou seja, entre 45 e 55°C. Neste entrecurso, cinzas carregadas pelos gases, ácido clorídrico, compostos de flúor e trióxido de enxofre são amplamente removidos com a água efluente de modo a manter as perdas de reagente em um nível mínimo assim como a contaminação da solução de lavagem pela acumulação de sais e metais pesados. O gás entra então no absorvedor no qual é colocado em contato, em contracorrente, com a solução de sulfito de sódio que circula em um leito recheado. A solução de sulfito de sódio absorve o dióxido de enxofre, resultando na formação de um sulfito de sódio hidrogenado, que é facilmente solúvel em água. A solução rica em sulfito de hidrogênio é purgada da torre de lavagem e dirigida a um tanque através de um filtro de malha fina.

Para regeneração, esta solução é bombeada para um cristalizador (desorvedor) de circulação forçada. Neste desorvedor, o sulfito de hidrogênio é decomposto em sulfito de sódio, água e dióxido de enxofre. A suspensão com cristais de sulfito de sódio é então espessada em um hidrociclone. A solução concentrada é dirigida para um tanque, onde os cristais de sulfito são dissolvidos. A solução deste tanque é alimentada em um outro tanque, do qual é dirigida para o circuito de absorção.

Para suprimir a oxidação catalítica do sulfito de sódio em sulfato de sódio por metais pesados na solução de lavagem, é adicionado a esta um inibidor de oxidação.

Entretanto, o sulfato de sódio é formado como um subproduto do absorvedor, e dos sais de sódio envolvidos em todo o processo este é o que apresenta a menor solubilidade. A formação deste sulfato em particular leva a perdas do reagente, o qual

deve conseqüentemente ser suplementado na forma de hidróxido de sódio através do tanque de solução.

O sulfato é removido em um cristalizador-evaporador separado, o qual é alimentado por uma parcela do fluxo de solução de absorção alimentado. o cristalizador de sulfato é operado no circuito de evaporação com uma suspensão enriquecida em cristais.

Uma parcela do fluxo de suspensão é dirigida para uma centrífuga onde é separada a mistura, a qual contém sulfito de sódio e sulfato de sódio.

Para regular o grau de enriquecimento em sais (por exemplo, NaCl), conforme estes se concentram na solução de lavagem circulante, um fluxo correspondente da água do hidrociclone é drenado da unidade de regeneração.

Após a neutralização da purga, por exemplo com uma solução de hidróxido de sódio ou cal, esta é dirigida a uma estação de tratamento de efluentes ou uma unidade de evaporação.

O vapor de SO<sub>2</sub> liberado no evaporador e no cristalizador é comprimido, fornecendo calor ao circuito do evaporador. Os gases ricos em SO<sub>2</sub> são resfriados em um condensador para permitir a condensação do vapor de água, e então submetidos a posterior tratamento.

O tratamento posterior dos gases ricos em SO<sub>2</sub> depende fortemente das condições locais e das possibilidades e fornecimento e deposição. Basicamente, é possível a obtenção dos seguintes produtos:

- em uma planta de liquefação: SO<sub>2</sub> líquido
- com a adição de gás natural: enxofre
- em uma planta de ácido sulfúrico: ácido sulfúrico concentrado

#### Estado de desenvolvimento

Este processo é particularmente adequado para utilização em refinarias e na indústria química, onde a infraestrutura adequado e unidades para tratamento dos gases ricos em SO<sub>2</sub> estão disponíveis.

Particularmente para sistemas que queimam óleo combustível, o processo Wellman-Lord constitui um processo industrialmente comprovado e completamente amadurecido de dessulfurização.

Há duas unidades em operação em conjunto com fornalhas que utilizam carvão como combustível nos E.U.A., totalizando 7,9 milhões de Nm<sup>3</sup> de gás.

#### Eficiência de remoção

Altas eficiências de remoção de SO<sub>2</sub> podem ser atingidas com o processo Wellman-Lord, chegando a 98%, desde que o reaquecimento dos gases de exaustão seja efetuado em um trocador de calor sem vazamentos.

Com respeito à remoção de particulados, este processo, como todos os processos úmidos, possui eficiência limitada. Altas concentrações de particulados de até 150 mg/Nm<sup>3</sup> não são em grande parte removidas na pré-lavagem e podem causar abrasão na torre de absorção e no reagente.

#### Desempenho em operação

Devido à alta absorvidade da solução de sulfito de sódio, flutuações no conteúdo de SO<sub>2</sub> e na quantidade de gases exaustos podem ser razoavelmente bem absorvidas pelo processo Wellman-Lord. A faixa de variação deste processo depende da operação da coluna recheada e está na faixa de 30%.

### **6.4.1.3. Processo úmido com amônia como reagente e sulfato de amônia como produto final**

#### Descrição do processo

Será descrito o processo Walther, que é um exemplo típico deste processo. Um fluxograma simplificado deste processo pode ser encontrado no anexo IX deste relatório.

Após passarem pelo pré-aquecedor regenerativo, os gases de exaustão passam por um primeiro estágio de lavagem, no qual ocorre a reação entre uma solução aquosa com aproximadamente 25% de amônia e os componentes ácidos dos gases (SO<sub>2</sub>, HCl, HF), que são encontrados subsequentemente na solução sob a forma salina.

Os gases que deixam a primeira torre de lavagem já foram em grande parte limpos. Estes passam por um eliminador de gotas e são dirigidos a uma segunda torre,

onde são lavados com água limpa. O segundo estágio de lavagem tem o objetivo de remover a amônia ainda presente após o primeiro estágio e os sais carregados pelos gases de exaustão.

A jusante do segundo lavador, os gases ainda contém materiais particulados de granulometria fina, gotas ultra-finas e aerossóis, os quais são removidos em um lavador de alta eficiência. Para aumentar a eficiência, vapor condensado é adicionado aos gases através de bicos nebulizadores, de modo que o aumento de aerossóis é afetado.

Após a remoção dos aerossóis, os gases limpos são aquecidos até a temperatura necessária para entrada na chaminé, através da troca de calor com os gases quentes. Como no primeiro estágio de lavagem apenas uma pequena proporção do sulfito da amônia formado é oxidado em sulfato de amônia, uma parcela do fluxo é constantemente removida do circuito de lavagem e alimentada em um tanque de oxidação onde esta é intensamente misturada com ar ambiente. A maior parte do sulfito de amônia é então oxidada em sulfato de amônia.

Em adição ao sulfato de amônia, a solução que deixa o tanque de oxidação contém resíduos de sulfito de amônia não convertidos bem como cloreto e fluoreto de amônia. Esta solução é armazenada em um tanque. A solução aquosa de sulfato de amônia flui do tanque da seção de oxidação para a seção de concentração. A solução é pré-aquecida por condensado de vapor em um pré-aquecedor antes de ser alimentada no circuito de evaporação. O aquecedor de recirculação é aquecido por gases que tiveram sua pressão elevada em um compressor.

A suspensão de cristais resultante é bombeada do evaporador para o hidrociclone. A suspensão com a concentração necessária para o processo de granulação é dirigida ao tanque de alimentação de granulador. Antes disto, pode ser efetuada a dosagem de aditivos, caso necessário, para melhorar a qualidade dos fertilizantes. A suspensão contendo cristais finos é nebulizada sobre um leito móvel no granulador.

O produto final obtido é o sulfato de amônia, que é comercializado como fertilizante. Deve-se ressaltar que este produto contém cloretos, fluoretos e cinzas de acordo com a composição dos gases de exaustão.

#### Eficiência de Remoção

Com este processo, consegue-se eficiência de remoção semelhante à do processo que utiliza cal como reagente.

#### 6.4.2. Processo Semi-seco

No processo semi-seco, ou processo tipo *spray dryer*, os gases de exaustão do gerador de vapor são alimentados na torre de nebulização da unidade de dessulfurização a jusante do exaustor do sistema de remoção de material particulado. Nesta torre, a suspensão absorvente, cujo componente ativo é o  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , é atomizada em finas gotas nos gases, durante o que a água contida na suspensão é evaporada e as substâncias contidas nos gases ( $\text{SO}_2$ ,  $\text{SO}_3$ ,  $\text{HCl}$  e  $\text{HF}$ ) reagem com o sal de cálcio. Podem ser utilizados bicos nebulizadores com ar comprimido ou atomizadores centrífugos para a atomização do reagente, dependendo do fornecedor do equipamento.

A temperatura de reação no absorvedor é controlada pela quantidade de água evaporada de modo que esta permanece entre 15 e 20°C acima da temperatura de orvalho. Isto leva à formação de um produto seco, uma mistura de sulfito/sulfato que é parcialmente descarregada na base do absorvente cônico e parcialmente transportada pelos gases até um filtro de mangas localizado a jusante da torre. O produto final coletado no absorvedor e no filtro de mangas é transportado por sistemas mecânicos e pneumáticos até um silo intermediário de armazenagem (conhecido como silo de reproduto). Após a passagem pelo filtro de mangas, os gases são dirigidos para a chaminé através de um exaustor e um trocador de calor.

A solução de cal alimentada na torre é composta por duas substâncias: uma solução de cal diluída em água com um conteúdo de sólidos de aproximadamente 20%, e produto recirculado, obtido do silo de reproduto e utilizado na forma de uma solução com um conteúdo de sólidos de aproximadamente 30%. Esta suspensão forma o principal componente do meio absorvente e é misturada com o leite de cal antes de ser injetada na torre. O produto é recirculado pelas seguintes razões:

- Aumenta o fator de utilização do cal, diminuindo o seu consumo
- Forma o conteúdo de sólidos da suspensão, aumentando a área superficial da matéria sólida na atomização. As condições para a absorção de poluentes são portanto melhoradas.

O produto final do processo de dessulfurização (mistura de sulfito/sulfato) é direcionado para um silo de armazenagem, para posterior transporte ou reprocesso.

### Eficiência de remoção

Eficiências totais de remoção de entre 90% a 95% podem ser atingidas com este processo. Uma remoção adicional de SO<sub>2</sub> dos gases ocorre na torta de filtragem nos filtros de mangas.

No lugar do filtro de mangas, pode ser utilizado um precipitador eletrostático no estágio final de remoção de particulados.

Em oposição aos processos úmidos, a eficiência deste processo é altamente influenciada pela temperatura de entrada dos gases de exaustão e pela concentração de SO<sub>2</sub> nos gases. Como o produto da dessulfurização deve estar seco devido ao risco de aglomeração, a temperatura de entrada dos gases deve ser superior a 100 – 110°C. A utilização de filtros de mangas neste processo resulta em emissões de material particulado abaixo de 30 mg/Nm<sup>3</sup>, independente da concentração inicial de material particulado nos gases.

### **6.4.3. Processos Secos**

#### **6.4.3.1. Processo com injeção de reagente seco (*dry sorbent injection process – DSIP*)**

##### Descrição do processo

O reagente, que consiste de CaCO<sub>3</sub>, CaO ou Ca(OH)<sub>2</sub> finamente moído, é transportado pneumaticamente de um silo de armazenagem para um silo de distribuição. Deste o reagente é injetado em vários níveis da câmara de combustão do gerador de vapor. A injeção deve ocorrer junto com o ar de diluição, o que apresenta as vantagens de evitar que o reagente seja injetado no núcleo a região de combustão e garantir uma boa distribuição do reagente ao longo da câmara de combustão. Há também a possibilidade de dosagem do reagente a jusante dos moinhos de carvão, fazendo com que este seja injetado junto com o carvão na câmara de combustão. Neste caso, é necessário que a temperatura da fornalha seja menor que por volta de 1000°C, para evitar a ocorrência de desativação do reagente devido à sinterização deste.

Os produtos finais deste processo, que consistem de CaO, CaSO<sub>4</sub>, CaCl<sub>2</sub> e CaCl são removidos em um precipitador eletrostático junto com as cinzas e transportados pneumaticamente para um silo. Após umedecida, esta mistura pode ser deposta em um aterro.

#### Eficiência de Remoção

A eficiência de remoção deste processo é influenciada por diversas variáveis, das quais

- tipo de combustível utilizado
- tipo e granulometria do reagente utilizado
- excesso de reagente (relação molar Ca/S)
- ponto de injeção e distribuição do reagente nos gases de exaustão
- temperatura de reação e tempo de residência no gerador de vapor

Como consequência da dependência da eficiência deste processo nas variáveis acima, diferentes eficiências de remoção foram atingidas em locais distintos com a utilização deste processo. Com as cinzas do combustível utilizado contendo uma alta proporção de constituintes alcalinos (CaO, MgO), enquanto ainda utilizando relações molares de Ca/S aceitáveis (3 a 5), foram medidos valores de 80%. Caso o combustível seja carvão betuminoso, entretanto, ou linhito com baixo teor de alcalinos nas cinzas, são atingidas eficiências máximas de dessulfurização de 65%.

#### **6.4.3.2. Processo com reagente seco (*dry sorbent process*)**

##### Descrição do processo

Neste processo, o reagente (geralmente Ca(OH)<sub>2</sub>) é posto em contato com os gases na forma de um pó seco. Os poluentes aderem à superfície das partículas do reagente e são coletados em um coletor de material particulado localizado a jusante, preferencialmente um filtro de mangas.

Como a separação dos gases ácidos (SO<sub>x</sub>, HCl, HF) é favorecida por temperaturas baixas, os gases de exaustão são resfriados por água de aproximadamente 130°C para 100°C. Isto também diminui o consumo de reagente.

Os produtos são coletados em um filtro de mangas a jusante antes dos gases serem dirigidos à chaminé por um exaustor. O produto final deste processo se encontra na forma de um pó seco constituído de vários sais de cálcio, cinzas carregadas residuais e hidróxido de cálcio não reagido.

#### Eficiência de remoção

Com este processo consegue-se atingir eficiências de remoção da ordem de 70 – 80%. Esta eficiência pode ser atingida com uma relação molar Ca/S de aproximadamente 1,5.

#### **6.4.3.3. Processo com carbono ativado**

Este processo pode ser utilizado não apenas para recuperar o SO<sub>2</sub> para uso comercial, podendo ser utilizado como um processo simultâneo para remoção de SO<sub>2</sub> e NO<sub>x</sub>. Ainda, este processo pode ser utilizado a jusante de um sistema de dessulfurização existente para remoção de NO<sub>x</sub>.

#### Descrição do processo

Os gases exaustos do precipitador eletrostático ou do filtro de mangas passam por um ventilador no qual são comprimidos até a pressão necessária. Então em um trocador de calor são resfriados por água até a temperatura ótima para a absorção, de por volta de 120°C.

O absorvedor compreende dois leitos móveis de coque, um sobre o outro. A área do fluxo incidente é separada em seção de aproximadamente 6 m de largura.

Os gases exaustos a serem tratados entram na seção inferior do absorvedor, passam pelo primeiro dos dois leitos de coque ativado e são coletados no intervalo entre as duas câmaras antes de serem dirigidos ao segundo estágio. Conforme os gases exaustos passam pelo primeiro leito de coque ativado, o SO<sub>2</sub> é adsorvido com um pouco de vapor de água e o oxigênio contido nos gases. Este é armazenado no leito ativado sob a forma de ácido sulfúrico. Ao mesmo tempo, compostos gasosos de cloro e de flúor, assim como o NO<sub>2</sub> são adsorvidos. Além disto, a maior parte dos pós ainda contida nos gases é retida mecanicamente no leito de coque ativado.

Antes de entrar no segundo estágio, a concentração de  $\text{SO}_2$  é ajustada em uma seção de mistura de modo que esta fique uniforme e amônia, previamente diluída por gases, é injetada no fluxo de gases principal.

No segundo estágio, as propriedades catalíticas do coque ativado são exploradas para reagir as moléculas de NO presentes nos gases. Em uma primeira etapa, o  $\text{NH}_3$  é adsorvido e reage na superfície ativada do coque com o NO dando origem a  $\text{NO}_2$  e  $\text{H}_2\text{O}$ .

A vazão de coque é controlada como uma função da carga de  $\text{SO}_2$  após o primeiro estágio assim como o fluxo de gases através da variação da velocidade das esteiras transportadoras de coque localizadas sob os adsorvedores. O fluxo uniforme de coque em todas as câmaras é checado uma vez por dia em pontos localizados em seções de transferência entre a antecâmara e o segundo estágio.

No adsorvedor, o coque é alimentado através de tubos que são envoltos por gases exaustos a temperaturas entre 300 e 600°C. Desta forma o coque é aquecido até a temperatura necessária de entre 400 e 450°C, na qual a desorção do  $\text{SO}_2$  ocorre.

Ao deixar os tubos, o coque ativado é armazenado por duas a três horas, para permitir a liberação de gases residuais ricos em  $\text{SO}_2$ , e depois é alimentado em uma seção de resfriamento, onde é indiretamente resfriado por ar até uma temperatura de aproximadamente 100°C.

O ar da seção de resfriamento do adsorvedor, que é aquecido até cerca de 250°C pode ser utilizado como ar de combustão na câmara de combustão.

#### Eficiência de remoção

Com este processo, em instalações com um único estágio, podem ser atingidas eficiências de remoção de por volta de 90% para  $\text{SO}_2$  e de entre 60 e 70% para  $\text{NO}_x$ . Já em instalações com dois estágios, praticamente todo o  $\text{SO}_2$  é removido e consegue-se eficiências de remoção de  $\text{NO}_x$  da ordem de 80%.

#### **6.4.4. Outros processos de dessulfurização**

Há outros processos de dessulfurização existentes ou em desenvolvimento, utilizando outros aditivos como solução de citrato de sódio, hidróxido de magnésio, peróxido de hidrogênio, etc. Alguns destes processos aplicam-se exclusivamente ao

setor industrial. Estes processos podem ser encontrados na bibliografia relacionada e não serão descritos neste trabalho.

### **6.5. Monóxido de Carbono**

O controle das emissões de monóxido de carbono é realizado através do controle da combustão do carbono contido no combustível. Embora a exposição aos gases da combustão não diluídos, os quais podem conter aproximadamente 0,2% de monóxido de carbono, seja extremamente perigosa, as concentrações deste nas redondezas de usinas termelétricas não representam um perigo, ao contrário do efeito cumulativo provocado pelos gases de exaustão de motores de carros em túneis, por exemplo.

Os níveis de emissões de monóxido de carbono não são regulamentados para usinas termelétricas e, portanto, o seu controle estará mais associado à maior eficiência do gerador de vapor.

### **6.6. Óxidos de Nitrogênio**

A maioria dos processos de combustão tem como consequência a emissão de  $\text{NO}_x$ , principalmente na forma de NO. O NO é um dos poluentes cujo controle é mais difícil, devido à sua baixa acidez e baixa solubilidade em água.

Os óxidos de nitrogênio são formados tanto devido à reação do oxigênio presente no ar de combustão com o nitrogênio presente no combustível como com o nitrogênio presente no ar.

A melhor maneira de limitar a emissão de  $\text{NO}_x$  tem sido comprovadamente o controle da reação de combustão. Isto pode ser feito com menores quantidades de oxigênio na câmara de combustão ou através de menores temperaturas de chama. A utilização de combustão estagiada – na qual o nitrogênio presente no combustível é liberado em uma região com pouco oxigênio, e então ar é adicionado para completar a combustão após o nitrogênio presente no combustível já se ter se recombinado em sua maior parte em  $\text{N}_2$  – é reconhecidamente benéfica na redução da emissão de  $\text{NO}_x$ . Os chamados *low  $\text{NO}_x$  burners*, em combinação com combustão estagiada, recirculação de gases e limitação do oxigênio podem diminuir a emissão de  $\text{NO}_x$  em até 50%, em comparação com uma reação de combustão sem nenhum controle.

Caso uma redução de mais que 50% seja necessária, sistemas de controle de emissão de  $\text{NO}_x$  podem ser adicionados, que têm como objetivo a redução de NO em  $\text{N}_2$  e  $\text{O}_2$ . Dois processos podem ser utilizados: o de redução seletiva não catalítica (*selective non-catalytic reduction- SNCR*), no qual um agente redutor – geralmente amônia ou uréia – é injetado na região de combustão, e o de redução catalítica (*selective catalytic reaction – SCR*), que utiliza um agente catalisador – geralmente o pentóxido de vanádio – e um agente redutor – amônia ou uréia – na redução do NO e do  $\text{NO}_2$  em  $\text{N}_2$  e  $\text{O}_2$ .

### **6.7. Comparação entre os sistemas descritos**

O maneira tradicional de efetuar o controle de emissões de poluentes presentes em gases de combustão é utilizar sistemas de controle em série, cada um com o objetivo de combater um diferente poluente. Tal abordagem, entretanto, além de representar uma maior complexidade de operação, implica em grandes investimentos e custos operacionais e de manutenção. O ideal seria poder utilizar um sistema de tratamento de gases integrado, que garantisse emissões dos poluentes presentes abaixo dos limites estabelecidos pela legislação.

Para o tratamento do material particulado, será empregado um estágio de ciclone, com 16 ciclones do modelo russo CN15, de 1.750 mm de diâmetro cada. A eficiência global de coleta deste estágio é de por volta de 84%. Para coleta das partículas de pequeno diâmetro contidas nos gases, recomenda-se a utilização de filtro de mangas, que demanda investimentos da ordem de 50% menores que o precipitador eletrostático nesta faixa de vazões. Além disto, este é um sistema mais "robusto" e menos susceptível que o precipitador eletrostático a variações na eficiência de coleta dadas variações nas condições de projeto. Esta solução já é empregada com sucesso no controle de emissão de materiais particulados na usina atual.

Para tratamento do dióxido de enxofre, optou-se pela utilização do processo úmido, com a rocha calcária como reagente. Embora a escolha por este processo implique em grandes investimentos iniciais e na geração de efluentes líquidos, os custos operacionais são menores que com o processo semi-seco e os investimentos são relativamente menores que aqueles relacionados à aquisição de equipamentos para um processo seco com leito recirculante, segundo estimativas de preços levantadas com fabricantes consultados. Um fator determinante para tal é que não existem fabricantes

nacionais com tal tecnologia e, após a alta do dólar, os preços cotados para estes equipamentos ficaram pouco competitivos.

Deve-se citar ainda que o processo úmido, utilizando rocha calcária como reagente, é a solução mais empregada no mundo para a remoção de óxidos de enxofre em usinas termelétricas a carvão. Dentre as vantagens deste processo, podemos citar o baixo custo do cal, em comparação aos demais reagentes citados, eficiência de absorção de dióxido de enxofre e ácido halogenados dos gases de exaustão maior que 95%, operação de um único módulo e a vantagem de ser uma tecnologia conhecida e comprovada a mais de 30 anos. Como desvantagens, além do alto consumo de energia (geralmente entre 1 e 2% da potência bruta de uma usina) nos ventiladores, bicos nebulizadores e bombas de recirculação da solução de lavagem dos gases, deve-se ressaltar o inconveniente da geração de efluentes líquidos, sendo necessária uma estação de tratamento de efluentes, e da deposição do gesso gerado como produto, que não possui mercado para comercialização no Brasil. O gesso gerado como produto no tratamento de gases pode ser utilizado no aterramento das minas exploradas de carvão, fazendo uso do mesmo sistema de transporte do carvão entre as minas e a usina.

O processo semi-seco (*spray drying*), utilizando cal como reagente é bastante similar ao processo úmido, com a diferença de que as gotas da mistura formada são secas durante o processo, dando origem a um efluente sólido seco. O processo semi-seco demanda investimentos entre 20 e 30% menores que o processo úmido, além de um consumo de energia consideravelmente menor (da ordem de 1% da potência bruta da usina). Este processo possui, entretanto, uma característica que para combustíveis com alto teor de enxofre pode ser considerada uma desvantagem: a reação entre a mistura e o SO<sub>2</sub> está limitada a um curto período de tempo antes da secagem, correndo o risco de formar uma camada de sulfito de cálcio e sulfatos reagidos na superfície do reagente, diminuindo a taxa de reação e os coeficientes de transferência de massa. Este fato limita este processo a aplicações em que o combustível possui por volta de 2% de enxofre em peso ou menos. Ainda, o custo do cal (aproximadamente 4 vezes maior que o da rocha calcária), torna este processo pouco atraente em comparação ao processo úmido, principalmente em casos em que o teor de enxofre contido no combustível é alto.

O processo seco tem sido bastante desenvolvido nos últimos anos, e pode ser considerado o "mais elegante" dentre os processos descritos, demandando um menor número de equipamentos, além de simplicidade de operação. Este sistema demanda

menos energia que os outros processos descritos, apresentando as mesmas vantagens do processo semi-seco em relação ao processo úmido. Para que se possa atingir os padrões de emissões exigidos pelo CONAMA, entretanto, verificou-se que a eficiência de coleta do sistema de tratamento de dióxido de enxofre deve ser superior a 85%, o que não pode ser garantido com a injeção de reagente na região de combustão. A solução encontrada seria a utilização de leito recirculante, mas, como mencionado anteriormente, não há fabricantes que dominem esta tecnologia no Brasil, o que torna este processo pouco competitivo em relação aos demais processos citados.

O nível de emissões de  $\text{NO}_x$  ainda não é controlado no Brasil, e a geração de  $\text{NO}_x$  na Usina Termelétrica de Figueiras pode ser estimada em  $1.200 \text{ mg/Nm}^3$  (aproximadamente  $720 \text{ mg/m}^3$ ), que é o valor verificado em instalações semelhantes no mundo. Como descrito no item 6.6 deste relatório, este valor pode ser reduzido em por volta de 50% apenas com a instalação de queimadores adequados, e com o controle da reação de combustão. Com esta redução, para por volta de  $360 \text{ mg/m}^3$  de gases, as emissões de  $\text{NO}_x$  já ficam bem abaixo dos limites estabelecidos, por exemplo, na Alemanha, para Usinas Termelétricas a carvão com potência nominal acima de 300 MW, de  $800 \text{ mg/m}^3$ , e se aproximam bastante dos limites futuros previstos para o Estado do Rio Grande do Sul, de  $340 \text{ mg/m}^3$ , estando a usina já pronta para adequações a uma possível futura regulamentação no estado do Paraná para os níveis de emissões de  $\text{NO}_x$ .

Outra solução possível é a aquisição de uma caldeira nova do tipo leito fluidizado, em cujo leito pode ser injetado o reagente, trabalhando-se com baixos níveis de emissão de  $\text{SO}_2$ . Além disto, as baixas temperaturas na câmara (de entre 800 e 900°C) e a menor quantidade de excesso de ar garantem baixa emissão de  $\text{NO}_x$ , e a combustão mais eficiente garante menores níveis de emissões de monóxido de carbono.

## 7. Considerações Finais

Embora realizado de maneira generalizada, com a adoção de índices e hipóteses simplificadoras nos cálculos efetuados, o presente estudo permite uma boa visão dos diversos parâmetros e variáveis envolvidos no projeto de uma central termelétrica a carvão mineral. A continuidade deste trabalho deve abranger, dentre outros, aspectos de segurança e confiabilidade da usina além de aspectos ambientais, como os sistemas de tratamento de efluentes líquidos, em particular os aspectos econômicos relacionados ao sistema de abatimento dos compostos de enxofre resultantes da reação de combustão, assim como os sistemas de captação e tratamento da água de reposição do gerador de vapor, de modo a adequar o projeto às exigências ambientais e de confiabilidade.

Uma das contribuições mais importantes deste trabalho foi a implementação das propriedades termodinâmicas da água, através de equações, em software. Desta forma, é possível a utilização destas como funções em planilhas eletrônicas como o EXCEL, tornando-a uma poderosa ferramenta para o cálculo de balanços térmico e mássico, e otimizando o tempo e a obtenção dos resultados. Desta maneira, é possível verificar a influência da variação do valor da pressão de uma extração de vapor na turbina, ou da temperatura de geração de vapor, por exemplo, no desempenho global do ciclo termodinâmico, uma vez que o balanço do ciclo é efetuado automaticamente.

É possível ainda, após o refinamento dos cálculos dos investimentos, avaliar os benefícios da utilização de um equipamento com maior rendimento e possivelmente maiores custos de investimento no desempenho do ciclo, assim como a sua viabilidade econômica. A planilha pode ser utilizada para analisar e comparar propostas de diferentes fabricantes de equipamentos, possibilitando a utilização de um critério objetivo para a escolha da melhor configuração final.

A grande infraestrutura presente na Usina Termelétrica de Figueiras é um fator essencial para a redução dos custos de implantação da usina de 100 MW, e sua consequente viabilização econômica. A disponibilidade de amplo terreno na usina atual, associada às instalações existentes, como instalações de armazenagem de combustível auxiliar para a partida dos geradores de vapor, pátio de carvão e espaço disponível na casa de força, dentre outros, são exemplo desta influência da diminuição dos investimentos necessários.

Por outro lado, a possibilidade de aquisição de equipamentos seminovos para usina, em particular o gerador de vapor, diminuem sensivelmente os investimentos necessários para a implantação desta, diminuindo os custos de geração elétrica. Este fato é contrabalançado pela possibilidade de aquisição de um gerador de vapor do tipo leito fluidizado, o qual, apesar de demandar maiores investimentos, implica em uma simplificação considerável no sistema de tratamento de gases, além de menor consumo de energia nos equipamentos periféricos, como por exemplo na moagem do carvão, por não serem necessárias partículas extremamente finas como em uma caldeira na qual o combustível é pulverizado.

Ainda, na análise técnico-econômica não são levados em conta fatores como a diluição dos custos operacionais específicos da usina atual, tanto fixos como variáveis, obtida através da otimização da utilização da infraestrutura local, e da operação em maior escala das reservas de carvão, diminuindo os custos específicos da exploração da mina.

Mesmo com a adoção de valores de rendimentos e utilização de índices para cálculos de investimentos e custos operacionais de forma conservadora, observa-se um desempenho técnico-econômico satisfatório para o sistema, com possibilidade de atraentes taxas de retorno sobre o investimento.

É ainda importante mencionar que o cenário econômico atual do país é favorável à implantação de uma usina utilizando carvão mineral como combustível, uma vez que os principais combustíveis utilizados em geração elétrica têm o seu preço cotado internacionalmente e conseqüentemente atrelados ao dólar. A desvalorização da moeda nacional tem como consequência imediata o aumento dos custos operacionais de centrais termelétricas que utilizam óleo combustível ou gás natural, e como consequência futura o aumento das tarifas de energia elétrica.

Finalmente, a implantação de uma usina termelétrica tem como conseqüências o engrossamento da rede produtiva, a geração de um grande número de empregos diretos e indiretos na região e elevação da arrecadação dos municípios envolvidos, dentre outros benefícios econômicos e sociais para a região.

## 8. Bibliografia

- [1] Bejan, Adrian et alli, *Thermal Design and Optimization*, John Wiley & Sons, New York, 1996.
- [2] Wylen, Gordon van et alli, *Fundamentals of Classical Thermodynamics*, 4ª ed., Jon Wiley & Sons, New York, 1993.
- [3] FIGENER S.A. Engenheiros Associados, *Arquivos*
- [4] Irvine Jr., T. F. et al, *Steam and gas tables with computer equations*, Academic Press, 1984.
- [5] Rizhkin, V. Ya., *Centrais Termelétricas – Primeira Parte*, Ed. Mir Moscú, Rússia, 1979.
- [6] Legislação Federal; *Controle de Poluição Ambiental*; Governo do Estado de São Paulo, Secretaria do Meio Ambiente; São Paulo, 1993
- [7] Licht, W. e Koch, W.; *New Design Approach Boosts Ciclone Efficiency*; Chemical Engineering, 07 de Novembro de 1.977
- [8] Leith, D. e Mehta, D.; *Ciclone Performance and Design*; Atmospheric Pergamon Press, 1.973. Vol. 7, pp 527-549, Reino Unido
- [9] Strauss, W.; *Industrial Gas Cleaning – The principles and practice of the control of gaseous and particulate emissions*; 2ª ed.; Pergamon Press, 1975
- [10] Sedman, C. B.; *Controlling Emissions from Fuel and Waste Combustion*; Chemical Engineering, Janeiro de 1.999
- [11] *Memento des Parties de Charge*
- [12] FICHTNER; *Feasibility Study on Flue Gas Cleaning Improvement – COPESUL Brazil*; fevereiro de 1.997

## **Anexos**

**Anexo I – Configuração do Ciclo Termodinâmico**

**Anexo II – Resultados dos Balanços de Massa e Energia**

**Anexo III – Análise Econômica**

**Anexo IV – Equações Utilizadas no Cálculo das Propriedades Termodinâmicas da Água**

**Anexo V – Análise do Carvão Mineral**

**Anexo VI – Limites de Emissões de Poluentes (Resoluções CONAMA)**

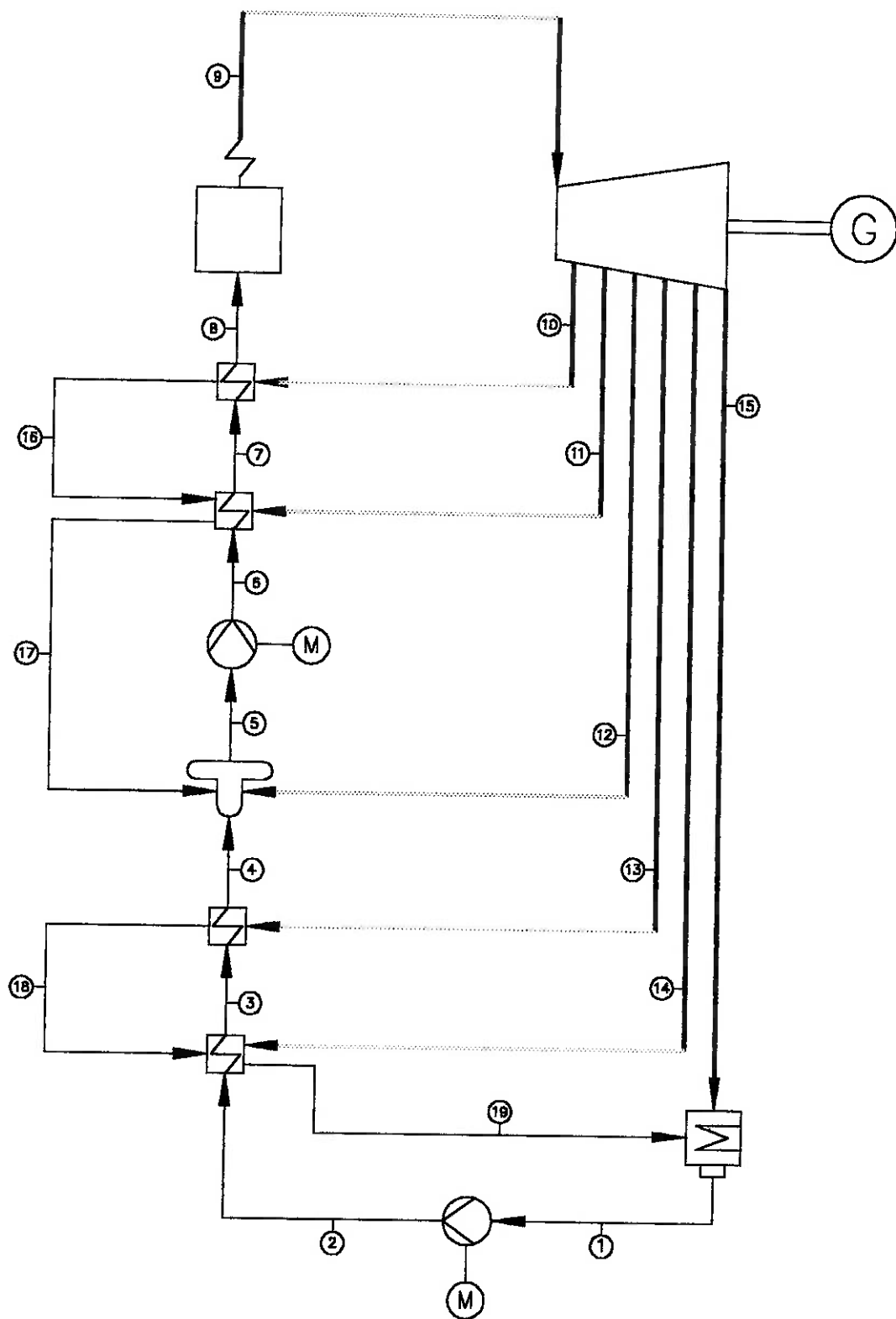
**Anexo VII – Cálculo da Reação de Combustão e das Emissões de Poluentes**

**Anexo VIII – Análise dos Ciclones**

**Anexo IX – Fluxogramas Simplificados do Sistema de Tratamento de Gases**

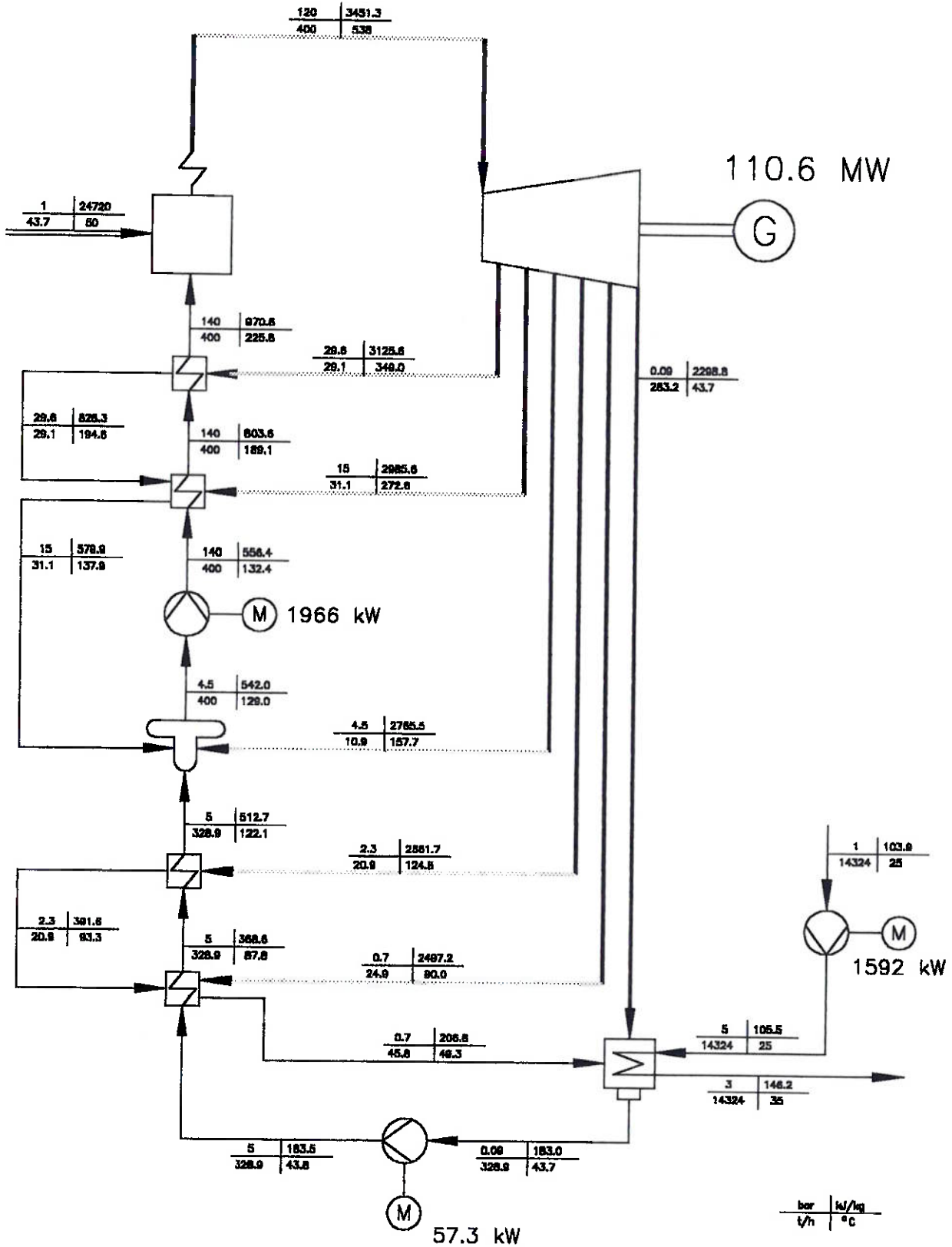
**Anexo I**  
**Configuração do Ciclo Termodinâmico**

Anexo I  
Configuração do Ciclo Termodinâmico



**Anexo II**  
**Resultados dos Balanços de Massa e Energia**

Anexo II  
 BALANÇO DE MASSA E ENERGIA  
 05 ESTAGIOS DE PRÉ-AQUECIMENTO DA AGUA DE ALIMENTAÇÃO





Estado	m (t/h)	p(bar)	Tsat (°C)	T (°C)	x	h (kJ/kg)	h'(kJ/kg)	s (kJ/kg°C)	Ts	xs	hs	ss	η (%)	W (MW)
1	328,91	0,09	43,7	43,7	-	183,03	-	-	-	-	-	-	-	-
2	328,91	5	151,9	43,8	-	183,54	183,54	-	-	-	-	-	-	-
3	328,91	5	151,9	87,8	-	368,56	368,56	-	-	-	-	-	-	-
4	328,91	5	151,9	122,1	-	512,68	512,68	-	-	-	-	-	-	-
5	400,00	4,5	148,0	129,0	-	541,99	541,99	-	-	-	-	-	-	-
6	400,00	140	336,8	132,4	-	556,43	556,43	-	-	-	-	-	-	-
7	400,00	140	336,8	189,1	-	803,61	803,61	-	-	-	-	-	-	-
8	400,00	140	336,8	225,8	-	970,80	970,80	-	-	-	-	-	-	-
9	400,00	120	325,5	538,0	-	3451,27	-	6,6661	-	-	-	-	-	-
10	29,11	29,56	232,8	349,0	-	3125,61	3125,61	6,7666	324,1	-	3068,14	6,6656	85,00%	36,18393
11	31,08	15	198,2	272,6	-	2985,55	2985,55	6,8137	261,8	-	2960,83	6,7663	85,00%	14,43007
12	10,90	4,5	148,0	157,7	-	2765,46	2765,46	6,9027	148,0	0,9917	2726,63	6,8137	85,00%	20,77426
13	20,88	2,3	124,8	124,8	0,9763	2661,66	2661,66	6,9487	124,8	0,9680	2643,35	6,9027	85,00%	9,483577
14	24,88	0,7	90,0	90,0	0,9286	2497,23	2497,23	7,0285	90,0	0,9159	2468,21	6,9487	85,00%	14,07
15	283,15	0,09	43,7	43,7	0,8823	2298,82	2298,82	7,2968	43,7	0,8468	2213,78	7,0285	70,00%	15,60528
16	29,11	29,56	232,8	194,6	-	828,27	-	-	-	-	-	-	-	-
17	31,08	15	198,2	137,9	-	579,91	-	-	-	-	-	-	-	-
18	20,88	2,3	124,8	93,3	-	391,63	-	-	-	-	-	-	-	-
19	45,77	0,7	90,0	49,3	-	206,77	-	-	-	-	-	-	-	-

**Anexo III**  
**Análise Econômica**

## Características da Planta

Potência Bruta	98 MW
Fator de Capacidade	92,0%
Potência Líquida	90,2 MW

## Impostos

ANEEL	0,50%
PIS + COFINS	3,65%
I.R.Contr.Social	33,00%
ICMS	0,00%

## Investimentos

Sub-total do Projeto	75.000	1.000 US\$
Remuneração capital próprio	1.535	1.000 US\$
Encargos capital terceiros	3.351	1.000 US\$
<b>Total do Projeto</b>	<b>79.886</b>	<b>1.000 US\$</b>

## Custo específico de instalação

Total do EPC	765	US\$/kW
Total do Projeto	815	US\$/kW

Participação Equity	20,00%
Valor Equity (1.000US\$)	16.535

Participação DEBT	80,00%
Valor Debt (1.000US\$)	63.351
Prazo	6 anos
Taxa de juros	6,00%

## Cálculo das despesas operacionais

Despesas variáveis	
Preço do carvão	25,00 US\$/TON
	50,00 R\$/TON
Consumo de carvão	0,446 T/MWh
Custo carvão	11,15 US\$/MWh
Custo calcário	1,57 US\$/MWh
Total carvão + calcár	12,72 US\$/MWh
Despesas fixas	
Adm / O&M	1.147,96 US\$/ANO
Total Custos Fixos	1.147,96 US\$/ANO

Taxa de Câmbio 2 R\$/US\$

TIR (equity) 30 anos 12,01%

Tarifa média 23,80 US\$/MWh

TABELA PRICE - Cálculo das Prestações do Financiamento

FONTE DE FINANCIAMENTO	ELETROBRÁS									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
PRAZO	6 ANOS									
TAXA DE FINANCIAMENTO	0 ANO									
VALOR FINANCIAMENTO	63.351 US\$ MIL									
VALOR DA PRESTAÇÃO	12.883 US\$ MIL									
ANOS	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
SALDO INICIAL	63.351	54.269	44.642	34.437	23.620	12.154	0	0	0	0
JUROS	3.801	3.256	2.678	2.066	1.417	729	0	0	0	0
AMORTIZAÇÃO	9.082	9.627	10.205	10.817	11.466	12.154	0	0	0	0
PRESTAÇÃO	12.883	12.883	12.883	12.883	12.883	12.883	0	0	0	0
SALDO FINAL	54.269	44.642	34.437	23.620	12.154	0	0	0	0	0



## FLUXO DE CAIXA

ANO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
<b>RECEITA OPERACIONAL</b>													
Receita venda energia elétrica	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801
Outras receitas	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<b>Total Receitas Operacionais</b>	<b>18.801</b>	<b>18.801</b>	<b>18.801</b>	<b>18.801</b>	<b>18.801</b>	<b>18.801</b>	<b>18.801</b>	<b>18.801</b>	<b>18.801</b>	<b>18.801</b>	<b>18.801</b>	<b>18.801</b>	<b>18.801</b>
<b>ICMS</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>
<b>Receita Operacional Bruta</b>	<b>18.801</b>	<b>18.801</b>	<b>18.801</b>	<b>18.801</b>	<b>18.801</b>	<b>18.801</b>	<b>18.801</b>	<b>18.801</b>	<b>18.801</b>	<b>18.801</b>	<b>18.801</b>	<b>18.801</b>	<b>18.801</b>
<b>DESPESA OPERACIONAL</b>													
Carvão	0	0	0	2.202	4.403	6.605	8.806	8.806	8.806	8.806	8.806	8.806	8.806
Calcário	1.240	1.240	1.240	1.240	1.240	1.240	1.240	1.240	1.240	1.240	1.240	1.240	1.240
Custos fixos + Despesas O&M	1.148	1.148	1.148	1.148	1.148	1.148	1.148	1.148	1.148	1.148	1.148	1.148	1.148
Outros custos	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ANEEL	94	94	94	94	94	94	94	94	94	94	94	94	94
PIS/CONFINS	686	686	686	686	686	686	686	686	686	686	686	686	686
Depreciação contábil dos equipamentos 20 anos	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994
Juros da dívida	3.801	3.256	2.678	2.066	1.417	729	0	0	0	0	0	0	0
<b>Total de despesas</b>	<b>10.964</b>	<b>10.419</b>	<b>9.841</b>	<b>11.430</b>	<b>12.983</b>	<b>14.496</b>	<b>15.969</b>	<b>15.969</b>	<b>15.969</b>	<b>15.969</b>	<b>15.969</b>	<b>15.969</b>	<b>15.969</b>
<b>Saldo operacional antes do I.R.</b>	<b>7.838</b>	<b>8.382</b>	<b>8.960</b>	<b>7.371</b>	<b>5.818</b>	<b>4.305</b>	<b>2.832</b>	<b>2.832</b>	<b>2.832</b>	<b>2.832</b>	<b>2.832</b>	<b>2.832</b>	<b>2.832</b>
<b>Imposto de Renda / Contr. Social</b>	<b>2.586</b>	<b>2.766</b>	<b>2.957</b>	<b>2.432</b>	<b>1.920</b>	<b>1.421</b>	<b>935</b>	<b>935</b>	<b>935</b>	<b>935</b>	<b>935</b>	<b>935</b>	<b>935</b>
<b>Lucro líquido após I.R.</b>	<b>5.251</b>	<b>5.616</b>	<b>6.003</b>	<b>4.938</b>	<b>3.898</b>	<b>2.884</b>	<b>1.898</b>	<b>1.898</b>	<b>1.898</b>	<b>1.898</b>	<b>1.898</b>	<b>1.898</b>	<b>1.898</b>
Reversão da depreciação	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994
Amortização principal	-9.082	-9.627	-10.205	-10.817	-11.466	-12.154	0	0	0	0	0	0	0
<b>Saldo de caixa líquido</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>
	163	-17	-207	-1.884	-3.573	-5.276	5.892	5.892	5.892	5.892	5.892	5.892	5.892
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
	163	-17	-207	-1.884	-3.573	-5.276	5.892	5.892	5.892	5.892	5.892	5.892	5.892

## FLUXO DE CAIXA

ANO	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27
<b>RECEITA OPERACIONAL</b>														
Receita venda energia elétrica	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801
Outras receitas	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total Receitas Operacionais	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801
ICMS	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Receita Operacional Bruta	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801
<b>DESPESA OPERACIONAL</b>														
Carvão	8.806	8.806	8.806	8.806	8.806	8.806	8.806	8.806	8.806	8.806	8.806	8.806	8.806	8.806
Calçário	1.240	1.240	1.240	1.240	1.240	1.240	1.240	1.240	1.240	1.240	1.240	1.240	1.240	1.240
Custos fixos + Despesas O&M	1.148	1.148	1.148	1.148	1.148	1.148	1.148	1.148	1.148	1.148	1.148	1.148	1.148	1.148
Outros custos	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ANEEL	94	94	94	94	94	94	94	94	94	94	94	94	94	94
PIS/CONFINS	686	686	686	686	686	686	686	686	686	686	686	686	686	686
Depreciação contábil dos equipamentos	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994
Juros da dívida	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total de despesas	15.969	15.969	15.969	15.969	15.969	15.969	15.969	11.974	11.974	11.974	11.974	11.974	11.974	11.974
Saldo operacional antes do I.R.	2.832	2.832	2.832	2.832	2.832	2.832	2.832	6.827	6.827	6.827	6.827	6.827	6.827	6.827
Imposto de Renda / Contr. Social	935	935	935	935	935	935	935	2.253	2.253	2.253	2.253	2.253	2.253	2.253
Lucro líquido após I.R.	1.898	1.898	1.898	1.898	1.898	1.898	1.898	4.574	4.574	4.574	4.574	4.574	4.574	4.574
Reversão da depreciação	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Amortização principal	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	3.994	0	0	0	0	0	0	0
Saldo de caixa líquido	5.892	5.892	5.892	5.892	5.892	5.892	5.892	4.574	4.574	4.574	4.574	4.574	4.574	4.574
	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27
	5.892	5.892	5.892	5.892	5.892	5.892	5.892	4.574	4.574	4.574	4.574	4.574	4.574	4.574

## FLUXO DE CAIXA

ANO	28	29	30	31	32	33	34	35
<b>RECEITA OPERACIONAL</b>								
Receita venda energia elétrica	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801
Outras receitas	0	0	0	0	0	0	0	0
Total Receitas Operacionais	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801
ICMS	0	0	0	0	0	0	0	0
Receita Operacional Bruta	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801	18.801
<b>DESPESA OPERACIONAL</b>								
Carvão	8.806	8.806	8.806	8.806	8.806	8.806	8.806	8.806
Calçário	1.240	1.240	1.240	1.240	1.240	1.240	1.240	1.240
Custos fixos + Despesas O&M	1.148	1.148	1.148	1.148	1.148	1.148	1.148	1.148
Outros custos	0	0	0	0	0	0	0	0
ANEEL	94	94	94	94	94	94	94	94
PIS/CONFINS	686	686	686	686	686	686	686	686
Depreciação contábil dos equipamentos	0	0	0	0	0	0	0	0
Juros da dívida	0	0	0	0	0	0	0	0
Total de despesas	11.974	11.974	11.974	11.974	11.974	11.974	11.974	11.974
Saldo operacional antes do I.R.	6.827	6.827	6.827	6.827	6.827	6.827	6.827	6.827
Imposto de Renda / Contr. Social	2.253	2.253	2.253	2.253	2.253	2.253	2.253	2.253
Lucro líquido após I.R.	4.574	4.574	4.574	4.574	4.574	4.574	4.574	4.574
Reversão da depreciação	0	0	0	0	0	0	0	0
Amortização principal	0	0	0	0	0	0	0	0
Saldo de caixa líquido	4.574	4.574	4.574	4.574	4.574	4.574	4.574	4.574
	28	29	30	31	32	33	34	35
	4.574	4.574	4.574	4.574	4.574	4.574	4.574	4.574

**Anexo IV**  
**Equações Utilizadas no Cálculo das Propriedades**  
**Termodinâmicas da Água**

## Anexo IV

### Equações Utilizadas no Cálculo das Propriedades Termodinâmicas da Água

As equações utilizadas no cálculo das propriedades da água na saturação e na região de vapor superaquecido para o balanço térmico e mássico do ciclo termodinâmico são apresentadas a seguir.

As rotinas foram desenvolvidas com base nas equações constantes em:

IRVINE Jr, T.F. & LILEY, P.E. "Steam and Gas Tables with Computer Equations"- ' Academic Press, Inc., 1984.

---

' Temperatura de saturação a uma dada pressão  
' Tsat [°C]  
' Válida entre 273,16 e 647,3 K (0,000611 a 22,1 MPa)

Function Tsat(P)

If (P < 123.3) Then

$$\text{Tsatsat} = 42.6776 - 3892.7 / (\text{Log}(P / 10) - 9.48654) - 273.15$$

$$\text{Else: Tsatsat} = -387.592 - 12587.5 / (\text{Log}(P / 10) - 15.2578) - 273.15$$

End If

End Function

---

' Pressão de saturação a uma dada temperatura.  
' Psat [bar]  
' Válida entre 273,16 e 647,3 K

Function Psat(T)

$$T = T + 273.15$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{sat}} = & 10.4592 - 4.04897E-3*T - 4.1752E-5*T^2 + 3.6851E-7*T^3 - 1.0152E- \\
 & 9*T^4 + 8.6531E-13*T^5 + 9.03668E-16*T^6 - 1.9969E-18*T^7 + \\
 & 7.79287E-22*T^8 + 1.91482E-25*T^9 - 3968.06/(T - 39.5735) \\
 P_{\text{sat}} = & \text{Exp}(P_{\text{sat}})*10
 \end{aligned}$$

End Function

---

' Volume específico do líquido saturado a uma dada temperatura  
 ' Vliq [m³/kg]  
 ' Válida entre 273,16 e 647,3 K

Function Vliq(T)

Dim TC As Single

$$\begin{aligned}
 TC = & (647.3 - (T + 273.15)) / 647.3 \\
 V_{\text{liq}} = & 0.003155*(1 - 1.9153882*TC^{(1/3)} + 12.015186*TC^{(50/6)} - \\
 & 7.8464025*TC^{(7/8)} - 3.888614*TC + 2.0582238*TC^2 - \\
 & 2.0829991*TC^3 + 0.82180004*TC^4 + 0.47549742*TC^5)
 \end{aligned}$$

End Function

---

' Volume específico do vapor saturado a uma dada temperatura  
 ' Vvap [m³/kg]  
 ' Válida entre 273,16 e 647,3 K

Function Vvap(T)

Dim TC As Single

$$TC = (647.3 - (T + 273.15)) / 647.3$$

$$V_{\text{vap}} = 3.155\text{E-}3 * 22.089 * (1 + 1.6351057*TC^{(1/3)} + 52.584599*TC^{(5/6)} - 44.694653*TC^{(7/8)} - 8.9751114*TC - 0.4384553*TC^2 - 19.179576*TC^3 + 36.765319*TC^4 - 19.462437*TC^5) / (P_{\text{sat}}(T)*0.1)$$

End Function

---

' Entalpia do líquido saturado a uma dada temperatura

' Hliq [kJ/kg]

' Válida entre 273,16 e 647,3 K

Function Hliq(T)

Dim TC As Single

$$TC = (647.3 - (T + 273.15)) / 647.3$$

If ((T + 273.15) >= 273.16) And ((T + 273.15) < 300) Then

$$\begin{aligned} H_{\text{liq}} = & 2099.3*(624.698837*TC - 2343.85369*TC^2 - \\ & 9508.12101*TC^3 + 71628.7928*TC^4 - 163535.221*TC^5 + \\ & 166531.093*TC^6 - 64785.4585*TC^7) \end{aligned}$$

Elseif ((T + 273.15) >= 300) And ((T + 273.15) < 600) Then

$$\begin{aligned} H_{\text{liq}} = & 2099.3*(0.8839230108 - 2.67172935*TC + \\ & 6.22640035*TC^2 - 13.1789573*TC^3 - 1.91322436*TC^4 + \\ & 68.7937653*TC^5 - 124.819906*TC^6 + 72.1435404*TC^7) \end{aligned}$$

Elseif ((T + 273.15) >= 600) And ((T + 273.15) < 647.3) Then

$$\begin{aligned} H_{\text{liq}} = & 2099.3*(1 - 0.441057805*TC^{(1/3)} - 5.52255517*TC^{(5/6)} \\ & + 6.43994847*TC^{(7/8)} - 1.64578795*TC - \\ & 1.30574143*TC^2) \end{aligned}$$

End If

End Function

---

' Entalpia de vaporização a uma dada temperatura

' Hlv [kJ/kg]

' Válida entre 273,16 e 647,3 K

Function Hlv(T)

Dim TC As Single

$$TC = (647.3 - (T + 273.15)) / 647.3$$

$$\begin{aligned} Hlv = & 2500.9*(0.779221*TC^{(1/3)} + 4.62668*TC^{(5/6)} - \\ & 1.07931*TC^{(7/8)} - 3.87446*TC + 2.94553*TC^2 - \\ & 8.06395*TC^3 + 11.5633*TC^4 - 6.02884*TC^5) \end{aligned}$$

End Function

---

' Entalpia do vapor saturado a uma dada temperatura

' Hvap [kJ/kg]

' Válida entre 273,16 e 647,3 K

Function Hvap(T)

Dim TC As Single

$$TC = (647.3 - (T + 273.15)) / 647.3$$

$$\begin{aligned} Hvap = & 2099.3*(1 + 0.457874342*TC^{(1/3)} + 5.08441288*TC^{(5/6)} - \\ & 1.48513244*TC^{(7/8)} - 4.81351884*TC + 2.69411792*TC^2 - \\ & 7.39064542*TC^3 + 10.4961689*TC^4 - 5.46840036*TC^5) \end{aligned}$$

End Function

---

' Entropia do líquido saturado a uma dada temperatura

' Sliq [kJ/kg K]

' Válida entre 273,16 e 647,3 K

Function Sliq(T)

Dim TC As Single

$$TC = (647.3 - (T + 273.15)) / 647.3$$

If ((T + 273.15) >= 273.16) And ((T + 273.15) < 300) Then

$$\begin{aligned} Sliq = & 4.4289 * (-1836.92956 * TC + 14706.6352 * TC^2 - \\ & 43146.6046 * TC^3 + 48606.6733 * TC^4 + 7997.5096 * TC^5 - \\ & 58333.9887 * TC^6 + 33140.0718 * TC^7) \end{aligned}$$

ElseIf ((T + 273.15) >= 300) And ((T + 273.15) < 600) Then

$$\begin{aligned} Sliq = & 4.4289 * (0.912762917 - 1.75702956 * TC + 1.68754095 * TC^2 + \\ & 5.82215341 * TC^3 - 63.3354786 * TC^4 + 188.076546 * TC^5 - \\ & 252.344531 * TC^6 + 128.058531 * TC^7) \end{aligned}$$

ElseIf ((T + 273.15) >= 600) And ((T + 273.15) < 647.3) Then

$$\begin{aligned} Sliq = & 4.4289 * (1 - 0.32481765 * TC^{(1/3)} - 2.990556709 * TC^{(5/6)} + \\ & 3.23419 * TC^{(7/8)} - 0.678067859 * TC - 1.91910364 * TC^2) \end{aligned}$$

End If

End Function

' -----

' Entropia do vapor saturado a uma dada temperatura

' Svap [kJ/kg K]

' Válida entre 273,16 e 647,3 K

Function Svap(T)

Dim TC As Single

$$TC = (647.3 - (T + 273.15)) / 647.3$$

$$Svap = 4.4289*(1 + 0.377391*TC^{(1/3)} - 2.78368*TC^{(5/6)} + 6.93135*TC^{(7/8)} - 4.34839*TC + 1.34672*TC^2 + 1.75261*TC^3 - 6.22295*TC^4 + 9.99004*TC^5)$$

End Function

'-----  
' Volume Específico do Vapor Superaquecido  
' V [m³/kg]

Function V(P, T)

$$V = (0.000461631*(T + 273.15)/(0.1*P)) - 0.0527993*Exp(-3.75928E-3*(T + 273.15)) + (1/P)*(2.2E-2 - Exp(-3.741378 - 4.7838281E-3 * (Tsat(P) + 273.15) + 1.5923434E-5*(Tsat(P) + 273.15)^2))*Exp((Tsat(P) - T)/40)$$

End Function

'-----  
' Entalpia do Vapor Superaquecido  
' H [kJ/kg]

Function H(P, T)

Dim A0 As Single

Dim A1 As Single

Dim A2 As Single

Dim A3 As Single

$$A0 = 2041.21 - 40.40021*(0.1*P) - 0.48095*(0.1*P)^2$$

$$A1 = 1.610693 + 5.472051E-2*(0.1*P) + 7.517537E-4*(0.1*P)^2$$

$$A2 = 3.383117E-4 - 1.975736E-5*(0.1*P) - 2.87409E-7*(0.1*P)^2$$

$$A3 = 1707.82 - 16.99419*(T_{sat}(P) + 273.15) + 6.2746295E-2*(T_{sat}(P) + 273.15)^2 - 1.0284259E-4*(T_{sat}(P) + 273.15)^3 + 6.4561298E-8*(T_{sat}(P) + 273.15)^4$$

$$H = A0 + A1*(T + 273.15) + A2*(T + 273.15)^2 - A3*Exp((T_{sat}(P) - T)/45)$$

End Function

---

' Entropia do Vapor Superaquecido

' S [kJ/kg]

Function S(P, T)

$$S = 4.6162961 + 1.039008E-2*(T + 273.15) - 9.873085E-6*(T + 273.15)^2 + 5.43411E-9*(T + 273.15)^3 - 1.170465E-12*(T + 273.15)^4 - 0.4650306*Log(P + 0.001) - (1.777804 - 1.802468E-2*(T_{sat}(P) + 273.15) + 6.854459E-5*(T_{sat}(P) + 273.15)^2 - 1184424E-7*(T_{sat}(P) + 273.15)^3 + 8.142201E-11*(T_{sat}(P) + 273.15)^4)*Exp((T_{sat}(P) - T)/85)$$

End Function

---

' Exergia (ou Disponibilidade) do Líquido Saturado

' ExergiaLiq (kJ/kg)

' Hipóteses: - Altura 0;

' - Velocidade nula;

' - Temperatura ambiente (referência) = 25°C.

Function ExergiaLiq(T)

$$ExergiaLiq = H_{liq}(T) - 104.89 - 298.15*(S_{liq}(T) - 0.3674)$$

End Function

---

' Exergia (ou Disponibilidade) do Vapor Saturado

' ExergiaVap (kJ/kg)

' Hipóteses: - Altura 0;

' - Velocidade nula;

' - Temperatura ambiente (referência) = 25°C.

Function ExergiaVap(T)

$$\text{ExergiaVap} = H_{\text{vap}}(T) - 104.89 - 298.15 \cdot (S_{\text{vap}}(T) - 0.3674)$$

End Function

---

' Exergia (ou Disponibilidade) do Vapor Superaquecido

' Exergia (kJ/kg)

' Hipóteses: - Altura 0;

' - Velocidade nula;

' - Temperatura ambiente (referência) = 25°C.

Function Exergia(P, T)

$$\text{Exergia} = H(P, T) - 104.89 - 298.15 \cdot (S(P, T) - 0.3674)$$

End Function

**Anexo V**  
**Análise do Carvão Mineral**

## Anexo V

### Análise do Carvão Mineral

O combustível utilizado na usina termelétrica será o carvão mineral classificado como CE-6000, proveniente das minas de Sapopema, no norte Estado do Paraná, com as características listadas a seguir:

#### Análise imediata:

Carbono fixo	:	38 a 45 %
Voláteis	:	31 a 36 %
Cinzas	:	24 a 26 %
Umidade	:	7 a 12 %
Enxofre	:	4 a 4,5 %

#### Análise elementar:

C	:	79,60 %
H	:	4,89 %
O	:	8,28 %
N	:	1,90 %
S	:	5,33 %

Poder calorífico superior: 6.100 kcal/kg (25.540 kJ/kg)

Poder calorífico inferior: 5.900 kcal/kg (24.720 kJ/kg)

**Anexo VI**  
**Resoluções CONAMA**

**RESOLUÇÃO CONAMA Nº 008, de 06 de dezembro de 1990**

O CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE - CONAMA, no uso das atribuições que lhe são conferidas pela Lei nº 6.938, de 31 de agosto de 1981, alterada pela Lei nº 8.028, de 12 de abril de 1990, regulamentadas pelo Decreto nº 99.274, de 06 de junho de 1990, e tendo em vista o disposto em seu Regimento Interno, e

Considerando o previsto na Resolução CONAMA nº 05, de 15 de junho de 1989, que instituiu o Programa Nacional de Controle da Qualidade do Ar PRONAR;

Considerando a necessidade do estabelecimento de limites máximos de emissão de poluentes do ar (padrões de emissão) em fontes fixas de poluição;

Considerando, que o estabelecimento deste mecanismo, em nível nacional, constitui-se no mais eficaz instrumento de controle da poluição atmosférica, em conjunto com os limites máximos de emissão veiculares, já fixados pelo PROCONVE,

Considerando que, entre toda a tipologia industrial, os processos de combustão externa constituem-se no maior contingente de fontes fixas de poluentes atmosféricos, o que justifica ser a primeira atividade a ter emissões regulamentadas em nível nacional,  
**RESOLVE:**

Art. 1º - Estabelecer, em nível nacional, limites máximos de emissão de poluentes do ar (padrões de emissão) para processos de combustão externa em fontes novas fixas de poluição com potências nominais totais até 70 MW (setenta megawatts) e superiores.

§ 1º - A definição de limites máximos de emissão é aquela dada pela Resolução CONAMA nº 05, de 15.06.89, que instituiu o PRONAR.

§ 2º - Para os efeitos desta Resolução fontes novas de poluição são aquelas pertencentes a empreendimentos cujas LP venha a ser solicitada aos órgãos licenciadores competentes após a publicação desta Resolução.

§ 3º - Entende-se por processo de combustão externa em fontes fixas toda a queima de substâncias combustíveis realizada nos seguintes equipamentos: caldeiras; geradores de vapor; centrais para a geração de energia elétrica; fornos, fornalhas, estufas e secadores para a geração e uso de energia térmica incineradores e gaseificadores.

Art. 2º - Para efeitos desta Resolução, ficam definidos os seguintes limites máximos de emissão para particular totais e dióxido de enxofre (SO<sub>2</sub>), expressos em

peso de poluentes por poder calorífico superior do combustível e densidade colorimétrica, consoante a classificação de usos pretendidos definidas pelo PRONAR.

2.1 Para novas fontes fixas com potência nominal total igual ou inferior a 70 MW (setenta megawatts).

2.1.1 Áreas Classe I

2.1.1.1 Áreas a serem atmosféricamente preservadas (Unidades de Conservação com exceção das (APA'S).

Nestas áreas fica proibida qualquer atividade econômica que gere poluição do ar.

2.1.1.2 Áreas a serem atmosféricamente conservadas (lazer, turismo, estâncias climáticas, hidrominerais e hidrotermais)

a) Partículas Totais

- 120 (cento e vinte) gramas por milhão de quilocalorias.

b) Densidade Colorimétrica

- Máximo de 20% (vinte por cento), equivalente a Escala de Ringelmann nº 01, exceto na operação de ramonagem e na partida do equipamento.

c) Dióxido de Enxofre (SO)

- 2.000 (dois mil) gramas por milhão de quilocalorias.

d) O limite de consumo de óleo combustível por fonte rixa, (correspondente à capacidade nominal total do(s) equipamento(s)), será de 3.000 toneladas por ano. Consumos de óleo superiores ao ora estabelecido, ou o use de outros combustíveis estarão sujeitos à aprovação do órgão Estadual do Meio Ambiente por ocasião do licenciamento ambiental.

2.1.2 Áreas Classe II e III

a) Partículas Totais

- 350 (trezentos e cinquenta) gramas por milhão de quilocalorias (para óleo combustível).

- 1.500 (hum mil e quinhentos) gramas por milhão de quilocalorias (para carvão mineral).

b) Densidade Colorimétrica

- Máximo de 20% (vinte por cento), equivalente a Escala de Ringelmann nº 01, exceto na operação de ramonagem e na partida do equipamento.

c) Dióxido de Enxofre (SO<sub>2</sub>)

- 5.000 (cinco mil) gramas por milhão de quilocalorias (para óleo combustível e carvão mineral).

2.2 Para novas fontes fixas com potência nominal total superior a 70MW (setenta megawatts).

#### 2.2.1 Áreas Classe I

Nestas áreas não será permitida a instalação de novas fontes fixas com este porte.

#### 2.2.2 Áreas Classe II e III

##### a) Partículas Totais

- 120 (cento e vinte) gramas por milhão de quilocalorias (para óleo combustível).

- 800 (oitocentos) gramas por milhão de quilocalorias (para carvão mineral).

##### b) Densidade Calorimétrica

- Máximo de 2% (vinte por cento), equivalente a Escala de Ringelmann nº 01, exceto na operação de ramonagem ou na partida do equipamento.

##### c) Dióxido de Enxofre (SO<sub>2</sub>)

- 2.000 (dois mil) gramas por milhão de quilocalorias para óleo combustível e carvão mineral).

Art. 3º - Para outros combustíveis, exceto óleo combustível e carvão mineral, caberá aos Órgãos Estaduais de Meio Ambiente o estabelecimento de limites máximos de emissão para partículas totais, dióxido e enxofre e, se for o caso, outros poluentes, quando do licenciamento ambiental do empreendimento.

Art. 4º - Cabe aos órgãos Estaduais de Meio Ambiente propor aos governos de seus respectivos estados o enquadramento de suas áreas Classe I e III, conforme já previsto na Resolução CONAMA nº 05/89 e Resolução CONAMA nº 03/90.

Art. 5º - O atendimento aos limites máximos de emissão aqui estabelecidos, não exime o empreendedor do atendimento a eventuais exigências de controle complementares, conforme a legislação vigente.

Art. 6º - A verificação do atendimento aos limites máximos de emissão fixado através desta Resolução, quando do fornecimento da LO - Licença de Operação, poderá ser realizada pelo órgão ambiental licenciador ou pela Empresa em Licenciamento, desde que com acompanhamento do referido órgão ambiental licenciador.

Art. 7º - Os limites máximos de emissão aqui fixados são passíveis de uma 1ª. revisão dentro de dois anos, e em seguida a cada 05 (cinco) anos, quando também

poderão ser, eventualmente, acrescentados outros poluentes gerados nos processos de combustão externa em fontes rixas.

Art. 8º - Esta Resolução entra em vigor na data de sua publicação.

**RESOLUÇÃO CONAMA Nº 005, de 15 de junho de 1989**

O CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE - CONAMA, no uso das atribuições que lhe confere o inciso VII, do Art. 8º, da Lei nº 6.938 de 31 de agosto de 1981 e o Art. 48, do Decreto nº 88.351 de 01 de junho de 1983,

Considerando o acelerado crescimento urbano e industrial brasileiro e da frota de veículos automotores;

Considerando o progressivo e decorrente aumento da poluição atmosférica principalmente nas regiões metropolitanas;

Considerando seus reflexos negativos sobre a sociedade, a economia e o meio ambiente;

Considerando as perspectivas de continuidade destas condições e,

Considerando a necessidade de se estabelecer estratégias para o controle, preservação e recuperação da qualidade do ar, válidas para todo o território nacional, conforme previsto na Lei 6.938 de 31.08.81 que instituiu a Política Nacional do Meio Ambiente, RESOLVE:

1 - Instituir o Programa Nacional de Controle da Qualidade do Ar - PRONAR, como um dos instrumentos básicos da gestão ambiental para proteção da saúde e bem estar das populações e melhoria da qualidade de vida com o objetivo de permitir o desenvolvimento econômico e social do país de forma ambientalmente segura, pela limitação dos níveis de emissão de poluentes por fontes de poluição atmosférica com vistas a:

- a) uma melhoria na qualidade do ar;
- b) o atendimento aos padrões estabelecidos;
- c) o não comprometimento da qualidade do ar em áreas consideradas não degradadas.

**2 - ESTRATÉGIAS**

A estratégia básica do PRONAR é limitar, a nível nacional, as emissões por tipologia de fontes e poluentes prioritários, reservando o uso dos padrões de qualidade do ar como ação complementar de controle.

**2.1 - LIMITES MÁXIMOS DE EMISSÃO**

Entende-se por limite máximo de emissão a quantidade de poluentes permissível de ser lançada por fontes poluidoras para a atmosfera.

Os limites máximos de emissão serão diferenciados em função da classificação de usos pretendidos para as diversas áreas e serão mais rígidos para as fontes novas de poluição.

2.1.1 - Entende-se por fontes novas de poluição aqueles empreendimentos que não tenham obtido a licença prévia do órgão ambiental licenciador na data de publicação desta Resolução.

Os limites máximos de emissão aqui descritos serão definidos através de Resoluções específicas do CONAMA.

## 2.2 - ADOÇÃO DE PADRÕES NACIONAIS DE QUALIDADE DO AR

Considerando a necessidade de uma avaliação permanente das ações de controle estabelecidas no PRONAR, é estratégica a adoção de padrões de qualidade do ar como ação complementar e referencial aos limites máximos de emissão estabelecidos.

2.2.1 - Ficam estabelecidos dois tipos de padrões de qualidade do ar: os primários e os secundários.

a) São padrões primários de qualidade do ar as concentrações de poluentes que, ultrapassadas, poderão afetar a saúde da população, podendo ser entendidos como níveis máximos toleráveis de concentração de poluentes atmosféricos, constituindo-se em metas de curto e médio prazo.

b) São padrões secundários de qualidade do ar, as concentrações de poluentes atmosféricos abaixo das quais se prevê o mínimo efeito adverso sobre o bem estar da população, assim como o mínimo dano à fauna e flora aos materiais e meio ambiente em geral, podendo ser entendidos como níveis desejados de concentração de poluentes, constituindo-se em meta de longo prazo.

Os padrões de qualidade do ar aqui escritos serão definidos através de Resolução específica do CONAMA.

## 2.3 - PREVENÇÃO DE DETERIORAÇÃO SIGNIFICATIVA DA QUALIDADE DO AR

Para a implementação de uma política de não deterioração significativa da qualidade do ar em todo o território nacional, suas áreas serão enquadradas de acordo com a seguinte classificação de usos pretendidos:

Classe I: Áreas de preservação, lazer e turismo, tais como Parques Nacionais e Estaduais, Reservas e Estações Ecológicas, Estâncias Hidrominerais e Hidrotermais.

Nestas áreas deverá ser mantida a qualidade do ar em nível o mais próximo possível do verificado sem a intervenção antropogênica.

Classe II : Áreas onde o nível de deterioração da qualidade do ar seja limitado pelo padrão secundário de qualidade.

Classe III : Áreas de desenvolvimento onde o nível de deterioração da qualidade do ar seja limitado pelo padrão primário de qualidade.

Através de Resolução específica do CONAMA serão definidas as áreas Classe I e Classe III, sendo as demais consideradas Classe II.

#### 2.4 - MONITORAMENTO DA QUALIDADE DO AR

Considerando a necessidade de conhecer e acompanhar os níveis de qualidade do ar no país, como forma de avaliação das ações de controle estabelecidas pelo PRONAR, é estratégica a criação de uma Rede Nacional de monitoramento da Qualidade do Ar.

Nestes termos, será estabelecida uma Rede Básica e Monitoramento que permitirá o acompanhamento dos níveis de qualidade do ar e sua comparação com os respectivos padrões estabelecidos.

#### 2.5 - GERENCIAMENTO DO LICENCIAMENTO DE FONTES DE POLUIÇÃO DO AR

Considerando que o crescimento industrial e urbano, não devidamente planejado, agrava as questões de poluição do ar, é estratégico estabelecer um sistema de disciplinamento da ocupação do solo baseado no licenciamento prévio das fontes de poluição. Por este mecanismo o impacto de atividades poluidoras poderá ser analisado previamente, prevenindo uma deterioração descontrolada da qualidade do ar.

#### 2.6 - INVENTÁRIO NACIONAL DE FONTES E POLUENTES DO AR

Como forma de subsidiar o PRONAR, no que tange às cargas e locais de emissão de poluentes, é estratégica a criação de um Inventário Nacional de Fontes e Emissões objetivando o desenvolvimento de metodologias que permitam o cadastramento e a estimativa das emissões, bem como o devido processamento dos dados referentes às fontes de poluição do ar.

#### 2.7 - GESTÕES POLÍTICAS

Tendo em vista a existência de interfaces com os diferentes setores da sociedade, que se criam durante o estabelecimento e a aplicação de medidas de controle da poluição do ar é estratégia do PRONAR que o Instituto Brasileiro do Meio Ambiente e

dos Recursos Naturais Renováveis - IBAMA coordene gestões junto aos órgãos da Administração Pública Direta ou Indireta. Federais, Estaduais ou Municipais e Entidades Privadas, no intuito de se manter um permanente canal de comunicação visando viabilizar a solução de questões pertinentes.

#### 2.8 - DESENVOLVIMENTO NACIONAL NA ÁREA DE POLUIÇÃO DO AR

A efetiva implantação do PRONAR está intimamente correlacionada com a capacitação técnica dos órgãos ambientais e com o desenvolvimento tecnológico na área de poluição do ar.

Nestes termos, é estratégia do PRONAR promover junto aos órgãos ambientais meios de estruturação de recursos humanos e laboratoriais a fim de se desenvolverem programas regionais que viabilizarão o atendimento dos objetivos estabelecidos.

Da mesma forma o desenvolvimento científico e tecnológico em questões relacionadas com a poluição atmosférica envolvendo órgãos ambientais, universidades, setor produtivo e demais instituições afetas à questão, deverá ser propiciado pelo PRONAR como forma de criar novas evidências científicas que possam ser úteis ao Programa.

#### 2.9 - AÇÕES DE CURTO, MÉDIO E LONGO PRAZO.

Considerando que os recursos disponíveis para a implementação do PRONAR são finitos, é estratégico que se definam metas de curto, médio e longo prazo para que se dê prioridade à alocação desses recursos. Nestes termos, fica definida como seqüência de ações:

##### a) A Curto Prazo:

- . Definição dos limites de emissão para fontes poluidoras prioritárias;
- . Definição dos padrões de qualidade do ar
- . Enquadramento das áreas na classificação de usos pretendidos;
- . Apoio a formulação dos Programas Estaduais de Controle de Poluição do Ar;
- . Capacitação Laboratorial;
- . Capacitação de Recursos Humanos.

##### b) A Médio Prazo:

- . Definição dos demais limites de emissão para fontes poluidoras;
- . Implementação da Rede Nacional de Monitoramento da Qualidade do Ar;
- . Criação do Inventário Nacional de Fontes e Emissões;
- . Capacitação Laboratorial (continuidade);

- . Capacitação de Recursos Humanos (continuidade).

c) A Longo Prazo:

- . Capacitação laboratorial (continuidade):

- . Capacitação de Recursos Humanos (continuidade);

- . Avaliação e Retro-avaliação do PRONAR.

### 3 - INSTRUMENTOS

Para que as ações de controle definidas pelo PRONAR possam ser concretizadas a nível nacional, ficam estabelecidos alguns instrumentos de apoio e operacionalização.

#### 3.1 - SÃO INSTRUMENTOS DO PRONAR:

- . Limites máximos de emissão;

- . Padrões de Qualidade do Ar;

- . PROCONVE - Programa de Controle da Poluição do Ar por Veículos Automotores, criado pela Resolução CONAMA Nº 018/86;

- . PRONACOP - Programa Nacional de Controle da Poluição Industrial;

- . Programa Nacional de Avaliação da Qualidade do Ar;

- . Programa Nacional de Inventário de Fontes Poluidoras do Ar

- . Programas Estaduais de Controle da Poluição do Ar.

#### 4 - DISPOSIÇÕES GERAIS

- . Compete ao IBAMA o gerenciamento do PRONAR.

- . Compete ao IBAMA o apoio na formulação dos programas de controle, avaliação e inventário que instrumentalizam o PRONAR.

- . Compete aos Estados o estabelecimento e implementação dos Programas Estaduais de Controle da Poluição do Ar, em conformidade com o estabelecido no PRONAR.

- . Sempre que necessário, os limites máximos de emissão poderão ter valores mais rígidos, fixados a nível estadual.

- . Sempre que necessário, poderão ser adotadas ações de controle complementares.

As estratégias de controle de poluição do ar estabelecidas no PRONAR estarão sujeitas a revisão a qualquer tempo, tendo em vista a necessidade do atendimento dos padrões nacionais de qualidade do ar.

5 - Esta Resolução entra em vigor na data de sua publicação.

**RESOLUÇÃO CONAMA Nº 003, de 28 de junho de 1990**

O CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE - CONAMA, no uso das atribuições que lhe confere o inciso II, do Art. 6º, da Lei nº 7.804, de 18 de julho de 1989, e tendo em vista o disposto na Lei nº 8.028, de 12 de abril de 1990, Decreto nº 99.274, de 06 de junho de 1990 e,

Considerando a necessidade de ampliar o número de poluentes atmosféricos passíveis de monitoramento e controle no País;

Considerando que a Portaria GM 0231, de 27.04.76, previa o estabelecimento de novos padrões de qualidade do ar quando houvesse informação científica a respeito;

Considerando o previsto na Resolução CONAMA nº 05, de 15.06.89, que instituiu o Programa Nacional de Controle da Qualidade do Ar "PRONAR",  
**RESOLVE:**

Art. 1º - São padrões de qualidade do ar as concentrações de poluentes atmosféricos que, ultrapassadas, poderão afetar a saúde, a segurança e o bem-estar da população, bem como ocasionar danos à flora e à fauna, aos materiais e ao meio ambiente em geral.

Parágrafo Único - Entende-se como poluente atmosférico qualquer forma de matéria ou energia com intensidade e em quantidade, concentração, tempo ou características em desacordo com os níveis estabelecidos, e que tornem ou possam tornar o ar:

I - impróprio, nocivo ou ofensivo à saúde;

II - inconveniente ao bem-estar público;

III - danoso aos materiais, à fauna e flora.

IV - prejudicial à segurança. ao uso e gozo da propriedade e às atividades normais da comunidade.

Art. 2º - Para os efeitos desta Resolução ficam estabelecidos os seguintes conceitos:

I - Padrões Primários de Qualidade do Ar são as concentrações de poluentes que, ultrapassadas, poderão afetar a saúde da população.

II - Padrões Secundários de Qualidade do Ar são as concentrações de poluentes abaixo das quais se prevê o mínimo efeito adverso sobre o bem-estar da população, assim como o mínimo dano à fauna, à flora, aos materiais e ao meio ambiente em geral.

Parágrafo Único - Os padrões de qualidade do ar serão o objetivo a ser atingido mediante à estratégia de controle fixada pelos padrões de emissão e deverão orientar a elaboração de Planos Regionais de Controle de Poluição do Ar.

Art. 3º - Ficam estabelecidos os seguintes Padrões de Qualidade do Ar:

**I - Partículas Totais em Suspensão**

**a) Padrão Primário**

1 - concentração média geométrica anual de 80 (oitenta) microgramas por metro cúbico de ar.

2 - concentração média de 24 (vinte e quatro) horas de 240 (duzentos e quarenta) microgramas por metro cúbico de ar, que não deve ser excedida mais de uma vez por ano.

**b) Padrão Secundário**

1 - concentração média geométrica anual de 60 (sessenta) micro gramas por metro cúbico de ar.

2 - concentração média de 24 (vinte e quatro) horas de 150 (cento e cinquenta) microgramas por metro cúbico de ar, que não deve ser excedida mais de uma vez por ano.

**II - Fumaça**

**a) Padrão Primário**

1 - concentração média aritmética anual de 60 (sessenta) microgramas por metro cúbico de ar.

2 - concentração média de 24 (vinte e quatro) horas de 150 (cento e cinquenta) microgramas por metro cúbico de ar, que não deve ser excedida mais de uma vez por ano.

**b) Padrão Secundário**

1 - concentração média aritmética anual de 40 (quarenta) microgramas por metro cúbico de ar.

2 - concentração média de 24 (vinte e quatro) horas de 100 (cem) microgramas por metro cúbico de ar, que não deve ser excedida uma de urna vez por ano.

**III - Partículas Inaláveis**

**a) Padrão Primário e Secundário**

1- concentração média aritmética anual de 50 (cinquenta) microgramas por metro cúbico de ar.

2 - concentração média de 24 (vinte e quatro) horas de 150 (cento e cinquenta) microgramas por metro cúbico de ar, que não deve ser excedida mais de uma vez por ano.

#### IV - Dióxido de Enxofre

##### a) Padrão Primário

1- concentração média aritmética anual de 80 (oitenta) microgramas por metro cúbico de ar.

2- concentração média de 24 (vinte e quatro) horas de 365 (trezentos e sessenta e cinco) microgramas por metro cúbico de ar, que não deve ser excedida mas de uma vez por ano.

##### b) Padrão Secundário

1 - concentração média aritmética anual de 40 (quarenta) microgramas por metro cúbico de ar.

2 - concentração média de 24 (vinte e quatro) horas de,100 (cem) microgramas por metro cúbico de ar, que não deve ser excedida mas de urna vez por ano.

#### V - Monóxido de carbono

##### a) Padrão Primário e Secundário

1- concentração médio de 8 (oito) horas de 10.000 (dez mil) microgramas por metro cúbico de ar (9 ppm), que não deve ser excedida mais de uma vez por ano.

2 - concentração média de 1 (urna) hora de 40.000 (quarenta mil) microgramas por metro cúbico de ar (35 ppm), que não deve ser excedida mais de uma vez por ano.

#### VI - Ozônio

##### a) Padrão Primário e Secundário

1 - concentração média de 1 (uma) hora de 160 (cento e sessenta) microgramas por metro cúbico do ar, que não deve ser excedida mais de uma vez por ano.

#### VII - Dióxido de Nitrogênio

##### a) Padrão Primário

1 - concentração média aritmética anual de 100 (cem) microgramas por metro cúbico de ar.

2 - concentração média de 1 (uma) hora de 320 (trezentos e vinte) microgramas por metro cúbico de ar.

##### b) Padrão Secundário

1- concentração média aritmética anual de 100 (cem) microgramas por metro cúbico de ar.

2 - concentração média de 1 (uma) hora de 190 (cento e noventa) microgramas por metro cúbico de ar.

Art. 3º - Ficam estabelecidos os seguintes métodos de amostragem e análise dos poluentes atmosféricos a serem definidos nas respectivas Instruções Normativas:

a) Partículas Totais em Suspensão - Método de Amostrador de Grandes Volumes ou Método Equivalente.

b) Fumaça - Método da Refletância ou Método Equivalente.

c) Partículas Inaláveis - Método de Separação Inercial/Filtração ou Método Equivalente.

d) Dióxido de Enxofre - Método de Pararasilina ou Método Equivalente.

e) Monóxido de Carbono - Método do Infravermelho não Dispersivo ou Método Equivalente.

f) Ozônio - Método da Quimioluminescência ou Método Equivalente.

g) Dióxido de Nitrogênio - Método da Quimioluminescência ou Método Equivalente.

§ 1º - Constitui-se Método de Referência, os métodos aprovados pelo Instituto Nacional de Metrologia, Normalização e Qualidade Industrial - INMETRO e na ausência deles os recomendados pelo IBAMA como os mais adequados e que deva ser utilizado preferencialmente.

§ 2º - Poderão ser adotados métodos equivalentes aos métodos de referência, desde que aprovados pelo IBAMA.

§ 3º - Ficam definidas como condições de referência a temperatura de 25°C e a pressão de 760 milímetros de coluna de mercúrio (1.013,2 milibares).

Art. 4º - O monitoramento da qualidade do ar é atribuição dos Estados.

Art. 5º - Ficam estabelecidos os Níveis de Qualidade do Ar para elaboração do Plano de Emergência para Episódios Críticos de Poluição do Ar, visando providências dos governos de Estado e dos Municípios, assim como de entidades privadas e comunidade geral, com o objetivo de prevenir grave e iminente risco à saúde à saúde da população.

§ 1º - Considera-se Episódio Crítico de Poluição do Ar a presença de altas concentrações de poluentes na atmosfera em curto período de tempo, resultante da ocorrência de condições meteorológicas desfavoráveis à dispersão dos mesmos.

§ 2º - Ficam estabelecidos os Níveis de Atenção, Alerta e Emergência, para a execução do Plano.

§ 3º - Na definição de qualquer dos níveis enumerados poderão ser consideradas concentrações de dióxido de enxofre, partículas totais em suspensão, produto entre partículas totais em suspensão e dióxido de enxofre, monóxido de carbono, ozônio, partículas inaláveis, fumaça, dióxido de nitrogênio, bem como a previsão meteorológica e os fatos e fatores intervenientes previstos e esperados.

§ 4º - As providências a serem tomadas a partir da ocorrência dos Níveis de Atenção e de Alerta tem por objetivo evitar o atingimento do Nível de Emergência.

§ 5º - O Nível de Atenção será declarado quando, prevendo-se a manutenção das emissões, bem como condições meteorológicas desfavoráveis à dispersão dos poluentes nas 24 (vinte e quatro) horas subseqüentes, for atingida uma ou mais das condições a seguir enumeradas:

concentração de dióxido de enxofre (SO<sub>2</sub>), média de 24 (vinte e quatro) horas, de 800 (oitocentos) microgramas por metro cúbico;

concentração de partículas totais em suspensão, média de 24 (vinte e quatro) horas, de 375 (trezentos e setenta e cinco) microgramas por metro cúbico;

produto, igual a  $65 \times 10^3$ , entre a concentração de dióxido de enxofre (SO<sub>2</sub>) e a concentração de partículas totais em suspensão - ambas em microgramas por metro cúbico, média de 24 (vinte e quatro) horas;

concentração de monóxido de carbono (CO), média de 08 (oito) horas, de 17.000 (dezessete mil) microgramas por metro cúbico (15 ppm);

concentração de ozônio, média de 1 (uma) hora, de 400 (quatrocentos) microgramas por metro cúbico;

concentração de partículas inaláveis, média de 24 (vinte e quatro) horas, de 250 (duzentos e cinquenta) microgramas por metro cúbico;

concentração de fumaça, média de 24 (vinte e quatro) horas, de 250 (duzentos e cinquenta) microgramas por metro cúbico.

concentração de dióxido de nitrogênio (NO<sub>2</sub>), média de 1 (uma) hora, de 1130 (hum mil cento e trinta) microgramas por metro cúbico.

§ 6º - O Nível de Alerta será declarado quando, prevendo-se a manutenção das emissões, bem como condições meteorológicas desfavoráveis à dispersão de poluentes nas 24 (vinte e quatro) horas subseqüentes, for atingida uma ou mais das condições a seguir enumeradas:

concentração de dióxido de enxofre (SO<sub>2</sub>), média de 24 (vinte e quatro) horas, 1.600 (hum mil e seiscentos) microgramas por metro cúbico;

concentração de partículas totais em suspensão, média de 24 (vinte e quatro) horas, de 625 (seiscentos e vinte e cinco) microgramas por metro cúbico;

produto, igual a 261 x 103, entre a concentração de dióxido de enxofre(SO<sub>2</sub>) e a concentração de partículas totais em suspensão - ambas em microgramas por metro cúbico, média de 24 (vinte e quatro) horas;

concentração de monóxido de carbono (CO), média de 8 (oito) horas, de 34.000 (trinta e quatro mil) microgramas por metro cúbico (30 ppm);

concentração de ozônio, média de 1 (uma) hora. de 800 (oitocentos) microgramas por metro cúbico;

concentração de partículas inaláveis, média de 24 (vinte e quatro) horas, de 420 (quatrocentos e vinte) microgramas por metro cúbico.

concentração de fumaça. média de 24 (vinte e quatro) horas, de 420 (quatrocentos e vinte) microgramas por metro cúbico.

concentração de dióxido de nitrogênio (NO<sub>2</sub>), média de 1(urna) hora de 2.260 (dois mil, duzentos e sessenta) microgramas por metro cúbico:

§ 7º - O nível de Emergência será declarado quando prevendo-se a manutenção das emissões, bem como condições meteorológicas desfavoráveis à dispersão dos poluentes nas 24 (vinte e quatro) horas subseqüentes, for atingida uma ou mais das condições a seguir enumeradas:

concentração de dióxido de enxofre (SO<sub>2</sub>); média de 24 (vinte e quatro) horas, de 2.100 (dois mil e cem) microgramas por metro cúbico;

concentração de partículas totais em suspensão, média de 24 (vinte e quatro) horas, de 875 (oitocentos e setenta e cinco) microgramas por metro cúbico;

produto, igual a 393 x 103, entre a concentração de dióxido de enxofre (SO<sub>2</sub>) e a concentração de partículas totais em suspensão - ambas em microgramas por metro cúbico, média de 24 (vinte e quatro) horas;

concentração de monóxido de carbono (CO), média de 8 (oito) horas, de 46.000 (quarenta e seis mil) microgramas por metro cúbico (40 ppm);

concentração de ozônio, média de 1 (uma) hora de 1.000 (hum mil) microgramas por metro cúbico;

concentração de partículas inaláveis, média de 24 (vinte e quatro) horas, de 500 (quinhentos) microgramas por metro cúbico;

concentração de fumaça, média de 24 (vinte e quatro) horas, de 500 (quinhentos) microgramas por metro cúbico;

concentração de dióxido de nitrogênio (NO<sub>2</sub>), média de 1 (uma) hora de 3.000 (três mil) microgramas por metro cúbico.

§ 8º - Cabe aos Estados a competência para indicar as autoridades responsáveis pela declaração dos diversos níveis, devendo as declarações efetuar-se por qualquer dos meios usuais de comunicação de massa.

§ 9º - Durante a permanência dos níveis acima referidos, as fontes de poluição do ar ficarão, na área atingida sujeitas às restrições previamente estabelecidas pelo órgão de controle ambiental.

Art. 6º - Outros Padrões de Qualidade do Ar para poluentes, além dos aqui previstos, poderão ser estabelecidos pelo CONAMA, se isto vier a ser julgado necessário.

Art. 7º - Enquanto cada Estado não deferir as áreas de Classe I, II e III mencionadas no item 2, subitem 2.3, da Resolução CONAMA nº 005/89, serão adotados os padrões primários de qualidade do ar estabelecidos nesta Resolução.

Art. 8º - Esta Resolução entra em vigor na data de sua publicação, revogadas as disposições em contrário.

**Anexo VII**  
**Cálculo da Reação de Combustão e das Emissões de Poluentes**

<b>Condições ambientes</b>		pressão ambiente	1 bar
T	25 °C	psat	0,032 bar
p	101325 Pa	$P_{H_2O}$	0,025 bar
UR	80%		
$\omega$	0,016 kg <sub>H<sub>2</sub>O</sub> /kg <sub>ar</sub>		

**Composição aproximada do carvão (base seca)**

C	12	59,70%	79,59%	PCI	24.702 kJ/kg
H	1	3,67%	4,89%		5.900 kcal/kg
O	16	6,21%	8,28%		
N	14	1,43%	1,91%	cinzas	25%
S	32	4,00%	5,33%	umidade	12%
total		75,01%	100,0%	$c_p$ cinzas	1,09 kJ/kg °C

<b>Composição ar seco</b>			%molar	%massa	<b>Composição real ar</b>			%molar	%massa
O <sub>2</sub>	32	20,95%	23,13%	O <sub>2</sub>	32	20,41%	22,75%		
N <sub>2</sub>	28	78,10%	75,43%	N <sub>2</sub>	28	76,09%	74,21%		
H <sub>2</sub> O	18	0,00%	0,00%	H <sub>2</sub> O	18	2,58%	1,62%		
CO <sub>2</sub>	44	0,95%	1,44%	CO <sub>2</sub>	44	0,93%	1,42%		
total	28,99	100,00%	100,00%	total	28,71	100,00%	100,00%		

queima estequiométrica 10,92 kg<sub>ar</sub>/kg<sub>carvão</sub>  
 excesso de ar 25%

combustão de 43,7 t/h de carvão = 9,1 kg/s\* \* sem cinzas

carvão	kg/kmol	kg/s	kmol/s	%massa	%molar
C	12	7,247	0,604	79,59%	53,72%
H	1	0,445	0,445	4,89%	39,63%
O	16	0,754	0,047	8,28%	4,19%
N	14	0,174	0,012	1,91%	1,10%
S	32	0,486	0,015	5,33%	1,35%
total		9,105	1,124	100,00%	100,00%

ar	kg/kmol	kg/s	kmol/s	%massa	%molar
O <sub>2</sub>	32	28,276	0,884	22,75%	20,41%
N <sub>2</sub>	28	92,235	3,294	74,21%	76,09%
H <sub>2</sub> O	18	2,010	0,112	1,62%	2,58%
CO <sub>2</sub>	44	1,763	0,040	1,42%	0,93%
total		124,283	4,329	100,00%	100,00%

gases	kg/kmol	kg/s	kmol/s	%massa	%molar	kJ/s
O <sub>2</sub>	32	5,655	0,177	4,19%	3,95%	10724,0
N <sub>2</sub>	28	92,408	3,300	68,43%	73,82%	189764,5
H <sub>2</sub> O	18	7,675	0,334	5,68%	7,48%	31804,3
CO <sub>2</sub>	44	28,335	0,644	20,98%	14,40%	60369,4
SO <sub>2</sub>	64	0,971	0,015	0,72%	0,34%	1386,6
total	29,8	135,044	4,471	100,00%	100,00%	294.049

Temperatura dos produtos 1766,1 °C (aproximada)  
 $\Delta H$  -0,02%

cinzas 10.921 kg/h  
 Q cinzas 5.749 kJ/s 1,96% PCI

**Tratamento dos gases**

Temperatura gases	180 °C		
Vazão total de gases	486,16 t/h	365.005 Nm <sup>3</sup> /h	605.867 m <sup>3</sup> /h
M <sub>gases</sub>	29,8 kg/kgmol		
R <sub>gases</sub>	278,7 J/kg.K		
ρ <sub>gases</sub>	0,802 kg/m <sup>3</sup>	=	1,332 kg/Nm <sup>3</sup>

**Concentração material particulado** 29,92 g/Nm<sup>3</sup>

<b>Material particulado</b>	10.921 kg/h		
Eficiência ciclonagem	84%		
Após ciclonagem	1.731 kg/h	4,74 g/Nm <sup>3</sup>	
Eficiência filtro	99,0%		
Emissão particulado	17,31 kg/h	=	47,42 mg/Nm <sup>3</sup> 64,93 g/Gcal

<b>SO<sub>2</sub> gases</b>	3.496 kg/h		
Eficiência absorção SO	90%		
SO <sub>2</sub> absorvido	3.146 kg/h		
SO <sub>2</sub> atmosfera	350 kg/h	958 mg/Nm <sup>3</sup>	577,0 mg/m <sup>3</sup>

Energia Combustível	266,57 Gcal/h
Emissão SO <sub>2</sub>	1.311 g/Gcal

**Anexo VIII**  
**Análise dos Ciclones**

Dimensões	CN-15		Relação		Eficiência de Coleta		Após ciclone	
	m	Relação	$a/D$	$b/D$	Granulometria ( $\mu m$ )	Cambui	$\eta$ (%)	$\eta$ (%)
Diâmetro do Corpo Cilíndrico	1,750	1			0			
Altura da entrada	1,155	$a/D$	0,66		2	5,00%	28,3%	31,3%
Profundidade do Duto de Saída	3,045	$b/D$	0,2		3	1,30%	43,6%	47,6%
Altura do Corpo Cilíndrico	3,955	$S/D$	1,74		4	1,30%	50,3%	54,6%
Diâmetro do Duto de Descarga de B	0,700	$Ds/D$	0,6		5	2,40%	55,6%	60,0%
		$h/D$	2,26		10	10,00%	66,8%	71,1%
		$H/D$	4,56		25	50,00%	83,8%	87,2%
		$B/D$	0,4		50	20,00%	94,3%	96,0%
					100	10,00%	98,7%	99,2%
					150	-	99,7%	99,9%
					300	-	100,0%	100,0%
					600	-	100,0%	100,0%
						100,00%	81,30%	84,16%

Vazão de Gases	605.867 m <sup>3</sup> /h	5943,33 ft <sup>3</sup> /s	365.205 Nm <sup>3</sup> /h
Temperatura Gases	180 °C	453,15 K	356 °F
Pressão absoluta	101.325 Pa		
Densidade Gases	0,802 kg/m <sup>3</sup>	0,050 lbm/ft <sup>3</sup>	
Número de Ciclones	16		
Velocidade Gases	26,0 m/s	85,4 ft/s	
Densidade das Partículas	600 kg/m <sup>3</sup>	37,5 lbm/ft <sup>3</sup>	0,6 g/cm <sup>3</sup>
Concentração de Material Particul	29,92 g/Nm <sup>3</sup>		
Viscosidade do gás	2,10E-05 Ns/m <sup>2</sup>	1,41E-05 lbm/ft.s	
Reciclo Ciclone	8884 kg/h		
Sólidos após ciclone	5,6 g/Nm <sup>3</sup>		
Sólidos após ciclone	2043 kg/h		

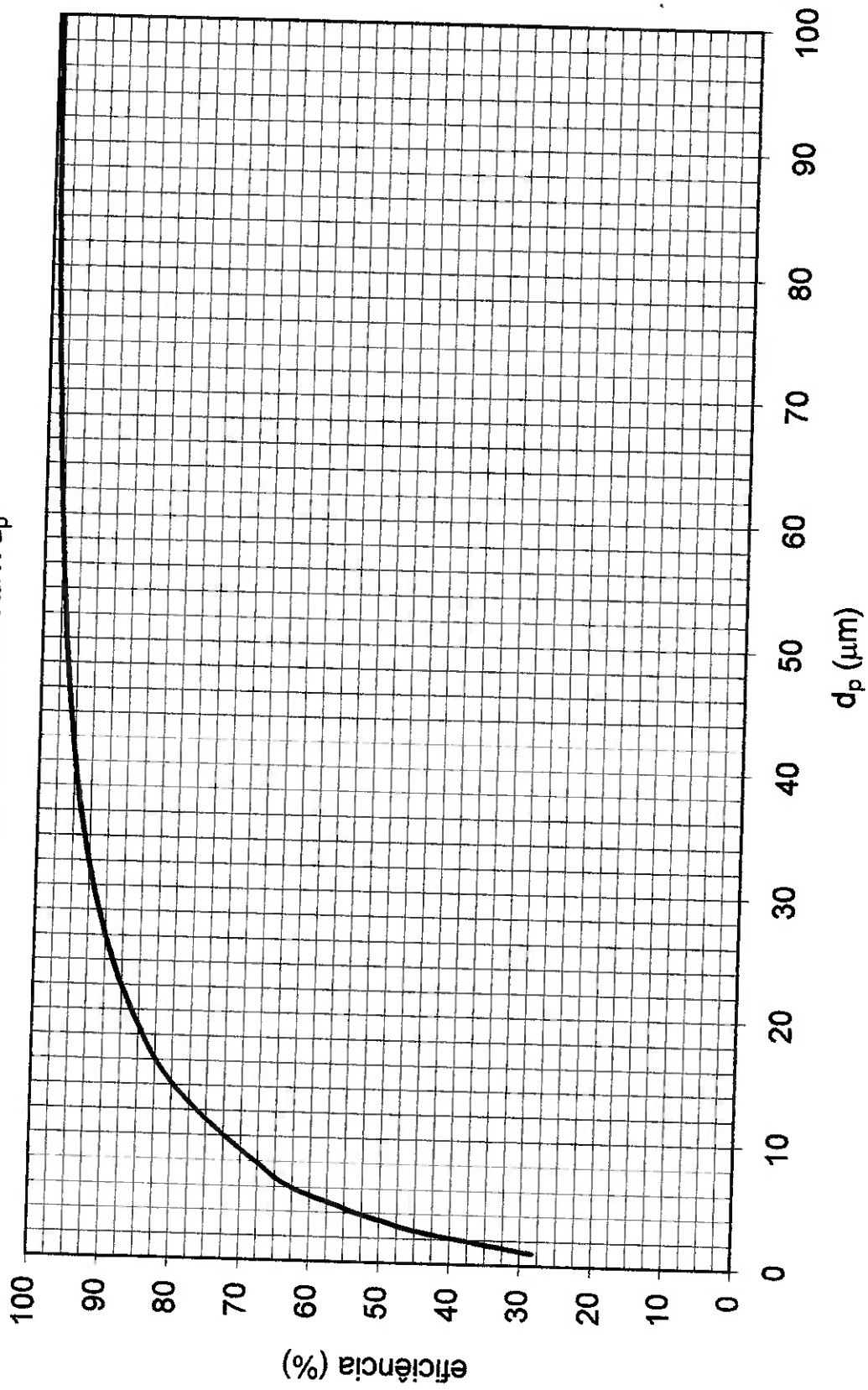
**CÁLCULO DA PERDA DE CARGA**

Shepherd-Lapple (1939-1940)	$\Delta H$	5,87 m	$\Delta P$	163 mmCA
First (1950)	Y $\Delta H$	1 neutral inlet vane 2,54 m	$\Delta P$	70 mmCA
Stairmand (1949)	G A $\Delta H$	0,005 48,96 0,88 3,99 m	$\Delta P$	111 mmCA
Barth (1956)	$\alpha$ $\lambda$ u/(v) $\epsilon_s$ $\epsilon_1$ $\Delta H$	0,760 0,02 2,202 1,147 3,600 5,017 m	$\Delta P$	139 mmCA
Licht (texto salitation)	K NH	7,5 ou 16 2,8	$\Delta P$	57 mmCA



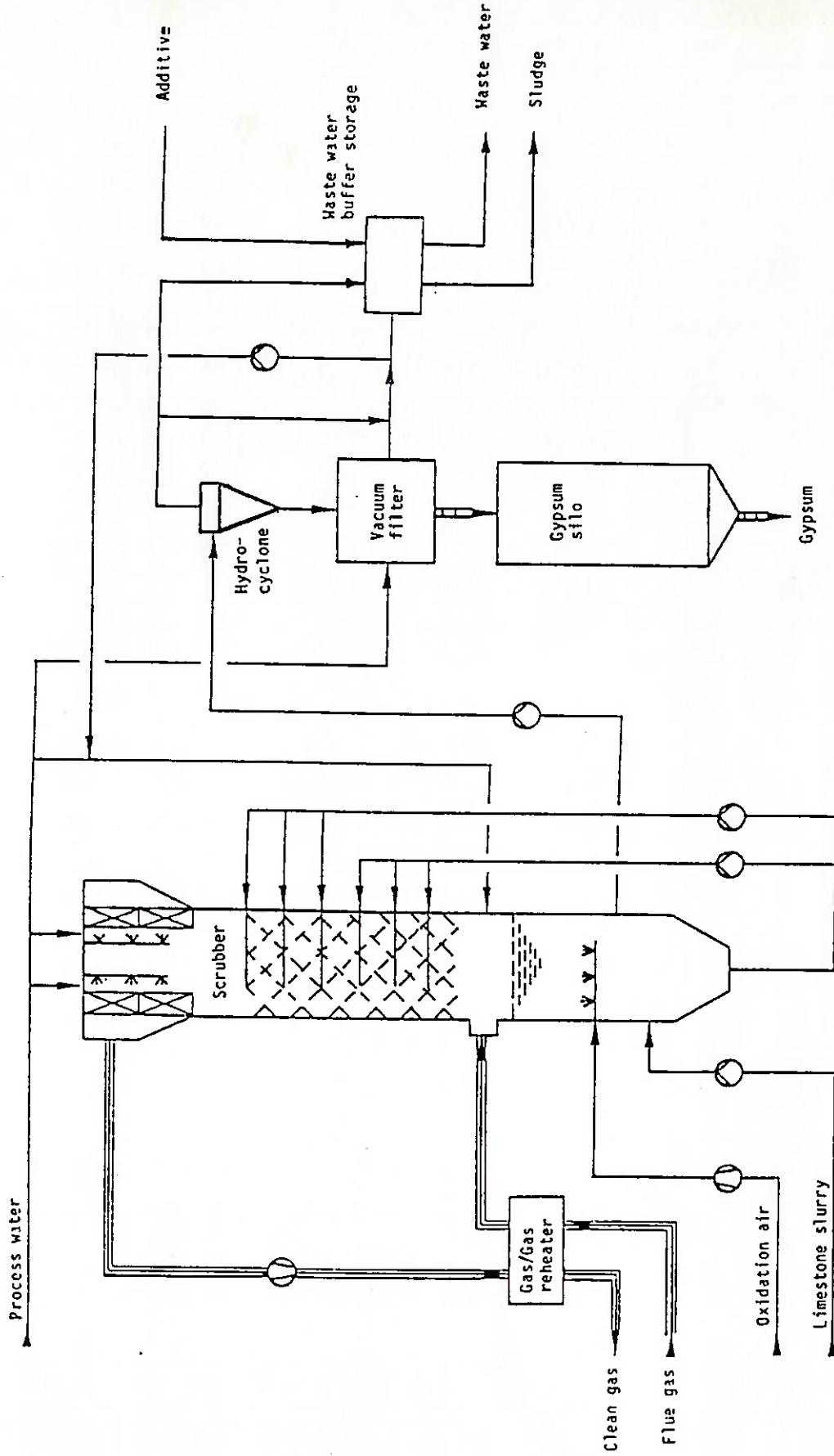
### Ciclones

Eficiência de coleta x  $d_p$



**Anexo IX**  
**Fluxogramas Simplificados dos Sistemas Descritos**  
**de Tratamento de Gases**

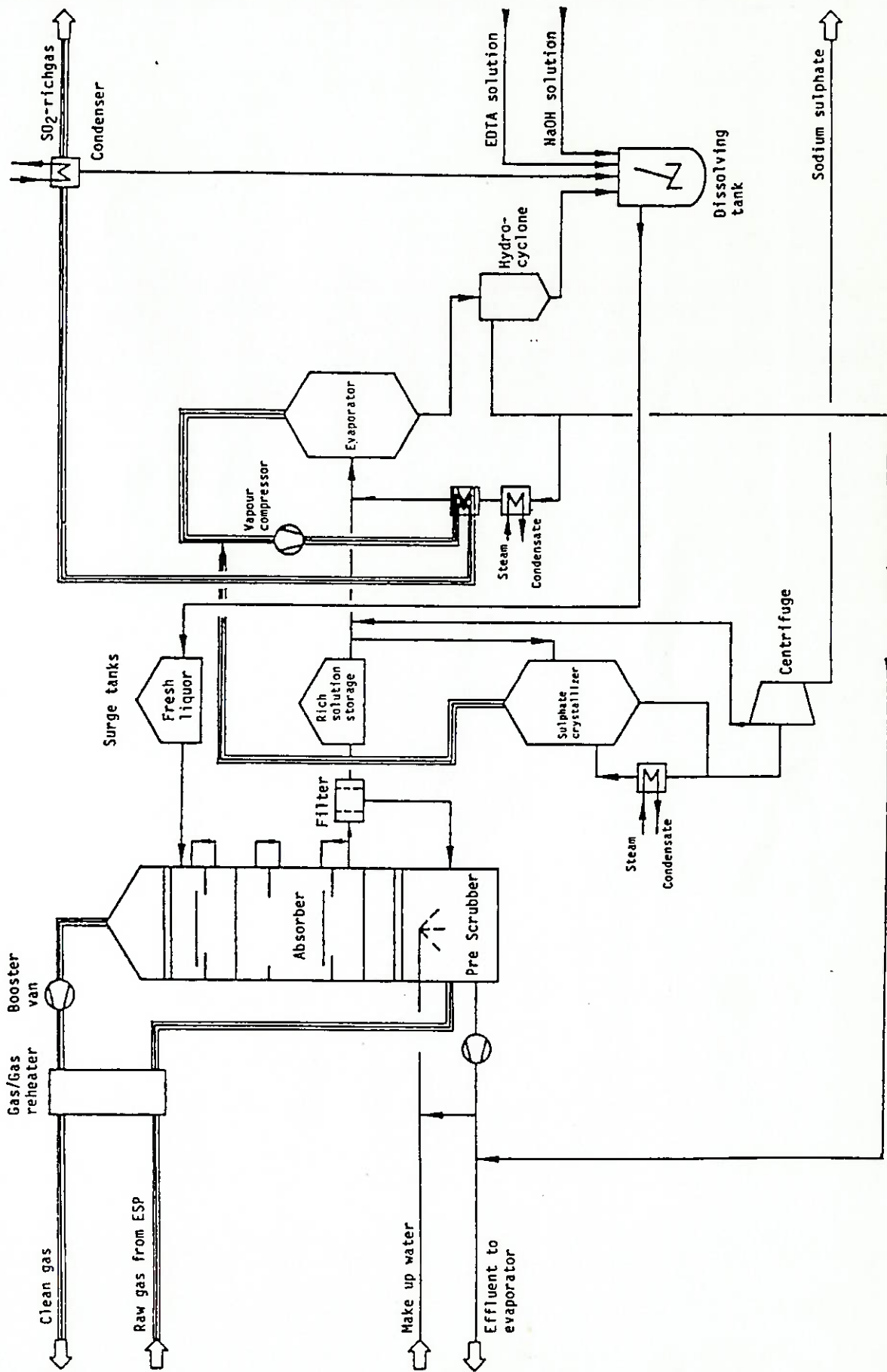
Wet process with limestone as additive



# FICHTNER

Consulting Engineers  
Stuttgart / Germany

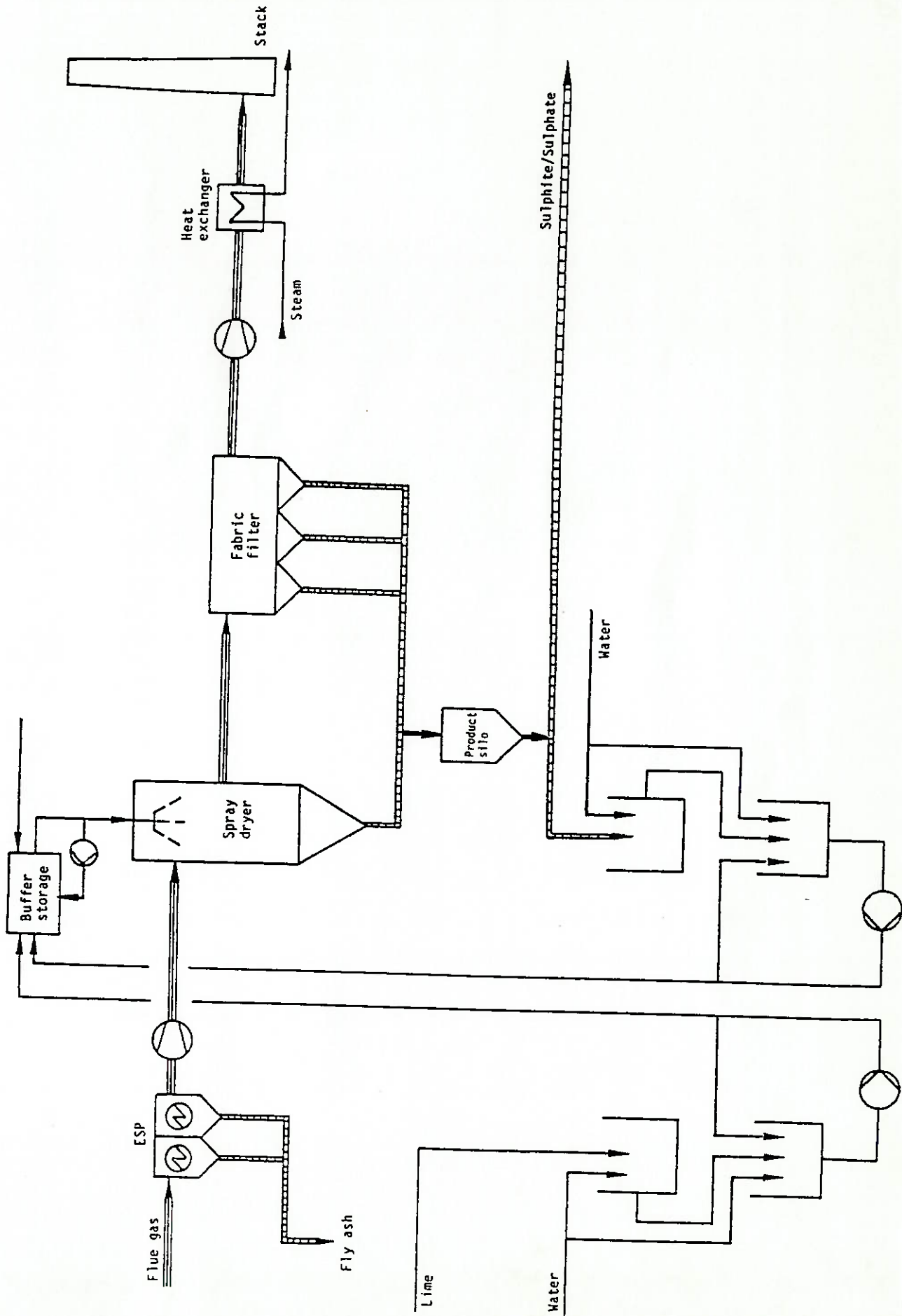
Wet process with sodium hydroxide as additive (Wellman-Lord-process)



FICHTNER

Consulting Engineers  
Stuttgart / Germany

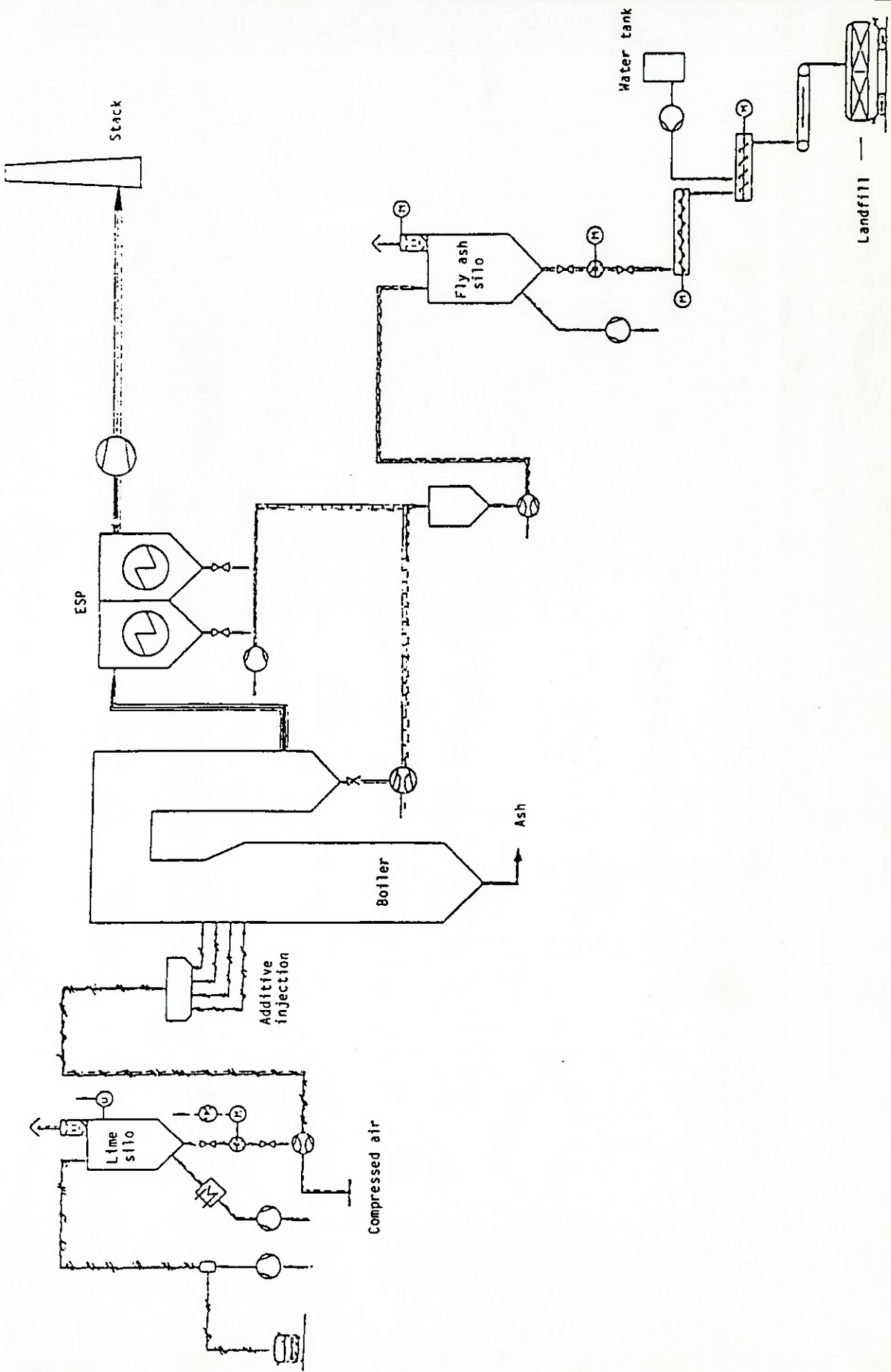
Spray dryer process

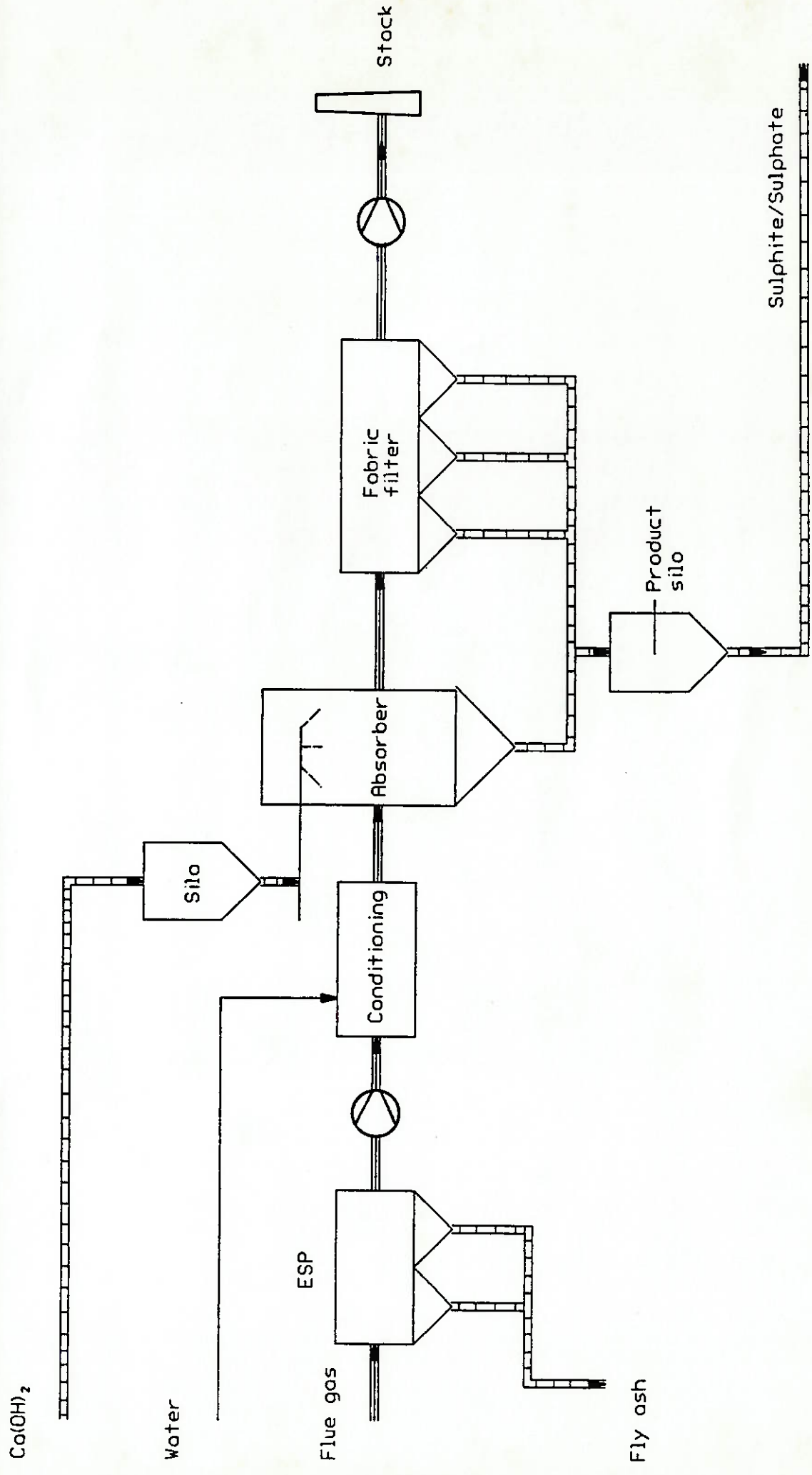


# FICHTNER

Consulting Engineers  
Stuttgart / Germany

## Dry sorbent injection process (DSIP)





FICHTNER  
Stuttgart

Process flow diagram  
Dry sorbent process

# FICHTNER

Consulting Engineers  
Stuttgart / Germany

## Activated carbon process

