

ESCOLA POLITÉCNICA DA USP

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

PMC 581 - PROJETO MECÂNICO II

10,0 (dez)

PROJETO DE UM GERADOR DE VAPOR
POR COMBUSTÃO DE CARVÃO MINERAL
EM LEITO FLUIDIZADO

ALUNO : EZEQUIEL SANTIAGO DOINY

NºUSP : 1524478

PROF. ORIENTADOR : HILDO PERA

SÃO PAULO, NOVEMBRO DE 1991

ÍNDICE

A. Justificativa para a Escolha do Projeto	4
B. Introdução	5
C. Conceito de Fluidização	7
D. Princípio de Funcionamento de uma Caldeira de Leito Fluidizado	8
E. Seleção das Condições de Operação do Leito	10
E.1 - Temperatura do Leito	10
E.2 - Excesso de Ar	10
E.3 - Tamanho da Partícula	11
E.4 - Velocidade de Fluidização	11
E.5 - Altura do Leito Fluidizado	12
F. Combustão do Carvão	13
F.1 - Sistemas de Alimentação do Carvão no Leito	13
F.2 - Ignição do Carvão	13
G. Partida da Fornalha	15
H. Transferência de Calor	18
H.1 - Variáveis que Afetam a Transferência de Calor para Superfícies Imersas no Leito	18
H.1.a - Componente de convecção-condução do coeficiente de calor do leito fluidizado para as superfícies imersas	19
H.1.a.1 - tamanho da partícula	20
H.1.a.2 - velocidade do gás de fluidização	21
H.1.a.3 - temperatura de leito	21
H.1.b - Componente de radiação do coeficiente de transferência de calor do leito para as superfícies imersas	22
H.2 - Equações para Troca de Calor por Condução	22
H.3 - Equações para Troca de Calor por Convecção	23
H.4 - Equações para Troca de Calor por Radiação	24

- Dimensionamento do Gerador de Vapor em Leito Fluidizado -

I.1 - Condições de Operação Nominal	25
I.2 - Combustível Adotado	25
I.3 - Balanço de Massa e Energia	27
I.3.a - Cálculos de Combustão	27
I.3.a.1 - estimativa de energia que será gerada	27
I.3.a.2 - análise das principais reações químicas durante a combustão	27
I.3.a.2.i - queima do carbono	27
I.3.a.2.ii - queima do hidrogênio	28
I.3.a.2.iii - queima do enxofre	28
I.3.a.3 - cálculo do volume de ar necessário para a combustão	29
I.3.a.4 - volume dos gases de combustão	30
I.4 - Temperatura do Leito	31
I.5 - Tamanho das Partículas a Serem Usadas	31
I.6 - Velocidade de Fluidização	31
I.7 - Perda de Carga através do Leito	33
I.8 - Definição do Leito	34
I.9 - Transferência de Calor	35
I.9.a - Troca de calor com a superfície da câmara submersa no leito	35
I.9.b - Calor trocado na região da câmara acima do leito	37
I.9.c - Troca de calor com o ar atmosférico antes do ciclone	39
I.10- Dimensionamento do Ciclone	41
I.11- Distribuidor de Ar	44
I.12- Cálculo da Perda de Carga Total	46
I.13- Resumo das Condições de Operação do Leito	47
. Bibliografia	48
. Desenhos elaborados	49

A. JUSTIFICATIVA PARA A ESCOLHA DO PROJETO

Assitindo a uma aula do professor Hildo Pera, ele comentou que estava em andamento no IPT um projeto de aproveitamento da casca do arroz como combustível através de sua queima em leito fluidizado, sendo que deste processo eram aproveitadas até as cinzas para a extração de sílica.

Informado que a casca do arroz é desperdiçada e que o processo de seu aproveitamento ainda está em desenvolvimento, me interessei pelo assunto para, quem sabe um dia, poder projetar e construir queimadores de leito fluidizado para produção de calor industrial ou energia elétrica a partir de um combustível hoje inteiramente desperdiçado - a casca do arroz - podendo vender o projeto para indústrias ou para o governo, me tornando um bom profissional no assunto.

Imediatamente fui ao IPT me informar sobre o projeto e, logo de cara, ao conversar com o responsável me interei que o assunto era bem mais complexo do que eu esperava visto que este senhor tinha feito pós-graduação na Inglaterra sobre o assunto e estava há cinco anos trabalhando em projetos de combustão em leito fluidizado, e analisando a viabilidade do aproveitamento da casca do arroz como combustível.

O senhor do IPT me explicou que ele não poderia me dar informações sobre este projeto visto que estas eram de porte confidencial ao passo que o projeto tinha valor comercial, era vendível, mesmo porque não adiantaria ele me dar as informações porque eu não as entenderia pela complexidade do assunto. Ele então me sugeriu a fazer um pré-projeto de um gerador de vapor por queima de carvão mineral em Leito fluidizado para o qual ele se prontificou a me orientar me explicando que este seria um bom primeiro passo para se tomar contato com o processo de queima em leito fluidizado.

Assim, segui o conselho dado e, após consultar o professor Pera, adotei como tema para meu trabalho de formatura o pré-projeto de um gerador de vapor por combustão de carvão mineral (da mina de Tubarão) em leito fluidizado, considerando que este projeto poderá me dar a "bagagem" inicial para, quem sabe, no futuro, poder me aprofundar ainda mais nesta importante técnica.

B. INTRODUÇÃO

A combustão do carvão mineral brasileiro em leito fluidizado é um processo eficiente e economicamente atrativo para a geração de energia térmica pela utilização dos gases quentes da combustão, vapor para aquecimento industrial e geração de energia elétrica. O processo permite o aproveitamento de combustíveis com altos teores de inertes, o que viabiliza a utilização de carvões brasileiros.

Para alcançarmos a meta de independência energética é necessário aumentar os esforços nas pesquisas de fontes alternativas, o que justifica a expansão nas pesquisas sobre o carvão brasileiro que representa mais de 92% das reservas não renováveis de energia do país.

O processo de combustão em leito fluidizado se apresenta como boa opção para queima dos carvões brasileiros, caracterizando-se por:

- altos coeficientes globais de transferência de calor onde se fazem sentir os três mecanismos de transmissão de calor, ao contrário de um gerador convencional onde predomina o mecanismo de troca por radiação. Com isso a área de troca térmica necessária para uma dada produção será menor, os altos coeficientes globais permitem, assim, projetos mais compactos;
- ótimas condições para reações de combustão, onde a agitação do leito permite um grande contato gás-sólido;
- admite altos teores de material inerte no leito, onde o combustível sólido é da ordem de apenas 5% em peso;
- permite operar a temperaturas mais baixas que os geradores convencionais, diminuindo os problemas de materiais de construção.
- o controle de poluição fica facilitado pois a emissão de SO₂ pode ser minimizada com a adição de calcário, há pouca produção de NO_x e a produção de CO também é pequena pela alta eficiência da combustão.

Na tabela 1 podemos ver alguns dados comparativos entre caldeiras que utilizam queimadores de leito fluidizado, de grelha móvel e de carvão pulverizado:

Parâmetro/Caldeira Tipo	FBC	Grelha Móvel	Pulverizado
Eficiência de combustão	85-95%	70-80%	acima de 99%
Eficiência térmica global	40-55%	25-35%	35-40%
Coeficientes de troca térmica (Btu/hr.ft ² .°F)	30-60	15-20	15-20
Excesso de ar	10-15%	20-40%	15-50%
Faixa granulométrica do combustível injetado	1/4"- 0"	1 1/2 - 1/2"	< 60 mesh
Tolerância de inertes na câmara de combustão	99%	5-40%	50-60% (c/ sup.de chama)
Redução da emissão de gases poluentes	Possível de mantê-la menor que 1,2 lb SO ₂ por 10 ⁶ Btu com adição de calcário. Permanece inferior a 0,7 lb de NO ₂ por 10 ⁶ Btu (padrões da EPA).	Para carvões com teores de enxofre acima de 1,0%, necessita grandes quantidades de calcário na injeção do combustível. A emissão de NO _x é maior pois operam a temperaturas mais altas.	
Materiais de combustão do leito	Maior flexibilidade quanto a escolha, pois opera a temperatura menor.	Menos flexibilidade na escolha dos materiais, pois operam a temperatura maior.	
Tamanho da unidade para a mesma capacidade de produção	Menor que a de gralha e pulverizada.	Maior que a FBC.	Maior que a FBC.

Tabela 1 - Características dos Diferentes Tipos de Caldeiras.

Quanto à matéria-prima a ser injetada no leito, um queimador de leito fluidizado terá menor custo operacional em relação a uma caldeira de queima pulverizada, pois utiliza partículas maiores, baixando os custos de moagem. Há ainda uma maior flexibilidade na escolha dos materiais de construção, pois opera a temperaturas menores longe do ponto de amolecimento das cinzas, evitando assim a formação de agregados e incrustações das cinzas fundidas às partes internas da caldeira, um dos maiores fatores de paralisação das caldeiras convencionais. A baixa temperatura do leito irá também reduzir os efeitos de corrosão e erosão na câmara de combustão.

Fica assim evidente a importância da queima em leito fluidizado. A seguir iremos analisá-la encontrando seus principais parâmetros e equacionando-os.

C. CONCEITO DE FLUIDIZAÇÃO

A fluidização é um fenômeno no qual um sistema sólido-fluído apresenta várias características de um fluido. A título de exemplo, imaginemos um cilindro vertical com um fundo poroso, contendo areia até uma determinada altura. Força-se o ar, ou qualquer outro fluido a passar pelo fundo poroso e consequentemente pela coluna de areia.

Inicialmente, com a vazão de ar muito pequena, observa-se uma perda de carga nessa coluna. Quando se aumenta essa vazão, a perda de carga também é aumentada até o ponto em que a perda é suficiente para suportar o peso da coluna de areia. Defini-se esse ponto como condição de mínima fluidização.

Aumentando-se ainda mais o fluxo de ar, o leito se expande, porém a perda de carga permanece constante. Observa-se nesta condição, vários pontos de erupção de bolhas de ar ascendentes, ocasionando formação de bolhas na superfície do leito. Verificam-se altos coeficientes de transmissão de calor e massa, propiciando ótimas condições para determinação dos processos químicos e, particularmente, a combustão de combustíveis sólidos.

Com o contínuo aumento da vazão, atinge-se uma situação de intenso arraste de partículas e, posteriormente a condição de transporte pneumático.

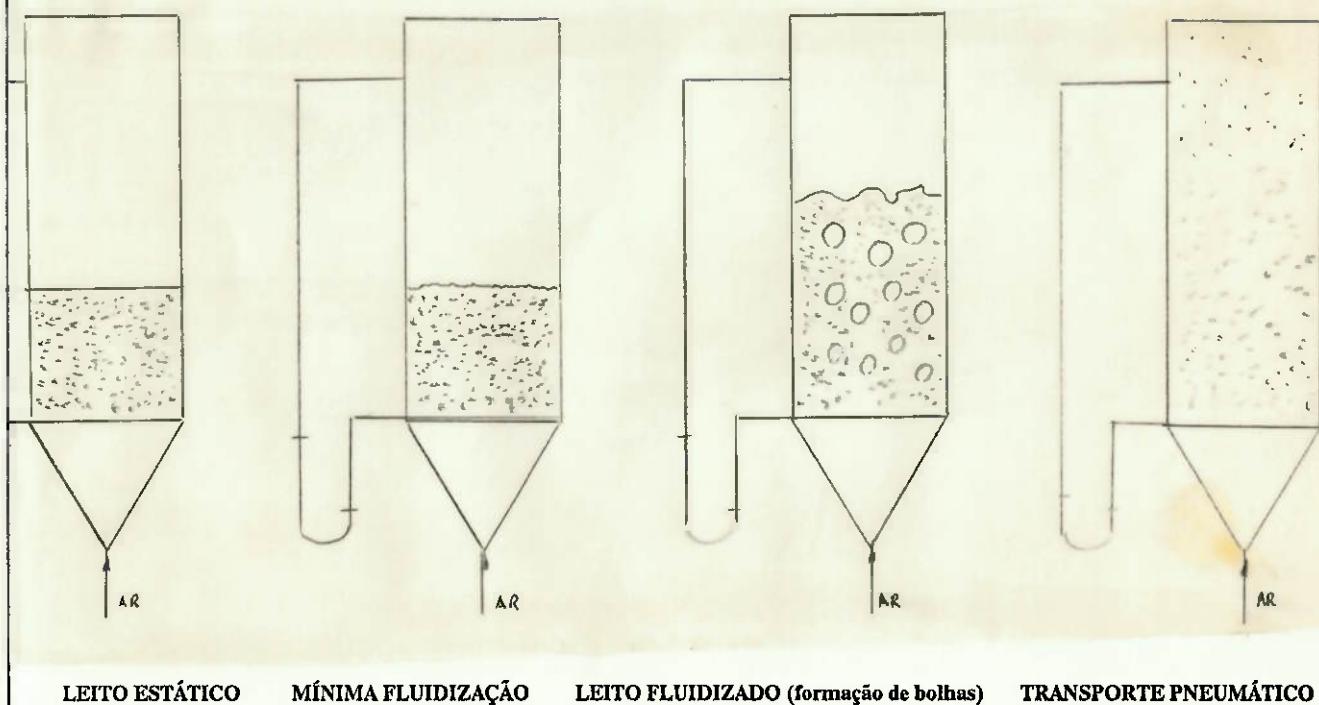


Figura 1 - Processo de Fluidização

D. PRINCÍPIO DE FUNCIONAMENTO DE UMA CALDEIRA DE LEITO FLUIDIZADO

A figura 2 ilustra o esquema de uma caldeira de leito fluidizado com seus principais componentes e circuitos de gases e vapor.

Essencialmente uma caldeira por queima em leito fluidizado consiste de uma fornalha onde o leito fluidizado substitui os queimadores convencionais, permanecendo os demais componentes idênticos aos das caldeiras que utilizam outras técnicas de combustão, com excessão das superfícies de aquecimento que são imersas no leito de partículas.

O leito fluidizado é sustentado por uma placa porosa que pode ser cerâmica ou metálica, através da qual passa o comburente. Este, insuflado a uma velocidade conveniente, mantém em suspensão a massa de sólidos particulados do leito promovendo com a agitação seu íntimo contato com o combustível.

O gerador de vapor por leito fluidizado é formado por uma envoltória geralmente constituída por tubos (por onde passará o vapor que retirará o calor proveniente da queima). A pressão envoltória é de 1 atm. O ar distribuído pela placa porosa passa a velocidades entre 1 e 15 pés/reg através do leito onde as partículas estão a temperaturas entre 1400 e 2000°F.

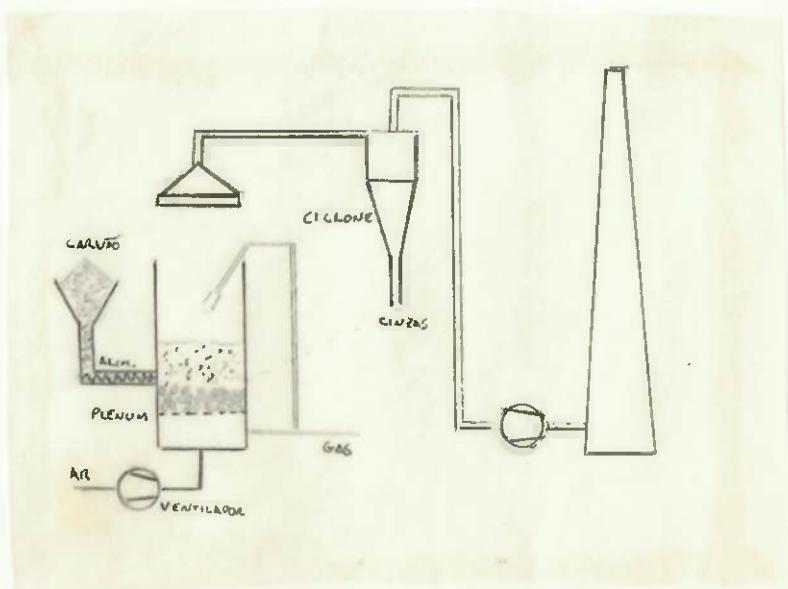


Figura 2 - Principais Elementos de um G.V. em Leito Fluidizado

Essas partículas, cujo máximo tamanho é geralmente de polegada, estão em meio a cinzas e outros materiais inertes e pequenas quantidades (em torno de 3%) de carvão não queimado. De 50 a 60% do calor proveniente da queima é transferido para o vapor contido nos tubos colocados em volta e dentro (submersos) do leito.

A maior parte das cinzas formadas durante a combustão do carvão é eventualmente carregada do leito nos gases de combustão. Partículas de cinza maiores podem se acumular no leito e requerer sua remoção.

As cinzas, fragmentos de calcário e de carvão não queimado carregadas do leito pelos gases de combustão serão capturados por coletores (ciclones). A fim de melhorar a eficiência essas partículas devem ser recirculadas para o leito. Um coletor secundário pode coletar as partículas que escaparam do primário. O leito fluidizado em si é uma mistura de material inerte (por exemplo: areia, alumina, cinzas etc.), carvão britado e um material absorvente de SO₂ (geralmente calcário).

E. SELEÇÃO DAS CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO DO LEITO

O projeto de um gerador de vapor por queima em leito fluidizado envolve a escolha de um determinado número de parâmetros operacionais críticos. Aqueles de maior importância são:

- temperatura de leito;
- excesso de ar;
- diâmetro das partículas de carvão e aditivos;
- velocidade de fluidização.

E.1 - TEMPERATURA DE LEITO:

A experiência tem demonstrado que a faixa ideal de temperatura de operação do leito está entre 1400° e 1600°F. Para promover a rápida reação do SO₂ com o calcário, são preferidos 1600°F a capacidade de absorção do calcário cai e a temperaturas ainda maiores a corrosão começa a representar um problema.

A temperatura mínima de operação de 1400° é baseada na teoria de calcinação do calcário, dados experimentais indicam que a calcinação cessa a 1421°F e o SO₂ deve reagir diretamente com o CaCO₃. Acima desta temperatura a absorção de SO₂ aumenta ao passo que a temperatura aumenta. A 1617°F a absorção do SO₂ começa a diminuir.

Outro fator que deve ser considerado é que abaixo de 1400°F encontra-se uma certa dificuldade na manutenção da estabilidade de combustão, para temperaturas superiores a 1600°F um problema que pode surgir e deve ser evitado é o amolecimento das cinzas, formando pedras cujos diâmetros e densidades não são propícios para a fluidização, essas pedras acabam indo para o fundo do leito formando uma camada acima do distribuidor de ar. Essa camada piora toda a fluidização do leito. Freqüentemente essa formação de pedras é tão intensa que o leito se torna totalmente estático.

E.2 - EXCESSO DE AR:

Experiências com queimadores de ar experimentais indicam que um excesso de ar de 5% é pouco para se limitar as emissões. Um excesso de ar que 15% não é desejável pela formação de NO_x e pela perda de calor pelo aquecimento do combustível não queimado. Por isso a faixa de 5 a 15% de excesso poderá ser utilizada no processo. Porém, mesmo nessa faixa, a eficiência de combustão do carvão observada é de apenas 85-95%, dependendo da velocidade do gás. Para melhorar essa eficiência o material particulado deve ser capturado e recirculado ou colocado em

outra câmara de combustão. A queima total do carvão sem recirculação será possível apenas com excesso de ar de algumas centenas por cento, o que não é usado.

E.3 - TAMANHO DA PARTÍCULA:

Não há um caminho específico para o dimensionamento desta variável. Amplas faixas de tamanhos de partículas têm sido estudadas de $-1/4"$ a -100 mESH . Alguns autores preferem usar ($-1/4"$) requerendo uma velocidade superficial de 10 a 15 pés/seg. Outros preferem operar a velocidades mais baixas (3 a 8 pés/seg.). O tamanho da partícula, a velocidade do gás e a perda de carga são variáveis relacionadas por leis de escoamento de fluidos através de sólidos, o que impede que selezionemos cada uma separadamente. Uma vez que a velocidade ou o tamanho das partículas seja selecionado as outras variáveis devem estar de acordo.

E.4 - VELOCIDADE DE FLUIDIZAÇÃO:

Passa-se ar através do leito de partículas a fim de fluidizá-lo. A taxa de ar para operar o leito é, geralmente, determinada da velocidade do ar para causar a fluidização requerida nas condições de temperatura e pressão de operação.

Quando o gás começa a ser injetado através do leito, as partículas permanecem paradas, ao passo que aumentamos a velocidade elas começam a se levantar. Quando a perda de carga iguala o peso das partículas podemos dizer que atingimos a mínima velocidade de fluidização.

Além desse ponto a perda de carga através do leito fluidizado permanece relativamente constante; enquanto aumentamos a velocidade de fluidização diminui a velocidade do leito.

A velocidade de fluidização pode continuar aumentando até que num determinado ponto as partículas começarão a ser levadas pelo gás, chama-se a esta velocidade de arrasto.

A perda de carga através de um leito de altura L e densidade ρ será dada por:

$$\frac{\Delta P}{L} = (\rho_p - \rho) (1 - e) \quad (\text{unidades SI})$$

onde:

ρ_p - densidade da partícula;

ρ - densidade de sólidos dispersos no gás;

e - fração em volume de vazios no leito;

L - altura do leito.

A velocidade mínima de fluidização, segundo LEVA será dada por:

$$V_{mf} = \frac{D_p^{1,82}(\rho_p - \rho)}{108,6 \mu^{0,06}} \quad (\text{unidades SI})$$

D_p - diâmetro médio das partículas;

μ - viscosidade dinâmica.

A velocidade de arrasto ou terminal será dada por : (segundo PETTYJOHN e CHRISTIANSEN)

$$V_t = \frac{K(\rho_p - \rho)D_p^2}{1800 \mu}$$

com:

$$K = 0,0843 \log \frac{\phi}{0,065}$$

A velocidade de fluidização, além de alterar o regime de fluidização, afeta profundamente as condições de operação do leito, assim como, eficiência de combustão e taxa de retenção de SO₂. Porém a importância fundamental na determinação da velocidade de fluidização com a qual o leito irá operar, reside no fato de que dela dependem as dimensões da secção transversal do leito e a faixa de operação do gerador.

Definidas a temperatura de combustão no leito e as características do material a ser fluidizado, a velocidade de fluidização estará limitada pela velocidade de mínima fluidização e a velocidade terminal. Como a temperatura do leito é controlada pelo ar de combustão, a vazão de gases através da fornalha estará, portanto, limitada, definindo as condições de carga máxima e mínima.

Procura-se, na medida do possível, operar o gerador de gases quentes com altas velocidades de fluidização a fim de reduzir as dimensões da secção transversal, essa escolha, porém, aumenta o arraste de fixos, diminuindo a eficiência da combustão.

E.5 - ALTURA DO LEITO FLUIDIZADO:

É a altura da superfície do leito em relação ao distribuidor de ar. L_{mf} é definido para a condição de mínima fluidização, podendo ser considerado como altura do leito estático.

O conhecimento da expansão do leito é muito importante já que dele depende a altura total do gerador de vapor. A expressão abaixo nos dá esta relação:

$$\frac{L_f}{L_{mf}} = 1 + 10978 \frac{(V_f - V_{mf})^{0,738}}{V_{mf}^{0,937}} \frac{D_p^{1,006}}{\rho g^{0,126}} \rho_p^{0,376}$$

F. COMBUSTÃO DO CARVÃO

F.1 - SISTEMAS DE ALIMENTAÇÃO DO CARVÃO NO LEITO:

Basicamente o carvão pode ser alimentado de dois modos, dependendo do tamanho médio das partículas. Se elas forem pequenas, o carvão pode ser alimentado pneumáticamente no nível do leito.

Para partículas maiores de carvão, este deve ser alimentado do ponto mais alto possível do gerador, para obtermos uma distribuição uniforme sobre o leito. Esta alimentação será feita por transportadores de rosca.

F.2 - IGNIÇÃO DO CARVÃO:

A temperatura de ignição de uma partícula de carvão pode ser definida como a temperatura até a qual ela deve ser aquecida para começar a queimar. Como a partícula é aquecida por ar ou oxigênio, a temperatura da superfície aumenta até que a ignição ocorre. Neste ponto a temperatura de superfície aumenta instantaneamente até a temperatura de queima, o que é ilustrado na figura 3:

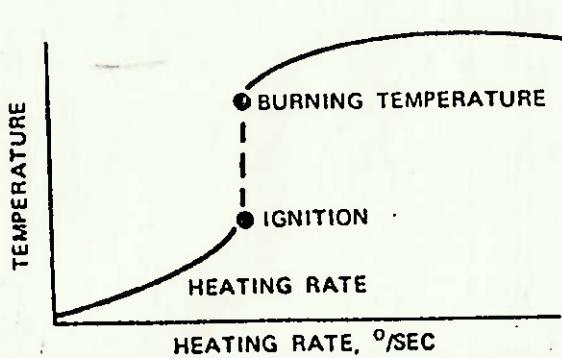


Figura 3. Temperatura de Ignição do Carvão X Taxa de Aquecimento.

As temperaturas de ignição e de queima são influenciadas por muitas variáveis como:

- tipo de carvão;
- tamanho das partículas de carvão;
- pressão parcial do oxigênio;
- ambiente de queima (quantidade de perda de calor, velocidade do ar etc).

Em baixas taxas de aquecimento, a temperatura na qual a ignição se iniciará pode ser prevista nas curvas de desempenho de queima esquematizadas na figura 4:

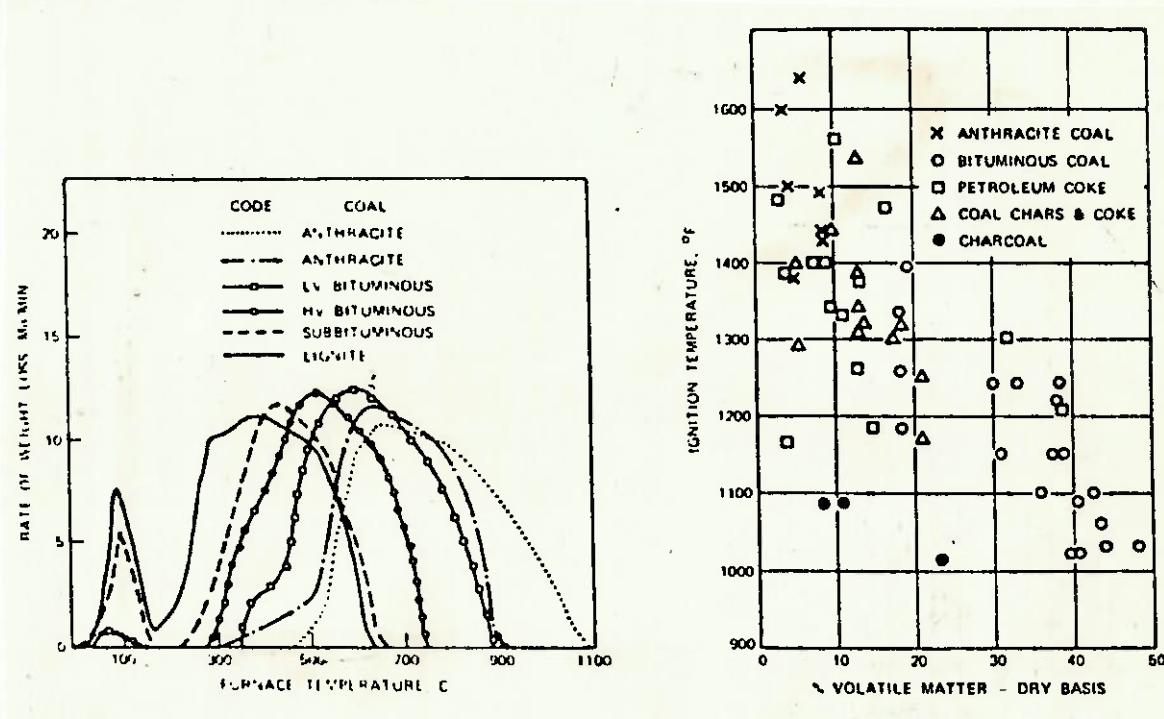


Figura 4. Características de Combustão de Diferentes Carvões.

Se um leito fluidizado, contendo uma mistura de carvão e material inerte, tivesse que ser aquecido por ar em escoamento, poderíamos esperar que a ignição do leito ocorresse onde a curva mostra um pico.

G. PARTIDA DA FORNALHA:

O modo mais comum de se dar a partida numa fornalha em leito fluidizado é o aquecimento, de todo ou parte do leito, por algum mecanismo auxiliar até que uma ignição estável é alcançada. Para uma fornalha de grandes dimensões o método preferido é causar a ignição de parte do leito e despejar a parte acendida sobre o resto do leito. Os métodos mais comuns em utilização na atualidade são:

- passar gases quentes através do leito estático;
- fluidizar o leito de material ainda inerte e pré-aquecer-lo por um queimador auxiliar localizado acima do mesmo;
- começar com um leito que contenha uma mistura de inertes e material combustível e aquecer-lo até a temperatura em que se inicia a ignição;
- pré-aquecer até a temperatura de ignição um leito raso de inertes antes de introduzir o combustível.

De modo geral, o leito em que se dará a partida não deve conter superfícies de troca de calor, desde que o efeito refrigerante pode impedir que atinjamos a temperatura de ignição, requerendo uma fonte auxiliar de calor muito maior.

O procedimento de se dar a partida de uma fornalha consiste em se usar um compartimento no leito. A secção onde se dará a partida está livre de superfície de troca de calor, é fina e levemente fluidizada. Queimadores auxiliares colocados acima do leito servem para pré-aquecer o material inerte. Após atingirmos a temperatura de ignição, o combustível será introduzido usando excesso de ar para controle de temperatura. Então mais material inerte é introduzido e permite-se que uma parcela do material quente seja despejado sobre a seção adjacente do leito que possui uma taxa mínima de fluxo de ar de fluidização. Sucessivas seções adjacentes serão acendidas à medida que se torne necessário. Esse procedimento de partida está esquematizado na figura 5.

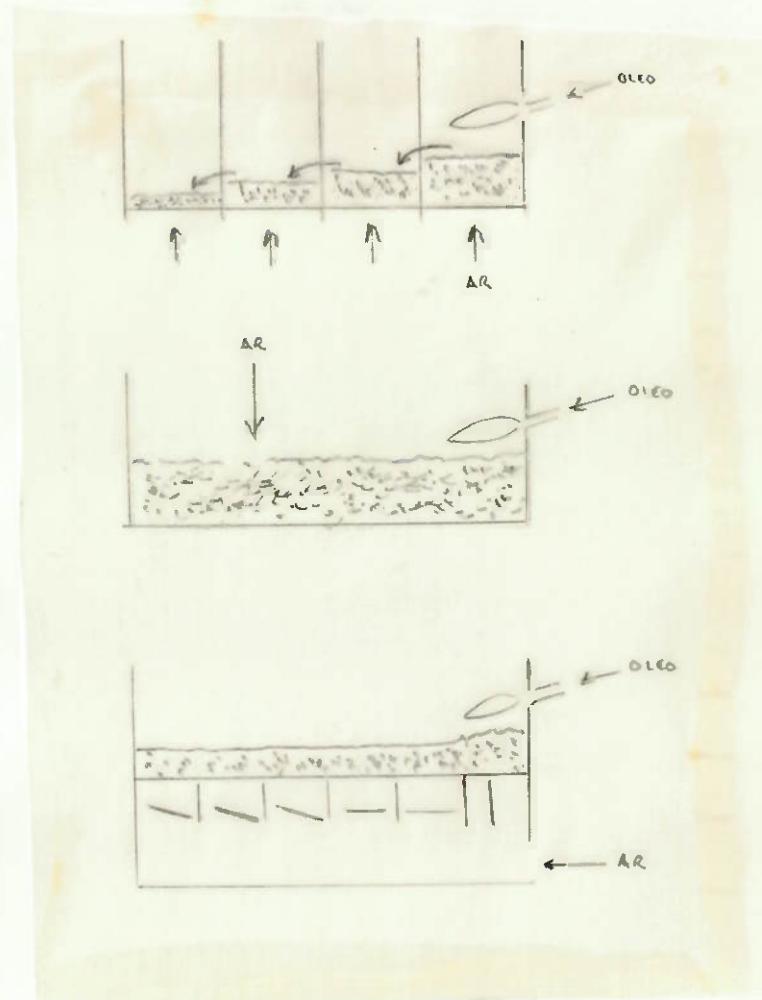


Figura 5 - Partida da Fornalha

Para apagarmos a caldeira seguimos o caminho inverso, paramos de fornecer combustível mas o fluxo de ar é mantido até que o leito atinge temperatura aceitável. Um procedimento alternativo usado apenas para emergências seria o de despejar o material do leito.

Outro método muito utilizado para se iniciar a combustão é o de misturar gás com o ar de fluidização, fazendo com que a mistura entre em combustão no leito. Para causar a ignição deve existir uma chama gerada por um queimador localizado sobre o leito. Para evitar que a mistura queime no plenum a injeção de ar é feita muitas vezes acima deste ou dentro do próprio insuflador de ar.

H. TRANSFERÊNCIA DE CALOR:

As superfícies de troca de calor em geradores de vapor por combustão em leito fluidizado pode ser divididas em dois tipos:

- superfície acima do leito;
- superfície submersa no leito.

Para o dimensionamento das superfícies de troca de calor acima do leito, podemos usar a mesma metodologia utilizado para o dimensionamento destas superfícies em geradores convencionais, pois embora tenhamos maior número de sólidos em suspensão em queimadores de leito fluidizado as condições gerais nestas regiões são praticamente as mesmas.

O uso primário das superfícies de troca de calor nas regiões acima do leito será como economizadores devido à temperatura relativamente baixa dos gases que por ali passam em relação à temperatura do leito em si.

Estudaremos a seguir como estimar a transferência de calor nas superfícies imersas no leito.

H.1 - VARIÁVEIS QUE AFETAM A TRANSFERÊNCIA DE CALOR PARA SUPERFÍCIES IMERSAS NO LEITO:

Para dimensionar um combustor de leito fluidizado, padrões razoáveis devem ser assumidos para estimar o coeficiente de transferência de calor para o vapor nos tubos do evaporador. A análise de transferência de calor em uma dimensão fazem possível estimar a resistência térmica da parede do tubo e da interface líquido/parede. Por isso, apenas a resistência entre o leito fluidizado e a superfície externa do tubo restam para ser estimadas antes que o coeficiente total de transferência de calor possa ser determinado. Os valores de resistências térmicas num leito de calcário fluidizado com ar são dados na tabela 2. Como mostrado a resistência térmica do leito para a parede é o principal fator e deve portanto ser precisamente determinada.

O coeficiente de transferência de calor do leito para a parede externa do tubo possui dois componentes principais:

- o de convecção-condução;
- o de radiação.

R* (hr-ft-°F/Btu)	From Inside Tube Wall to Boiling Water
< 0.0003	From Inside Tube Wall to Forced
0.003 to 0.007	Circulation Steam or Water
= .002	Tube Wall
0.01 to 0.05	Fluidized Bed to Outside Tube Wall

$$* \text{For convection and boiling } R = \frac{1}{\pi \cdot d \cdot h}$$

$$\text{For tube wall } R = \frac{1}{n(r_o/r_i)/2\pi K}$$

where:

d = tube diameter

h = convection heat transfer coefficient

K = tube material thermal conductivity

r_i = inside tube radius

r_o = outside tube radius

Tabela 2 - Resistência Térmica nas Seções da Parede.

H.1.a - COMPONENTE DE CONVEÇÃO-CONDUÇÃO DO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR DO LEITO FLUIDIZADO PARA AS SUPERFÍCIES IMERSAS:

Este componente depende primariamente dos parâmetros de operação do leito:

- forma e tamanho das partículas;
- velocidade de fluidização do gás;
- temperatura do leito e propriedades do material do leito.

E a nível secundário, depende dos seguintes parâmetros de geometria da superfície de troca de calor:

- orientação dos tubos;
- localização no leito da junção entre os tubos;
- padrão dos tubos;
- espaço entre os tubos.

Num leito fluidizado relativamente frio (100-300°F) o componente de radiação é virtualmente insignificante no processo de transferência de calor, com o componente de convecção/condução representando 97% ou mais desta transferência. A temperaturas elevadas (1200 °F ou mais) porém, o componente de radiação representará mais de 50% do total de calor transferido à parede do tubo.

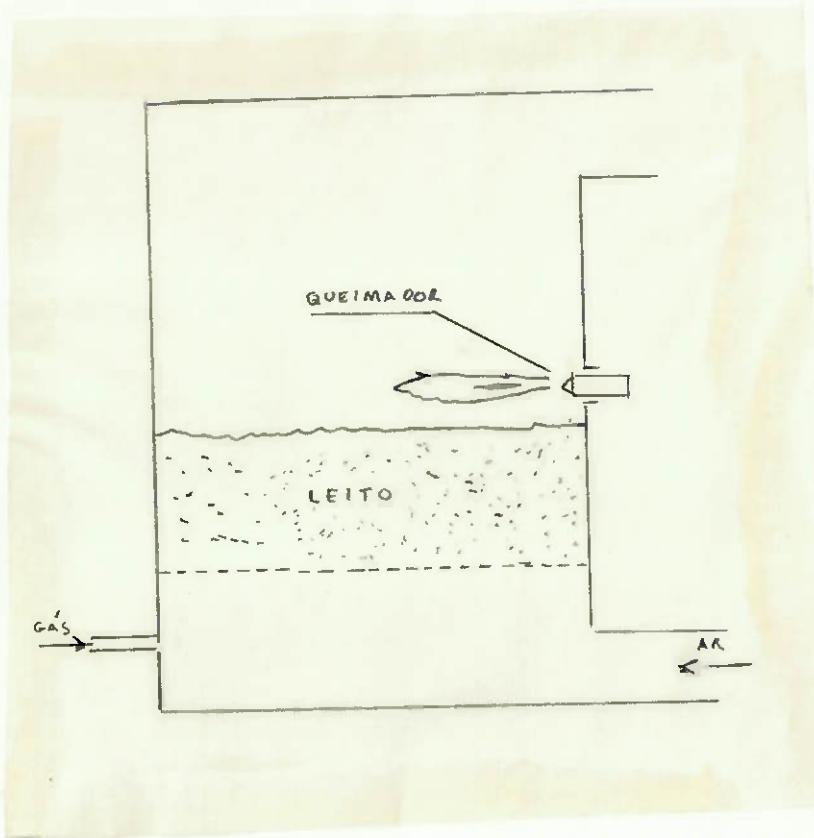


Figura 6 - Partida da Fornalha Utilizando Gás.

Em nosso caso a alimentação do carvão será feita por uma rosca transportadora e este será despejado lateralmente pela parte superior da câmara para possibilitar uma melhor distribuição do combustível.

Devido à segurança e simplicidade do sistema, adotou-se uma partida com injeção de gás.

H.1.a.1 - Tamanho da Partícula:

O efeito do tamanho da partícula é muito significativo na transferência de calor num combustor de leito fluidizado. Esse efeito se torna evidente quando comparamos valores de transferência de calor para diferentes tamanhos de partículas.

Bed Operator	Total Bed-To-Tube Heat Transfer Coefficient (Btu/hr-ft ² -°F)	Particle Size	Approximate Mean Particle Diameter
Pope, Evans & Robbins (93)	51 - 57	-8 Mesh	0.047 (in.)
BCURA (628)	91 - 98	-12 Mesh	0.033 (in.)

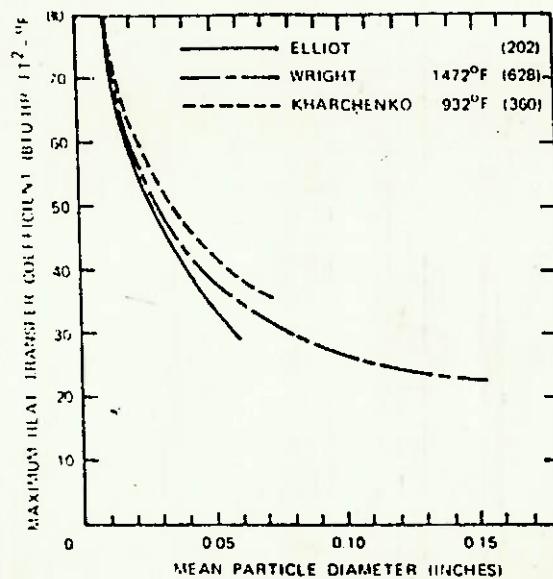


Figura 8 - Efeito do Tamanho da Partícula no Coeficiente de Transferência de Calor.

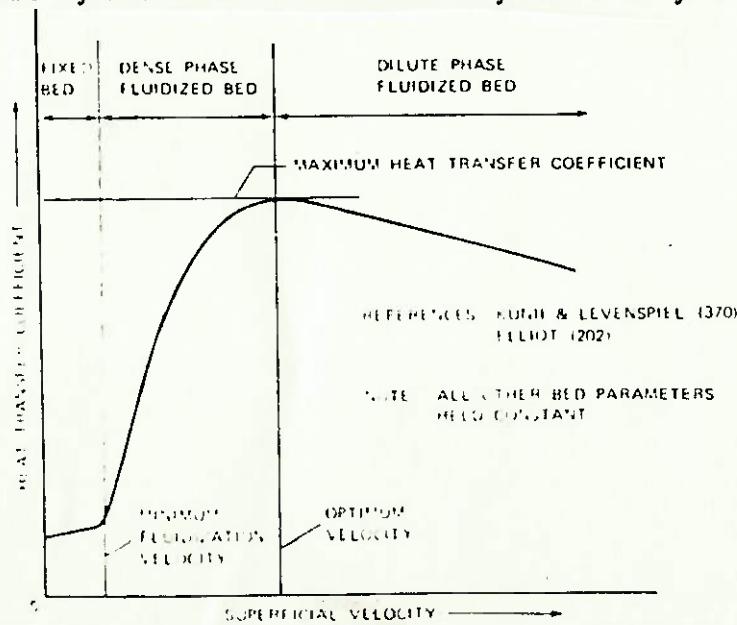


Figura 9 - Efeito da Velocidade de Fluidização no Coeficiente de Transferência de Calor

Resultados experimentais encontrados por um grande número de autores tem indicado que existe uma relação inversa entre o coeficiente de transferência de calor e o diâmetro das partículas. As relações encontradas estão entre as abaixo:

$$h \propto d^{-0,17} \leftrightarrow h \propto d^{-1,26}$$

Essa relação inversa tem sido atribuída ao aumento da superfície específica e ao fato de que ao passo que o tamanho da partícula aumenta também aumenta a espessura do filme de gás, aumentando a resistência térmica entre as partículas e a superfície de transferência de calor. Outro motivo é que partículas maiores se movem mais lentamente o que faz com que permaneçam mais tempo perto da superfície de troca de calor e reduz a temperatura das partículas nesta região.

H.1.a.2 - Velocidade do Gás de Fluidização:

O efeito da velocidade no coeficiente de troca de calor está indicado na figura 9, nele podemos observar 3 regimes.

Com velocidade pequena (leito fixo) o principal fator de troca de calor continua sendo a condução, sendo que o coeficiente por convecção continua sendo pequeno.

Na fase de fluidização densa, a mistura das partículas começa a ocorrer. O coeficiente de transferência aumenta rapidamente com a velocidade até atingir um máximo.

Após atingirmos o ponto de máxima transferência de calor passamos para a 3ª fase de fluidização diluída em que a distância entre as partículas aumenta reduzindo a troca de calor entre elas fazendo com que o coeficiente de transferência de calor seja reduzido com o aumento da velocidade.

H.1.a.3 - Temperatura de Leito:

O efeito da temperatura de leito na transferência de calor pode ser dividido em três categorias:

- mudanças no coeficiente de transferência de calor por radiação;
- mudanças no gradiente de temperatura entre o leito e a parede externa do leito;
- mudanças nas propriedades do material do leito.

Destas três categorias aquela que mais influi no coeficiente de transferência de calor por convecção-condução são as mudanças nas propriedades do material do leito.

Trabalhos experimentais têm demonstrado que a condutividade térmica do gás de fluidização e o calor específico dos sólidos do leito são as propriedades físicas que mais interferem no coeficiente de transcal por condução/convecção. Um aumento na condutividade térmica causa um aumento na taxa de transferência de calor das partículas sólidas para a superfície imersa dos tubos através do filme que envolve a superfície. Um calor específico maior nas partículas permite que a energia térmica deixe as partículas mais facilmente. Como indicado na tabela 3, o coeficiente de transcal por condução/convecção varia apenas de 4 a 11% em toda a faixa de temperaturas de operação do leito (1450-1600°F) e portanto não representará um fator importante nos cálculos de projeto.

Bed Temp (°F)	K _{g'} (Btu/hr-ft. ⁻¹ F)	C _{s'} (Btu/1bm. ⁻¹ F)	(Δh/h ₁₆₀₀)x 100 A B
1450	.36	.030	4% to 11%
1600	.39	.031	

Tabela 3 - Efeito da Temperatura do Leito no Coeficiente de Transferência de Calor

H.1.b - COMPONENTE DE RADIACÃO DO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR PARA AS SUPERFÍCIES IMERSAS

Como já foi dito, quando o leito está a baixas temperaturas, este termo pode ser desprezado, mas quando está a altas, chega a ser responsável por até 50% da quantidade total de calor transferido.

H.2 - EQUAÇÕES PARA TROCA DE CALOR POR CONDUÇÃO

A distância entre as partículas que compõe o leito pode ser estimada a partir de sua porosidade m e do diâmetro médio de suas partículas d.

$$L = \frac{0.807d}{(1-m)^{1/3}}$$

Num intervalo de tempo τ uma partícula recebe ou fornece a seguinte quantidade de calor por condução:

$$dQ = \frac{\lambda_m \pi d^2}{\delta_w} (\theta - t_p) \cdot d \tau = C_m \gamma_m \frac{\pi d^3}{6} \cdot d \theta$$

com:

- δ_w - distância média entre a parede e a superfície da partícula adjacente
- λ_m - condutividade térmica do gás
- t_p - temperatura da parede
- θ - temperatura da partícula

$$\therefore \frac{d\theta}{\theta - t_p} = K \cdot d\tau$$

com:

$$K_1 = \frac{1.5 \cdot \lambda_m}{C_m \cdot \gamma_m \cdot \delta_w \cdot d}$$

Sabendo-se que o tempo necessário para renovar a primeira camada de partículas é:

$$\tau = \frac{L}{w_m} = \frac{0.807 \cdot d}{w_m(1-m)^{1/3}}$$

Se integrarmos a equação acima no tempo (trabalho), obteremos a quantidade de calor gerada por metro quadrado de parede neste intervalo.

$$q\tau = C_m \cdot \gamma_m \cdot \frac{\pi \cdot d^3}{6} \Delta \theta \cdot N$$

onde:

N - nº de partículas na 1ª camada:

$$N = \frac{1}{L^2} = \frac{(1-m)^{2/3}}{0.65 \cdot d^2}$$

$$\therefore Q = \underline{q\tau} = C_m \cdot \gamma_m \cdot w_m \cdot (1-m) \cdot (1 - e^{k_1 \tau}) \cdot (\theta - t_p)$$

H.3 - EQUAÇÕES PARA TROCA DE CALOR POR CONVECÇÃO

$$\lambda = 18 w_f \cdot C \cdot \gamma_m \cdot d$$

onde:

- w_f - velocidade superficial do fluido
- C - calor específico (kcal/kg°C)
- γ_m - densidade do meio (Kg/m³)
- d - diâmetro das partículas

Assim, o coeficiente de convecção e condução poderá ser dado por:

$$(\alpha_{\text{cond}} + \alpha_{\text{conv}}) = (C_m \cdot \gamma_m \cdot w_m \cdot (1-m)) \cdot \left\{ 1 - \exp \left[- \frac{1.27 \lambda_m}{\delta_{\text{par}} \cdot C_m \cdot \gamma_m \cdot w_m \cdot (1-m)^{1/3}} \right] \right\}$$

H.4 - EQUAÇÕES PARA TROCA DE CALOR POR RADIAÇÃO

$$\alpha_r = 4,9 \cdot \frac{E_{\text{red}} \left[\left(\frac{\theta}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_p}{100} \right)^4 \right]}{\theta - T_p}$$

com:

E_{red} - emissividade reduzida de corpo negro para o sistema fluidizado/parede

Assim, a troca de calor entre o leito fluidizado e as paredes fica:

$$Q = \alpha_t (\theta - t_{\text{par}})$$

onde:

$$\alpha_t = \alpha_{\text{conv}} + \alpha_{\text{cond}} + \alpha_r$$

I. DIMENSIONAMENTO DO GERADOR DE VAPOR EM LEITO FLUIDIZADO

I.1 - CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO NOMINAL:

Gerador de vapor em leito fluidizado com queima de 300kg/h de carvão mineral da mina de Tubarão.

I.2 - COMBUSTÍVEL ADOTADO:

Carvão mineral - Mina de Tubarão (SC):

- composição elementar:
 - carbono: 42,78%
 - hidrogênio: 2,79%
 - nitrogênio: 0,93%
 - enxofre: 2,79%
 - cinzas: 43,71% (z)
 - oxigênio: 0,00%
 - água: 7%
- estequiometria:
 - massa de ar seco: 6,42 kg ar/kg carvão
 - massa de gases secos: 6,68 kg gás/kg carvão
 - massa de água gerada na combustão: 0,27 kg H₂O/kg carvão

A combustão granulométrica média do carvão, já beneficiado em Tubarão, é a seguinte:

1 1/2"	100%
1"	99%
3/4"	90%
1/2"	69%
3/8"	--
1/4"	36%
1/8"	16%
1/16"	07%
1/32"	0%

Sendo que para combustão em leito fluidizado devemos usar granulometria menor que 3/8".

As cinzas do carvão lavado tem uma tendência de escorificação, de alta resistência mecânica, exigindo a implantação de um bom sistema de retirada do leito, apresentando a seguinte composição média:

<chem>SiO2</chem>	51,9%
<chem>Al2O3</chem>	27,2%
<chem>Fe2O3</chem>	12,2%
<chem>CaO</chem>	2,2%
<chem>MgO</chem>	traços
<chem>Na2O</chem>	0,3%
<chem>K2O</chem>	5,3%
<chem>V2O5</chem>	traços
<chem>SO3</chem>	1,1%
<chem>P2O5</chem>	0,1%

O carvão de Santa Catarina, como os demais carvões nacionais, tem baixo poder calorífico e alto teor de cinzas e de enxofre. Nota-se que o carbono fixo varia entre 25 e 40%, e as cinzas chegam a atingir mais de 50%.

O alto teor de cinzas deste carvão reflete sobre a velocidade de combustão e luminosidade da chama, afetando o calor transferido por radiação.

Para evitar a formação de clínquer, devemos controlar a temperatura do leito, mantendo o ar insuflado no leito para fluidização abaixo de 900°C.

A moabilidade deste carvão se situa na faixa de 70 a 130 hardgrove, com teor de umidade entre 4 e 20%. Devido a sua alta abrasividade, exige equipamento especial para sua moagem.

Na norma americana (ASTM.D - 388), este carvão é classificado como betuminoso tipo C de alta volatilidade aglomerante. No sistema internacional de classificação de carvões, se encontra na classe 8, recebendo a denominação de seco flamante (ou equivalente), nos sistemas francês, alemão, italiano e inglês.

- cálculo dos poderes caloríficos inferior e superior:

$$\text{PCI} = 8100 \cdot c + 33960 \cdot (h - o/8) + 2214s - 600 \cdot (9h + w)$$

$$\text{PCI} = 8100 \cdot 0,4278 + 33960 \cdot (0,0279 - o/8) + 2214 \cdot 0,0279 - 600 \cdot (9 \cdot 0,0279 + 0,07)$$

$$\boxed{\text{PCI} = 4280 \text{ kcal/kg}}$$

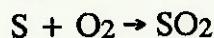
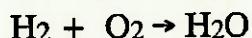
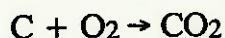
$$\text{PCS} = \text{PCI} + (9h + w) \cdot 600$$

$$\text{PCS} = 4280 + (9 \cdot 0,0279 + 0,07) \cdot 600$$

$$\boxed{\text{PCS} = 4473 \text{ kcal/kg}}$$

I.3 - BALANÇO DE MASSA E ENERGIA:**I.3.a - CÁLCULOS DE COMBUSTÃO**

- reações de oxidação entre os elementos ativos do carvão (C, H₂, S) com o oxigênio do ar:



- partiremos da hipótese que pela reação se dar em leito fluidizado esta se fará de forma completa.

I.3.a.1 - Estimativa da Energia que Será Gerada

- quantidade de combustível queimado:

(dado) $B = 300 \text{ kg/h}$

- $PCI = 4280 \text{ kcal/kg}$

- supondo um rendimento para estimativa de 83%

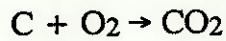
$$Q = B \cdot PCI \cdot \eta$$

$$Q = 300 \cdot 4280 \cdot 0,83$$

$$Q = 1.065.720 \text{ kcal/h}$$

I.3.a.2 - Análise das Principais Reações Químicas que Ocorrem durante a Combustão

Suponhamos que todo o combustível seja oxidado, o que está próximo da realidade numa combustão em leito fluidizado.

I.3.a.2.i - Queima do carbono:

$$1 \text{ mol de } C \rightarrow 12,01 \text{ kg}$$

$$1 \text{ mol de } O_2 \rightarrow 22,39 \text{ Nm}^3$$

$$1 \text{ mol de } CO_2 \rightarrow 22,26 \text{ Nm}^3$$

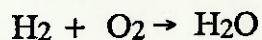
Daí concluímos que para a queima de 1 kg de C, necessitaremos de:

$$\begin{aligned} 1 \text{ kg} &\rightarrow x \\ 12,01 \text{ kg} &\rightarrow 22,39 \text{ Nm}^3 \\ \therefore x &= \frac{22,39}{12,01} = 1,864 \text{ Nm}^3 \text{ de O}_2 \end{aligned}$$

E geraremos:

$$\begin{aligned} 1 \text{ kg} &\rightarrow y \\ 12,01 \text{ kg} &\rightarrow 22,26 \text{ Nm}^3 \\ y &= \frac{22,26}{12,01} = 1,8535 \text{ Nm}^3 \text{ de CO}_2 \end{aligned}$$

I.3.a.2.ii - Queima de hidrogênio:



$$\begin{aligned} 1 \text{ mol de H}_2 &\rightarrow 2,016 \text{ kg} \\ 1/2 \text{ mol de O}_2 &\rightarrow 11,195 \text{ Nm}^3 \\ 1 \text{ mol de H}_2\text{O} &\rightarrow 22,4 \text{ Nm}^3 \end{aligned}$$

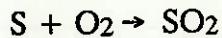
Para queimarmos 1 kg de H₂, precisamos de:

$$\begin{aligned} 1 \text{ kg} &\rightarrow x \\ 2,016 &\rightarrow 11,195 \\ \therefore x &= 5,56 \text{ Nm}^3 \text{ de O}_2 \end{aligned}$$

e geramos:

$$\begin{aligned} 1 \text{ kg} &\rightarrow y \\ 2,016 &\rightarrow 22,4 \text{ Nm}^3 \\ y &= 11,11 \text{ Nm}^3 \text{ de H}_2\text{O (v)} \end{aligned}$$

I.3.a.2.iii - Queima de enxofre:



$$\begin{aligned} 1 \text{ mol de S} &\rightarrow 32,06 \text{ kg} \\ 1 \text{ mol de O}_2 &\rightarrow 22,39 \text{ Nm}^3 \\ 1 \text{ mol de SO}_2 &\rightarrow 21,89 \text{ Nm}^3 \end{aligned}$$

Logo, para queimarmos 1 kg de S, precisamos de:

$$1 \text{ kg} \rightarrow x$$

$$32,06 \rightarrow 22,39 \text{ Nm}^3 \text{ de O}_2$$

$$\therefore x = \frac{22,39}{32,06} = 0,697 \text{ Nm}^3 \text{ de O}_2$$

gerando:

$$1 \text{ kg} \rightarrow y$$

$$32,06 \rightarrow 1,89 \text{ Nm}^3 \rightarrow y = \frac{21,89}{32,06}$$

$$y = 0,693 \text{ Nm}^3 \text{ de SO}_2$$

I.3.a.3 - Cálculo do Volume de Ar Necessário para a Combustão

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

$$V_{O_2}^t = 1,864 \cdot 0,4278 + 5,56 \cdot (0,0279) + 0,697 \cdot 0,0279$$

$$V_{O_2}^t = 0,797 + 0,155 + 0,0194$$

$$V_{O_2}^t = 0,971 \text{ Nm}^3/\text{kg de combustível}$$

Sabendo que no ar temos 21% de O₂:

$$V_{ar}^t = \frac{V_{O_2}^t}{0,21} = \frac{0,971}{0,21} = 4,623 \text{ Nm}^3/\text{kg de combustível}$$

Mas numa combustão completa do combustível, precisamos colocar um excesso de ar, tomando o cuidado que este não seja tão grande que venha a causar a perda de calor sensível. Para queima em leito fluidizado um excesso de ar de 10% sobre o volume de ar teórico têm apresentado bons resultados (discutido anteriormente).

Assim sendo, podemos calcular o volume de ar real:

$$V_{ar}^r = V_{ar}^t \cdot (m)$$

onde

$$m = 1,1$$

$$\therefore V_{ar}^r = V_{ar}^t \cdot 1,1 = 4,623 \cdot 1,1 = 5,08 \text{ Nm}^3/\text{kg de combustível}$$

I.3.a.4 - Volume dos Gases de Combustão



$$V_g^t = 1,8535c + 0,693s + 0,79V_{ar}^t + 0,8.m + (9h + w)1,24$$

$$V_g^t = 1,8535 \cdot 0,4278 + 0,693 \cdot 0,0279 + 0,79 \cdot 4,623 + 0,8 \cdot 0,0093 + (9 \cdot 0,0279 + 0,07) \cdot 1,24$$

$$V_g^t = 0,793 + 0,0193 + 3,65 + 0,0074 + 0,3982$$

$$V_g^t = 4,868 \text{ Nm}^3/\text{kg de combustível}$$

ar em excesso

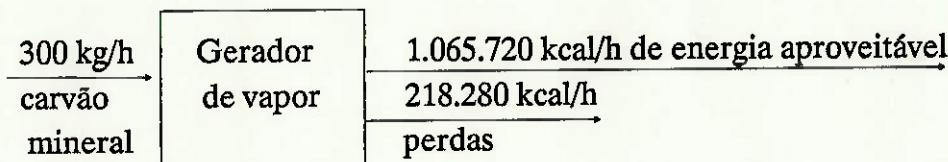
$$V_g^r = V_g^t + (m - 1)V_{ar}^t$$

$$V_g^r = 4,868 + 0,1 \cdot 4,623 = 4,868 + 0,4623$$

$$V_g^r = 5,33 \text{ Nm}^3/\text{kg de combustível}$$

Assim sendo, teremos:

Balanço de energia (estimado):



Balanço de massa:



Sendo que nos gases de combustão exauridos temos:

- 0,793 Nm³ de CO₂/kg de combustível
- 0,0193 Nm³ de SO₂/kg de combustível
- 3,66 Nm³ de N₂/kg de combustível
- 0,3982 Nm³ de vapor de água
- 0,4623 Nm³ de ar não utilizado na combustão

I.4 - TEMPERATURA DO LEITO:

Como foi discutido anteriormente, para promover a rápida absorção do SO₂ e do calcário nosso leito deve operar entre 1400 e 1600°F. Esta faixa também assegura o não amolecimento das cinzas que causaria a posterior obstrução do distribuidor de ar.

Em nosso projeto, admitiremos uma temperatura de leito de 1450°F.

I.5 - TAMANHO DAS PARTÍCULAS A SEREM USADAS

Como foi discutido anteriormente, este fator está relacionado com a velocidade de fluidização e com a perda de carga no leito, visto que se variarmos um, varia o outro, e temos que manter a partícula elutriada (em suspensão), sem que ela seja arrastada nem caia sobre o distribuidor de ar.

Os tamanhos mais utilizados estão na faixa de 6 a 25 mm.

Em nosso caso usaremos carvão britado com tamanho máximo de 1/4" (ϕ 6,25mm).

No início coloca-se no leito 75% de areia (ϕ 1 a 1,5mm) e 25% de carvão e a medida que este queima, as cinzas começam a fazer parte desta constituição, cada vez havendo mais cinzas visto que o carvão é constantemente alimentado, de modo que algum tempo após a ignição as cinzas terão substituído totalmente a areia, mas visto a maior parte do leito ser constituída de areia, podemos supor para o cálculo da velocidade de fluidização que o diâmetro das partículas do leito é aproximadamente o diâmetro das partículas de areia (ϕ 1,5mm).

I.6 - VELOCIDADE DE FLUIDIZAÇÃO:

Como foi discutido na parte teórica, a velocidade de fluidização deve ter um valor tal que seja suficiente para deixar as partículas em suspensão (velocidade mínima de fluidização - V_{mf}) sem no entanto arrastá-las pela chaminé (velocidade de arrasto - V_t).

- A velocidade mínima de fluidização, segundo LEVA será dada por:

$$V_{mf} = \frac{D_p^{1.82} (\rho_p - \rho)^{0.94}}{108,6 \rho^{0.06} \mu^{0.88}} \quad (1)$$

sendo:

D_p - diâmetro médio das partículas

$$D_p = 1,5\text{mm}$$

ρ - densidade do leito

$$\rho = 550 \text{ kg/m}^3$$

ρ_p - densidade da partícula

$$\rho_p = 1400 \text{ kg/m}^3$$

μ = viscosidade dinâmica do ar

$$\mu = 1,97 \cdot 10^{-5} \text{ kg/s.m}$$

substituindo em ①.

$$V_{mf} = \frac{(1,5 \cdot 10^{-3})^{1,82} (1400 - 190)^{0,94}}{108,6 (190)^{0,06} (1,97 \cdot 10^{-5})^{0,88}} \text{ (m/s)}$$

$$\therefore V_{mf} = \frac{7,2525 \cdot 10^{-6} \cdot 790,35}{0,01076}$$

$$V_{mf} = 0,5327 \text{ m/s}$$

- Cálculo do fator de forma:

$$D_p = 1,5\text{mm}$$

$$\text{área externa} \rightarrow s = 6D^2 = 6 \cdot 1,5^2 = 13,5 \text{ mm}^2$$

$$\text{volume} \rightarrow V = D^3 = 1,5^3 = 3,375 \text{ mm}^3$$

$$\varphi = 0,205 \cdot \frac{s}{V^{(2/3)}} = \frac{13,5}{(3,375)^{2/3}}$$

$$\varphi = 5,42$$

$$\therefore V_{r mf} = \varphi V_{mf}$$

$$V_{r mf} = 2,88 \text{ m/s}$$

- Cálculo da velocidade de arrasto (ou terminal):

$$V_t = \frac{k(\rho_p - \rho) D_p^2}{1800 \mu} \quad ②$$

$$k = 0,0843 \log \frac{D_p}{0,065} = 0,0843 \log[(1,5 \cdot 10^{-3})] = 0,138$$

D_p - diâmetro médio das partículas do leito $\cong 1,5 \text{ mm}$

ρ_p - 1400 kg/m^3

ρ - 550 kg/m^3

μ - $1,97 \cdot 10^{-5} \text{ kg/s.m}$

substituindo em ②.

$$V_t = \frac{0,138(1400 - 550)1,5 \cdot 10^{-3}}{1800 \cdot 1,97 \cdot 10^{-5}}$$

$$\boxed{V_t = 4,96 \text{ m/s}}$$

Nossa velocidade de fluidização, deve portanto estar entre:

$$V_{mf} < v < V_t \Rightarrow 2,88 \text{ m/s} < v < 4,96 \text{ m/s}$$

I.7 - PERDA DE CARGA ATRAVÉS DO LEITO:

Como foi visto na parte teórica, esta é dada por:

$$\frac{\Delta P}{L_{mf}} = (\rho_p - \rho)g(1-e) \quad ③.$$

onde:

Δp - perda de carga

ρ_p - densidade da partícula

ρ - densidade do leito

e - fração em volume de vazios no leito (porosidade)

$$e = \frac{V \text{ de vazios}}{V \text{ total}} = \frac{V \text{ de vazios}}{V \text{ de vazios} + V \text{ de ocupados}}$$

Dados experimentais, informam que para leito estático com partículas de $\varphi = 1,5\text{mm}$.

$$e = 0,33$$

L_{mf} - altura do leito na condição de mínima fluidiação (pode ser considerada praticamente igual à altura do leito estático).

Neste caso, podemos assumi-lo como sendo $L_{mf} = 0,90\text{m}$.

Assim de ③ temos que:

$$\Delta P_{\max} = 90 \cdot (1400 - 550) \cdot (1 - 0,33) \cdot 9,8 = 502299 \text{ Pa} = 5,02 \text{ kgf/cm}^2$$

Portanto devemos aplicar uma pressão de 5023 Pa sobre o leito estático para podermos iniciar a fluidização, isto é, tirar as partículas do leito do repouso e deixá-las em suspensão.

I.8 - DEFINIÇÃO DO LEITO:

Temos os seguintes parâmetros do leito já determinados:

$$V_{mf} = 2,88 \text{ m/s} - \text{velocidade mínima de fluidização}$$

$$H = 0,90 \text{ m} - \text{altura assumida para o leito}$$

$$\Delta P = 5,02 \text{ kgf/cm}^2 - \text{perda de carga no interior do leito}$$

$$V_{ar}^r = 5,08 \text{ Nm}^3/\text{kg de combustível}$$

$$\} V_{ar}^r = 5,08 \cdot 300 = 1524 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$B = 300 \text{ kg combustível/hora}$$

$$\therefore V_{ar}^r = 0,423 \text{ Nm}^3/\text{s}$$

A vazão de ar indicada acima é nas condições normais de temperatura e pressão, devemos calculá-la nas condições de operação do leito.

- condições normais: $V_{ar}^r = 0,423 \text{ Nm}^3/\text{s}$

$$T = 273 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ kgf/cm}^2$$

- condições de operação do leito: Q

$$T = 1450^{\circ}\text{F} = 1061 \text{ K}$$

$$P = 1,6 \text{ kgf/cm}^2$$

$$\frac{PV}{T} = \frac{P_0V_0}{T_0} \rightarrow \frac{1,6}{1061} Q = \frac{1,0423}{273} \rightarrow Q = 1,03 \text{ m}^3/\text{s}$$

Como foi visto, nossa faixa de velocidade para que haja fluidização e não haja arrasto é de:

$$2,88 \text{ m/s} < v < 4,96 \text{ m/s}$$

Para nosso projeto, utilizaremos a velocidade de:

$$v = 3,2 \text{ m/s}$$

$$A_{leito} = \frac{Q}{v} = \frac{1,03}{3,2} = 0,32 \text{ m}^2$$

Admitindo que nosso leito tenha seção circular:

$$A = \frac{\pi D^2}{4} \rightarrow 0,32 = \frac{\pi D^2}{4} \rightarrow D = 0,64 \text{ m} - \text{diâmetro do leito}$$

A altura do leito deve ser de duas vezes a do leito expandido, em nosso caso $H = 0,90$

$$\therefore H_{leito} = (0,9 + 0,9)\text{m}.$$

I.9 - TRANSFERÊNCIA DE CALOR:

Admitamos que o calor gerado seja trocado com a superfície da câmara submersa no leito, com a superfície da câmara acima do leito e, a seguir, com o ar atmosférico adicionado aos gases antes de fazê-los passar pelo ciclone onde serão limpos. Analisemos cada uma dessas três etapas.

I.9.a- TROCA DE CALOR COM A SUPERFÍCIE DA CÂMARA SUBMERSA NO LEITO:

Esta transferência pode ser expressa por:

$$Q_1 = A_1 \cdot \alpha_E \cdot (T_1 - T_p) \quad (4)$$

onde:

A_1 - superfície de troca de calor da parede submersa no leito:

$$A_1 = \pi \cdot D \cdot H = 0,9 \cdot \pi \cdot 0,64 = 1,81 \text{ m}^2$$

T_1 - temperatura do leito

$$T_1 = 1061 \text{ K} = 788^\circ\text{C}$$

T_p - temperatura da parede

$$T_p = 740^\circ\text{C}$$

α_E - coeficiente de troca de calor equivalente entre o leito e a parede.

O coeficiente α_E é dado pelo equacionamento desenvolvido por Zabrodsky a partir de dados experimentais:

$$\alpha_E = (\alpha_{\text{cond}} + \alpha_{\text{conv}}) + \alpha_{\text{rad}} \quad (3)$$

onde:

$$(\alpha_{\text{cond}} + \alpha_{\text{conv}}) = C_m \cdot \gamma_m \cdot w_m \cdot (1-m) \cdot \left\{ 1 - \exp \left[\frac{-1.2 \lambda_m}{\delta_{\text{par}} \cdot C_m \cdot \gamma_m \cdot w_m \cdot (1-m)^{1/3}} \right] \right\} \quad (1)$$

$$\rightarrow \alpha_{\text{rad}} = 4,9 \cdot E_1 \left[\frac{(\theta_{1,t} - (t_p)^4)}{(100)^4} \frac{100}{\theta_{1,t} - t_p} \right]$$

com:

C_m - calor específico da mistura areia + carvão

Adotaremos $C_m = 0,3 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$

γ_m - peso específico das partículas

$\gamma_m = 1400 \text{ kgf/m}^3$

m = e - porosidade do leito

$m = 0,33$

λ_m - calor específico do ar

$$\lambda_m = 0,275 \text{ kcal/kg}^{\circ}\text{C}$$

δ_{par} - espaçamento entre as partículas

$$\gamma_{\text{par}} = 0,7 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

E_1 - emissividade do revestimento

$$E_1 = 0,8$$

θ_{1t} - temperatura máxima do leito (é a temperatura da chama)

$$\theta_{1t} = 1000^{\circ}\text{C}$$

w_m - componente da velocidade de fluidização normal às paredes do leito

$$[w_m]^{-1} = \frac{[C_m \gamma_m (1-m)]^{1/3}}{237 E_1} \cdot \left\{ 0,5 \ln \left[\frac{(T_p + T_1)(T_p - \theta_{1t})}{(T_p - T_1)(T_p + \theta_{1t})} \right] \cdot \frac{1}{T_p 10^{-3}} + \arctg T_1 - \arctg \theta_{1t} \right\}$$

$$[w_m]^{-1} = \frac{[0,3 \cdot 1400 (1-0,33)]^{1/3}}{237 \cdot 0,8} \cdot \left\{ 0,5 \ln \left[\frac{(740 + 788)(740 - 1000)}{(740 - 788)(740 + 1000)} \right] \cdot \frac{1}{740 \cdot 10^{-3}} + \arctg 788 - \arctg 1000 \right\}$$

$$[w_m]^{-1} = 1,9385 \{ 0,5 \ln [4,757] \cdot 2,468 + 0,817 - 0,934 \}$$

$$[w_m]^{-1} = 1,9385 \{ 1,925 + 0,817 - 0,934 \}$$

$$[w_m]^{-1} = 3,505$$

$$\therefore w_m = 0,285 \text{ m/s}$$

Substituindo os valores em ① temos:

$$(\alpha_{\text{cond}} + \alpha_{\text{conv}}) = 0,3 \cdot 1400 \cdot 0,285 (1-0,33) \cdot \{ 1 - \exp[-1,2 \cdot 0,275 / 0,7 \cdot 10^{-3} \cdot 0,3 \cdot 1400 \cdot 0,285 (1-0,33)^{1/3}] \}$$

$$(\alpha_{\text{cond}} + \alpha_{\text{conv}}) = 80,48 \{ 1 - \exp[-4,48] \} = 79,67 \text{ kcal/hm}^{20} \text{C}$$

$$\alpha_{\text{cond}} + \alpha_{\text{conv}} = 79,67 \text{ kcal/hm}^{20} \text{C}$$

Substituindo os valores em ② temos:

$$\alpha_{\text{rad}} = 4,9 \cdot 0,8 [(1000/100)^4 - (740/100)^4 / 1000 - 740]$$

$$\alpha_{\text{rad}} = 269,3 \text{ kcal/hm}^{20} \text{C}$$

de ③:

$$\alpha_E = 269,3 + 79,67 = 348,97 \text{ kcal/hm}^{20} \text{C}$$

Assim sendo o calor transmitido no leito será:

de ④.

$$Q_1 = \alpha EA(T_1 - T_p)$$

$$Q_1 = 348,97 \cdot 1,81(788 - 740)$$

$$\boxed{Q_1 = 30318,5 \text{ kcal/h}}$$

I.9.b - CALOR TROCADO NA REGIÃO DA CÂMARA ACIMA DO LEITO:

Nesta região, a transferência de calor entre os gases e a superfície lateral ocorre principalmente por convecção e radiação.

Considerando-se que dentre os gases que constituem as emissões apenas o CO₂ e o vapor de água são bons receptores e emissores de calor, podemos desprezar os demais considerando-os não irradiantes, considerando apenas estes dois nos cálculos de transferência de calor.

Como foi calculado anteriormente como resultado da queima de 1 kg de combustível, geramos:

$$0,793 \text{ Nm}^3 \text{ de CO}_2$$

$$0,3982 \text{ Nm}^3 \text{ de vapor de água}$$

Como queimamos 300 kg de carvão/hora, temos:

$$V_{CO_2} = 300 \cdot 0,793 = 237,9 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$V_{H_2O} = 300 \cdot 0,3982 = 119,5 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Conhecido:

$$V_g^r = 5,33 \text{ Nm}^3 \cdot \text{kg de combustível} \text{ (calculado anteriormente)}$$

$$V_g^r = 5,33 \cdot 300 = 1599 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

∴ podemos calcular as porcentagens de CO₂ e H₂O geradas no total:

$$P(CO_2) = V_{CO_2}/V_g^r = 237,9/1599 = 0,149$$

$$P(H_2O) = V_{H_2O}/V_g^r = 119,5/1599 = 0,075$$

Considerando que a temperatura dos gases seja de 788°C e que as paredes esteja a 750°C, do livro Geradores de vapor, do Prof. Hildo Pera, podemos tirar os valores para os coeficientes de troca de calor do gás carbônico e do vapor de água.

$$\begin{aligned} C_{CO_2} &= 5,1 \text{ kcal/m}^2\text{h}^\circ\text{C} \\ &\quad \left. \right\} C_T = 11,5 \text{ kcal.m}^2\text{h}^\circ\text{C} \\ C_{H_2O} &= 6,4 \text{ kcal/m}^2\text{h}^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Como o escoamento ocorre numa região de fluxo interno, forçado e turbulento, o coeficiente de troca de calor por convecção pode ser calculado pela seguinte expressão:

$$\frac{T_{CD}}{K} = 5 + 0,016 Re^a Pr^b$$

onde:

adotaremos $Pr = 0,688$

$$a = 0,88 - 0,24/4 + Pr \rightarrow a = 0,88 - 0,24/(4 + 0,688)$$

$$\therefore a = 0,83$$

$$Re = v \cdot D / \mu$$

com:

$$v = 3,2 \text{ m/s}$$

$$D = 0,64 \text{ m}$$

$$\mu = 1,97 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\therefore Re = 3,2 \cdot 0,64 / 1,97 \cdot 10^{-5} \rightarrow Re = 1,04 \cdot 10^5$$

$$b = 0,33 + 0,5 \exp(-0,6 Pr)$$

$$b = 0,33 + 0,5 \exp(-0,6 \cdot 0,688)$$

$$\therefore b = 0,66$$

$$k = 0,05 \text{ W.m}^\circ\text{C}$$

$$D = 0,64 \text{ m}$$

$$\therefore \alpha_C \cdot 0,64 / 0,04 = 5 + 0,016 (1,04 \cdot 10^5)^{0,83} \cdot 0,688^{0,66}$$

$$\alpha_C = 11,71 \text{ kcal/hm}^{20}\text{C}$$

O calor trocado por convecção será dado por:

$$Q_C = (\alpha_R + \alpha_C) \cdot A \cdot (T_g - T_p)$$

onde:

$$\alpha_C = 11,71 \text{ kcal/h m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$A = \pi \cdot O \cdot H_s$$

H_s - altura da câmara acima do leito fluidizado, (esta deve ser igual à altura submersa no leito fluidizado)

$$H_A = 0,9 \text{ m}$$

$$\therefore A = \pi \cdot 0,64 \cdot 0,9 = 1,81 \text{ m}^2$$

T_g - Temperatura dos gases:

$$T_g = 788^\circ\text{C}$$

$$\alpha_R = 10,5 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$$

T_p - Temperatura parede

$$T_p = 750^\circ\text{C}$$

$$\therefore Q_c = (11,5 + 11,71) \cdot 1,81 \cdot (788 - 750)$$

$$Q_c = 1596,38 \text{ kcal/h}$$

O calor trocado por radiação nesta região acima do leito será dado por:

$$Q_R = \sigma A (T_g^4 - T_p^4)$$

com:

$$\sigma = 4,88 \cdot 10^{-8} \text{ kcal/hm}^2 \text{K}$$

$$\therefore Q_R = 4,88 \cdot 10^{-8} \cdot 1,81 (788^4 - 750^4)$$

$$Q_R = 6109,22 \text{ kcal/h}$$

Podemos, assim, obter o calor total trocado na câmara, acima do leito:

$$Q_T = Q_R + Q_c = 6109,22 + 1596,38$$

$$Q_T = 7705,6 \text{ kcal/h}$$

I.9.c - TROCA DE CALOR COM O AR ATMOSFÉRICO ANTES DO CICLONE

Após saírem da câmara, é necessário que os gases passem por um ciclone para se livrarem das cinzas e evitarem poluição, além de servir também para recuperar parte do carvão não queimado que será devolvido à fornalha, aumentando o rendimento. Para evitar problemas de corrosão e desgaste do ciclone torna-se necessário que os gases reduzam sua temperatura antes de entrar em contato com este.

Calculemos a massa de ar m a ser misturada com os gases para que a temperatura resultante seja inferior a 400°C.

Supondo que o calor recebido pelo ar seja igual ao calor cedido pelos gases ao passar de 788°C para 400°C, temos:

$$m_g \cdot C_{pg} (T_g^i - T_g^f) = m \cdot C_{par} (T_{ar}^f - T_{ar}^i)$$

onde:

$$m_g = \frac{V_g R}{R \cdot T} \cdot P$$

com:

$$V_g R = 1599 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$P = 1 \text{ Hgf/cm}^2 = 10.000 \text{ Hgf/m}^2$$

$$T = 273 \text{ N}$$

$$R = 29,27 \text{ Hgf.ms}$$

$$\therefore m_g = 2001,07 \text{ Hg/h}$$

$$C_{pg} = \frac{3,66 \cdot 0,248}{5,33} + \frac{0,8 \cdot 0,203}{5,33} + \frac{0,4 \cdot 0,445}{5,33} + \frac{0,46 \cdot 0,240}{5,33}$$

$$C_{pg} = 0,255 \text{ kcal/Kg}^0\text{K}$$

$$T_g^i = 788^\circ\text{C}$$

$$T_g^f = 400^\circ\text{C}$$

$$T_{ar}^f = 400^\circ\text{C}$$

$$T_{ar}^i = 25^\circ\text{C}$$

$$C_{par} = 0,240 \text{ kcal/Kg}^0\text{K}$$

$$\therefore 2001,07 \cdot 0,255 (788 - 400) = m \cdot 0,240(400 - 25)$$

$$\boxed{m = 2199,84 \text{ Hg/h}}$$

Esta é a massa de ar que terá que ser misturada aos gases de combustão para garantir que a temperatura no ciclone não ultrapasse os 400°C.

Deste modo, a vazão total de gases no ciclone será:

$$mc = 2199,84 + 2001,07 = 4200,91 \text{ Kg/h}$$

I.10 - DIMENSIONAMENTO DO CICLONE:

Capacidade CFM	a	b	c	d	e	f	g	h	i (1)	j (2)
500	37	15	33	5	10	12	8	7	8	3
1000	44	21	40	7	14	16	11	10	11	5
2000	54	30	49	10	20	19	15	14	15	6
3000	63	36	57	12	25	22	18	18	19	7
5000	75	48	68	16	32	28	24	22	24	10
7500	87	60	78	20	39	34	30	27	30	10
10000	97	68	87	23	45	38	34	32	34	12
12500	105	75	95	25	50	42	38	35	38	12
15000	114	82	103	27	55	45	41	38	42	12
20000	127	94	114	32	63	51	47	44	48	13
25000	139	105	125	35	70	57	53	49	54	13
30000	151	116	136	39	77	62	58	54	59	14
35000	163	126	147	42	84	67	63	59	64	14
40000	173	135	156	45	90	72	68	63	69	15

Tabela 4 - Dimensões do Ciclone em Função de sua Capacidade

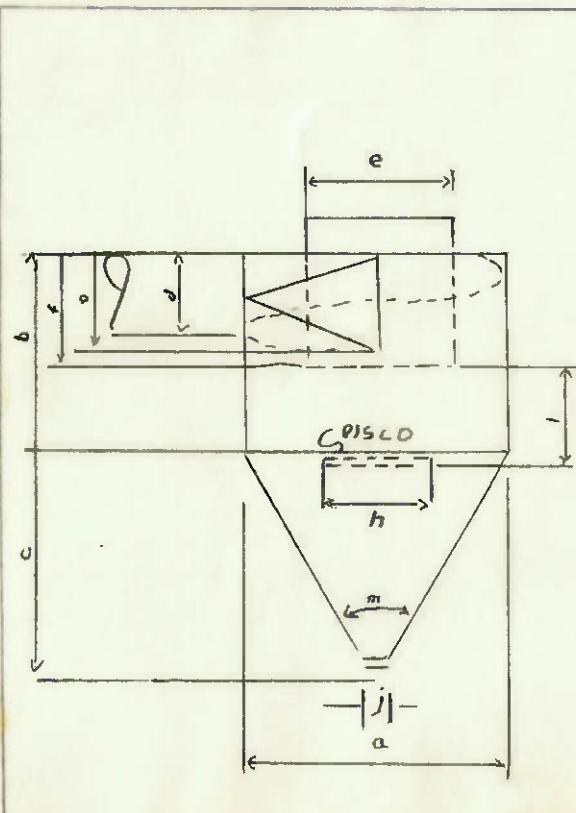


Figura 11 - Ciclone com Teto em Espiral

Será através de um ciclone que separaremos os resíduos sólidos da combustão e o combustível sólido não queimado, que é arrastado pelos gases, a fim de evitar que estas partículas sejam eliminadas para o ambiente e de aumentar a eficiência da combustão.

Em nosso caso utilizaremos um ciclone cônicos com teto em espiral, neste o ar com as partículas entra tangencialmente, faz várias voltas no corpo e no cone, depositando suas partículas e sai, ainda girando, através do tubo cilíndrico axial.

Sob a ação da força centrífuga, as partículas em suspensão tendem a se concentrar na fina camada de ar junto à parede externa. O movimento helicoidal descendente do ar e a descarga de pequena quantidade de ar através da saída de pó tendem a projetar as partículas separadas no depósito de partículas.

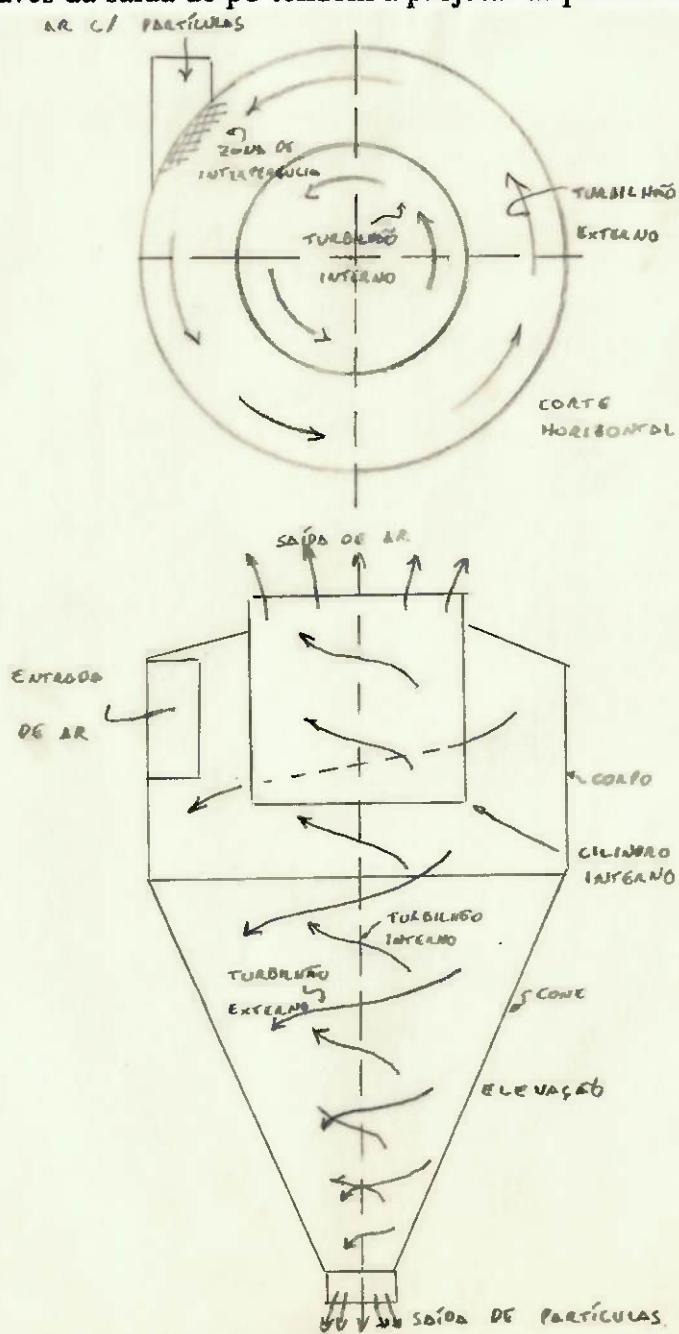


Figura 12 - Funcionamento do Ciclone

Admitindo que a densidade do gás resultante do processo é aproximadamente igual à do ar:
sabemos que:

$$\begin{aligned} T_2 &= 273 \text{ K} & T_1 &= 400^\circ\text{C} = 673 \text{ K} \\ P_2 &= 760 \text{ mmHg} & P_1 &= 780 \text{ mmHg} \\ \rho_2 &= 1,25 \text{ Hg/m}^3 & \rho_1 &= ? \\ \therefore \rho_1 &= \frac{1,25 \cdot 273 \cdot 780}{760 \cdot 673} = 0,53 \text{ Kg/m}^3 \end{aligned}$$

Assim sendo, o volume que passa por hora pelo ciclone é:

$$\begin{aligned} V_c &= \frac{4200,91}{0,53} \Rightarrow V_c = 7926,24 \text{ m}^3/\text{h} \\ &\quad V_c = 132,1 \text{ m}^3/\text{min} \\ &\quad V_c = 4651,5 \text{ CFM} \end{aligned}$$

Para esta capacidade, de acordo com a tabela 4 (Livro Ventilação - SILVA, Remi B.), podemos utilizar um ciclone com teto em espiral de capacidade para 5000 CFM com:

- a = 750 min f = 280 min
- b = 480 min g = 240 min
- c = 680 min h = 220 min
- d = 160 min i = 240 min
- e = 320 min j = 100 min

Uma causa que aumenta muito a perda de carga num ciclone é o choque do ar que já deu a volta no ciclone com o ar entrando. Uma solução é fazer o teto do ciclone em espiral, de modo que o ar que já completou uma volta passa por baixo da entrada. Com esse artifício a perda de carga pode ser reduzida a 50% da perda que ocorreria num ciclone sem esse artifício.

Em nosso caso a perda de carga valerá:

$$\Delta p = 0,6 \cdot \frac{V^2}{2g} \cdot \rho_1$$

onde:

$$\begin{aligned} V_c &= 132,1 \text{ m}^3/\text{min} \\ d &= 16 \cdot 10^{-2} \text{ m} \Rightarrow S = \frac{\pi \cdot O^2}{4} = \frac{\pi \cdot (16 \cdot 10^{-2})^2}{4} \\ &\quad S = 2,01 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V \cdot S &= V_c \\ V &= \frac{132,1}{2,01 \cdot 10^{-2}} = 1,095 \cdot 10^2 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\therefore \Delta p = 0,6 \cdot (1,095 \cdot 10^2)^2 \cdot 0,53$$

$$2,9,8$$

$$\Delta p = 194,5 \text{ Kgf/m}^2$$

$$\boxed{\Delta p = 1,945 \cdot 10^{-2} \text{ Kgf/cm}^2}$$

Para a confecção do ciclone recomendamos utilizar aço carbono ASTM A 201 Grau b de 1/2" (EPRI).

I.11 - DISTRIBUIDOR DE AR

Na figura abaixo vemos alguns tipos de distribuidor de ar.

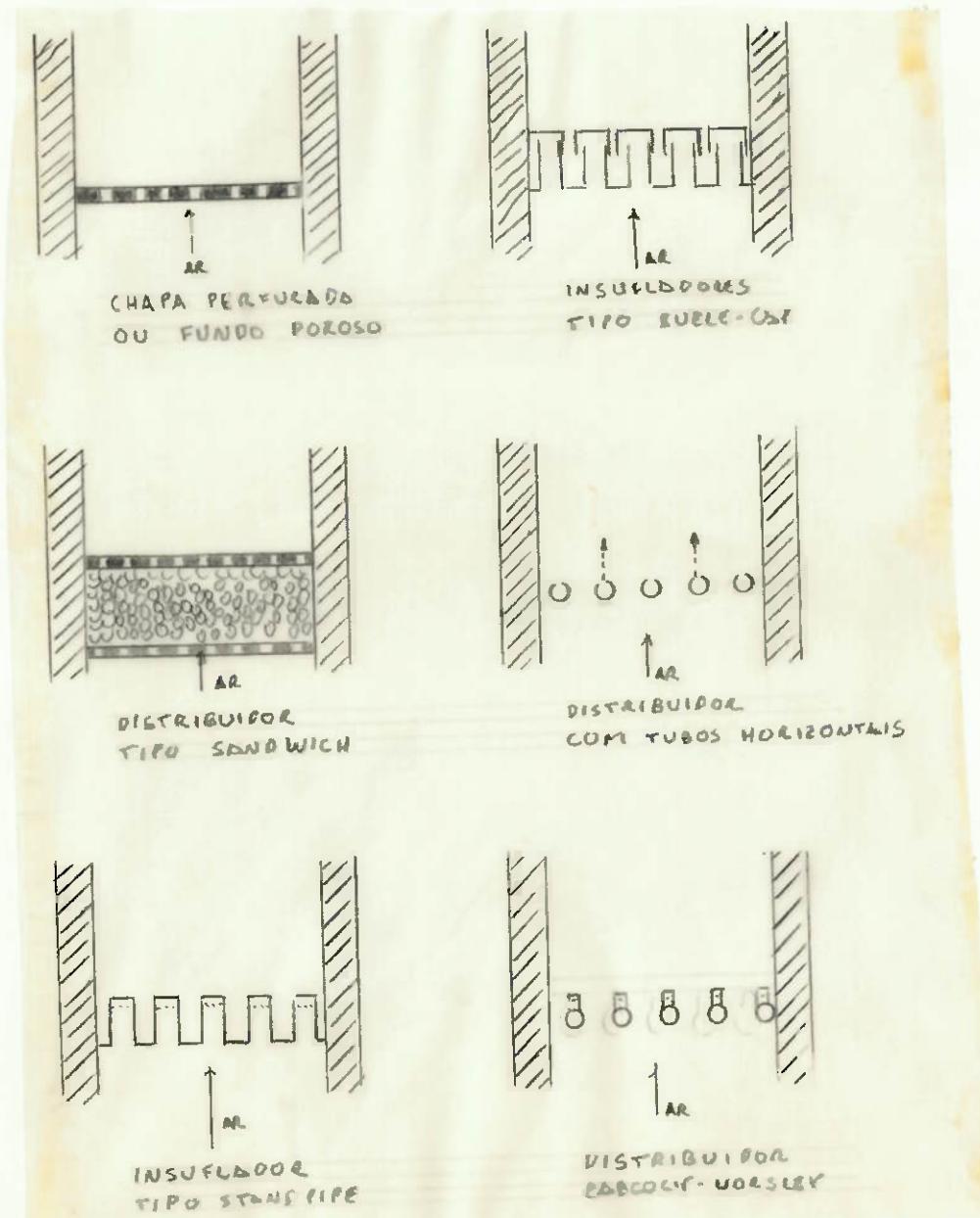


Figura 13 - Tipos de distribuidor de ar

Destes, os insufladores do tipo Standpipe e Bubble Cap têm sido os mais utilizados em unidades de combustão. O insuflador tipo Standpipe consiste basicamente de um tubo com uma ou mais fileiras de furos radiais localizadas a uma altura H do fundo do distribuidor (Chapa de Sustentação).

As principais razões para sua utilização são sua capacidade de evitar a entrada de material no plenum através dos furos, além da capacidade de isolar a chapa de sustentação e o plenum do leito da alta temperatura.

Se imaginarmos apenas um insuflador isolado em funcionamento, podemos observar a formação de um cone de fluidização.

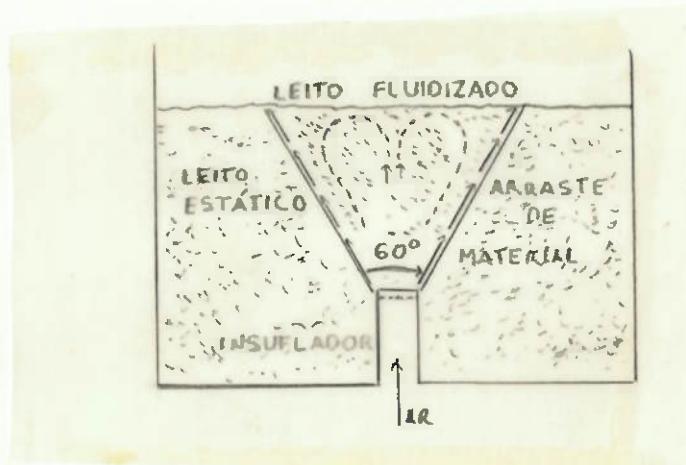


Figura 14 - Funcionamento do insuflador standpipe.

Nota-se facilmente que este tipo de insuflador consegue uma alta taxa de mistura no sentido vertical do leito, enquanto que no sentido horizontal essa mistura é pobre.

A perda de carga no distribuidor deve ser suficiente para garantir que o escoamento do ar seja homogêneo em todos os orifícios dos insufladores. Testes com distribuidores de baixa perda de carga mostraram que a fluidização se torna instável e irregular devido à flutuação da perda de carga em pontos isolados do leito, formando assim caminhos preferenciais para o escoamento dos gases de fluidização.

Testes com distribuidor tipo Standpipe apontam o valor de 15% a 20% da perda de carga do leito, como um valor de perda de carga no insuflador que proporciona uma fluidização homogênea.

Em nosso projeto utilizaremos um insuflador tipo standpipe que proporciona uma perda de carga de 20% da perda de carga do leito, este insuflador possui 3 fileiras de 6 furos de 5mm, feitas num tubo de diâmetro externo 33mm, diâmetro interno 27mm e altura em relação à placa de 80mm.

$$P_i = 0,20 \Delta P_{máx}$$

onde

$\Delta P_{máx}$ - perda de carga máxima no leito, calculada no item I.7

$$\Delta P_{máx} = 5,02 \text{ Kgf/cm}^2$$

$$\therefore P_i = 0,28 \times 5,02 = 1,4 \text{ Kgf/cm}^2$$

Para a placa que sustenta os insufladores recomenda-se utilizar aço carbono ASTM A205, Grau C de 3/4" (EPRI), os insufladores deverão ficar distribuídos na placa de modo a ficarem a uma distância de 120mm entre si.

I.12 - CÁLCULO DA PERDA DE CARGA TOTAL:

Esta será dada por:

$$\Delta P_t = P_i + P_L + P_c$$

P_i - perda de carga no insuflador

$$P_i = 1,4 \text{ Kgf/cm}^2$$

P_L - perda de carga no leito

$$P_L = 5,02 \text{ Kgf/cm}^2$$

P_c - perda de carga no ciclone

$$P_c = 1,945 \cdot 10^{-2} \text{ Kgf/cm}^2$$

$$\Delta P_t = 1,4 + 5,02 + 1,945 \cdot 10^{-2}$$

$$\Delta P_t = 6,44 \text{ Kgf/cm}^2$$

Assim, para o operação deste sistema, precisaremos de um ventilador que nos forneça:

$$\Delta P = 6,45 \text{ Kgf/cm}^2$$

$Q = 1,03 \text{ m}^3/\text{s}$ (conforme calculado no item I.8)

I.13 - RESUMO DAS CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO DO LEITO:**Combustível**

Carvão mineral da Mina de Tubarão(SC) britado com granulometria inferior a 3/8".

Alimentação de combustível:

$$\beta = 300 \text{ Kg/h}$$

Alimentação de ar:

$$V_{ar}^r = 1524 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Perda de carga total no sistema:

$$\Delta P_t = 6,45 \text{ Kgf/cm}^2$$

Vazão de misturada aos gases antes do ciclone:

$$m = 4200,9 \text{ Kg/h}$$

Volume de gases gerados:

$$V_g^r = 1599 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Velocidade de fluidização:

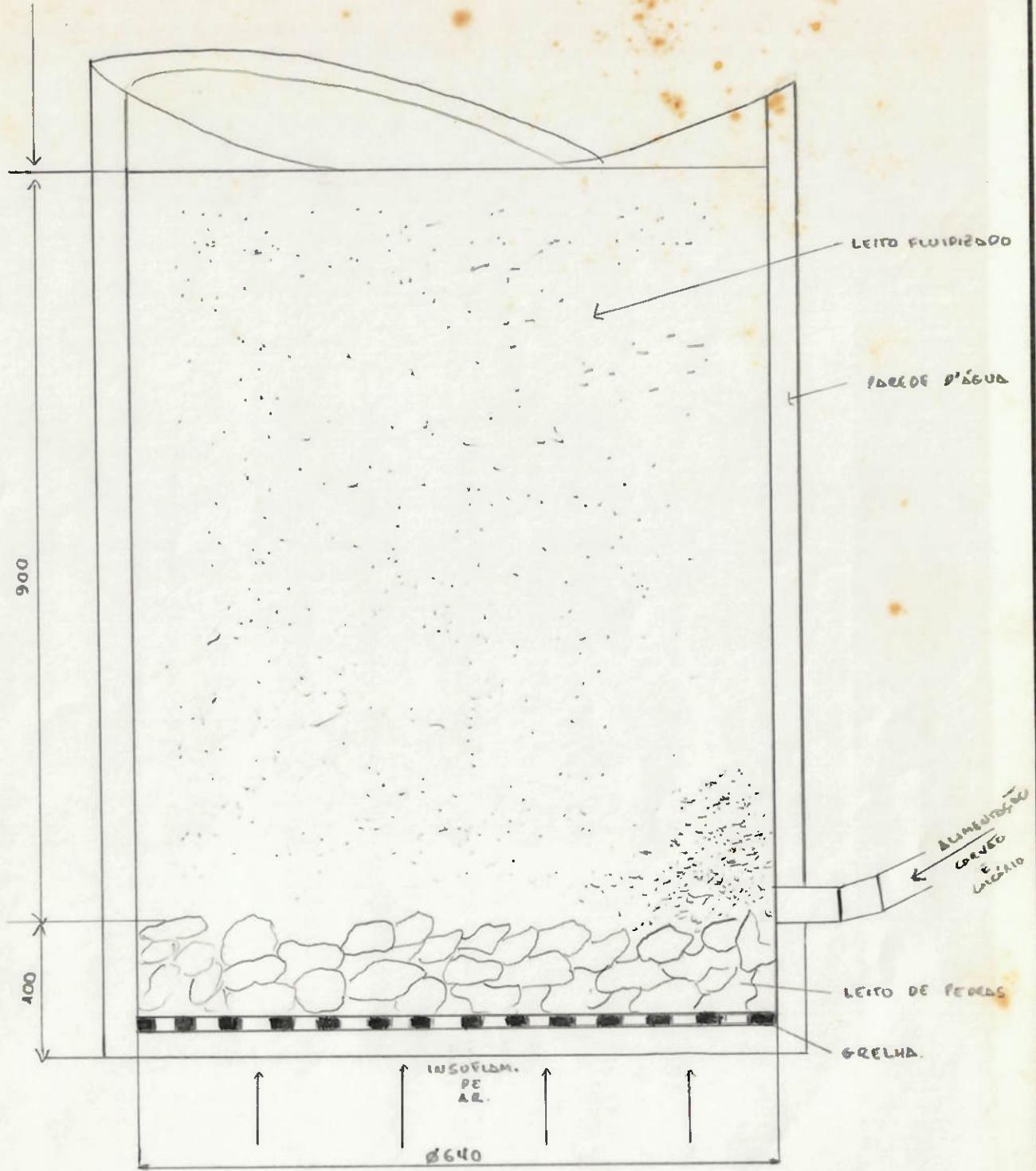
$$2,88 \text{ m/s} < v < 4,96 \text{ m/s}$$

Temperatura de operação do leito:

$$T \cong 788^\circ\text{C}$$

BIBLIOGRAFIA

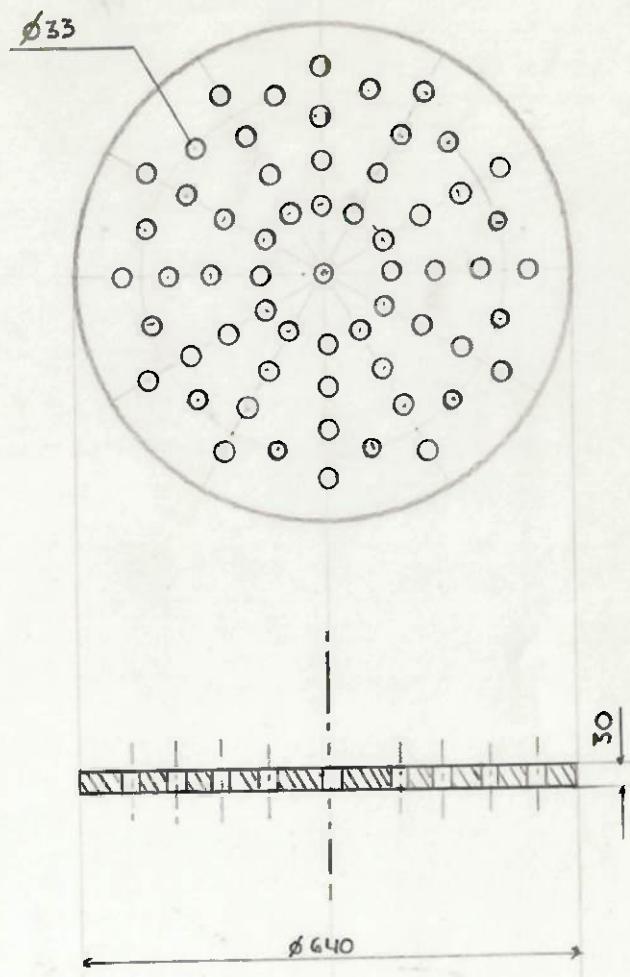
- ANDRADE, VENTURA, SADOY. 3º Congresso Brasileiro de Engenharia Química, Rio de Janeiro, 1978.
- BEÉR, J.M. Aplication of fundamental research to the design and industrial development of fluidized bed combustors, Cambridge, Mass., MIT - 1979
- COOKE, Hodgkinson. The Institute of fuel simposium series, Thurlow, 1975.
- DAVIDSON, J.F. & KEARINS, D.L. Fluidization proceeding of the second engeneering foundation conference, Cambridge University Press, 1978.
- DAVIDSON, J.F.; HARRISON, V.R. Fluidization, New York, Academic Press, 1971.
- DEPARTAMENTO Nacional de Produção Mineral (DNPM). Principais Depósitos Minerais do Brasil. Vol.I, 1985.
- DOWDI, T.E. et alii. Sumary evaluation of atmosferic pressure fluidized bed combustion: applied to eletric utility large steam generator, EPRI, 1976.
- DUTKIEWICZ, R.N.; NAUDE, D.P. Fluidized bed combustion of poor quality coal. Univesity of Cape Town-South Africa, Cambridge University Press, 1978.
- EPRI (Electric Power Research Institute) Exhaust fired fluid bed combined cycle for power generation, 1978.
- EPRI (Electric Power Research Institute) Cost estimate of fluidized bed combustor air heater for gas turbines, 1978.
- HORMAN, J.P. Transferência de calor, São Paulo, Mc Graw-Hill, 1983.
- KUNII, D. & LEVENSPIEL, O. Fluidization engineering, New York, John Wiley & Sons Inc., 1969.
- LEVA, M. Fluidization, New York, Mc Graw-Hill Boon Company, 1959.
- PERA, Hildo. Geradores de vapor. São Paulo, Editora Fama, 1990.
- SILVA, R.B. Ventilação. São Paulo, Departamento de Publicações do Grêmio Politécnico, 1978.
- THOBER, C.W.; CUNHA, J.C.C. Combustão em leito fluidizado do carvão mineral brasileiro. Rio de Janeiro, 1º Congresso de Energia, 1978.
- VAN WYLEN, G.J.; SONNTAG,R.E. Fundamentos da termodinâmica clássica. São Paulo, Ed.Edgard Blucher, 1978.
- ZABRODSKY, S.S. Analysis of experimental data in fluidized bed combustion, Moscou, I.F.Zhurn, 1978.
- Hydrodynamics and heat transfer in fluidized beds. Massachussets, Massachussets Institute of Technology Press, 1966.



ESQUEMA DA FORNALHA

EZEQUIEL S. DOINY

PMC 581



MATERIAL:
AÇO CARBONO ASTM A285 (GRAU C)

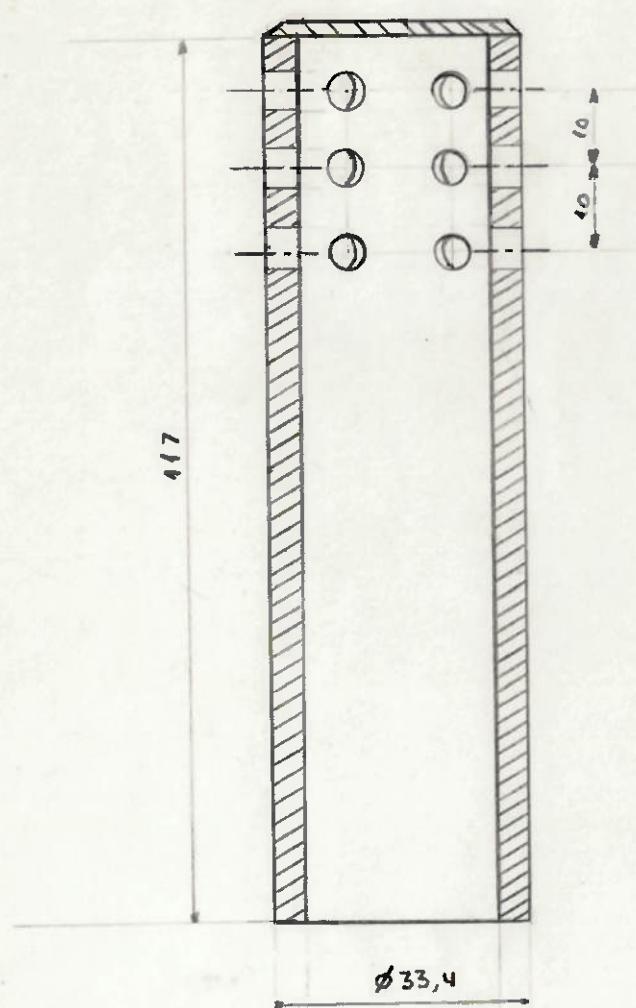
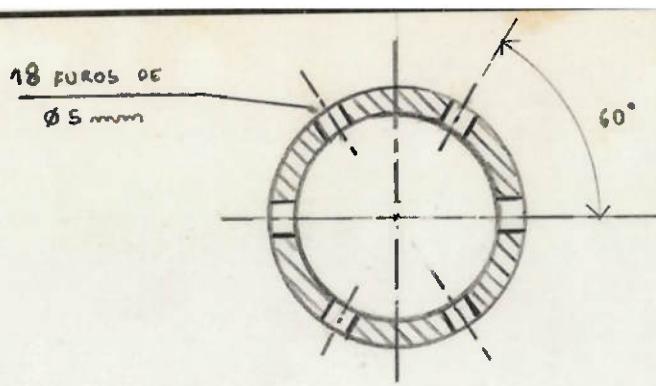
DISTRIBUIDOR DEAR

EZEQUIEL SANTIAGO DOINY

PMC 581

ESCALA 1:10

RIMOGAL

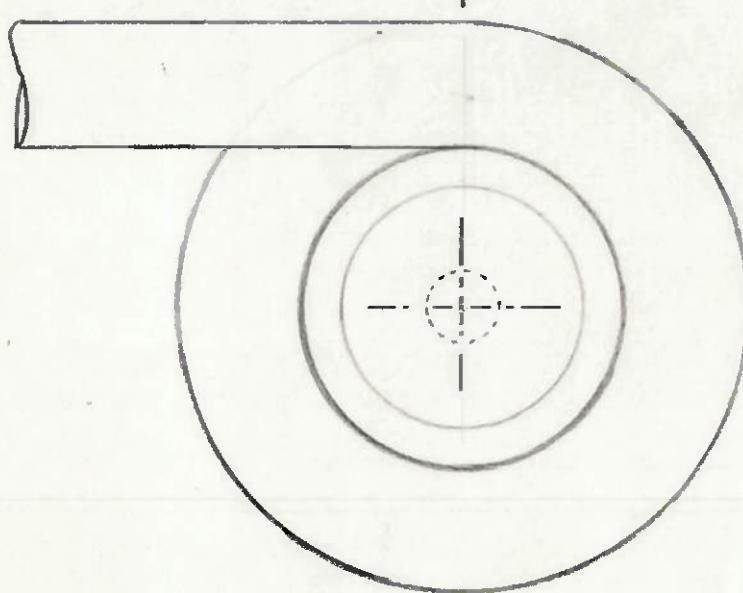
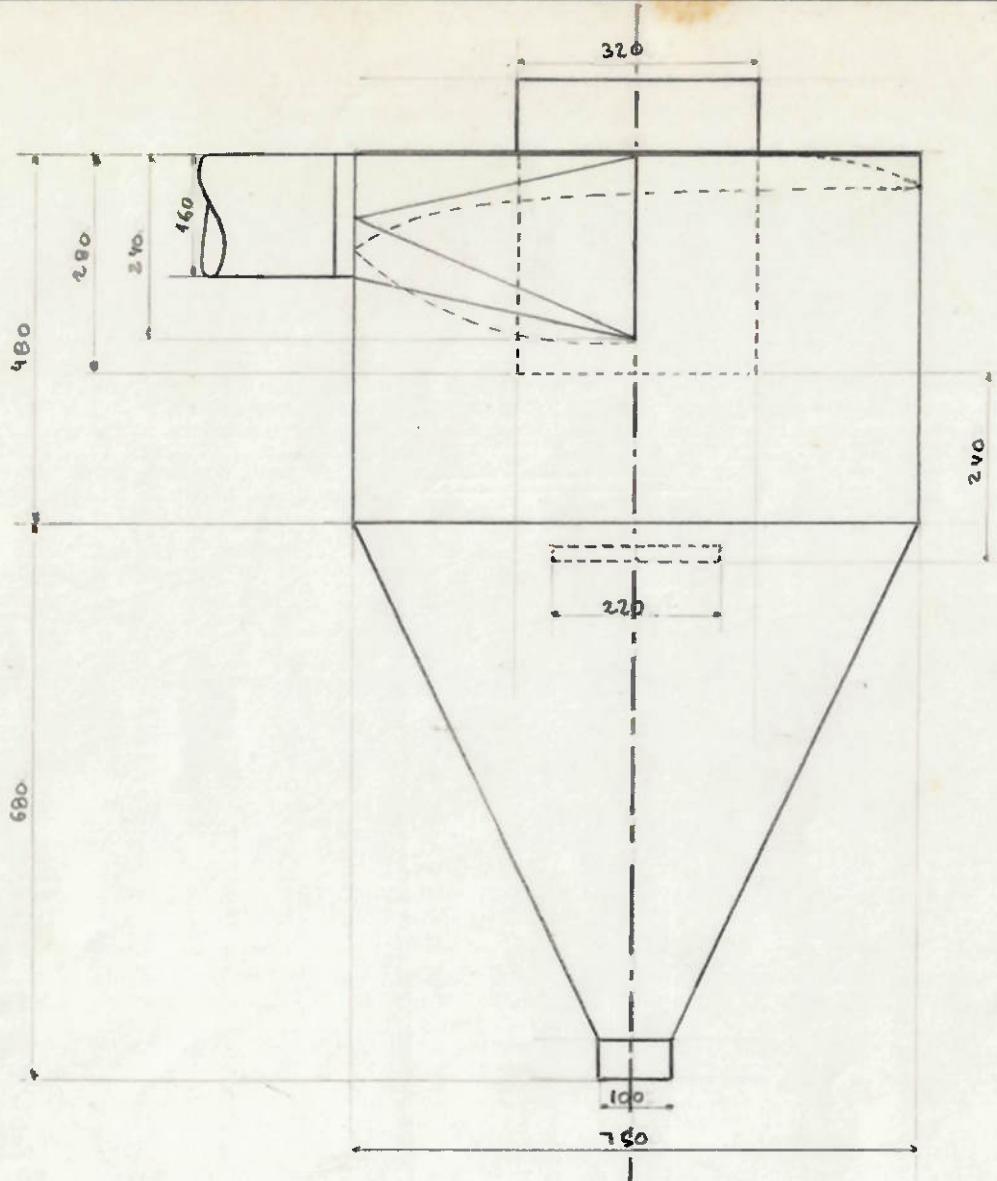


INSUFLADOR (STANDPIPE)

EZEQUIEL S. DOINY

PMC 581

ESCALA 1:1



CICLONE

PMCS81

EZEQUIEL SANTIAGO DOINY

ESCALA 1:10