

ESCOLA POLITECNICA DA UNIVERSIDADE DE SAO PAULO

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECANICA

PMC 581 PROJETO MECANICO II

"ANALISE DO LEITO FLUIDIZADO E EXPERIMENTAL , EXISTENTE NO
DEPTO. DE E. M. COM O OBJETIVO DE IMPLANTAR UM SISTEMA DE
IGNICAO A GLP . "

Orientador : Prof. Hildo Pera

Aluno : Paulo Ricardo Pereira dos Santos

nº usp : 1565017

data : dez/1992

INDICE

	página
Introdução	4
Justificativa do projeto	6
Considerações gerais sobre leito fluidizado	9
Combustível utilizado	
na partida	18
no processo	19
Cálculos de combustão	
do carvão vegetal	21
do GLP	25
Cálculo do leito fluidizado	
composição do leito	26
fator de forma	27
velocidade de fluidização	27
velocidade de slugging	30
tipo de fluidização	31
velocidade terminal	31
vazão mínima de fluidização	32
porosidade , densidade máxima ,	
bulk density	32
altura do leito fluidizado ,	
do leito estático , massa de areia	33
Cálculo do consumo de combustível	
carvão vegetal	34
glp	34

Temperatura dos gases de combustão	...	35
Cálculo da perda de carga		
no distribuidor	...	36
na grelha de distribuição	...	37
no leito fluidizado	...	37
no freeboard	...	38
no ciclone	...	38
Sistema de alimentação do carvão vegetal	...	39
Dimensionamento da grelha de alimentação	...	41
Instrumentação	...	42
Referências bibliográficas	...	46
Anexos	...	49

INTRODUÇÃO

Este projeto está baseado em um projeto elaborado pelo Centro de Tecnologia da Promom (CTP) , construído pelo COPPE/UFRJ sob encomenda da Secretaria de Indústria , Ciência , e Tecnologia do Estado de São Paulo , e visa a queima de combustíveis sólidos . Ele se encontra no Laboratório do Departamento de Engenharia Mecânica , e está desativado , segundo informações , a mais ou menos 13 anos .

Cabe a mim analisar o leito fluidizado com o objetivo de implantar um sistema de ignição a gás GLP . No momento este sistema de ignição deveria ser feito (se o leito estivesse operando) através de uma resistência elétrica que aquece o ar e ele por sua vez transfere calor para o leito . O sistema de ignição , ou sistema de partida é necessário porque a combustão do carvão não tem condições de se processar com estabilidade , isto é sem se exaurir , caso a temperatura seja menor que um valor (temperatura de ignição do carvão) , ele promove a elevação da temperatura de forma a suprir tal valor. Após isto a combustão pode ocorrer de

forma contínua sem a necessidade do sistema de partida que é desligado .

Antes de se projetar qualquer coisa , foi necessário fazer uma avaliação do leito fluidizado em relação ao seu estado , constatou-se o seguinte :

- 1) A grelha que faz a distribuição do ar apresenta um grande empenamento (distorção) . Talvez isto seja decorrente do fato de todo o ar quente estar sendo alimentado através dela a altas temperaturas , e ela não ter sido projetada para resistir a estas temperaturas . Ela será substituída .
- 2) O material refratário , sem motivo aparente nenhum , apresenta rachaduras .
- 3) Não há nenhum sistema de alimentação contínua de combustível .
- 4) Não há ventilador .

A partir destas informações ficou claro ser necessário o projeto de um sistema de insulflamento de ar para promover a fluidização do leito , do sistema de alimentação de combustível , de dispositivos com os quais se fará a tomada de medidas (temperatura e pressão) para uma análise experimental , do sistema de partida , e da grelha de alimentação . Portanto o projeto na realidade inclui todas as fases do projeto de um leito fluidizado , que no meu caso

não foi especificado aplicação definida : sabe-se apenas que o projeto original destinava-se à geração de gases quentes .

JUSTIFICATIVA DO PROJETO

Antes de justificar este projeto em si , cuja definição é a de um projeto evolutivo , visto que baseia-se na evolução de um projeto já existente , faz-se necessário a meu ver justificar o próprio projeto de leito fluidizado .

O projeto de leito fluidizado é conhecido tecnologicamente a pelo menos 50 anos , e vem despertando interesse de muitos países nos últimos 10 anos , devido à elevação dos preços dos combustíveis líquidos e gasosos .

Sabe-se que as primeiras pesquisas envolvendo combustão em leito fluidizado são anteriores a 1928 quando Stratton desenvolveu uma caldeira a leito fluidizado de jorro (Spouting Bed) . Stratton utilizou carvão triturado de pequeno diâmetro operando com altas temperaturas de combustão (1090°C) a Babcock Wosley Limited juntamente com a National Coal Board e Coal Research Establishment vem desenvolvendo fornalhas de combustão em leito fluidizado desde 1975. Unidades de 2MW a 15MW estão em operação com mais de 200000 horas de funcionamento . Essas unidades foram utilizadas para a secagem de produtos agrícolas , argila e giz. Algumas unidades geravam gases quentes para o processo

de calcinação . Recentemente a Coal Research Establishment conseguiu gerar gases quentes a uma temperatura de 1300°C operando com leito a 950°C . O novo arranjo da fornalha (twin furnace) possibilita a utilização dessas unidades em processos que necessitam gases a altas temperaturas .

No Brasil sabe-se que a empresa Souza Cruz do Brasil adquiriu duas unidades de fornalhas FBC da Johnston Boiler Company , mediante acordo de assessoria com a NBC Coal Utilisation Research Laboratory . A Cientec (Fundação de Ciência e Tecnologia de Porto Alegre) , desenvolveu um leito experimental , acoplado a unidade geradora de 1 tonelada de vapor , pressão de operação de 10 kgf/cm² . A Universidade de Maringá , no seu Departamento de Engenharia Química , vem fazendo experiências de queima em FBC com uma fornalha desenvolvida em convênio com a Empresa Conservit S.A. , fábrica de caldeiras a vapor de São Paulo . Há um trabalho sobre leito fluidizado que hoje gera 1 tonelada de vapor por hora coordenado pelo Engenheiro Leonardo Goldstein Jr., chefe do Depto. de Engenharia Térmica e de Fluidos da UNICAMP .

As aplicações citadas justificam o projeto do leito fluidizado . Quanto ao que eu deverei desenvolver, primeiramente podemos pensar que todo projeto visa a atender uma necessidade , que neste caso poderia ser pensado como a geração de gases quentes através da queima de um combustível sólido (carvão vegetal). A substituição do uso de energia elétrica por glp é uma medida de uso frequente em aplicações

industriais e domésticas , como por exemplo em aquecedores de água residenciais ; esta decisão vem principalmente do fato da energia elétrica ser cada vez mais cara (se é que em engenharia se pode falar apenas em custo e não na relação custo/benefício). Além do mais podemos dizer que a energia elétrica é um tipo de energia mais nobre , cuja aplicação é mais ampla , e já que neste caso é oferecida outra opção é mais razoável utilizá-la sem prejuízo do resultado . Existem aplicações de leite fluidizado realizando a secagem de cereais , para esta aplicação o uso de glp apresentaria uma vantagem grande por dispensar a necessidade de energia elétrica . Quanto ao aspecto construtivo os queimadores de glp são muito simples assemelhando-se a bicos de bunsen , e não requerem grande investimentos .

Como o leite fluidizado não se encontra em condições de operação , visto que faltam algumas peças , e outras serão substituídas , estas necessitarão ser escolhidas seguindo um

estudo de viabilidade e valor econômico para resultar na melhor opção .

OBS : Em anexo existe uma experiência realizada na UNICAMP com leito fluidizado que serve como boa ilustração (e parametro) para os projetos neste campo .

CONSIDERAÇÕES GERAIS SOBRE LEITO FLUIDIZADO

Se um material granulado é alimentado por um tubo lateral sobre uma grelha , num tubo vertical , ele se assentará na forma denominada "leito fixo" . A superfície do leito ficará inclinada , dependendo do ângulo de repouso do material .

Ao passar-se uma corrente de gás ascendente através do leito , aumentando sua velocidade gradualmente , em princípio , a carga de material permanece estacionária e a resistência do leito aumenta com o aumento da velocidade do gás , primeiramente de forma linear , depois, com a potência 1.8 da velocidade .

As dificuldades de se conseguir um escoamento uniforme do fluido pelo leito , além dos problemas mecânicos de renovação do sólido , bem como os entupimentos frequentes são algumas das desvantagens do leito fixo . Porém o defeito mais sério reside nas características desfavoráveis da

transferência de calor . Na verdade um leito de partículas sólidas é um dos melhores isolantes térmicos que existem . E disto decorrem grandes variações de temperatura na seção transversal do leito (até 50°C) responsáveis por conversões médias desfavoráveis em muitos casos, por fusão de clínquer entre outros , ou pela ocorrência de reações laterais indesejáveis .

Quando a força de resistência ao escoamento do gás é igual ao peso do leito passa a não existir mais um aumento na resistência hidráulica do leito . Neste estado , que pode ser descrito como leito calmo ou tranquilo , as características do leito são muito parecidas com as de uma areia movediça . Cada partícula é separada das que a circundam por uma película fluida . O sistema comporta-se como um fluido e, como tal , cede sob a ação de qualquer esforço externo . Apesar de estarem soltas umas das outras , no entanto , as partículas ainda não se movimentam no leito quando este ponto é atingido .

Um posterior aumento na velocidade do gás leva a uma expansão do leito , correspondendo ao assim chamado limite de estabilidade de um leito fixo e marcando a transição para o estado fluidizado . O leito torna-se suspenso e se expande , e o contato e proximidade das partículas cessa quando elas se tornam móveis . A superfície do leito se nivela como se fosse um líquido , e se as paredes que contiverem o leito apresentarem aberturas , fluirão por elas jatos do material . Por esta razão , o leito é dito fluidizado , pois

efetivamente possui fluidez . O leito como um todo , adquire as propriedades de fluidez e mobilidade não importando o fato de ser constituído por partículas sólidas , gotas de líquidos ou bolhas de gás .

Se a velocidade do gás através do leito fluidizado aumentar ainda mais , formar-se-ão bolhas de gás e terá início uma intensa mistura no interior do leito , com o comportamento parecido com um líquido em ebulição , dando origem ao termo leito em ebulição .

Com o posterior aumento da velocidade , ocorrerá o arraste de partículas para fora do tubo (transporte pneumático) : o leito fluidizado passa por uma transição para um leito elutriado pelo fluxo de fluidização .

Estas fases estão mostradas na figura 1 e o resumo de suas características na tabela 1 (em anexo).

Quando o fluido e o sólido tem mais ou menos a mesma densidade , ou quando as partículas são pequenas , ocorre a fluidização particulada . É o que acontece quando se fluidifica um sólido com um líquido . As partículas movimentam-se individualmente de modo desordenado através do leito . O comportamento do sistema é mais ou menos independente do tamanho e da forma das partículas e o próprio percurso médio das partículas é relativamente constante .

Quando, pelo contrário a diferença de densidades é muito grande , como na fluidização com gases , ou quando as

partículas são muito grandes, a velocidade do gás deve ser maior.

Observando-se com cuidado um leito em fluidização turbulenta verifica-se que uma parte do fluido passa através do leito sob a forma de bolhas. O resto do leito é mais denso. O sistema parece um líquido em ebulição, com bolhas de vapor passando através dele. Este tipo de operação chama-se fluidização agregativa. Se as partículas forem pequenas (da ordem de 400 mesh) pode haver aglomeração das mesmas por coesão e resultará uma fluidização coesiva. As partículas movem-se através do leito em agregados e o gás atravessa o leito na forma de bolhas com pouco ou nenhum sólido. Chegando à superfície livre do leito as bolhas arrebentam e espirram sólido para cima do leito.

Se o leito for muito profundo e de pequeno diâmetro pode ocorrer a passagem do gás em bolhas grandes (com o diâmetro do leito) que resultam da coalescência de um grande número de bolhas menores. O fenómeno é análogo à subida de bolhas de gás por uma coluna estreita e profunda de um óleo viscoso, é chamado *slugging*, e deve ser evitado na prática. Sabe-se que a relação H/D elevada é o fator limitante para este tipo de operação, porém o emprego de partículas grandes e pesadas agrava esta situação.

Parece que o número de Froude é um critério importante para se conhecer o tipo de fluidização, acredita-se que quando $Fr < 1$ a fluidização é particulada e quando $Fr > 1$ a

fluidização é agregativa . (trecho extraído da referência bibliográfica 17) .

Aspectos de um leito fluidizado :

- rugosidade superficial das partículas : a rugosidade das partículas produz dois efeitos . Primeiramente influi na porosidade do leito em todos os regimes de fluxo . No carregamento do leito , as partículas rugosas tendem a entrar em repouso mais rapidamente que as partículas lisas do mesmo tamanho , fornecendo , assim , uma porosidade maior , diminuindo conseqüentemente a resistência hidráulica do leito . Em segundo lugar , entretanto , a rugosidade das partículas causa um aumento do coeficiente de resistência ao escoamento nos regimes de transição e turbulento .
- movimentação das partículas no leito : as experiências revelam que há um percurso bem definido durante a

movimentação das partículas. Elas sobem pelo centro do leito e descem pela parede do equipamento .

- massa específica da partícula fluidizada : altera a velocidade de fluidização . Aumentando-a com o seu aumento .

- massa específica do fluido de fluidização : não se modifica muito para leitos a pressão atmosférica , mas altera-se bastante para os pressurizados .

- viscosidade dinâmica do fluido de fluidização : aumenta com o aumento da temperatura .

- diâmetro da partícula fluidizada : aumenta as velocidades com o seu aumento .

- esfericidade da partícula : relação entre a superfície da esfera do mesmo volume que a partícula . Altera a velocidade de fluidização , diminui as perdas de carga com o seu aumento .

- porosidade do leito fluidizado : é a relação entre o volume do fluido no leito e o volume total do leito . Quando o sólido se encontra sob a forma de um único agregado maciço, a porosidade é igual a zero. Se ele for fragmentado , a porosidade passará a ter um valor que depende da granulometria final e da forma das partículas . A medida que o leito se expande a porosidade vai aumentando . Quando o arraste das partículas for total a porosidade se torna 1.

- perda de carga no distribuidor : depende da configuração do distribuidor o qual por sua vez , é projetado de acordo

com as características do escoamento e da estabilidade do leito .

- formação de CO na câmara de combustão : pelo fato da combustão ser quase completa a quantidade de CO é muita baixa .

- densidade do leito : é a relação entre a massa total (sólidos + fluido) e o volume do leito (sólidos + fluido), na fluidização particulada a densidade é a mesma em todos os pontos do leito . A medida que a velocidade aumenta a densidade vai diminuindo gradativamente . A densidade da fase densa é a densidade do leito no início da fluidização .

- altura do leito : a medida que a velocidade do fluido vai aumentando a porosidade e o mesmo acontece com a altura do leito .

- fusibilidade das cinzas : convém observar que a temperatura de operação do leito deve ser menor que a temperatura de fusão das cinzas . (+- 1500°C) .

- emissão de particulados : a princípio poderia-se imaginar que devido ao arraste dos finos a emissão de particulados seria muito grande , mas os leitos geralmente operam utilizando ciclones que capturam estas partículas .

- emissão de SO_x : apesar do carvão ter uma quantidade razoável de enxofre a sua emissão é pequena , principalmente

pelo fato de se adicionar calcáreo dolomítico juntamente com o carvão .

- emissão de NO_x : esta emissão é baixa pelo fato de trabalhar-se com temperaturas de 800 a 900 °C.

Mas sem dúvida nenhuma o parâmetro mais importante é a velocidade mínima de fluidização , e neste trabalho procurou-se trazer várias possibilidades para o cálculo da mesma , que em conjunto com a experiência do professor Hildo Pera , resultaram na escolha que poderá ser vista mais adiante .

A combustão em leito fluidizado apresenta muitas vantagens , algumas delas são listadas abaixo : .

- baixa temperaturas de combustão ;
- temperatura homogênea em todo leito . Existe uma uniformidade radial e axial da temperatura do leito . Esta característica pode ser verificada em leitos de até 10 m de diâmetro . Esta capacidade do leito de se manter numa

- condição quase isotérmica é de grande interesse para reações exotérmicas com alta taxa de liberação de calor ;
- alto coeficiente de troca de massa possibilitando unidades de combustão compactas ;
 - alto coeficiente de troca de calor possibilitando imersão de tubos para a retirada de calor do leito ;
 - possibilidade de utilização de vários combustíveis sólidos na mesma unidade (menor sensibilidade à variação do poder calorífico) ;
 - possibilidade de operar com combustíveis de alto teor de cinzas ;
 - retenção de óxidos de enxofre no próprio leito com a introdução de calcário ou dolomita ;
 - alta eficiência de combustão , podendo atingir valores de até 99% utilizando ciclonagem para recirculação de finos de combustível arrastados do leito ;
 - facilidade de automatização do processo ;
 - dependendo da aplicação necessita de baixo excesso de ar de combustão (não se aplica à geração de gases quentes) ;
 - a ausência de partes móveis na zona de combustão resulta num alto grau de confiabilidade e baixos custos de manutenção ;
 - uma vasta gama de rejeitos industriais podem ser queimados numa instalação de leito fluidizado alimentada por carvão , poupando-se o custo de dispositivos da separação ;
 - estabilidade da chama mesmo queimando combustíveis com alto teor de umidade .

O projeto de um leito fluidizado consiste

principalmente em :

- projeto de um sistema de isolamento térmico ;
- projeto de um ciclone ;
- projeto de um sistema de partida ;
- projeto de um ventilador;
- projeto de um sistema de alimentação de combustível ;
- projeto do sistema de distribuição do ar . Neste caso existem várias alternativas , a figura 2 (em anexo) apresenta-as .
- e outros ...

COMBUSTÍVEIS UTILIZADOS

1) Na partida

O combustível utilizado para dar partida no leito será o glp , gás liquefeito de petróleo (o mesmo de uso doméstico) , são vários os fatores que nos levaram a esta

escolha , mas principalmente pela facilidade de encontrá-lo , pelo baixo custo e por proporcionar uma queima limpa .

O gás apresenta a seguinte composição :

metano ... 75.7% (CH_4)
 propano ... 24.3% (C_3H_8) ,

outro dados :

poder calorífico superior (PCS)	26.190 Kcal/Nm ³
poder calorífico inferior (PCI)	24.090 Kcal/Nm ³
peso específico (gama)	2,183 Kg/Nm ³
peso específico relativo (gama r)	1,692 Kg/Nm ³
limite de inflamabilidade superior	2,1 % vol
limite de inflamabilidade inferior	9,5 % vol
teor de CO_2 máximo	13,8 % vol
ar teórico máximo (V^t_{ar})	$23,53 \frac{\text{Nm}^3 \text{ de ar}}{\text{Nm}^3 \text{ de comb.}}$
volume de gases formados (V^t_u)	$27,65 \frac{\text{Nm}^3 \text{ de ar}}{\text{Nm}^3 \text{ de comb.}}$

2) No processo

O combustível utilizado será o carvão vegetal .

O motivo para tal escolha se resume no fato de que é um combustível fartamente encontrado (o Brasil é um dos maiores produtores mundiais) , em supermercados , padarias

(é o mesmo carvão utilizado em churrasqueiras) , além de apresentar baixo custo .

Por ser muito friável , isto é , apresentar uma tendência de se partir com facilidade , se fará necessário separar os pedaços partidos , do pó do carvão , que representa um risco para queima sob suporte , isto será feito através de um peneiramento do carvão com o objetivo de obter pedaços de no mínimo 5 mm (até no máximo 25 mm).

O carvão vegetal é um bio-combustível artificial , resultante da pirólise da madeira , que nada mais é do que a destilação a seco de madeiras de matas naturais ou de

eucaliptos , realizadas em fornos de superfície ou de barrancos.

A análise imediata deste combustível fornece os seguintes resultados (valores médios) :

umidade	...	5,90 %
cinzas	...	5,77 %
materiais voláteis	...	9,54 %
carbono fixo	...	78,79 %

e a análise elementar :

carbono	...	72,80 %
hidrogênio	...	3,59 %
nitrogênio	...	1,95 %
enxofre	...	0,1 %

os valores do poder calorífico são :

poder calorífico superior	...	6.480 Kcal/Kg
poder calorífico inferior	...	6.300 Kcal/Kg

CALCULOS DA COMBUSTAO

A) Carvão vegetal

1) Combustão completa do carbono :

C	+	O ₂	--->	CO ₂
1 mol		1 mol		1 mol
12,01 Kg		22,39 Nm ³		22,26 Nm ³

em peso , 1 Kg de carbono :

$$\text{exige : } \frac{32,0}{12,01} = 2,664 \text{ Kg de oxigênio}$$

$$\text{e forma : } \frac{44,01}{12,01} = 3,664 \text{ Kg de dióxido de}$$

carbono

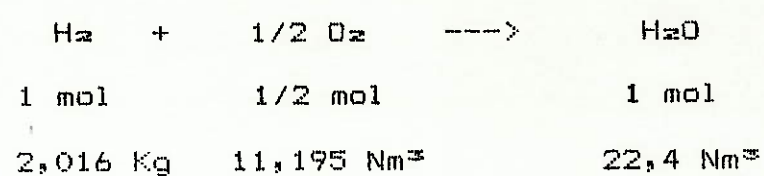
em volume, 1 Kg de carbono :

$$\text{exige : } \frac{22,39}{12,01} = 1,864 \text{ Nm}^3 \text{ de oxigênio}$$

$$\text{e forma : } \frac{22,29}{12,01} = 1,853 \text{ Nm}^3 \text{ de dióxido de}$$

carbono

2) Combustão do hidrogênio :



em peso, 1 Kg de hidrogênio:

$$\text{exige : } \frac{16,0}{2,016} = 7,94 \text{ Kg de oxigênio}$$

$$\text{e forma : } \frac{18,018}{2,016} = 8,94 \text{ Kg de vapor}$$

de água

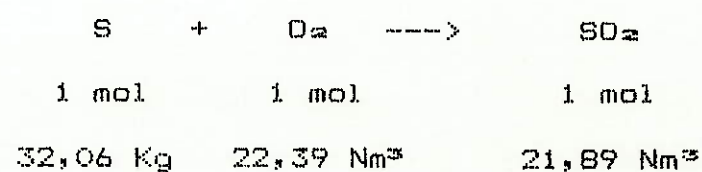
em volume, 1 Kg de hidrogênio :

$$\text{exige : } \frac{11,195}{2,016} = 5,56 \text{ Nm}^3 \text{ de oxigênio}$$

$$\text{e forma : } \frac{22,4}{2,016} = 11,11 \text{ Nm}^3 \text{ de vapor}$$

de água

3) Combustão do enxofre :



em peso , 1 Kg de enxofre :

$$\text{exige : } \frac{32,0}{32,6} = 0,998 \text{ Kg de oxigênio}$$

$$\text{e forma : } \frac{64,06}{32,0} = 1,996 \text{ Kg de dióxido}$$

de enxofre

em volume , 1 Kg de enxofre :

$$\text{exige : } \frac{22,39}{32,06} = 0,697 \text{ Nm}^3 \text{ de oxigênio}$$

$$\text{e forma : } \frac{21,89}{32,00} = 0,697 \text{ Nm}^3 \text{ de dióxido de}$$

de enxofre

4) Cálculo dos gases que participam das reações de combustão do carvão vegetal

A notação dos cálculos abaixo é a seguinte :

C : teor de carbono ;

H : teor de hidrogênio ;

S : teor de enxofre ;

O : teor de oxigênio ;

N : teor de nitrogênio ;

Z : teor de cinzas ;

W : teor de umidade .

4.1) Peso e Volume de oxigênio teórico

G : peso

V : volume

$$G^{t_{O_2}} = 2,664 C + 7,94 (H - O/8) + 0,998 S$$

$$G^{t_{O_2}} = 2,664 * 0,7280 + 7,94 * 0,0359 + 0,998 * 0,001$$

$$G^{t_{O_2}} = 2,23 \text{ Kg de oxigênio / Kg de combustível}$$

$$V^{t_{O_2}} = 1,864 C + 5,56 (H - O/8) + 0,697 S$$

$$V^{t_{O_2}} = 1,864 * 0,7280 + 5,56 * 0,0359 + 0,697 * 0,001$$

$$V^{t_{O_2}} = 1,56 \text{ Nm}^3 \text{ de oxigênio / Kg de combustível}$$

4.2) Peso e volume de ar teórico

Considerando que para o ar temos :

23 % de oxigênio em peso

21 % de oxigênio em volume

$$G^{t_{AR}} = 11,582 C + 34,52 (H - O/8) + 4,34 S$$

$$G^{t_{AR}} = 11,582 * 0,7280 + 34,52 * 0,0359 + 4,34 * 0,001$$

$$G^{t_{AR}} = 9,68 \text{ Kg de ar / Kg de combustível}$$

$$V^{t_{AR}} = 8,876 C + 26,47 (H - O/8) + 3,32 S$$

$$V^{t_{AR}} = 8,876 * 0,7280 + 26,47 * 0,0359 + 3,32 * 0,001$$

$$V^{t_{AR}} = 7,42 \text{ Nm}^3 \text{ de ar / kg de combustível}$$

4.3) Peso e volume de ar real

Considerando um excesso de ar (n) de 300 % .

$$G^{r_{AR}} = n * G^{t_{AR}}$$

$$G^{r_{AR}} = 3 * 9,68$$

$$G^{r_{AR}} = 29,04 \text{ Kg de ar / Kg de combustível}$$

$$V^{r_{AR}} = n * V^{t_{AR}}$$

$$V^{r_{AR}} = 3 * 7,42$$

$$V^{r_{AR}} = 22,26 \text{ Nm}^3 \text{ de ar / Kg de combustível}$$

4.4) Peso e volume teórico dos gases de combustão (Úmidos)

$$G^{t_{u_g}} = 3,664 C + 8,94 (H + W) + 1,996 S + 0,77 G^{t_{ar}} + N$$

$$G^{t_{u_g}} = 3,664 * 0,728 + 8,94 * (0,0359 + 0,0590) + 1,996 * 0,001 + 0,77 * 9,68 + 0,0195$$

$$G^{t_{u_g}} = 10,99 \text{ Kg de gases / Kg de combustível}$$

$$V^{t_{u_g}} = 1,8535 C + 0,693 S + 0,79 V^{t_{ar}} + 0,8 N + 1,24 (9 H + W)$$

$$V^{t_{u_g}} = 1,8535 * 0,728 + 0,693 * 0,001 + 0,79 * 7,42 + 0,8 * 0,0195 + (9 * 0,0359 + 0,0590) * 1,24$$

$$V^{t_{u_g}} = 7,70 \text{ Nm}^3 \text{ de gases / Kg de combustível}$$

4.5) Volume teórico dos gases de combustão (seco)

$$V^{t_{s_g}} = 1,8535 C + 0,693 S + 0,79 V^{t_{ar}} + 0,8 N$$

$$V^{t_{s_g}} = 1,8535 * 0,728 + 0,693 * 0,001 + 0,79 * 7,42 + 0,8 * 0,0195$$

$$V^{t_{s_g}} = 7,23 \text{ Nm}^3 \text{ de gases / Kg de combustível}$$

4.6) Peso e volume real dos gases de combustão

$$G^{r_{u_g}} = G^{t_{u_g}} + (n-1) G^{t_{ar}}$$

$$G^{r_{u_g}} = 10,99 + 2 * 9,68$$

$$G^{r_{u_g}} = 30,35 \text{ Kg de gases / Kg de combustível}$$

$$V^{r_{u_g}} = V^{t_{u_g}} + (n-1) V^{t_{ar}}$$

$$V^{r_{u_g}} = 7,70 + 2 * 7,42$$

$$V^{r_{u_g}} = 22,54 \text{ Nm}^3 \text{ de gases / Kg de combustível}$$

($V^{t_{ar}}$ e $V^{r_{u_g}}$ podem ser tirados diretamente do gráfico da figura 3 em anexo)

B) GLP

1) Cálculo dos gases que participam das reações de combustão do glp

Segundo P. O. Rosin e H. R. Fehling , para os gases com

PCI > 3000 Kcal/Nm³, chamados gases ricos, temos :

$$V_{AR}^t = \frac{1,09 \text{ PCI}}{1000} - 0,25$$

$$V_{AR}^t = \frac{1,09 * 24,090}{1000} - 0,25$$

$$V_{AR}^t = 26,01 \text{ Nm}^3 \text{ de ar / Kg de combustível}$$

$$V_{G}^t = \frac{1,14 \text{ PCI}}{1000} + 0,25$$

$$V_{G}^t = \frac{1,14 * \text{PCI}}{1000} + 0,25$$

$$V_{G}^t = 27,71 \text{ Nm}^3 \text{ de gases / Kg de combustível}$$

Segundo dados da referência 1 temos :

$$V_{AR}^t = 25,53 \text{ Nm}^3 \text{ de ar / Nm}^3 \text{ de combustível}$$

Considerando um excesso de ar de 10 % :

$$V_{AR}^r = V_{AR}^t * n$$

$$V_{AR}^r = 25,53 * 1,10$$

$$V_{AR}^r = 28,08 \text{ Nm}^3 \text{ de ar / Nm}^3 \text{ de combustível}$$

$$V_{G}^r = V_{G}^t + (n-1) V_{AR}^t$$

$$V_{G}^r = 27,65 \text{ Nm}^3 \text{ de gases / Nm}^3 \text{ de combustível}$$

$$V_{G}^r = 27,65 + 0,1 * 25,53$$

$$V_{G}^r = 30,20 \text{ Nm}^3 \text{ de gases / Nm}^3 \text{ de combustível}$$

CALCULO DO LEITO FLUIDIZADO

1) Composição do leito

gama ~~carvão~~ (peso específico aparente) = 200 Kgf/m³
(umidade 6 %)

gama ~~areia~~ = 2200 Kgf/m³

$d_{\text{carvão}}$ (diâmetro médio dos pedaços de carvão) = 6,0 mm

d_{areia} (diâmetro médio dos grãos de areia) = 1,5 mm

Considerando que o leito tenha :

3 % de carvão vegetal

97 % de areia

$\gamma_{\text{médio do leito}} = 0,03 \gamma_{\text{carvão}} + 0,97 \gamma_{\text{areia}}$

$\gamma_{\text{leito}} = 0,03 * 200 + 0,97 * 2200$

$\gamma_{\text{leito}} = 2140 \text{ Kg/m}^3$

$d_{\text{médio do leito}} = 0,03 * d_{\text{carvão}} + 0,97 * d_{\text{areia}}$

$d_{\text{leito}} = 0,03 * 6 + 0,97 * 1,5$

$d_{\text{leito}} = 1,64 \text{ mm}$ (Dp)

2) Fator de forma

É um fator que corrige a velocidade de fluidização .
Fazendo a aproximação do formato irregular do carvão que
será utilizado por um formato cúbico :

$$S = 6 * D^2$$

$$S = 6 * 1,64^2$$

$$S = 16,14 \text{ mm}^2 \text{ (área externa)}$$

$$V = D^3$$

$$V = 1,64^3$$

$$V = 4,41 \text{ mm}^3 \text{ (volume)}$$

$$f_i = 0,205 \frac{S}{V^{2/3}}$$

$$f_i = 1,23$$

3) Velocidade de fluidização

É a velocidade do gás de fluidização referida à seção transversal do leito . A velocidade mínima de fluidização é a mínima velocidade para a qual o leito é fluidizado .

Segundo Zabrodsky :

$$W_{mf} = \frac{1,59 \cdot 10^{-4} D_p^{1,82} (\gamma_{am} - \gamma_{am} / \gamma_{am})^{0,74}}{n_i^{0,88}}$$

válida para $Re < 5$ e $C = 0,0007 Re^{-0,043}$

$$(W_{mf}) = \text{m/s}$$

$$(D_p) = \text{m}$$

$$(n_i) = \text{m}^2/\text{s} \text{ (viscosidade cinemática)}$$

$$(\gamma_{am}) = \text{Kg/m}^3 \text{ (densidade da partícula, specific weight of nonporous material)}$$

$$(\gamma_{am}) = \text{Kg/m}^3 \text{ densidade média}$$

$$n_i = 1,5 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s} \text{ (T = 20 °C) (FIGURA 4A, em anexo)}$$

$$\gamma_{am} = 2140 \text{ Kg/m}^3$$

$$\gamma_{am} = 1,13 \text{ Kg/m}^3 \text{ (T = 20 °C)}$$

$$W_{mf} = \frac{1,58 \cdot 10^{-4} * (1,64 \cdot 10^{-3})^{1,82} * ((2140 - 1,13) / 1,13)^{0,74}}{(1,5 \cdot 10^{-5})^{0,88}}$$

$$W_{mf} = 0,0285 \text{ m/s}$$

Para $Re = 10$ a 300 o resultado deve ser corrigido multiplicando-se pelo fator :

$$K = 1,775 Re^{-0,272}$$

$$Re = \frac{v \cdot d}{n_i}$$

$$Re = \frac{150 \cdot 10^{-3} * v}{1,5 \cdot 10^{-5}}$$

$$Re = 10000 v$$

Segundo Leva :

$$G_{mf} = 688 D_p^{1,82} \frac{(r_{of}(r_{of} - r_{of}))^{0,74}}{m_i^{0,88}}$$

vale para $Re < 5$

$$C = 0,0007 Re^{-0,043}$$

$$(G_{mf}) = \text{pounds/hour/square foot (fluid mass)}$$

velocity minimum fluidization)

$$(D_p) = \text{ft}$$

$$(r_{of}), (r_{om}) = \text{pounds/cubic foot}$$

$$(mi) = \text{centipoise}$$

$$D_p = 0,0646 \text{ ft}$$

$$r_{om} = 133,60 \text{ pounds/cubic foot}$$

$$r_{of} = 0,07 \text{ pounds/cubic foot}$$

$$mi = 0,017 \text{ centipoise}$$

$$G_{mf} = 688 \frac{(0,00538)^{1,82} (0,07(133,60-0,07))^{0,74}}{0,017^{0,88}}$$

$$G_{mf} = 15,04 \text{ pounds/hour/square foot}$$

$$G_{mf} = 0,0204 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$$

Segundo Miller e Logwinuck

$$G_{mf} = \frac{0,00125 D_p^2 (r_{om} - r_{of})^{0,7} r_{of}^{1,1} g_c}{mi}$$

$$g_c = 32,2 \frac{\text{lb-mass ft}}{\text{lb-force sec}^2}$$

$$G_{mf} = \frac{0,0125 (0,0646)^2 (133,60-0,07)^{0,7} 0,07^{1,1} 32,2}{0,017}$$

$$G_{mf} = 0,0433 \text{ pounds / hour / square foot}$$

Segundo Baerg , Klassen and Bishler

$$G_{mf} = 1,3 \cdot 10^3 (D_p r_{om})^{1,23}$$

$$r_{om} = \text{maximum porosity}$$

considerando $r_{om} = 90 \text{ pounds / cubic foot}$

$$G_{mf} = 1,3 \cdot 10^3 (0,00538 * 90)^{1,23}$$

$$G_{mf} = 532,75 \text{ pounds/hour/square foot}$$

$$G_{mf} = 0,723 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$$

Segundo Van Heerden , Nobel , and Van Krevelen

$$G_{mf} = \frac{0,00123 D_p^2 r_{om} r_{of} g_c}{B \text{ mi}}$$

$$0,4 < B < 0,8$$

chutando $B = 0,5$

$$Gmf = \frac{0,00123 * (0,0646)^2 * 90 * 0,07 * 32,2}{0,5 * 0,017}$$

$$Gmf = 0,123 \text{ pounds/hour/square foot}$$

Segundo Kunii e Levenspiel

(Wen e Yu)

para $Re < 20$:

$$Umf = \frac{Dp^2 (rho_s - rho_g) g}{1650 \mu_i}$$

Umf = velocidade mínima de fluidização , em cm/s

μ_i = viscosidade do gás , gm/sec cm

ρ_o = densidade , gm/cm³

ρ_{og} = densidade do fluido , gm/cm³

$g = 1000 \text{ cm/s}^2$

Dp = diâmetro da partícula , cm

$$Umf = \frac{(1,64 \cdot 10^{-1})^2 * (2,140 - 0,000113) * 1000}{1650 * 0,017}$$

$$Umf = 2,051 \text{ cm/s}$$

para $Re > 1000$

$$Umf^2 = \frac{Dp (\rho_{og} - \rho_g) g}{24,5 \rho_{og}}$$

$$Umf^2 = \frac{(1,64 \cdot 10^{-1}) * (2,14 - 0,00113) * 1000}{24,5 * 0,00113}$$

$$Umf = 112,5 \text{ cm/s}$$

$$Umf = 1,12 \text{ m/s}$$

$$Umf = Umf * f_i$$

$$Umf = 1,38 \text{ m/s}$$

3) Velocidade para a qual ocorre slugging

Segundo Agarwal e Storrow

$$U_s = 6,8 \frac{U_{mf}^{0,4}}{L^{0,8}}$$

U_s = velocidade do gás para slugging

U_{mf} = velocidade mínima de fluidização

L = altura do leito

$$U_s = 6,8 * (1,5/0,3048)^{0,4} * (0,3048/0,5)^{0,8}$$

$$U_s = 11,90 \text{ foot/second}$$

$$U_s = 3,63 \text{ m/s}$$

4) Tipo de fluidização

Segundo Wilhelm e Kwauk

$$F_{mf} = \frac{U_{mf}^2}{D_p g}$$

para $F_{mf} < 0,13 \Rightarrow$ smooth or particulate

para $F_{mf} > 0,13 \Rightarrow$ bubbling or agregative

$$F_{mf} = \frac{1,5^2}{1,65 \cdot 10^{-3} * 10}$$

$$F_{mf} = 136,36 \Rightarrow \text{fluidização agregativa}$$

5) Velocidade terminal

É a condição na qual a força de arraste das partículas é igual à somatória das forças externas. É o fator limitante para a máxima vazão.

Segundo Kunii, Levenspiel:

$$U_t^2 = \frac{3,1 g (r_{os} - r_{oe}) D_p}{r_{oe}}$$

$$500 < Re < 200.000$$

$$U_t^2 = \frac{3,1 * 1000 * (2,14 - 0,00113) * (1,64 \cdot 10^{-1})}{0,00113}$$

$$U_t = 980,97 \text{ cm/s}$$

$$U_t = 9,80 \text{ m/s}$$

Segundo Pettyjohn e Christiansen:

para $Re < 0,2$:

$$K = 0,843 \log \frac{f_i}{0,065}$$

$$V_t = \frac{K (r_{0F} - r_{0E}) \cdot g \cdot D_p^2}{18 \cdot \mu}$$

$$f_i = 1,23$$

$$K = 0,843 * \log \frac{1,23}{0,065}$$

$$K = 1,07$$

$$V_t = \frac{1,07 * (133,60 - 0,07) * 32,2 * (0,0646)^2}{18 * 0,017}$$

$$V_t = 62,74 \text{ foot/s}$$

$$V_t = 19,12 \text{ m/s}$$

5) Vazão mínima de fluidização

$$A_{\text{leito}} = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

$$A_{\text{leito}} = 0,0177 \text{ m}^2$$

$$Q_{ar} = W_f * A_{\text{leito}}$$

$$Q_{ar} = 1,38 * 0,0177$$

$$Q_{ar} = 0,0244 \text{ m}^3/\text{s}$$

6) Porosidade , densidade máxima , bulb density

$$\frac{D_p}{D} \rightarrow m$$

$$\frac{D_p}{D} = \frac{1,64}{150}$$

$$\frac{D_p}{D} = 0,0110 \rightarrow m = 0,30 \text{ (obtido da FIGURA 5 , em em anexo)}$$

$$m = 1 - \frac{\rho_{\text{BULK}}}{\rho_{\text{OM}}}$$

$$\rho_{\text{BULK}} = (1 - 0,30) * 2140$$

$$\rho_{\text{BULK}} = 1498 \text{ kg/m}^3$$

Segundo Matheson , Hert e Holt :

$$\rho_{\text{MAX}} = 0,356 \rho_{\text{OM}} (\log D - 1)$$

$$r_{\text{OMAX}} = 0,356 * 2140 * \log(1,64 \cdot 10^3 - 1)$$

$$r_{\text{OMAX}} = 1687 \text{ Kg/m}^3$$

7) Altura do leito fluidizado , do leito estático , massa de areia

Supor-se-á que a altura do leito fluidizado seja de 0,5m , o que dá um volume de :

$$H_{1f} = 0,5 \text{ m}$$

$$V_{1f} = H_{1f} * A_{\text{leito}}$$

$$V_{1f} = 0,5 * 0,0177$$

$$V_{1f} = 8,85 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$$

$$r_{\text{OMAX}} = \frac{M_t}{V_{1f}}$$

$$M_t = 1687 * 8,85 \cdot 10^{-3}$$

$$M_t = 14,93 \text{ Kg}$$

97 % do leito é areia :

$$M_{\text{areia}} = 0,97 * 14,93$$

$$M_{\text{areia}} = 14,48 \text{ Kg}$$

$$r_{\text{areia}} = \frac{M_{\text{areia}}}{V_{\text{areia}}}$$

$$2200 = \frac{14,48}{V_{\text{areia}}}$$

$$V_{\text{areia}} = 6,58 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$$

$$V_{\text{areia}} = \frac{\pi D^2}{4} \text{ Hestático}$$

$$\text{Hestático} = \frac{4 V_{\text{areia}}}{\pi D^2}$$

$$\text{Hestático} = \frac{4 * 6,58 \cdot 10^{-3}}{\pi * (1,5 \cdot 10^{-1})^2}$$

$$\text{Hestático} = 0,372 \text{ m}$$

CALCULO DO CONSUMO DE COMBUSTIVEL

1) Carvão vegetal

$$B = \frac{Q_{total\ AR}}{V_{r\ AR}}$$

$$Q_{total\ AR} = 1,40 * 0,0177$$

$$Q_{total\ AR} = 0,0248 \text{ m}^3 \text{ de ar / s}$$

$$B = \frac{0,0248}{22,26}$$

$$B = 0,00112 \text{ Kg de combustivel / s}$$

$$B = 4,03 \text{ Kg de combustivel / h}$$

2) GLP

Considerou-se uma vazão de glp de 1 Kg/h para fazer o pré aquecimento do leite .

$$\text{vazão em massa} = 1 \text{ Kg/h}$$

$$V_{r\ AR} = 25,53 \frac{\text{Nm}^3 \text{ de ar}}{\text{Nm}^3 \text{ de comb.}}$$

Adotando um excesso de ar de 10% :

$$V_{r\ AR} = V_{r\ AR} * n$$

$$V_{r\ AR} = 25,53 * 1,10$$

$$V_{r\ AR} = 28,08 \frac{\text{Nm}^3 \text{ de ar}}{\text{Nm}^3 \text{ de comb.}}$$

$$\rho_o = 2,183 \text{ Kg/Nm}^3$$

$$\rho_o = \frac{m}{V}$$

$$\text{vazão em volume} = \frac{\text{vazão em massa}}{\rho_o}$$

$$\text{vazão em volume} = 0,46 \frac{\text{Nm}^3 \text{ de glp}}{\text{h}}$$

$$Q_{AR} = 12,92 \frac{\text{Nm}^3 \text{ de ar}}{\text{h}}$$

TEMPERATURAS DOS GASES DA COMBUSTÃO

$$Q_c = B * PCI$$

$$Q_c = 4,03 * 6300$$

$$Q_c = 25401 \text{ Kcal/h}$$

Como o leito fluidizado apresenta alta eficiência na combustão, considerar-se-ão as perdas por incombustos nulas.

$$Q = (1 - P_i) * B * PCI$$

$$Q = Q_c \quad (P_i = 0)$$

$$Q_{AR} = V_{AR} * C_{PAR} * T_{AR}$$

$$Q_{AR} = 22,26 * 20 * 0,240$$

$$Q_{AR} = 106,848 \text{ Kcal / h}$$

$$Q_T = Q_c + Q_{AR}$$

$$Q_T = 25401 + 106,848$$

$$Q_T = 25.507,9 \text{ Kcal / h}$$

$$h = \frac{Q_T}{V_G}$$

$$V_G = V_{rG} * B$$

$$V_G = 22,54 * 4,03$$

$$V_G = 90,83 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$h = \frac{25507,9}{90,83}$$

$$h = 284 \text{ Kcal/Nm}^3$$

no gráfico das FIGURA 6 e 7, em anexo :

$$\text{para } h = 284 \text{ Kcal / Nm}^3 \rightarrow T_{\text{gases}} = 850 \text{ }^\circ\text{C}$$

(valor obtido no gráfico FCI x N x T x h por
extrapolação) .

CALCULOS DAS PERDAS DE CARGA

- 1) No distribuidor
- perda de carga localizada

$$A_1 = \pi * R^2$$

$$A_1 = \pi * (20/2 * 10^{-3})^2$$

$$A_1 = 3,14 * 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$A_2 = \pi * R^2$$

$$A_2 = \pi * (150/2 * 10^{-3})^2$$

$$A_2 = 17,67 * 10^{-3} \text{ m}^2$$

$$\frac{A_1}{A_2} = 0,018 \rightarrow K_e = 1 \text{ (valor obtido pela FIGURA 8, em anexo)}$$

$$\frac{dm}{dt} = \rho * V * S$$

$$\rho = 1,17 \text{ Kg/m}^3 \text{ (T = 20 } ^\circ \text{ C)}$$

$$S = A_1$$

$$V = 77,70 \text{ m/s}$$

$$H = K_e * \frac{V^2}{2}$$

$$H = 3018,64 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

$$\Delta p = H * \rho$$

$$\Delta p = 3531,81 \text{ Pa}$$

- perda de carga distribuída

$$H = f \frac{L}{D} * \frac{V^2}{2}$$

$$L = 80 \text{ mm}$$

$$\frac{dm}{dt} = \rho_0 * V * S$$

$$17,67 \cdot 10^{-3} * V = 0,026$$

$$V = 1,5 \text{ m/s}$$

$$f = 0,04$$

$$H = \frac{0,04 * 80 \cdot 10^{-3} * 1,5^2}{150 \cdot 10^{-3} * 2}$$

$$H = 0,024 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

$$\text{deltap} = 0,03 \text{ Pa}$$

2) Na grelha de distribuição

$$\text{deltap} = K * \rho_0 * \frac{V^2}{2}$$

$$K = 0,9$$

$$V = 10 \text{ m/s}$$

$$\text{deltap} = \frac{0,9 * 10^2 * 1,17}{2}$$

$$\text{deltap} = 52,65 \text{ Pa}$$

3) No leito

Segundo Cibrodowski :

$$\text{deltap} = \lambda \frac{H}{D_e} \frac{V^2}{2g} \frac{\rho_{\text{am}}}{\rho_0} \frac{(1-\phi_0)^{3-n}}{\phi_0^n} f_{\text{is-n}}$$

D_e = diâmetro da esfera equivalente ao volume da partícula

$$V = 4,41 \text{ mm}^3$$

$$V = \frac{4 * \pi * R^3}{3}$$

$$R = (3 * 4,41 / 4 * \pi)^{1/3}$$

$$R = 1,02 \text{ mm}$$

$$D_e = 2,04 \text{ mm}$$

$$\phi_0 = 0,3$$

Lambda e n saem do gráfico da FIGURA 9 , em anexo :

$$\lambda = 5 \text{ (fator de atrito)}$$

$$n = 1,8$$

$$\Delta p = \frac{5 * 0,5 * 1,5^2 * 1,12 * (1-0,3)^{1,2} * 1,23^{1,2}}{2,04 * 10^{-3} * 2 * 10 * 0,3^2}$$

$$\Delta p = 4778,31 \text{ Pa}$$

4) No freeboard

$$L = 1150 \text{ mm}$$

$$H = \frac{f * L * V^2}{D * 2}$$

$$\frac{dm}{dt} = \rho * V * S$$

$$H = 0,345 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

$$\Delta p = 0,39 \text{ Pa}$$

5) No ciclone

$$\Delta p = \frac{1}{2} * \rho_e * \rho_p * U^2$$

$$\frac{dm}{dt} = \rho * U * S$$

$$Eu = (12/Stk_{so})^{1/2}$$

$$Stk_{so} = \frac{D_{so}^2 * \rho_p * U}{18 * \mu_i * D_c}$$

$$D_c = \text{diâmetro do ciclone} = 120 \text{ mm}$$

$$D_{so} = \text{diâmetro de corte (assumiu-se } 8,95 * 10^{-6} \text{ m)}$$

$$Stk = \text{número de Stokes}$$

$$Eu = \text{número de euler}$$

$$\rho_p = \text{diâmetro da partícula (assumiu-se } 2,5 \text{ Kg/m}^3)$$

$$U = \frac{4 * Q}{\pi * D_c^2} \quad (\rho \text{ constante})$$

$$U = 19,89 \text{ m/s}$$

$$Stk_{so} = \frac{D_{so}^2 * \rho_p * U}{18 * \mu_i * D_c}$$

$$Stk_{so} = 0,093$$

(da FIGURA 10 , em anexo , tiramos o valor de E_u)

$$E_u = 11,37$$

$$\Delta p = \frac{1}{2} * E_u * \rho_o * U^2$$

$$\Delta p = 2248,71 \text{ Pa}$$

Perda de carga total :

$$\Delta p = 2248,71 + 0,391 + 4778,31 + 52,65 + 0,03 + 3531,81$$

$$\Delta p = 10.611,90 \text{ Pa} = 1.082,1 \text{ mmH}_2\text{O}$$

usando um coeficiente de segurança de 20 % , obtém-se :

$$\Delta p = 1,2 * \Delta p$$

$$\Delta p = 13,0 \text{ KPa}$$

(não foram consideradas as ligações do ventilador com o leito fluidizado , e a ligação deste com o ciclone) .

SISTEMA DE ALIMENTAÇÃO DO CARVÃO VEGETAL

Para a alimentação do combustível pode-se usar um transportador helicoidal com eixo giratório (rosca helicoidal) . Por achar que a definição completa deste sistema esta fora do escopo do projeto apresentar-se-á aqui um exemplo de procedimento para tal dimensionamento .

Supondo que fosse escolhida a seguinte rosca (segundo DIN 15261)

$$\text{diâmetro externo} = 160 \text{ mm}$$

$$\text{diâmetro interno} = 120 \text{ mm}$$

passo da rosca = 160 mm

$$A = \frac{\pi * d_e^2}{4} - \frac{\pi * d_i^2}{4}$$

$$A = \frac{\pi * (160 \cdot 10^{-3})^2}{4} - \frac{\pi * (120 \cdot 10^{-3})^2}{4}$$

$$A = 8,79 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

$$V = p * A$$

$$V = 160 \cdot 10^{-3} * 8,79 \cdot 10^{-3}$$

$$V = 1,407 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$$

$$\rho_{\text{CARVÃO}} = 200 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho = \frac{m}{V}$$

$$m = \rho * V$$

$$m = 200 * 1,407 \cdot 10^{-3}$$

$$m = 0,2815 \text{ Kg/rotação}$$

Mas a vazão necessária é 4,03 Kg/h

número de rotações :

$$\frac{4,03}{0,2815} = 14,31 \text{ rph}$$

No caso específico desse projeto sabemos que a boca de alimentação é de 50 mm , se pudéssemos usar uma rosca de $d_e = 50 \text{ mm}$, $d_i = 15 \text{ mm}$ e passo 40 mm teríamos :

$$A = 1,78 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

$$V = 7,14 \text{ m}^3$$

$$m = 0,0143 \text{ Kg/rotação}$$

$$281,9 \text{ rotações/h}$$

$$4,7 \text{ rpm}$$

A partir disto devemos selecionar um motor que dê diretamente esta rotação ou que por meio de um sistema de

transmissão (através de polias e correias , por exemplo) dê esta rotação . O material para tal sistema de transporte deve ser tal que suporte uma temperatura alta , e deve-se levar em conta a possibilidade do carvão entrar em combustão na rosca alimentadora (já que a temperatura neste ponto possivelmente é superior à temperatura de ignição do carvão) . Este fato deverá ser evitado !

DIMENSIONAMENTO DA GRELHA DE ALIMENTAÇÃO

Usarei uma placa com as mesmas dimensões da já existente , modificando apenas a distribuição dos furos na mesma (para distribuição quicôncia) , o material , acrescentando um suporte para a vela de ignição e um queimador para a combustão do glp .

$(d/p + 1)^2$ = número de pontos (seria usada se a distribuição dos pontos fosse paralela e tivéssemos um

quadrado) , como não é o caso , esta serve como aproximação para o cálculo da distribuição quicôncia .

d = diâmetro da placa

p = passo

Chutando número de pontos igual a 289 , e como $d = 150$ mm temos :

$$d/p = 16$$

$p = 9,375$ mm , fazendo um esboço observa-se que o número de pontos real no disco é de aproximadamente 150 .
(que corresponde ao esperado)

espessura da placa = 10 mm

diâmetro total = 390 mm

diâmetro com furos = 150 mm

distribuição dos furos : quicôncia

área total = $0,0177 \text{ m}^2$

$d_{\text{inferior do furo}} = 2$ mm

$d_{\text{superior do furo}} = 1,5$ mm

área total dos furos : aproximadamente 60% da área da grelha .

INSTRUMENTAÇÃO

Controle do fluxo

Serão usadas 3 válvulas para a regulação /fechamento /abertura do fluxo . As válvulas selecionadas

são do tipo globo . Estas são normalmente empregadas onde se necessitam operações frequentes de abertura e fechamento , como também controle de vazão em qualquer graduação desejada. São caracterizadas em sua maioria pela forma globoidal do corpo . Permitem uma regulação eficiente do fluido , com desgastes mínimos por erosão , tanto na sede como no obturador e em contra partida , oferecem elevada

perda de carga em virtude da brusca mudança de direção imposta ao fluido .

Vantagens :

- permite o controle parcial do fluxo ;
- abertura e fechamento mais rápido do que as válvulas de gaveta ;
- as características construtivas do conjunto sede obturador permitem estanqueidade total;
- manutenção favorecida pelo fácil acesso aos componentes internos da válvula , sem que esta seja removida da linha ;
- aplicáveis em amplas faixas de pressões e temperaturas .

Desvantagens :

- não admitem fluxo nos dois sentidos ;
- perda de carga elevada .

Para a linha de ar sugere-se o uso da válvula em ferro fundido ASTM 126 classe A ou B , com extremidades rosqueadas .

Para a linha de glp sugere-se o uso de válvulas de bronze (ASTM B 62 , por exemplo) também com extremidades rosqueadas .

Medidas gerais :

- diâmetro = 3/4 "
- face/face = 68 mm
- centro ao topo = 108 mm
- diâmetro do volante = 65 mm
- peso aproximado = 0,54 Kg .

Tubulações

Para a linha de ar sugere-se tubos de aço carbono galvanizado (ASTM A-120) , com extremidades rosqueadas , e com diâmetro nominal de 3/4 " .

Para a linha de glp tubos de aço carbono (ASTM A-106 Gr A , por exemplo) com extremidades rosqueadas e diâmetro nominal de 3/4 " devem ser usados .

Além disto serão usados dois joelhos , dois T's e 3 curvas 90°.

Medições

- Temperatura : recomenda-se o uso de termopares do tipo S -platina + 13% ródio-platina - (olhar FIGURA 11 em anexo) , que tem faixa de operação entre 0°C a 1760 °C , englobando a faixa de operações do leito fluidizado .

- Fluxo : serão utilizadas placas de orifício conforme FIGURA 12 (em anexo) . Estas darão um valor de

deltap que pode ser relacionado com a vazão através da fórmula abaixo :

$$Q_m = C_c * \alpha * F_d * F_r * F_k * d^2 * \text{deltap}^{1/2} * \rho^{1/2} * g^{1/2} * \epsilon * F, \text{ onde :}$$

C_c = fator de acerto de unidades ;

α = coeficiente de vazão ;

F_d = fator de correção do diâmetro ;

F_r = fator de correção do número de Reynolds ;

F_k = fator de correção da rugosidade ;

d = diâmetro do orifício ;

deltap = diferencial de pressão entre as tomadas ;

ρ = densidade nas condições de operação ;

ϵ = fator de expansão ;

F = fator de correção .

Estes fatores e sua explicação detalhada estão na referência bibliográfica 24 .

- Pressão : as medições de pressão serão feitas por tubos em U .

As localizações do dispositivos são indicadas no desenho em anexo .

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

- 1) Pera , Hildo - " Geradores de vapor : um compêndio sobre a conversão de energia com vistas à preservação da ecologia"
Segunda edição - 1990 . Editora Fama . São Paulo .

- 2) Wen , C. Y. and Yu , Y. H. , A. I. Ch. E. Journal , 12 , 610 (1966) .
- 3) Wilhelm , R. H , and Kwauk , M. , Chem. Eng. Prog. , 44 , 201 (1949) .
- 4) Wilhelm , R. H , and Rice , W. J. , A. I. Ch. E. Journal , 4 , 423 (1958) .
- 5) Leva , M. , "Fluidization" , Mc. Graw Hill Book Company , New York , 1959 (Chemical Engineering Series) .
- 6) Agarwal , O. P. and Storow , J. A. , Chem. & Ind. (London) , 278-286 , (1951) .
- 7) Miller , C. O. and Logwinuk , A. K. , Ind. Eng. Chem. , 45 : 1209-1218 , (1953) .
- 8) Heerden , C. van ; Nobel , A. P. P. and Krevelen , D.W. van , Chem. Eng. Sci. 1(1) : 37-49 (1951) .
- 9) Johnson , E. , Inst. Gas. Engrs. (London) , Rept. 1949-1950 , Publ. N° 378/179 .
- 10) Pettyjohn , E. S. , and Chistiansen , E. B. , Chem. Eng. Prog. , 44 : 157-172 (1948) .
- 11) Kunii, D. and Levenspiel, O. , "Fluidization Engineering" , John Wiley e Sons . (1969) .
- 12) "Fluidization" , Proceedings of the second engineering , Foundation Conference , 1978 . Edited by J. F. Davidson and D. L. Keatrn , pags. 235/.. .
- 13) Gerald , D. I. , "Gas fluidization technology" , A Wiley Interscience Publication , John Wiley & Sons , 1986 .
- 14) Zabrodsky , S. S. , "Hidroynamics and Heat Transfer in Fluidized Beds" , The M.I.T. Press , 1966.
- 15) Fox , R. W. and Mac Donald , A. T. , "Introdução à

mecânica do fluidos " , Editora Guanabara , terceira edição , 1988 .

16) Matheson , G. L. ; Herbt , W. A. ; Halt II , F. A. , Ind. Eng. Chem. , s.l. 41:1099,1949 .

17) Batistic , M. A. , "Projeto de gerador de vapor com leito fluidizado " (parte I) , trabalho de formatura da escola politécnica , 1980 .

18) Gomes , J. C. O. , "Projeto de gerador de vapor com leito fluidizado " (parte II) , trabalho de formatura da escola politécnica , 1980 .

19) Guide to Catalog 88, Fisher 208 , "Instrumentation Laboratory " , Fisher Scientific , pag. 168-171 , General Aparatus (Fisher burners) .

20) "Scientific Apparatus and Reagents " - Tomas Scientific.

21) Telles , P. C. S. , "Tubulações Industriais : Materiais , Projeto e Desenho " , LTC editora , 7º edição .

22) Telles , P. C. S. , "Tubulações Industriais : Cálculo " , LTC editora , 7º edição .

23) "Brazilian Industrial Valves " , Sindimaq , Abimaq , 4th edition .

24) Apostila do curso de PMC 514 Controle de Sistemas Termofluidos .

ANEXOS

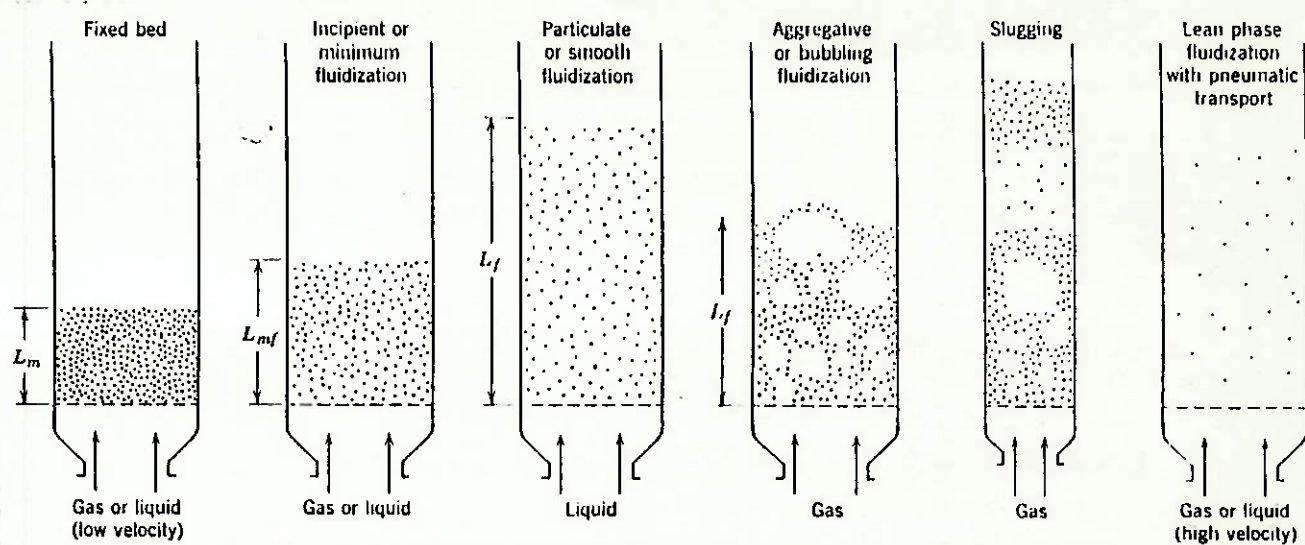


FIGURA 1

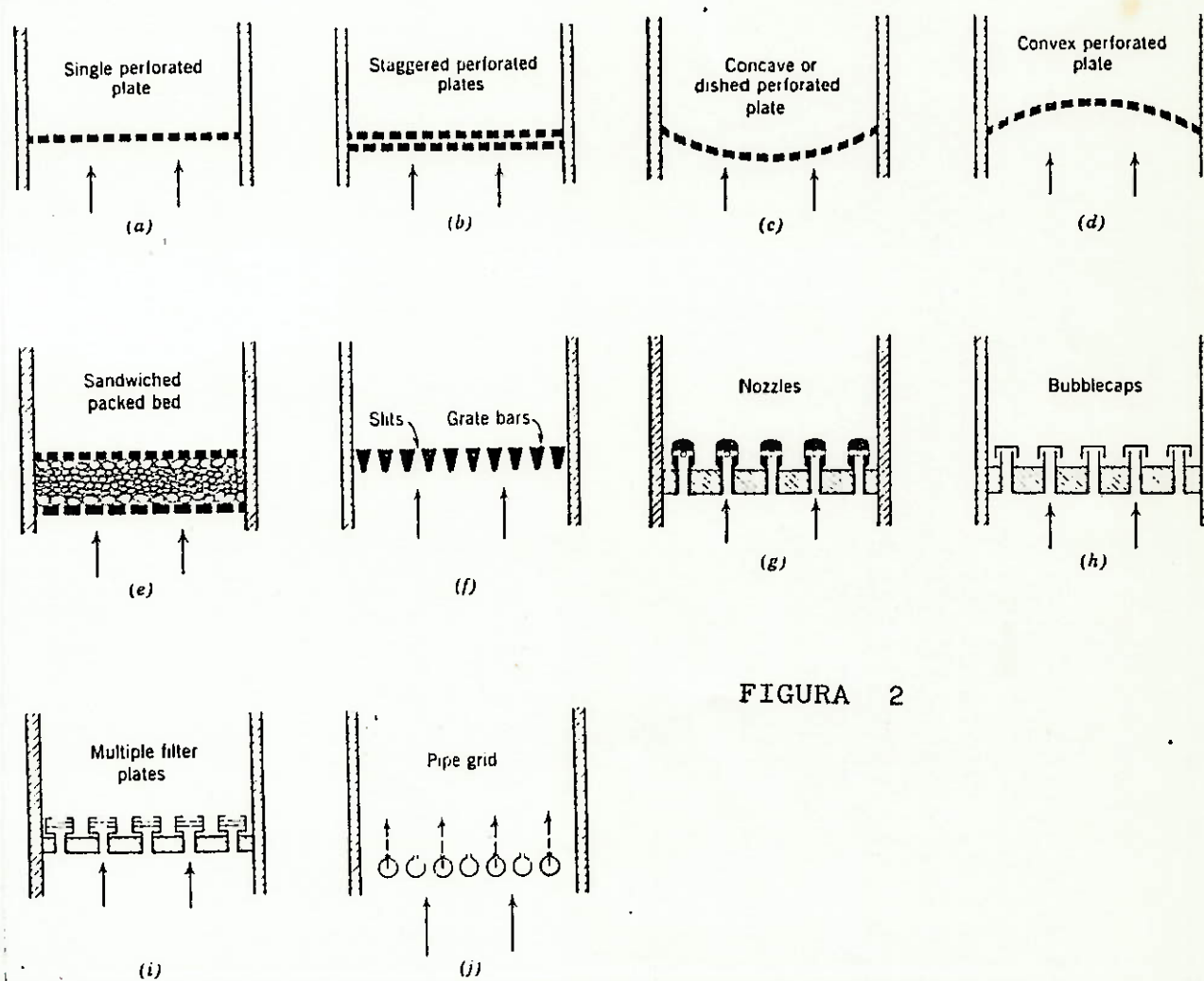
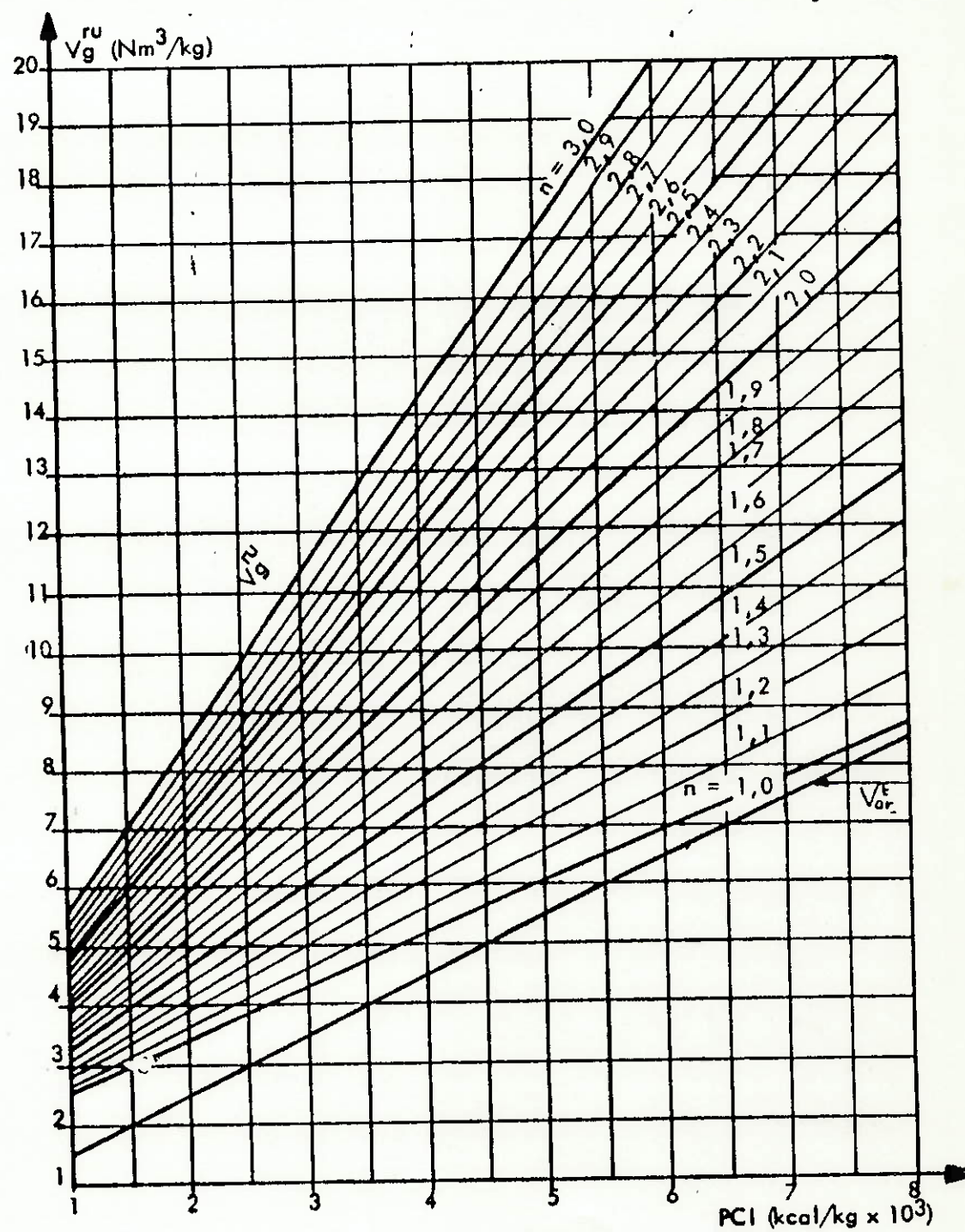


FIGURA 2



Ábaco A 3.2.1 - Volumes de Ar e Gases de Combustão na Queima de Combustíveis Sólidos em Função do PCI

FIGURA 3

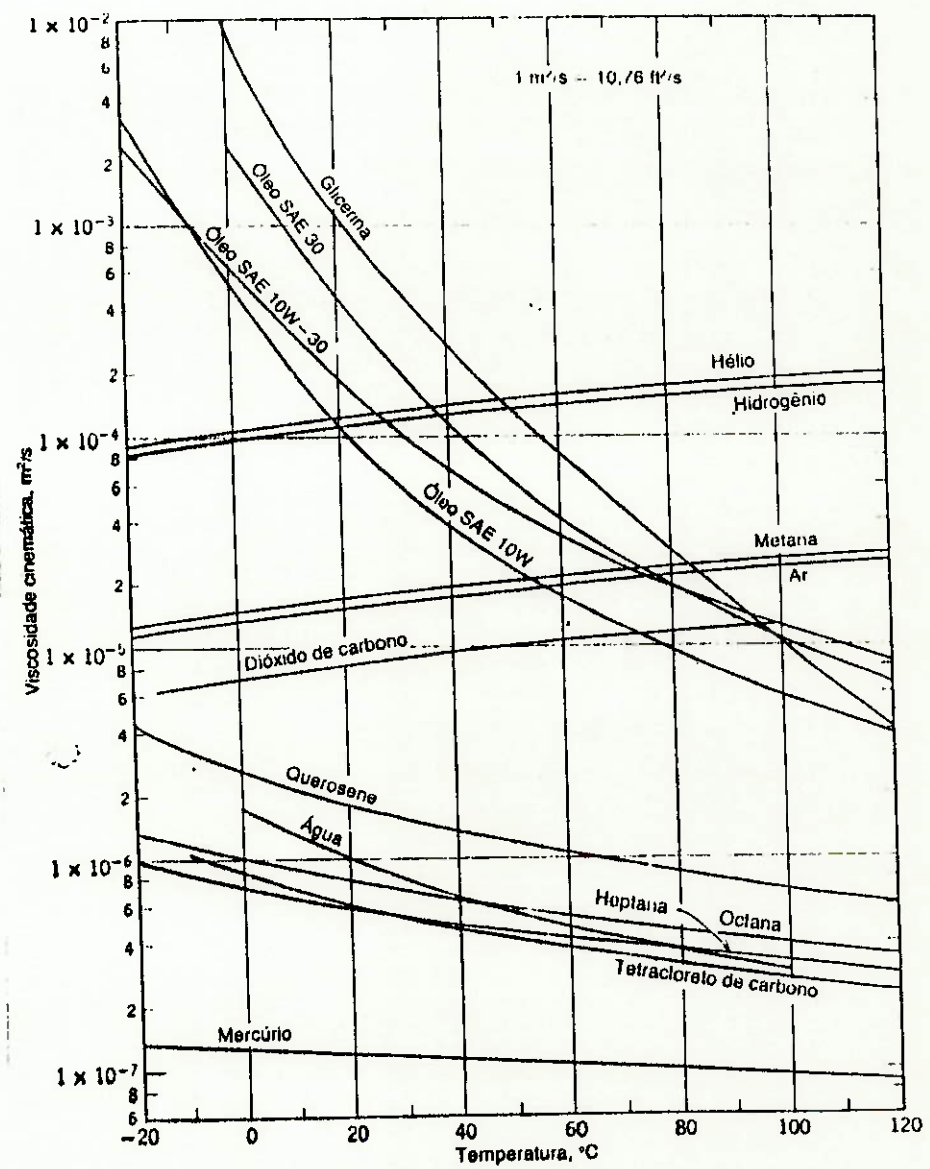


FIGURA 4A

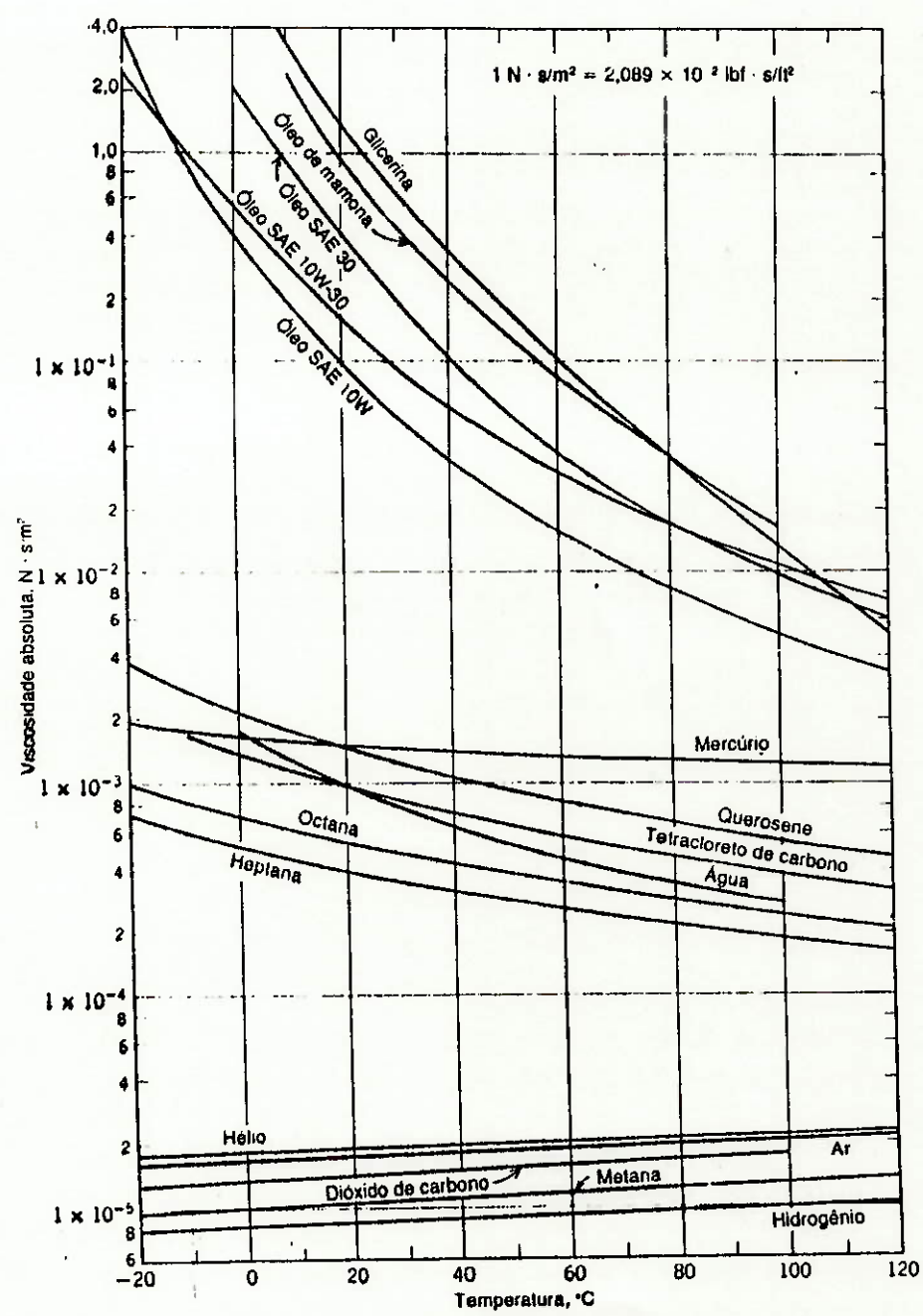


FIGURA 4B

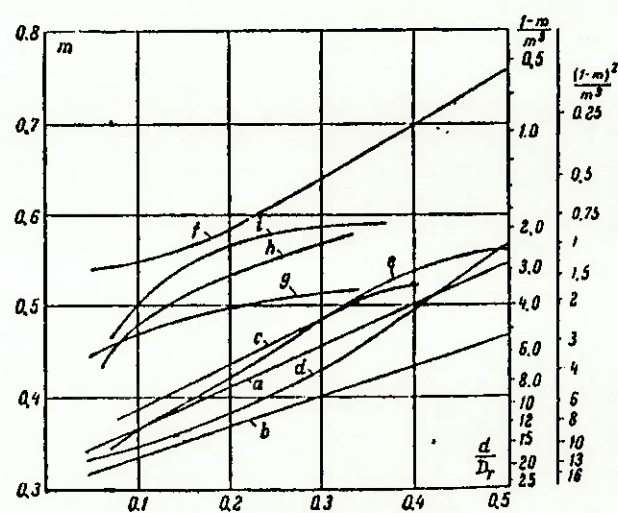
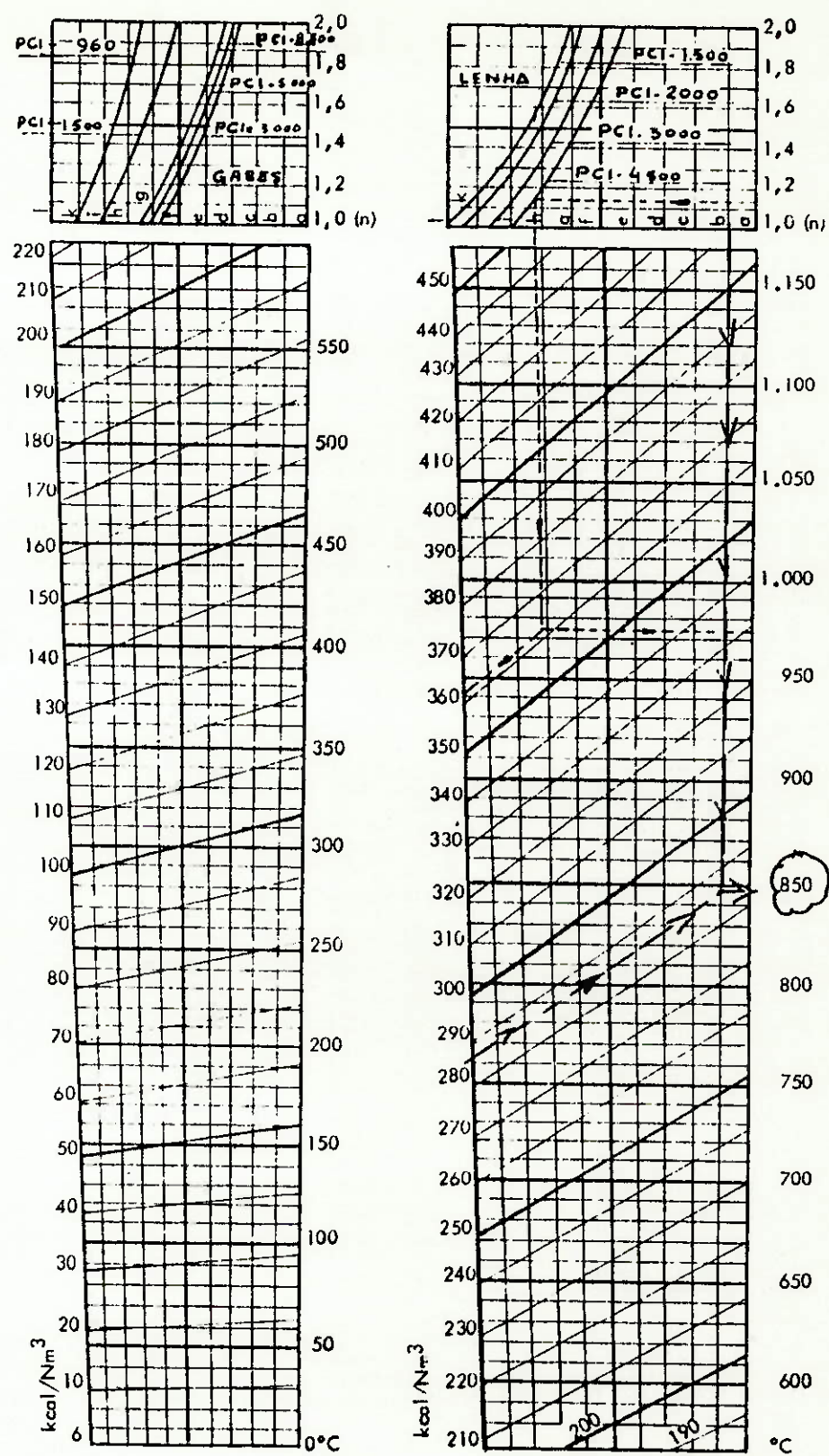


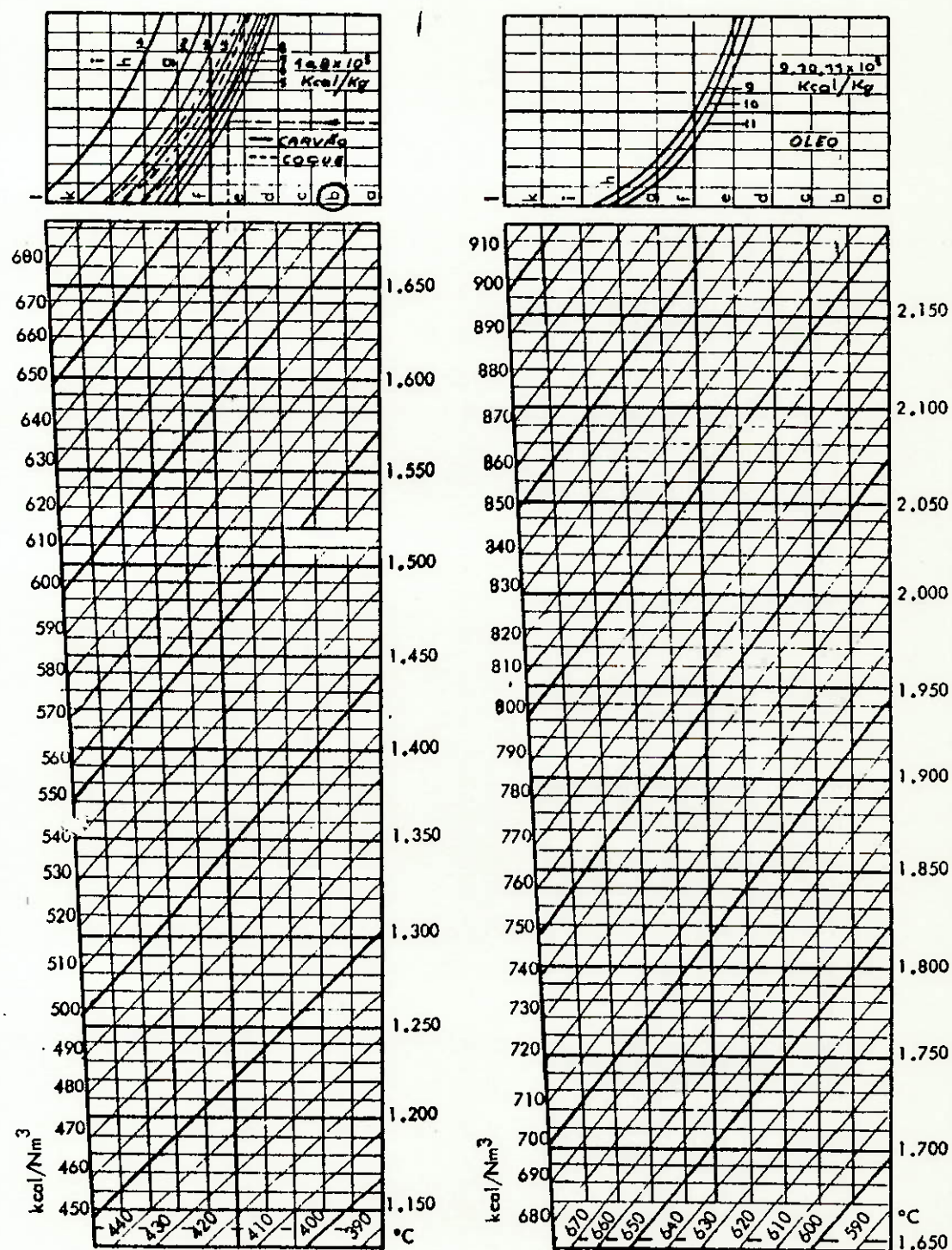
FIG. 1-3. Porosity (m) of dense beds of various granular materials as a function of the ratio of the particle diameter to tube diameter (D_t) [988].
 Spherical particles: a) smooth particles of uniform dimensions; b) smooth, mixture; c) clay particles.
 Cylindrical particles: d) smooth particles of uniform dimensions; e) alundum, uniform dimensions; f) ceramic Raschig rings; g) fused magnetite (catalyst); h) fused alundum; i) aloxite.

FIGURA 5



Ábaco A 3.3.8 - Entalpia dos Gases em kcal/Nm³

FIGURA 6



Ábaco A 3.3.8 - Entalpia dos Gases em kcal/Nm^3

FIGURA 7

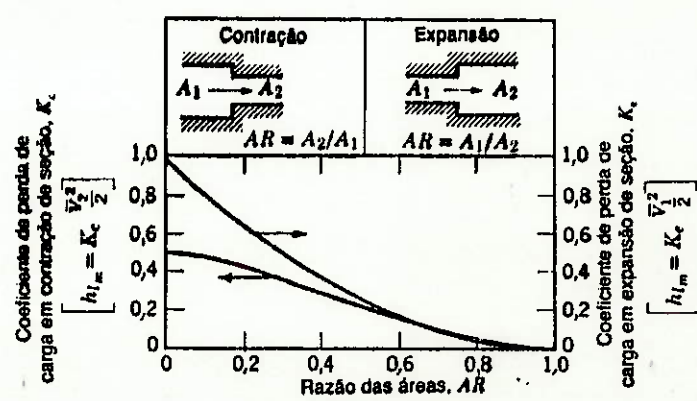


FIGURA 8

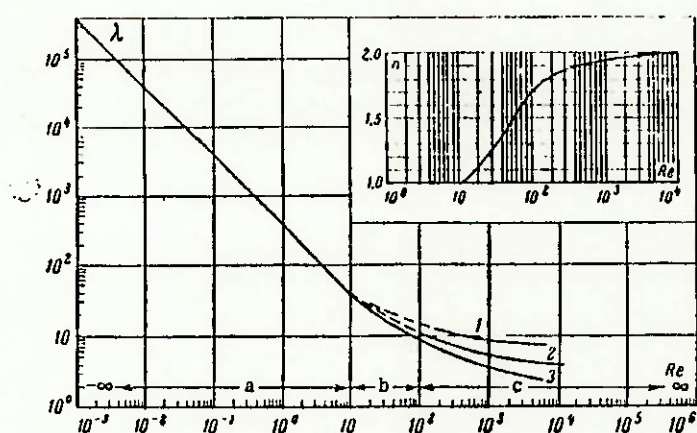


FIG. 1-1. Relationship between the resistance coefficient λ and the Reynolds number Re .
 a) laminar regime; b) transition regime; c) turbulent regime; 1) aloxite, granules of molten MgO , etc.; 2) alundum, alumina, etc.; 3) cement, porcelain, glass, etc.; n —exponent in Eq. (1-3) in transition region calculations [788].

FIGURA 9

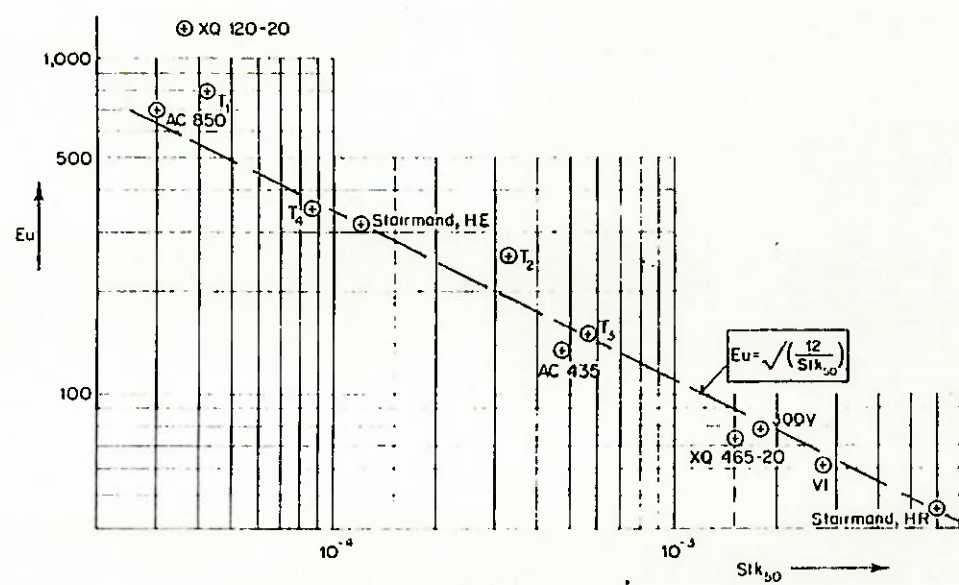


FIGURA 10

Sensors	Full Range, deg F	Accuracy, deg F or percent, over Range, deg F	
		ISA Standard Limits	ISA Special Limits
Thermocouples			
Chromel/Alumel	-300 to +2,500	± 4 deg F 0 to +530 $\pm 3/4\%$ +530 to +2,500	—
Iron/Constantan	-310 to +1,400	± 4 deg F 0 to +530 $\pm 3/4\%$ +530 to +1,400	± 2 deg F 0 to +530 $\pm 3/8\%$ +530 to +1,400
Copper/Constantan	-310 to +750	$\pm 2\%$ -150 to -75 $\pm 1\ 1/2$ deg F -75 to +200 $\pm 3/4\%$ +200 to +700	$\pm 1\%$ -300 to -75 $\pm 3/4$ deg F -75 to +200 $\pm 3/8\%$ +200 to +700
Platinum 10% Rhodium/Platinum	+32 to +3,200	± 5 deg F +32 to +1,000 $\pm 1/2\%$ +1,000 to +2,700	—
Tungsten/Tungsten 26% Rhenium	+32 to +5,200	± 8 deg F +32 to +800 $\pm 1\%$ +800 to +4,200	Conforms to Hoskins Mfg. Co. Calibration Tables adopted November 23, 1962.
Tungsten 5% Rhenium/Tungsten 26% Rhenium			
Resistance Thermometers			
Platinum (high purity strain-free)	-435 to +900	± 0.01 deg F, limited range; $\pm 0.05\%$, full range	
Platinum (commercial purity)	-320 to +2,000	$\pm 0.2\%$, full range	
Nickel	-320 to +800	$\pm 0.4\%$, full range	
Balco	-320 to +500	$\pm 0.4\%$, full range	
Semiconductor (germanium)	-458 to -400	± 0.01 deg F, full range	
Semiconductor (thermistors)	-40 to +300	± 0.05 deg F, limited range; ± 1 deg F, full range	
Bimetallic Thermometers	0 to 1,000	± 2 deg F, limited range; ± 10 deg F, full range	
Liquid Filled Thermometer (glass stem)	-328 to +800	± 0.05 deg F, limited range; ± 1 deg F full range	
Liquid Filled Thermometer (metal bulb)	-150 to +700	± 2 deg F, limited range; ± 5 deg F full range	

mV/°F

0.003 - 0.024

0.014 - 0.035

0.003 - 0.008

Table XII. ACCURACY AND RANGE VALUES FOR COMMON TEMPERATURE SENSORS (3)

FIGURA 11

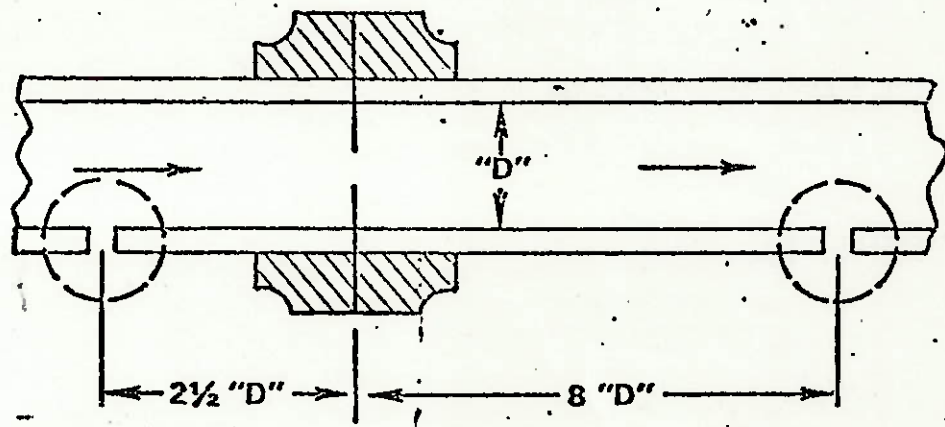


FIGURA 12

Table I Comparison of Types of Contacting for Reacting Gas-Solid Systems

	Solid Catalyzed Gas Phase Reaction	Gas Solid Reaction	Temperature Distribution in the Bed	Particles	Pressure Drop	Heat Exchange and Transport of Heat	Conversion
Fixed bed	Only for very slow or nondeactivating catalyst. Serious temperature control problems limit the size of units.	Unsuited for continuous operations, while batch operations yield non- uniform product.	Where much heat is involved large temperature gradients occur.	Fairly large and uniform. With poor temperature control these may sinter and clog the reactor.	Because of low gas velocity and large particle size, pressure drop is not a serious problem, except in low pressure systems.	Inefficient exchange, hence large exchanger surface needed. This is often the limiting factor in scale up.	With plug flow of gas and proper tempera- ture control (which is difficult) close to 100% of the theoretical conversion is possible.
Moving bed	For large granular easily deactivated catalyst. Fairly large-scale operations possible.	For fairly uniform sized feed with little or no fines. Large scale operations possible.	Temperature gradients can be controlled by proper gas flow or can be minimized with sufficiently large solid circulation.	Fairly large and uniform: upper limit governed by con- venient application of gas lift in circula- tion system, lower limit by minimum fluidizing velocity in reactor.	Intermediate between fixed and fluidized bed.	Inefficient exchange but because of high heat capacity of solids, the heat transported by cir- culating solids can be fairly large.	Flexible and close to ideal countercurrent and cocurrent con- tacting allows close to 100% of the theoretical conversion.
Fluidized bed	For small granular or powdery nonfriable rapidly deactivated catalyst. Excellent temperature control allows large scale operations.	Can use wide size range of solids with much fines. Large scale operations at uniform temperature possible. Excellent for batch operations, yielding a uniform product.	Temperature is almost constant throughout. This is controlled by heat exchange or by proper continuous feed and removal of solids.	Wide size distribution and much fines possible. Erosion of vessel and pipelines, attrition of particles and their entrainment can be serious.	For deep beds pressure drop is high, resulting in large power consumption.	Efficient heat exchange and large heat transport by circulating solids so that heat problems are seldom limiting in scale up.	For continuous opera- tions, backmix flow of solids and poor contacting pattern for gas result in poorer performance than other reactor types. For high conversion, staging is necessary.
Cocurrent pneumatic transport.	Suitable only for rapid reactions.	Suitable only for rapid reactions.	Temperature gradients in direction of solids flow can be minimized by sufficient circulation of solid.	Same as fluidized bed. Upper size limit governed by minimum transport velocity.	Low for fine particles, but can be consider- able for larger particles.	Intermediate between fluidized and moving bed.	Flow of gas and solid is close to cocurrent plug flow, hence high conversion possible.



FLUIDISED BED COMBUSTION OF HIGH ASH
BRAZILIAN COALS

Raymond S. Peele
Dep'to de Eng. Mecânica UNICAMP Campinas
SP

Carlos A. Luengo
Instituto de Física "Gleb Wataghin"
UNICAMP Campinas SP

Summary

The early stages of experimental work with 20cm diameter fluidized bed combustion test rig capable of burning a wide range of indigenous fuels including high ash coals and some vegetable wastes and of being used as a boiler are described. Satisfactory ignition and operation have been obtained using wood charcoal as a fuel; the combustor can also burn Sta. Catarina "carvão vapor" without the need for the coal to be finely crushed. Some problems that have been encountered are discussed.

Resumo

Descrevem-se as primeiras experiências feitas com um protótipo de caldeira em leito fluidizado de 20 cm de diâmetro, desenhado para queimar uma variedade de combustíveis sólidos com carvões de alto teor de minério e alguns combustíveis vegetais. Testes de ignição e operação com carvão vegetal foram satisfatórios. O protótipo também queimou "carvão vapor" de Sta. Catarina que não foi necessário de pular. A discussão inclui alguns dos problemas técnicos encontrados nos testes iniciais.

1. Introduction

The process of fluidized bed combustion, that is combustion of fuel suspended or rising through a fluidized bed of inert material has been under development in various countries, and fluidized bed boilers of up to 30 MW have been built and operated. The advantages claimed for fluidized bed combustion are a very compact furnace and heat transfer surfaces (heat transfer co-efficients up to $850 \text{ W/m}^2 \text{K}$), the ability to burn low calorific value or high ash fuels efficiently, and simple control of pollution from particulates, sulphur and nitrogen oxides. These advantages, especially the ability to burn high ash coals and low CV vegetable wastes give fluidized bed combustion of coals having up to 40% ash and of combustion of colliery tailings having high ash and water contents. Much less appears to have been done on the combustion of vegetable wastes in fluidized beds; sawdust has been burnt in 0.3m fluidized beds of sand, but only at low heat outputs (30 kW/m^2)⁸.

Our objectives in this work are to develop a combustor which will operate reliably on various fuels; charcoal was first chosen as easiest to burn in a fluidized bed because of its non swelling or caking properties and high reactivity and CV, however it is too valuable for metallurgical and other uses to be generally available as a cheap fuel. The next stage is to investigate the burning of high ash coals, preferably without additional crushing (the fluidized bed combustion of low ash coal up to 25mm has already been demonstrated). Later we intend to consider the combustion of sawdust and other vegetable wastes.

For a fluidized bed combustor to be competitive with conventional solid fuel burning methods, it should at least equal them in:

1. Heat release rate
2. Ease of ignition
3. Ease of control of output
4. Efficiency of burning the fuel
5. Reliability
6. Pollution control

line and in the top of the reactor. (Fig. 1)

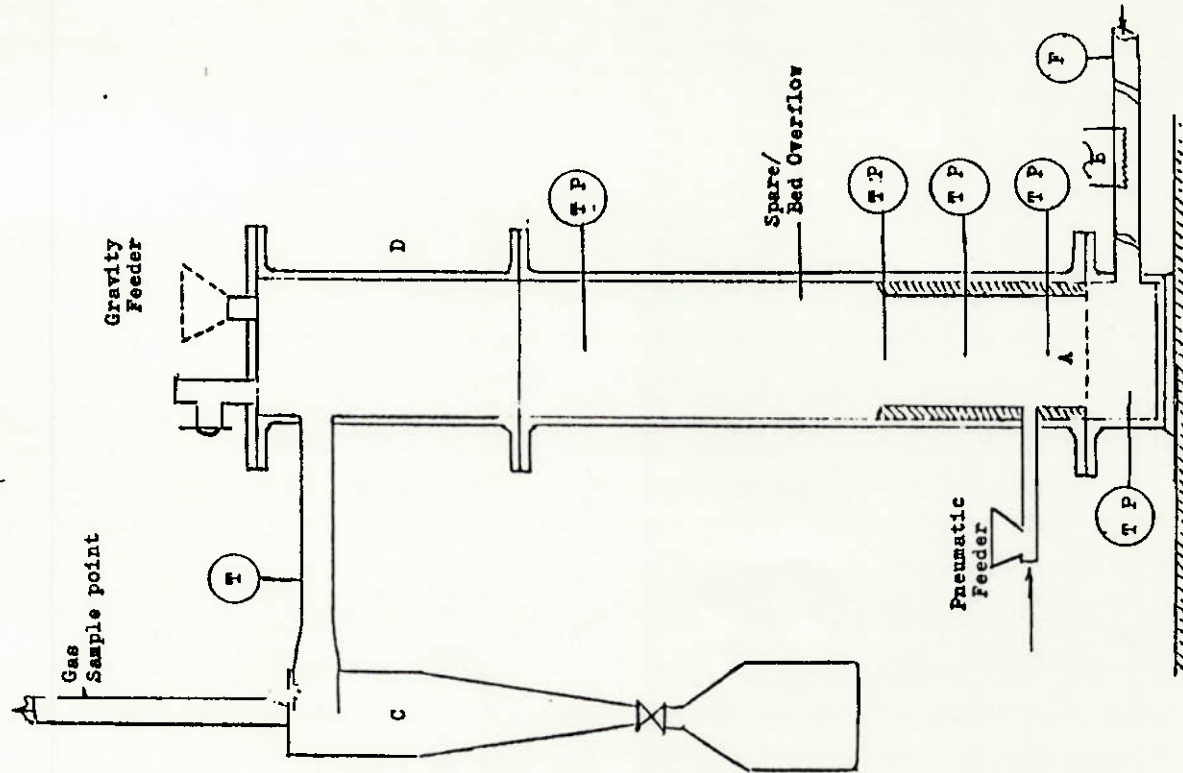


Fig 1

FLUIDISED BED COMBUSTOR

In addition it should offer advantages

7. More compact heat transfer surfaces
8. Lower combustion temperature
9. Simple conversion between differing fuels
10. High power requirement for air pumping

It may have one disadvantage

The use of a shallow bed and low pressure loss air distribution should minimise this however.

The test apparatus we have built should be capable of establishing optimum conditions for all these except, where the type of base used has an intrinsically high pressure drop offsetting its virtue of simplicity.

2. Apparatus

The fluidized bed reactor constructed at UM-CAMP has a body made from 10" steel pipe with a wall thickness of 0.1cm. The lower part of the body which will contain the combustion bed is lined with a castable refractory reducing the internal diameter to 9 cm. The air distributor (A) is a stainless steel plate with 1mm holes which is clamped between two pipe flanges. The air supply is from a piston compressor; air flow is measured with an orifice meter and the air can be preheated to c. 250°C by an electric heater (B). Several 1" stub tubes are welded onto the reactor body, these may be used as temperature and pressure measuring points, fuel entry, or bed overflow; since all connections are the same the positions of these points may easily be interchanged. A gravity feeder is also provided at the top of the reactor.

Gas leaving the combustor may be sampled for analysis after the majority of its entrained fine particles have been removed in the cyclone (C).

Oxygen, carbon monoxide and carbon dioxide are determined using an Orsat apparatus, samples may also be collected for analysis by gas chromatography. The reactor body has external water cooling tubes (D) whose main purpose is to prevent overheating of the steel wall. Later it is intended to use a water cooled element immersed in the bed to measure heat transfer coefficients.

Bursting discs are fitted in the fluidizing air feed

3. Method of Operation

The inert material used to form the bed at the start of a run was -20 mesh (Tyler) builders sand. As the run proceeded, this sand became mixed with ash from the fuel. The fine ash was removed by elutriation in the exhaust gases, while the coarser particles remained with the bed. Fluidizing velocities with coal have normally been within the range 0,2-0,25m/sec calculated at 0°C, and the bed depth when fluidized is normally 35cms.

Because of various problems with the pneumatic feeder all runs with coal have used gravity feed onto the top of the bed. This has precluded the use of fuel with much fine material as a high proportion of fines would be swept out by the exhaust gas without reaching the combustion bed. The fuel used was therefore always +20mesh, and the opportunity was taken to run tests on coarse feeds up to 10mm size.

The coal feed rate was controlled by bed temperature and by avoiding excessive fume emission from the exhaust. Exhaust gas samples were analysed for CO₂, CO and O₂ using an Orsat Apparatus - samples were also taken for later laboratory analysis in a gas chromatograph.

A typical set of test data for a continuous run is given.

Coal used: Sta. Catarina "carvão vapor" - 51% ash

Size range	+10mm	2%
	-10+5mm	14%
	- 5+2mm	70%
	-2+0,5mm	5%
	-0,5mm	3%
Coal feed rate		5,5kg/hr
Fluidizing velocity (cold)		0,215m/hr
% combustible in fines		6,4%
% loss of combustibles to cyclone		0,5%
Exhaust gas analysis	CO ₂	12,4%
	O ₂	2,5%
	CO	1,0%

4. Performance

The performance of the fluidized bed combustor is considered under the headings ignition and continuous running, but with note being taken of the desiderata in the introduction.

5. Ignition

Ignition of fuel in a fluidized bed will be more difficult than ignition of a fixed bed of similar fuel because of the high rate of heat loss and the low concentration of fuel in the fluidized bed. Possible methods of ignition are:

1. Fluidizing using hot gas until the bed has reached a temperature at which combustion will be stable; in our experience this temperature is about 520°C for Santa Catarina "carvão vapor" and 550°C for charcoal, both well above the capability of our air heater. For a commercial scale combustor the energy needed may be large.

2. Burning premixed gas and air in the fluidized bed to raise it to the same critical temperature. For safety this requires that the plenum chamber below the distributor should either have a very small volume, or should contain some sort of flame trap to avoid the risk of combustion and possible detonation of the combustible mixture beneath the distributor plate; in our case the plenum was loosely packed with alumina turnings, although this method of ignition has not yet been attempted. An attempt to preheat the bed burning propane admitted to the bed above the air distributor merely produced a long diffusion flame in the freeboard above the bed, which was not effective in preheating the bed.

3. Ignition of a fixed bed of fuel, which is then fluidized after combustion is well established. This is the method we have used so far: a layer of coarse sand is placed on the distributor plate to prevent overheating, and above this a thicker layer of charcoal. The charcoal is ignited with an airflow insufficient to cause fluidization: control of the airflow is critical, too little and insufficient heat is generated, too much and as the temperature rises the increasing gas velocity and viscosity may cause premature fluidization with consequent rapid cooling and extinction. (Fig. 2) When fluidized combustion of the charcoal is established sand is slowly added until the desired bed depth is reached. At a bed temperature of c. 500°C the fuel feed may be changed to mineral coal. It is not possible to ignite directly with coal having any caking properties, as this will form a solid

mass on heating which is no longer capable of being fluidized. Another problem is pollution caused by the emission of volatiles occurring when coal is heated in a limited air supply.

6. Steady running

The total time burning charcoal was very short, but within this time no serious operating problems were observed.

As long as the fuel feed was sufficient to match the combustion air flow, the bed temperature could be maintained at 850-900°C the apparent equilibrium temperature for our unlabeled bed. Excess charcoal in the bed produced no problems with caking or with excessive volatile evolution. If the charcoal/air ratio was lowered, the bed temperature would fall, but combustion remained stable to c. 550°C. The amount of ash was small and its size such that most was elutriated from the bed.

When burning "carvão vapor" a caking coal, the control of feed rate was much more critical, because excess coal in the bed would evolve volatiles more rapidly than they were consumed, and could also cake in the bed to form large masses which would not fluidize and on occasions a progressive loss of fluidization has been observed which is attributed to this cause.

At low feed rates (high excess air ratios) the caking problem is cured, but the bed temperature is reduced and ignition of volatiles evolved into the freeboard above the bed becomes uncertain so that pollution from unburnt volatiles may still exist. We have found that combustion is stable and controllable down to 520 °C.

The coal used has a high ash content (c. 50%) and is fairly large and therefore the ash particles initially formed were large, but soft and apparently attrition in the bed was adequate to prevent a sufficient build up of large particles to stop fluidization.

Size analysis of bed material after 2 hrs running

5mm	2-5mm	2-0.59mm	0.59-0.25mm	0.25-0.15mm	0.15-0.075mm
4.2	11.2	17.1	51.1	16.2	0.2

The heat release rate is controlled by the supply of combustion air. The fluidizing velocities we have so far used of 0.2m/sec with coal and 0.6m/sec with charcoal are low for a fluidized bed combustor but, correspond to heat outputs within the range of conventional stoker firing.

Because of the low fluidizing velocity and the large size of the coal feed, the loss of combustible material by elutriation at about 0.5% has been much lower than reported by other experimenters. A more realistic fluidizing velocity would probably cause increase combustible loss by elutriation.

Surprisingly, mixing of coal and inerts in the bed at high temperatures appears satisfactory. Some cold tests with a glass model showed a strong tendency for +5mm coal to segregate to the top and bottom of the bed in an hourglass pattern. (Fig. 3)

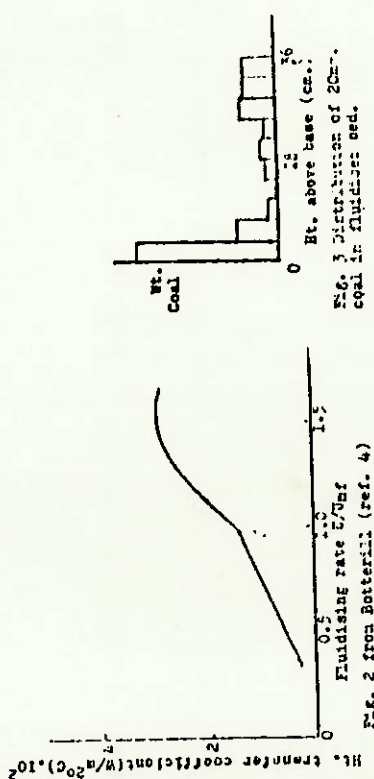


Fig. 3 Distribution of 20mm coal in fluidized bed.

This however does not appear in the combustion bed presumably because of more vigorous fluidization at higher temperatures.

At its present stage the combustor when burning coal has pollution problems which can probably be overcome fairly simply. Apart from the unburnt volatile matter leaving the bed, which we believe can be eliminated with better temperature and air/coal ratio control, some fines are still escaping the cyclone and a secondary collector may be needed (although the cyclone is designed to have optimum efficiency at higher velocities than we have yet used).

Typical size analysis of fines collected in cyclone

100	100-115	115-170	170-400	-400 mesh Tyler
4,2	20,4	11,8	37,6	25,3 %

The Santa Catarina coal has a fairly high sulphur content (4% dap) and sulphur dioxide is present in the exhaust gas. This is a problem classically solved by the addition of crushed limestone or dolomite to the fluidized bed. We intend to test the suitability of limestone available in the south of Brazil for this purpose.

7. Conclusions

The experimental study of fluidized bed combustion with our apparatus is still at a very early stage. However it is possible to reach some tentative conclusions:

1. The combustion of suitably sized (say 1-10mm) char-coal in a fluidized bed of sand or other inert material will present few problems.
2. Burning high ash caking coal including particles up to 10mm in the fluidized bed is practicable, but problems of controlling the coal feed rate remain to be overcome. Probably the use of an on line exhaust gas analysed will ease this control problem. Most other Brazilian coals are very weakly caking and so should be easier to burn in a fluidized bed combustor.
3. It will be necessary to run the combustor for much longer periods of time in order to check the stability of fluidization as large particles of ash accumulate and are worn away.
4. In answer to the question posed in reference (1): with the possible exception of on line flue gas analysis instruments all equipment necessary for a fluidized bed furnace is readily available in Brazil.
5. Much experimental work is still needed before we have a reliable multifuel boiler.

8. Acknowledgements

Francisco José dos Santos
Gerson José dos Santos Ciampi
Giancarlo Parini
Torre S. N. Dias

For help with the construction and operation of the apparatus.

José Luiz Piazza
Alberto José Calandra

For help with the analyses

Work supported by FINEP, under contract CODETEC/UNICAMP/FINEP FINECT/IF-615/Carvão.

8. References

1. Thurlow G.G., "Fluidized Combustion Conference", The Institute of Fuel Symposium Series, 1, 1975 RAP/C.
2. Skinner D.J. "The Fluidized Combustion of Coal" NCB, 1970.
3. Zbrodsky S.S. "Hydrodynamics and Heat Transfer in Fluidized Beds" The MIT Press, 1966, Chap. 10
4. Botterill J.S.N. "Fluid-Bed Heat Transfer", Academic Press, 1975, Chap. 5
5. Andrade J.F.M. de, Ventura P.O., Saddy M. "Combustão Fluidizada com Tecnologia Energética para Matérias-primas Brasileiras". 39 Congresso Brasileiro de Energia Química, Rio, 1975.
5. Pama Prasad V.R. "Combustion of High Ash, Indian Coals Fluidized Combustion Conference, The Institute of Fuel Symposium Series, 1, 1975
7. Cooke M.J., Hodgkinson N. "The Fluidized Combustion of Low Grade Materials" Ibid C1.
8. Lourdes J. "MSc Thesis Portsmouth", Polytechnica, 1977
9. Highley J., Kaye W.G., Chiba T., Nienow A.W., Rowe, P. N. "The Application of Fluidized Combustion to Industrial Boilers and Furnaces". Fluidized Combustion Conference, The Institute of Fuel Symposium Series, 1, 1975, B.3
10. Ehrlich S. "A Coal Fired Fluidized-Bed Boiler" Ibid C.4.

CBE