

Sys 1841027

Escola Politécnica da Universidade de São Paulo
Departamento de Engenharia Mecânica
Trabalho de Formatura

Projeto de um gasogênio para produção de gás pobre
com capacidade para 5.000.000 Kcal por hora utili-
zando carvão da mina do Leão

Autor: Sadao Kato 6152260
Orientador: Prof. Hildo Pera

1980

new 2/14

ÍNDICE

Capítulo	página
I - Aplicações dos gaseificadores.....	1
II - Tipos de gaseificadores.....	4
III - Processos químicos.....	13
IV - As zonas de um gaseificador.....	16
V - Estudo teórico do equilíbrio químico.....	18
VI - Parâmetros que influem no desempenho do gaseificador.....	25
VII - Estudo da influência da temperatura e pressão.....	33
VIII - Cálculo do gaseificador.....	45
IX - Desenho.....	55

INTRODUÇÃO

O presente trabalho consiste de duas partes principais:

1) Estudo teórico do gaseificador. É o resultado de pesquisa bibliográfica, analisando o gaseificador no aspecto quantitativo e qualitativo.

2) Dimensionamento do gaseificador.

Notou-se no decorrer do trabalho que a literatura sobre gaseificadores é relativamente ampla porém carecem de dados específicos para o seu dimensionamento. A parte teórica se encontra com mais frequência na literatura sobre combustíveis.

As características do gaseificador dependem principalmente de dados experimentais do carvão utilizado. Esta parte é crítica devido a diferenças grandes entre o carvão nacional e o da Europa e dos Estados Unidos.

O método de Haslan foi utilizado para o cálculo do gaseificador, com considerações para o carvão nacional, pois este método mostrou-se bastante abrangente.

Aplicação dos gaseificadores

Aquecimento

Os gaseificadores podem ser amplamente utilizados nos trocadores de calor e caldeiras dos processos industriais. Alguns usos são para a queima do gás em fornos, cura do cimento, indústria cerâmica pesada, processos cerâmicos, indústria do vidro, secadores agrícolas e industriais. Uma vantagem imediata é que pode substituir o gás natural ou o óleo com pequenas modificações nos equipamentos já existentes (área de troca de calor e queimadores). A conversão dos equipamentos que queimam derivados de petróleo para queimar carvão sólido acarretaria modificações profundas no equipamento.

Podem ser aplicados em pequena ou grande escala de produção de energia, havendo porém a necessidade de uma fonte de energia que promova o insuflamento do ar ou a sucção do gás formado para que este vença a perda de carga que ocorre durante os processos de limpeza do gás.

São aplicáveis nos processos de aquecimento onde se exige gases limpos e/ou pequenos diâmetros de queimadores.

Produção de energia

São basicamente três os métodos para se gerar energia cinética a partir do gas produzido a partir do carvão.

1) Utilizando-se motores de ignição por centelha (motores OTTO) alimentados somente pelo gás.

2) Utilizando-se motores de ignição por compressão (motores DIESEL) alimentados por uma mistura do gás com um combustível derivado do petróleo.

3) Turbinas a gás com ou sem recuperadores.

Nos motores a vela a rotação deve ser aumentada de forma a compensar o baixo poder calorífico do gás. A partida dos pequenos motores pode ser executado manualmente com a utilização de combustível derivado do petróleo.

Ao contrário dos motores a vela os motores Diesel não podem funcionar somente com o gás. Este somente substituirá parcialmente o combustível utilizado.

Os motores a combustão interna são indicados para unidades de pequena e média capacidade de potência. Já para grandes instalações (+- 3 MW) as turbinas são mais apropriadas.

Gás de síntese

Em alguns países a pesquisa para a gaseificação do carvão está voltada para a produção de um gás de síntese de baixo custo. Estão sendo efetuadas pesquisas visando a possibilidade de metanização do gás pobre por meio de catalizadores de níquel, consiste em transformar o gás pobre em CH_4 puro que é o gás natural.

Em futuro próximo, a gaseificação do carvão será também utilizada para suprir de matéria prima a fabricação de outros sintéticos (alcoois, cetonas, graxas, etc.) e para o hidrogênio exigido na liquefação do carvão. A relação de carbono/hidrogenio é bem mais alta no carvão do que no óleo; a liquefação do carvão exige portanto uma adição de hidrogênio, que reagindo com este, aumenta o teor de hidrogênio, produzindo o óleo.

Controle da poluição

O controle da emissão de óxidos sulfurosos e as dificuldades encontradas na depuração de gases da combustão direta do carvão são fatores que propiciam a utilização dos gaseificadores. A produção de um gás de baixo teor de enxofre é interessante para ser queimado em caldeiras, ainda com a vantagem de necessitar menores modificações como já foi mencionado. A maioria das pesquisas desenvolvidas até o momento vizaram o controle do óxido de enxofre nos gases da chaminé, resultante da combustão direta do carvão. Todos os processos testados se mostraram bastante inseguros para se manter o desempenho requerido para as caldeiras industriais e com custos bastante elevados.

Dois problemas bastante incômodos são: o grande volume de gás a ser tratado (tornando o custo alto) e a solução ecologicamente aceitável, dos poluentes formados.

Se o carvão é inicialmente gaseificado, o gás sulfídrico resultante (H_2S) pode ser removido, por métodos comprovados, antes de ser queimado na caldeira ou forno. O volume de gás bruto a ser tratado seria menor que a metade do que seria tratado no caso da retirada do SO_2 (óxido sulfuroso). O interesse na gaseificação do carvão para se obter um gás de baixo poder calorífico tem sido estimulado pela possibilidade de que os mais avançados processos, desenvolvidos para a produção de gás de alto poder calorífico, possam ser utilizados com adaptações.

Capítulo II

Tipos de gaseificadores

São três os tipos principais de gaseificadores.

- 1) Gaseificador à pressão atmosférica
- 2) Gaseificador a altas pressões (Luigi).
- 3) Gaseificador de carvão em pó à pressão atmosférica.

Gaseificador a pressão atmosférica.

Podem ser divididos quanto ao fluxo dos gases em três sub-tipos.

a) Fluxo ascendente

Neste caso o ar e o vapor são introduzidos no gaseificador pela sua base inferior, onde a temperatura geralmente acima de 900°C é obtida. Nestas instalações a adição do vapor ajuda a diminuir a temperatura da zona de oxidação ou seja da zona de combustão.

O gás produzido na zona de oxidação flui para a zona de redução, destilação e secagem respectivamente.

Este tipo de gaseificador deu origem ao desenvolvimento de um tipo híbrido ou de dois estágios. O gás formado deixa o gaseificador em dois pontos diferentes. Uma na zona de redução, que produz o gás limpo e outra no topo do gaseificador, que produz o gás com alcatrão. A temperatura do gás com alcatrão é controlado pela quantidade de gás limpo que se retira da zona de redução.

O gás com alcatrao flui para um dispositivo, geralmente um ciclone onde o alcatrão é removido e o gás livre do

alcatrão flui para outro dispositivo onde é executado a remoção dos sólidos.

Os gases são misturados posteriormente e o seu calor sensível é utilizado para vaporizar o alcatrão que será processado.

Este método permite retirar o alcatrão sem resfriamento, facilitando assim a distribuição, evitando o entupimento dos condutos e ainda produz um gás pouco poluente. O poder calorífico é aproximadamente 7500 KJ/m³ e 6300 KJ/m³ para o gás quente e frio respectivamente.

b) Fluxo descendente

Este método foi desenvolvido com o intuito de converter o alcatrão em gás aproveitável diretamente no gaseificador. Isto é conveniente nos casos em que se necessite conduzir o gás a distâncias grandes ou para aplicação em motor, situações estas que não convém a presença do alcatrão, pois este poderá condensar ou formar compostos que depositem nos condutos ou pistões.

O gaseificador tem a zona de destilação e secagem imediatamente acima da zona de oxidação, sendo que a zona de redução se desloca para a parte inferior.

Este método é bastante empregado na gaseificação da madeira obtendo-se alto teor de hidrogênio.

Este método se mostra mais eficaz quando construído com afunilamento logo abaixo da zona de insuflamento ou junto a este, pois, a redução no diametro provoca um aumento na velocidade do ar elevando a temperatura de operação, facilitando a conversão do alcatrão.

Além de eliminar o alcatrão o tempo de contato do

ar neste gaseificador é menor o que por sua vez pode prejudicar a qualidade do gás.

Sua resposta a variação de carga é bastante boa, sendo aconselháveis para motores com regime variado. Exigem, entretanto, um tamanho uniforme do carvão, geralmente entre 1,5 a 5,0 cm. Este gaseificador opera com temperaturas menores que as de fluxo lateral mas não são apropriadas para baixas cargas.

c) Fluxo lateral

Neste sistema o fluxo do ar é lateral ao gaseificador mas não necessariamente na horizontal. Estes trabalham com altas temperaturas e confinam a região de oxidação e redução, utilizando uma entrada de insuflamento pequena. Temperaturas acima de 2000°C são obtidas não sendo apropriadas para carvões com alto teor de cinzas, sendo que estes não devem ter baixo ponto de fusão.

Em vista do pequeno tempo de contato é necessário que o combustível utilizado tenha baixo teor de alcatrão e o tamanho deve estar entre 0,6 e 1,0 cm para um bom funcionamento. A região mais atacada pela alta temperatura é o bocal de saída onde a velocidade dos gases atinge 80 m/s.

Sendo o tempo de contato pequeno este tipo de gaseificador deve utilizar carvão ou combustível de alta reatividade.

Estes três tipos são característicos pela simplicidade de construção, rapidez de ativação e de resposta rápida para flutuações de carga.

A seleção do tipo de gaseificador depende da finalidade para a qual o gás será utilizado, da escala de opera-

ção, do regime de alimentação, do tipo de combustível utilizado, entre outros.

Gaseificador a alta pressão

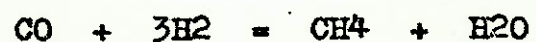
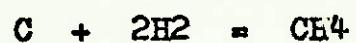
O principal processo de gaseificação de carvão de baixa qualidade é o processo Luigi. O processo Luigi foi desenvolvido como processo industrial de obtenção de hidrogênio, para a síntese da amônia.

O processo é semelhante ao de fluxo ascendente mencionado anteriormente, com injeção de vapor d'água. As inovações são as seguintes:

- a) O carvão utilizado neste tipo de gaseificador é de baixa qualidade.
- b) O gás injetado é uma mistura de oxigênio puro com vapor de água superaquecido.
- c) A injeção do gás é feita a altas pressões, geralmente entre 20 e 30 atmosferas.
- d) há gaseificação total do carvão sem formação do coque.

Isto permite a operação contínua da instalação. O único resíduo sólido da operação é a cinza. Se a natureza da cinza for de uma argila, a cinza poderá ser adicionada ao cimento Portland. Isto é importante para o carvão nacional que chega a apresentar 40% de cinzas, eliminando desta forma o subproduto da gaseificação.

As reações químicas são as mesmas. O emprego do oxigênio e de pressões elevadas permitem que estas reações ocorram, porém duas outras reações comparecem devidas principalmente às altas pressões.



O gás final devido ao comparecimento das reações a cima conterá algum metano.

Uma relação vapor/oxigênio deve ser mantida para e vitar a sinterização ou fusão das cinzas, as quais são fácil mente removidas por uma grelha móvel giratória.

Esta relação vapor/oxigênio serve também para a controlar a proporção entre H_2 e CO no gás final.

O gás que sai passa pela tubulação de uma caldeira para recuperar o calor sensível do gás na forma de calor latente no vapor a baixa pressão que posteriormente será superaquecido e injetado no gaseificador.

Como o processo se efetua a elevadas pressões pode se ter um teor de CO baixo, porém com maior proporção de H_2 e CH_4 , de forma a ser menos tóxico. Isto se baseia na seguinte reação



Essa reação ocorre com maior frequência a pressões de 20 a 30 atmosferas, a temperatura entre 720° a 900° C, na presença de um catalizador adequado. Obtém-se desta forma o gás enriquecido com hidrogênio.

Vantagens

- a) permite gaseificar carvão de baixa qualidade , com elevado teor de cinzas.
- b) Sendo um processo que gera gás a alta pressão o

transporte de grandes massas deste gás é facilitado, devido a sua maior densidade.

c) O poder calorífico do gás pode ser variado dentro de uma faixa ampla.

Desvantagens

a) Carvão com poder aglomerante elevado e médio não podem ser utilizados. O carvão deve ainda ser britado e classificado num intervalo estreito de dimensões, de modo a conferir uma textura homogênea ao leito.

b) O processo utiliza uma grande quantidade de vapor d'água.

c) O processo gera água com fenol e amônia que devem se eliminados.

d) Necessita de instalação para compressão de ar para gerar o oxigênio.

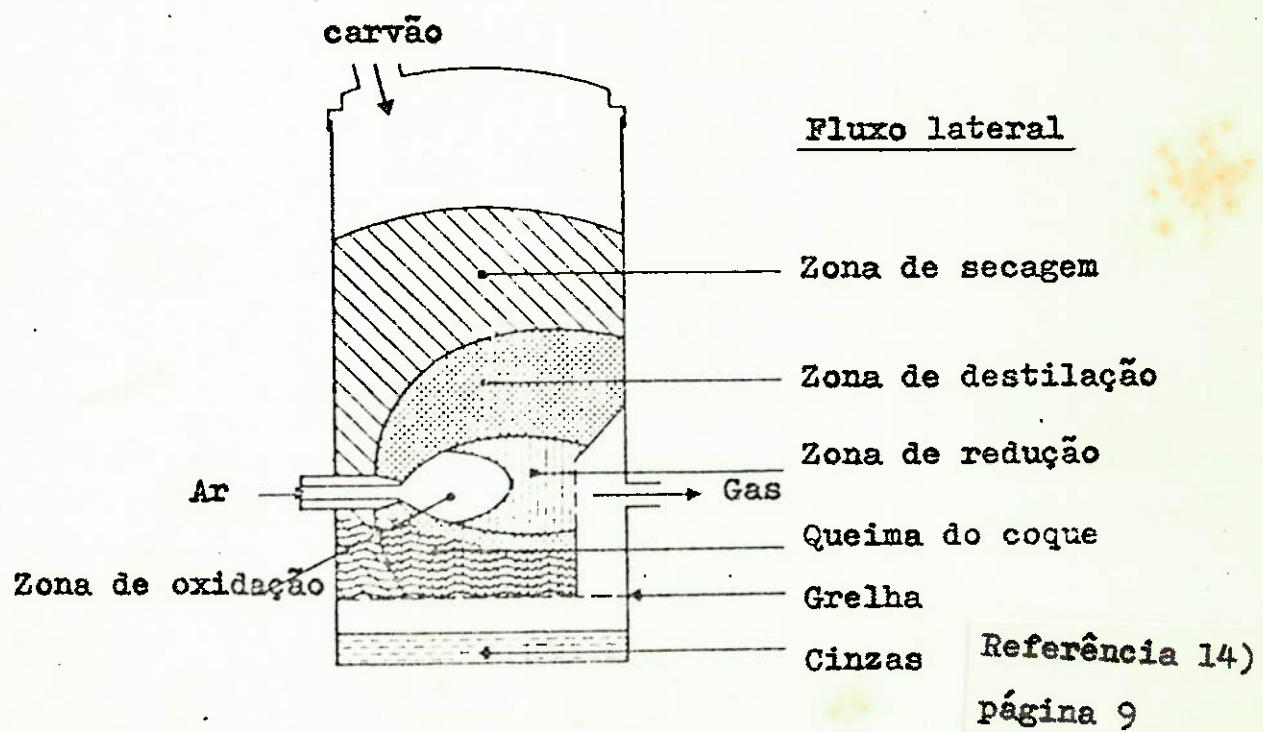
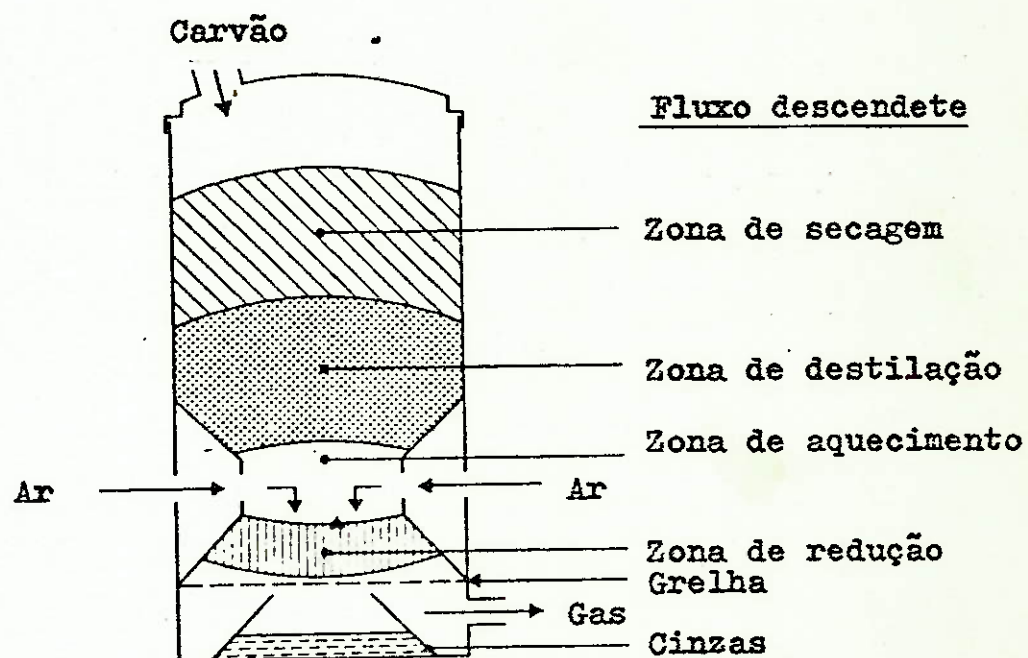
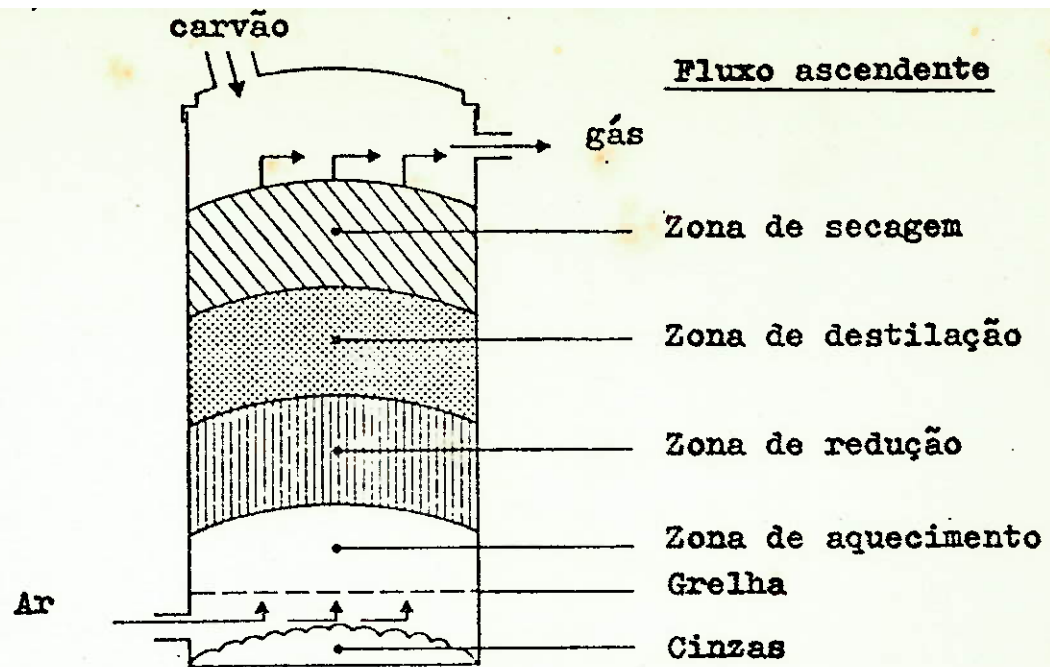
e) O processo se torna econômico quando utilizado para grande escala.

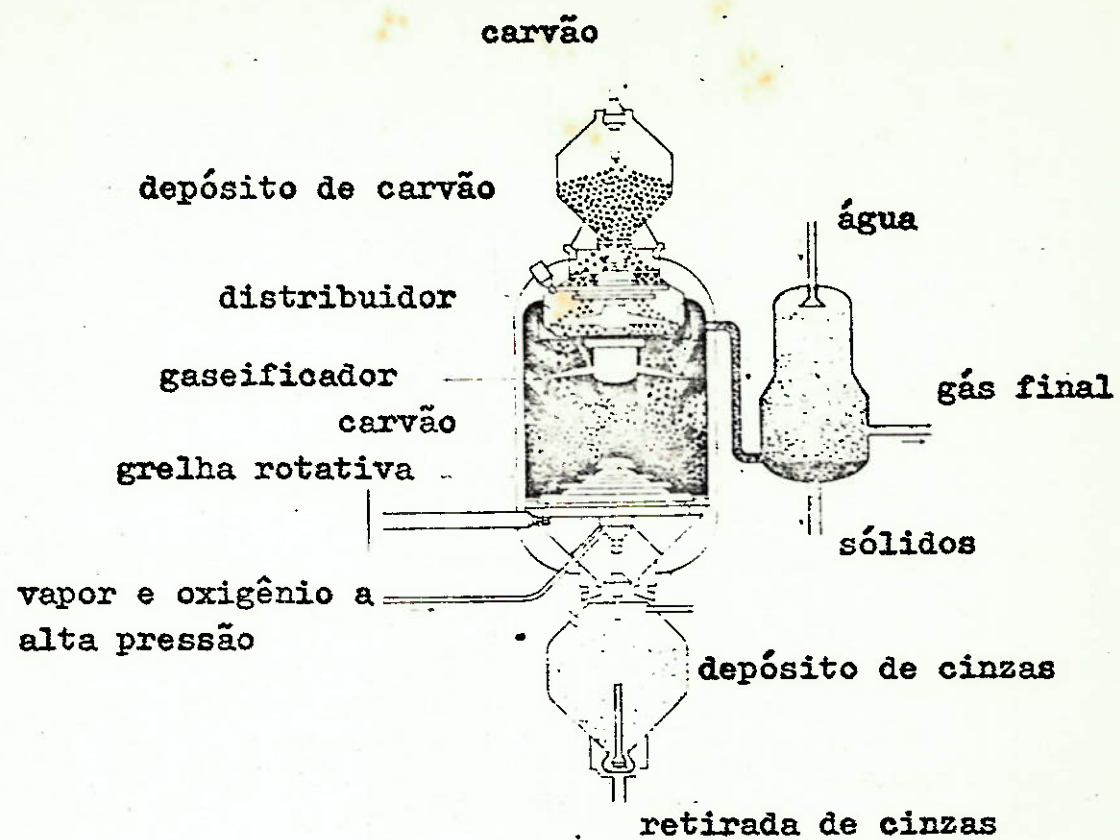
Gaseificação de carvão em pó à pressão atmosférica.

O processo Koppers-Totzek, no qual o carvão finalmente dividido é levado por uma corrente de oxigênio e vapor de água sob baixa pressão, para ser gaseificado em um gaseificador cilíndrico e horizontal. A mistura queima a temperatura de chama de aproximadamente 2900°C , esta temperatura liquefaz a cinza que pinga em um tanque de resfriamento. O gás constituído principalmente de CO_2 sai com a temperatura de 1500°C , o que é suficiente para pirolizar qualquer substância combustível que exista.

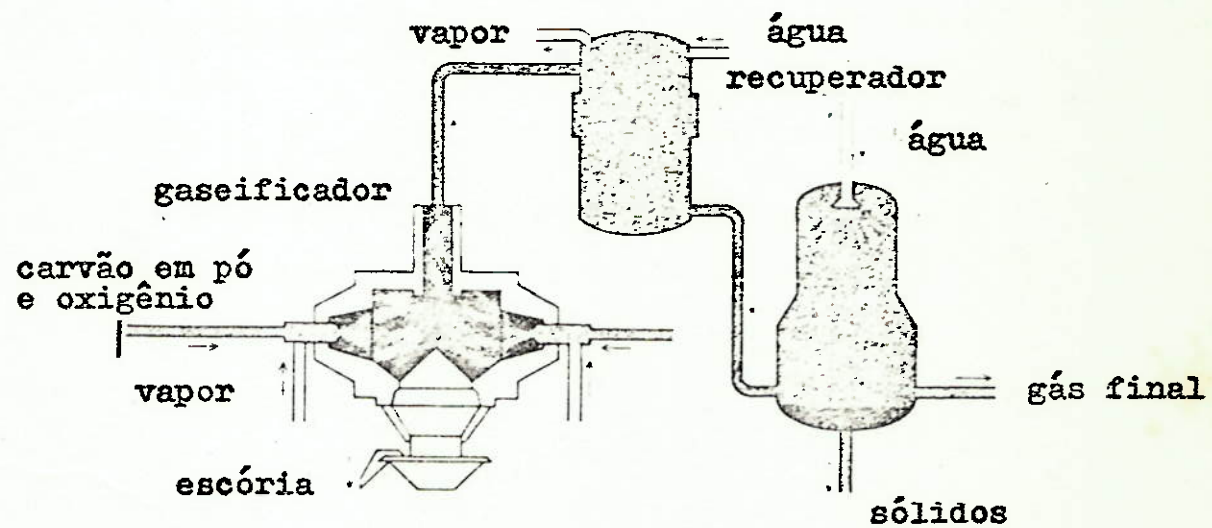
A escória fundida é muitas vezes utilizada para a produção de agregado leve para concreto por nebulização em chafariz de água. Utiliza qualquer tipo de carvão.

O processo Winkler gaseifica carvão moído em leito fluidizado, com mistura de ar e vapor sob pressão atmosférica. A temperatura do leito fica entre 800° e 950° C, o que é suficiente para destruir qualquer alcatrão ou hidrocarbônico que o carvão contenha. Um jato de ar e vapor é dirigido à parte superior para gaseificar o carvão que não reagiu.





Gaseificador Luigi



Gaseificador Koppers - Totzek

Referência 6)
página 56/57

Capítulo III

Processos químicos

O gás produzido pelo gaseificador é formado a partir da combustão parcial do carvão. O carvão geralmente possui um fluxo descendente enquanto o gás pode ter um fluxo as cendente, descendente ou transversal conforme o tipo do gaseificador.

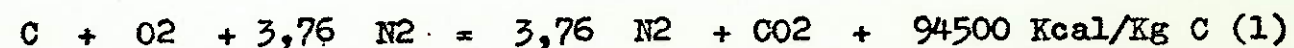
O processo é chamado de gaseificação pois transfere a maior parte da energia química contida no carvão sólido para energia química na fase gasosa. As vantagens de se utilizar ar em vez de oxigênio puro neste processo são:

a) O ar reduz a temperatura de reação, desta forma na construção do gaseificador pode se utilizar materiais mais baratos e se evita a fusão das cinzas.

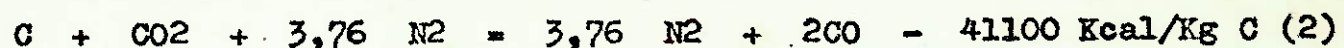
b) Facilita o controle da operação e dispensa equipamentos para compressão.

O nitrogênio reage com o oxigênio formando óxidos, ainda que em pequena quantidade. Entretanto para um estudo prático deve ser considerado como um gás inerte, que somente dilui o gás formado. Portanto quando é utilizado ar o gás final apresenta um poder calorífico menor.

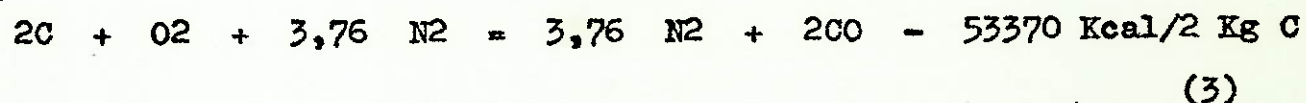
O processo se inicia com a reação (1) de combustão que fornece o calor necessário para as reações subsequentes.



O dióxido de carbono formado é reduzido na presença de carbono, nas camadas subsequentes. Acima de 90% do CO_2 é reduzido em temperaturas superiores a 900°C .



A reação aparente que ocorre no gaseificador é:



A composição do gás formado com 100% de conversão do carbono é 34,5% de CO e 65,5% de N₂ em volume. O poder calorífico do gás será 1042 Kcal/nm³. Baseado na reação (3) 2 Kg de carbono fornece 189000 Kcal e 53370 Kcal será transformado em calor sensível do gás, o que resulta em um rendimento de 72% considerando o gás frio.

O processo será bastante melhor caso o gás seja utilizado para alimentar um gerador de calor, pois o calor sensível do gás poderá ser aproveitado neste caso.

A injeção de água no gaseificador através da umidificação do ar insuflado ou diretamente na zona de reação aumenta o poder calorífico do gás deslocando o processo em favor da equação (4).

Uma função do calor gerado na zona de combustão é elevar a temperatura da zona de redução para promover a gaseificação do carbono/vapor que requer temperaturas superiores a 900° C.



A injeção de vapor promove o abaixamento da temperatura na zona de combustão evitando a fusão das cinzas.

A reação (4) é importante pois ela enriquece o gás com hidrogênio, aumentando o poder calorífico.

Capítulo IV

As zonas de um gaseificador

A figura (1) mostra as reações que comparecem nas varias camadas do gaseificador. O calor destas reações e o fluxo do calor sensível e a provável espessura de cada camada.

A figura (2) mostra em termos quantitativos os diversos componentes do gás em função da camada em que se encontra o gás. Podemos notar o rápido decréscimo do oxigênio e a produção de CO_2 na zona de oxidação. Nas camadas seguintes verificamos a decomposição gradual do CO_2 e H_2O com produção de H_2 e CO . Podemos notar que a decomposição do CO_2 é efetuada lentamente o que requer tempo para que a condição de equilíbrio seja atingida. No espaço gasoso há uma pequena reversão do monóxido de carbono para dióxido de carbono.

Na realidade as zonas de um gaseificador não formam camadas rigorosamente separadas, havendo sempre uma zona de transição entre duas camadas consecutivas. A distribuição do carvão no interior, a frequência de alimentação, o grau de insuflamento de ar e a remoção das cinzas influem na espessura e forma das zonas. Podem ser planas concavas ou convexas ou ainda combinação entre elas, mas de certa forma ocorrem horizontalmente. Estudos tem mostrado que o melhor gás se forma no centro do gaseificador, sendo que a quantidade de CO_2 aumenta a medida que se aproxima das paredes. O efeito de resfriamento das paredes deve ser o principal causador do fenômeno. Desta forma convém que se retire o gás da região central do gaseificador.

Convém observar que quanto menor as partículas do carvão menor a região central rica em CO . Desta forma, para

carvão com pequena granulometria o gaseificador deve ter um diâmetro e uma profundidade maior.

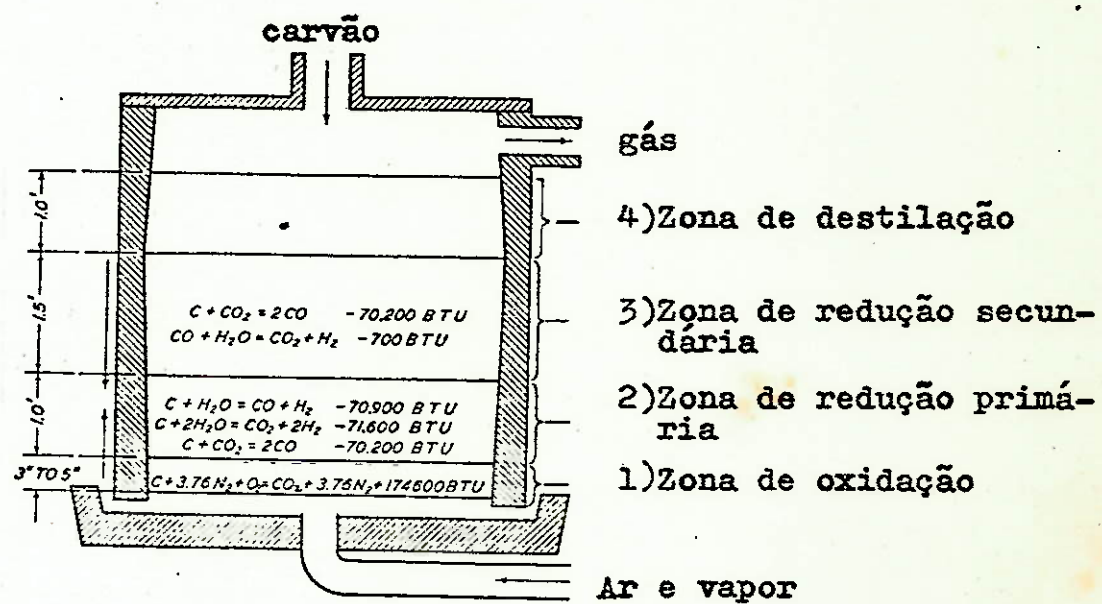


Figura (1)

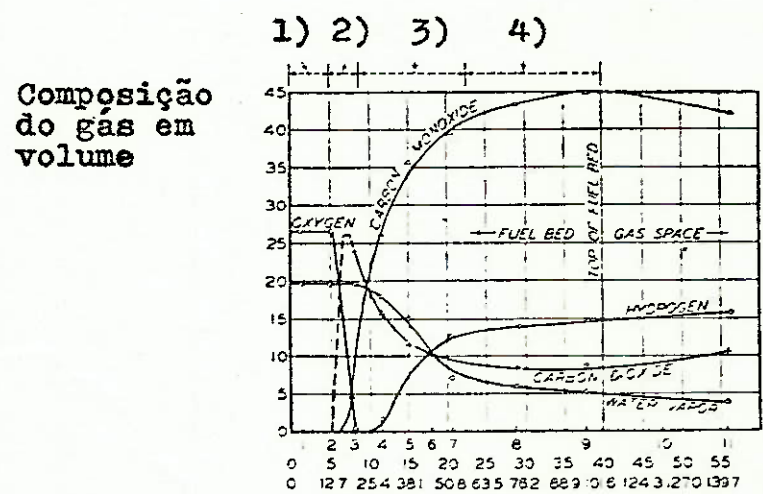


Figura (2)

polegada

centímetro

Referência 2)

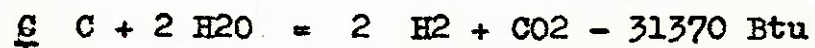
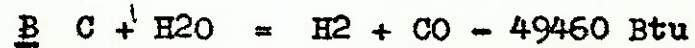
página 246

Capítulo V

Estudo teórico do equilíbrio químico

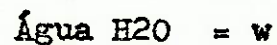
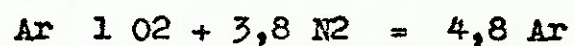
As reações apresentadas a seguir leva em conta o equilíbrio químico teórico no processo de gaseificação e são de grande valia para a avaliação do processo real.

Tomemos as seguintes reações:



Serão consideradas as seguintes hipóteses:

- 1) O gás final não contém oxigênio livre.
- 2) O combustível é carbono puro.
- 3) O gás está em equilíbrio com o carbono a uma da temperatura T à pressão atmosférica.
- 4) É utilizado vapor suficiente para se manter a temperatura T de equilíbrio.
- 5) Não há perdas por condução nem por radiação.



Introduzindo-se 4,8 moles de ar e w moles de vapor no gaseificador obtemos as seguintes frações molares.

$$n(\text{N}_2) = 3,8$$

$$n(\text{O}_2) = n(\text{O}_2)_{\text{ar}} + n(\text{O}_2)_{\text{água}} = 1 + w/2$$

$$n(\text{H}_2) = n(\text{H}_2)_{\text{água}} = w$$

Se no equilíbrio tivermos

$$n(\text{CO}) = x$$

$$n(\text{CO}_2) = y$$

temos o oxigênio utilizado

$$n(O_2)' = x/2 + y$$

restam para a água

$$n(O_2)'' = 1 + w/2 - x/2 - y$$

ou

$$n(O) = 2 + w - x - 2y$$

temos portanto a quantidade de água

$$n(H_2O) = w - (x + 2y - 2)$$

de onde temos a quantidade de H_2 contido na água

$$n(H_2) = w - (x + 2y - 2)$$

e a quantidade de H_2 decomposto

$$n(H_2)_{\text{decomp.}} = w - (w - (x + 2y - 2))$$

portanto

$$n(H_2) = x + 2y - 2$$

Temos portanto no equilíbrio as seguintes quantidades

$$n(CO) = x \text{ mols}$$

$$n(H_2) = (x + 2y - 2)$$

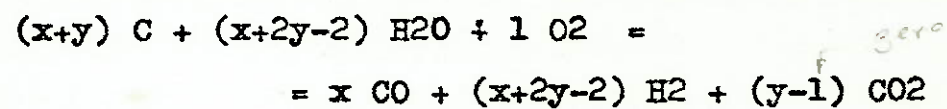
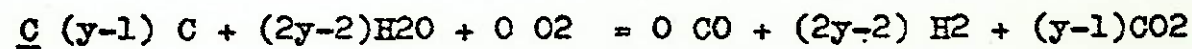
$$n(CO_2) = y$$

$$n(N_2) = 3,8$$

$$n(H_2O) = w - (x + 2y - 2)$$

tomando-se como base 4,8 moles de ar

O gás formado será tomado como resultado das reações A, B e C na zona primária de redução.



O calor total envolvido na formação do gás será

$$Q_e = 1 \cdot 174290 - x \cdot 49460 - (y-1) \cdot 31370 \text{ Btu}$$

Para vaporizar w moles de H₂O de 62°F a T°F temos

$$Q_a = w (13830 + 9,152 T^\circ) \text{ Btu}$$

Para aquecer 4,8 moles de ar de 62°F a T°F temos

$$Q_b = 4,8 \cdot 7,221 \cdot (T^\circ - 522) = 34,66 \cdot T^\circ - 18090 \text{ Btu}$$

$$e \quad Q_e = Q_a + Q_b$$

Substituindo os valores de Q_e , Q_a e Q_b e rearranjan-do na forma linear $w = a - b \cdot x + c \cdot y$ temos os coeficientes a, b, c em função da temperatura de equilíbrio T° .

$$a = \frac{223750 - 34,6 T^\circ}{13830 + 9,152 T^\circ}$$

$$b = \frac{49460}{13830 + 9,152 T^{\circ}}$$

$$c = \frac{31370}{13830 + 9,152 T^{\circ}}$$

Podemos agora representar as quantidades molares da seguinte forma.

$$n(\text{CO}) = x \quad n(\text{H}_2\text{O}) = a - bx - cy - (x + 2y - 2)$$

$$n(\text{CO}_2) = y \quad n(\text{N}_2) = 3,8$$

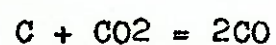
$$n(\text{H}_2) = x + 2y - 2$$

$$\text{Total} \quad a - bx - cy + x + y + 3,8$$

Equações de equilíbrio

Considerando-se que ocorram transformações na mistura de gás de modo a atingir o equilíbrio as seguintes equações devem ser consideradas na zona secundária de redução onde estão presentes os gases CO, CO₂, H₂ e H₂O.

Da equação D temos



$$K_1 = \frac{n(\text{CO})^2}{n(\text{CO}_2)}$$

Da equação E temos



$$K_2 = \frac{n(\text{CO}_2) n(\text{H}_2)}{n(\text{CO}) n(\text{H}_2\text{O})}$$

Substituindo as quantidades molares anteriormente calculadas nestas equações temos:

$$K_1 = \frac{\frac{x^2}{(a - bx - cy + x + y + 3,8)^2}}{y \cdot (a - bx - cy + x + y + 3,8)}$$

$$K_1 = \frac{x^2}{y(a - bx - cy + x + y + 3,8)}$$

$$K_2 = \frac{\frac{y(x + 2y - 2)}{(a - bx - cy + x + y + 3,8)^2}}{\frac{x(a - bx - cy - x - 2y + 2)}{(a - bx - cy + x + y + 3,8)^2}}$$

$$K_2 = \frac{y(x + 2y - 2)}{x(a - bx - cy - x - 2y + 2)}$$

Devemos agora encontrar valores x_0 e y_0 que satisfaçam simultaneamente as duas equações.

Procedimento:

- 1) Adota-se uma temperatura T_0 .
- 2) Calculam-se os coeficientes a , b , c .
- 3) Toma-se os coeficientes K_1 e K_2 de tabelas, para a temperatura T_0 .

- 4) Calcula-se os valores de x_0 e y_0 por interação.
- 5) Com os valores de x_0 e y_0 podemos obter a composição molar e percentual do gás formado.
- 6) Calcula-se o vapor de água necessário w para manter a temperatura T_0 de equilíbrio.
- 7) Podemos repetir o procedimento para vários pontos.

A tabela (1) apresenta os resultados deste procedimento.

O rendimento foi calculado da seguinte forma.

$$\text{Rendimento} = \frac{\text{calor por mol do gás}}{\text{calor do carbono necessário para formar 1 mol do gás}}$$

Conclusões

- 1) A porcentagem de nitrogênio aumenta com o aumento da temperatura por causa da redução do vapor.
- 2) Acima de 2100°F (1150°C) o dióxido de carbono e o vapor praticamente não estão presentes.
- 3) A quantidade máxima de hidrogênio situa-se ao redor de 1800°F (980°C).
- 4) A quantidade de CO aumenta gradativamente permanecendo aproximadamente constante acima de 2100°F (1150°C).
- 5) A eficiência máxima situa-se em torno de 2000°F (1090°C).
- 6) Quanto maior a temperatura de equilíbrio menor a quantidade de vapor que deve ser utilizada.
- 7) A eficiência máxima corresponde a uma quantidade de 0,4 a 0,5 Kg de vapor por Kg de carbono.

Temperatura °F	1300°	1500°	1600°	1800°	2000°	2100°	2400°
log K ₁	-4,7295	-2,3056	-2,9433	0,0023	0,8414	1,1997	2,0849
log K ₂	-1,0108	-1,4007	-1,5552	-1,8074	0,0018	0,0828	0,2778
a	6,9447	6,2321	5,9103	5,3254	4,8060	4,5676	3,9272
b	1,9223	1,7946	1,7370	1,6323	1,5390	1,4965	1,3815
c	1,2192	1,1382	1,1017	1,0353	0,9763	0,9492	0,8764
x _O	0,0758	0,3744	0,8772	2,0022	2,5180	2,5569	2,4795
y _O	0,9840	1,0027	0,9686	0,5162	0,1260	0,0582	0,0075
CO	0,72	3,91	9,78	25,50	34,70	36,00	36,55
CO ₂	9,37	10,45	10,84	6,58	1,73	0,82	0,09
H ₂	0,42	3,96	9,08	13,20	10,60	9,47	7,29
H ₂ O	53,19	42,05	27,95	6,23	0,52	0,18	0,00
N ₂	36,30	39,63	42,35	48,49	52,45	53,53	56,07
Btu/pé3	3,45	23,2	55,8	117,0	139,5	140,5	136,5
Kg H ₂ O/Kg ar	0,728	0,575	0,432	0,198	0,105	0,089	0,064
Kg H ₂ O/Kg C	7,820	4,670	2,700	0,908	0,459	0,395	0,298
Rendimento	7,43	35,48	59,24	79,75	83,63	83,54	81,32

Tabela (1)

Capítulo VI

Parametros que influem no desempenho do gaseificador

*Efeito da camada de combustível e velocidade de combustão

1) A eficiência do gás frio aumenta com o aumento da velocidade de combustão mantidos a profundidade e a relação ar/vapor.

2) A eficiência do gás frio aumenta com o aumento da camada de combustível..

3) A percentagem de vapor decomposto aumenta com o aumento da camada e velocidade de combustão.

4) A decomposição do vapor aumenta com o aumento da temperatura na zona de redução primária. O efeito do tempo de contato é secundário.

5) A espessura da zona de redução primária independe da camada e da velocidade de combustão.

6) Idem para a zona de oxidação.

7) O efeito mais importante provocado pelo aumento da camada de combustível e pelo aumento da velocidade de combustão é o aumento da temperatura na zona de redução primária.

8) O vapor praticamente não se decompõe na zona de oxidação.

9) O aumento da camada e/ou da velocidade aumenta o conteúdo de CO e H₂ no gás final.

* Efeito da relação vapor/ar

1) O valor ótimo é função da velocidade de combustão, aumentando com o aumento da velocidade.

2) A zona de redução primária e a de oxidação não sofrem alterações quanto a espessura.

3) A constante $K = n(\text{CO}_2) \cdot n(\text{H}_2) / n(\text{CO}) \cdot n(\text{H}_2\text{O})$ diminui com o aumento do vapor.

4) A temperatura da zona de redução diminui com o aumento do vapor.

* Efeito da temperatura de saturação do ar insuflado

1) Estudos indicaram que há um pico de eficiência quando se utiliza o ar saturado em torno de 55° a 60° C.

2) Altas temperaturas de saturação minimizam os problemas de fusão das cinzas e produzem gases de melhor qualidade particularmente com combustíveis pequenos.

* Efeito do vapor

1) A temperatura do leito é reduzida

2) O oxigênio livre não é consumido totalmente na zona de insuflamento, porém desaparece após aproximadamente 30 cm.

3) O gás correspondente a cada camada conterá maior teor de metano e hidrogênio quando é introduzido o vapor.

4) A zona de destilação se desloca para as camadas inferiores.

5) Aumenta o poder calorífico do gás pois absorve parte do calor sensível do gás.

6) Quando as condições do ar são próximas da satu-

ração a queda na temperatura é mais intensa.

Pensa-se que o vapor possui um efeito catalítico e também seu poder radiante que acelera o processo de ignição.

8) O uso de nebulização no fluxo de ar provoca uma gaseificação maior do que com vapor na mesma proporção.

* Efeito do monóxido de carbono

1) O monóxido de carbono irradia 8% de sua energia enquanto que o hidrogênio irradia somente 3%. Para os processos metalúrgicos é portanto preferível um gás com teores maiores de CO.

* Efeito do tempo de contato

1) A redução do CO₂ para o CO não ocorre instantaneamente. Quanto mais alta a temperatura mais rapidamente o equilíbrio é atingido. Portanto para um determinado tempo de contato entre o gás e o combustível incandescente, quanto maior a temperatura o gás final se aproxima mais da condição de equilíbrio, aumentando o seu teor de CO na saída do gaseificador.

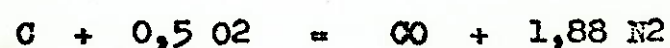
2) Em um gaseificador de 3,0m de diâmetro com 1,0m de carvão o tempo de contato é da ordem de um segundo

3) Cálculo do tempo de contato

O cálculo é baseado em várias hipóteses e os resultados são aproximados. O erro é provocado pela dificuldade de se estimar o grau de ocupação (volume do carvão/ volume total ocupado pelo carvão) e a estimativa de uma temperatura

média.

É assumido que o combustível ocupe 2/3 do volume da camada de combustível, porém deve ser estimado conforme o combustível utilizado.



2,88 moles de gás ocupa 0,065 Nm³

Se o gaseificador possui 3,0m de diâmetro e a camada de combustível for de 1,5 m o volume será 10,6 m³.

Admitindo que 1/3 sejam vazios temos para o fluxo do gás 3,5 m³

Admitindo que sejam queimados 400 Kg de carbono/hora temos 0,111 Kg/seg. ou 9,23 moles/seg, que equivale a $9,23 \times 0,065 = 0,60$ Nm³/seg.

Como o gás estará a uma temperatura de aproximadamente 1500° K o volume será $0,60 \times 1500/273 = 3,3$ m³/seg e o tempo de contato será

$$3,5 / 3,3 = 1,06 \text{ seg}$$

* Efeito do combustível utilizado

1) Enquanto a percentagem de equilíbrio do CO praticamente independe do tipo do carbono que é gaseificado, o poder de redução do CO₂ sob condições fixas de temperatura e tempo, diferem consideravelmente em função do tipo de combustível. Alguns combustíveis reduzem o CO₂ mais rapidamente que outros.

2) A "reatividade" do carvão é definida pelo Fuel Research Board como " ml de CO formado por 100ml de CO₂" sob

certas condições bem definidas.

A condição padrão é:

Temperatura: 950° C

Vazão de CO₂: 5 ml/minuto

Volume de CO₂ injetado por medição: 100 ml

Comprimento da coluna de carvão: 7,5 cm

Tamanho do carvão: o que passar 10 e sobrar na 20 mesh IMM

O valor limite para a reatividade assim definida é 197,4 ml obedecendo-se as condições de equilíbrio. Os valores podem variar desde aproximadamente 40 ml até 180 ml conforme o combustível.

O significado da reatividade é que para combustíveis com alta reatividade um menor tempo de contato pode ser utilizado para se produzir um gás de boa qualidade (alto teor de CO). Em outras palavras a camada de combustível pode ser menor economizando material para a construção do gaseificador ou a velocidade de combustão pode ser aumentada, intensificando-se a produção do gás.

A baixa reatividade está intimamente ligada com a tendência do carvão de não se quebrar quando submetido a impactos.

* Efeito do tamanho do carvão

A velocidade de gaseificação depende da quantidade de finos presentes. Como regra geral vale que para finos, que passam pela malha de 1/8, em concentração maior que 15% acarretam problemas como formação de canais e tendências a

fundir mais facilmente as cinzas.

Deve-se limitar sempre a quantidade de finos presentes no carvão assim como alimentar o gaseificador com carvão de tamanho homogêneo.

Uma pequena agitação na camada de combustível é benéfico para manter uma maior uniformidade do leito.

Quando se utiliza carvão com muitos finos a quantidade de vapor deve ser aumentada para se evitar a formação de blocos nas cinzas, porém isto acarretará um gás de pior qualidade.

Águas de depuração

As águas que saem dos depuradores úmidos contém impurezas mecânicas e químicas que molestam pelo seu odor e podem ser mortíferas para os seres aquáticos.

Quando as quantidades de água são consideráveis de vem ser tratados.

A composição da água de depuração varia muito com/ a qualidade do combustível, o regime de gaseificação, a composição inicial da água e sua quantidade, etc. Portanto não se pode estabelecer uma depuração padrão. Os compostos de nitrogênio e hidrogênio são geralmente os mais nocivos sendo / que a maioria dos esforços se concentram nestes componentes.

A tabela (2) mostra a análise da água antes e a - pós a depuração do gás.

Dentre os compostos acima os mais venenosos são os seguintes: ácido cianídrico, H_2S , sulfato de carbono e fenóis, todos apesar de comparecerem em quantidades mínimas são/ altamente nocivos principalmente aos peixes. Também são nocivos desde que apareçam em maiores quantidades: amoníaco em / forma de carbonato, certos redutores como hiposulfitos, enxofres e ferrocianetos, etc, que por absorverem oxigênio podem ser prejudiciais à respiração dos peixes, o ácido carbônico/ livre e por último os hidrocarbonetos e impurezas mecânicas, que irritam as mucosas.

Investigações feitas a respeito das águas dos depuradores demonstraram que:

- 1) Quando não diluídos atacam os peixes que morrem rápida - mente;
- 2) Diluídos com nove volumes de água os efeitos são apenas/ sensíveis;

3) Para uma diluição de quinze vezes desaparecem por completo os efeitos.

100,000 partes, en peso, de agua contienen	Composición del agua (de manantial) a la entrada	Composición del agua evacuada (2,5 litros/1')	De los gases del generador fueron absorbidos por HP/hora
<i>En disolución:</i>			
Cal	62,24	40,28	—
Magnesia	11,16	12,00	—
Acido carbónico combinado	28,30	—	—
" libre	6,07	41,30	—
Cloro	3,14	6,30	—
Acido sulfúrico	74,80	83,10	0,255 gr.
" hiposulfuroso	—	21,10	1,055 gr.
" sulfhídrico	—	1,50	0,075 gr.
Sulfuro de carbono	—	Trazas	Muy pequeña cantidad
Acido sulfocianhídrico	—	Trazas	Muy pequeña cantidad
Azufre total	29,92	48,72	0,940 gr.
Acido cianhídrico	—	3,90	0,195 gr.
" ferrocianhídrico	—	Trazas	Muy pequeña cantidad
Amoníaco	Trazas	22,60	1,130 gr.
Acido nítrico	Trazas	—	—
" nitroso	—	20,75	1,040 gr.
Nitrógeno total	Trazas	Trazas	Cantidades apreciables
Hidrocarburos	—	muy sensible:	Cantidades apreciables
Fenoles	—	Trazas	Cantidades apreciables
<i>En suspensión:</i>			
Substancias combustibles	—	0,50	—
" minerales fijas	—	4,87	—
El ácido sulfúrico está calculado como SO ₃ , y el hiposulfuroso como S ₂ O ₃ .			

Tabela (2) - Análise da água na entrada e na saída do depurador do gás formado

Referência 4)

página 445

Capítulo VII

Estudo da influência da temperatura e pressão

A seguir apresentamos gráficos e tabelas determinadas a partir de equações de equilíbrio. Desta forma as composições aqui expostas valem para situações ideais nas condições de temperatura e pressão apresentadas.

Não representam a realidade pois são afetadas por uma infinidade de fatores, mas são de grande importância à teoria dos gaseificadores assim como para a prática. São importantes para se ter o conhecimento do desempenho de um gaseificador analisando a composição do gás por comparação à correspondente condição de equilíbrio, dando subsídios quanto às providências que se façam necessárias.

A seguir temos três tabelas (3), (4) e (5) com a proporção entre CO, CO₂ e N₂ em função da pressão e temperatura para diferentes composições do gás insuflado.

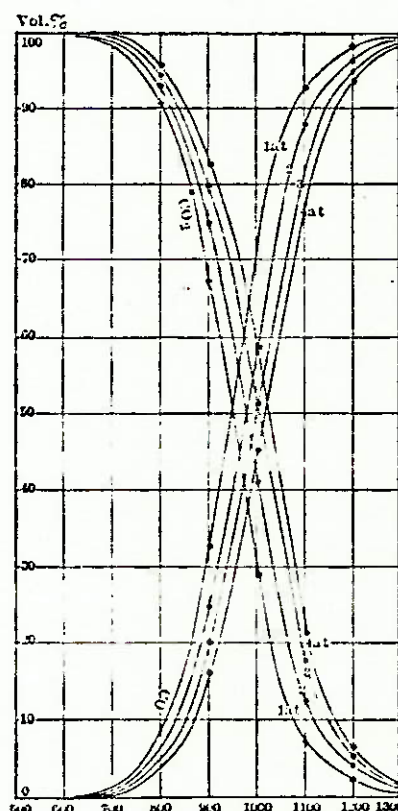
a) Oxigênio puro	Tabela (3)
b) Ar seco	Tabela (4)
c) 50% O ₂ e 50% N ₂	Tabela (5)

Temos nos gráficos (3), (4) e (5) representados os pontos destas tabelas.

Temperatura		1 atm.		2 atm.	
		CO	CO ₂	CO	CO ₂
227° C.	500° abs.	0 004	99 996	0 002	99 9972
327°	600°	0 123	99 877	0 087	99 913
427°	700°	1 427	98 573	1 011	98 989
527°	800°	8 794	91 206	6 303	93 697
627°	900°	32 542	67 458	24 809	79 191
727°	1000°	70 35	29 65	58 105	42 259
827°	1100°	92 75	7 25	87 198	12 802
927°	1200°	98 445	1 555	97 00	3 00
1027°	1300°	99 50	0 50	99 00	1 00

Temperatura		3 atm.		4 atm.	
		CO	CO ₂	CO	CO ₂
227° C.	500° abs.	0 0023	99 9977	0 002	99 998
327°	600°	0 0711	99 9289	0 061	99 939
427°	700°	0 826	99 174	0 716	99 284
527°	800°	5 177	94 823	4 499	95 591
627°	900°	20 408	79 592	17 945	82 055
727°	1000°	51 788	48 212	47 017	52 983
827°	1100°	82 72	17 28	78 987	21 013
927°	1200°	95 65	4 35	94 315	5 685
1027°	1300°	98 97	1 03	98 67	1 33

Tabela (3)



Referência 3)
página 248/249

Figura (3)

Composição do gás gerado por insuflamento de oxigênio puro

Temperatura		Composição em volume			
°C	T° abs	CO + CO ₂		CO	N ₂
		In. Atm.	CO		
227°	500°	0 21	21 00		79 00
327°	600°	0 21	21 00		79 00
427°	700°	0 2145	20 31	1 14	78 55
527°	800°	0 24	16 40	7 60	76 00
627°	900°	0 29	8 75	20 25	71 00
727°	1000°	0 334	2 14	31 26	66 60
827°	1100°	0 344	0 47	33 93	65 60
927°	1200°	0 346	0 14	34 46	65 40
1027°	1300°	0 3465	0 01	34 65	65 35
1 atm.					
227°	500°	0 42	21 00		79 00
327°	600°	0 42	21 00		79 00
427°	700°	0 4228	20 39	1 01	78 60
527°	800°	0 466	18 14	5 82	76 70
627°	900°	0 555	11 94	17 09	72 25
727°	1000°	0 6535	4 31	29 56	67 32
827°	1100°	0 6865	0 83	33 74	65 67
927°	1200°	0 692	0 21	34 44	65 40
1027°	1300°	0 693	0 10	34 56	65 35
2 atm.					
227°	500°	0 63	21 00		79 00
327°	600°	0 63	21 00		79 00
427°	700°	0 6395	20 51	0 81	78 68
527°	800°	0 686	18 14	4 76	77 00
627°	900°	0 8075	11 94	14 98	73 08
727°	1000°	0 957	4 31	27 59	68 10
827°	1100°	1 025	0 83	33 37	65 80
927°	1200°	1 0365	0 21	34 34	65 45
1027°	1300°	1 04	0 10	34 56	65 34
3 atm.					
227°	500°	0 84	21 00		79 00
327°	600°	0 84	21 00		79 00
427°	700°	0 851	20 59	0 71	78 70
527°	800°	0 905	18 52	4 11	77 37
627°	900°	1 056	12 73	13 67	73 60
727°	1000°	1 258	5 00	26 46	68 55
827°	1100°	1 359	1 13	32 85	66 02
927°	1200°	1 351	0 28	34 25	65 47
1027°	1300°	1 385	0 13	34 50	65 37
4 atm.					

Tabela (4)

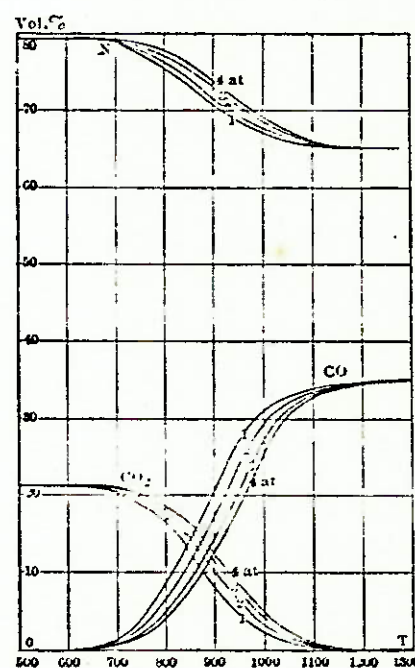


Figura (4)

Referência 3)

página 248/250

Composição do gás gerado por insuflamento de ar seco

Temperatura		CO + CO ₂	Composição em volume		
° C.	T° abs.	In. A. m.	CO ₂	CO	N ₂
227°	500°	0.56	50.00		50.00
327°	600°	0.50	50.00		50.00
427°	700°	0.502	49.40	0.80	49.80
527°	800°	0.522	43.40	8.80	47.80
627°	900°	0.568	29.60	27.20	43.20
727°	1000°	0.633	10.10	53.20	36.70
827°	1100°	0.66	2.00	64.00	34.00
927°	1200°	0.663	1.10	65.20	33.70
1027°	1300°	0.6655	0.35	66.20	33.45
1 atm.					
227°	500°	1.	49.56		50.00
327°	600°	1.	45.65		50.00
427°	700°	1.0035	34.03	0.61	49.83
527°	800°	1.0295	15.50	5.83	48.52
627°	900°	1.1065	34.03	21.30	44.67
727°	1000°	1.23	15.50	46.00	38.50
827°	1100°	1.308	3.80	61.60	34.60
927°	1200°	1.326	1.10	65.20	33.70
1027°	1300°	1.3305	0.43	66.10	33.47
2 atm.					
227°	500°	1.5	50.00		50.00
327°	600°	1.5	50.00		50.00
427°	700°	1.5045	49.55	0.60	49.85
527°	800°	1.538	46.20	5.07	48.73
627°	900°	1.6345	36.55	17.93	45.52
727°	1000°	1.814	18.60	41.87	39.53
827°	1100°	1.9455	5.45	59.40	35.15
927°	1200°	1.986	1.40	64.80	33.80
1027°	1300°	1.9955	0.45	66.07	33.48
3 atm.					
227°	500°	2	50.00		50.00
327°	600°	2	50.00		50.00
427°	700°	2.0053	49.60	0.54	49.86
527°	800°	2.0443	46.68	4.43	48.89
627°	900°	2.1615	37.89	16.15	45.96
727°	1000°	2.384	21.20	38.40	40.40
827°	1100°	2.588	5.90	58.80	35.30
927°	1200°	2.6435	1.74	64.35	33.91
1027°	1300°	2.6605	0.46	66.05	33.49
4 atm.					

Tabela (5)

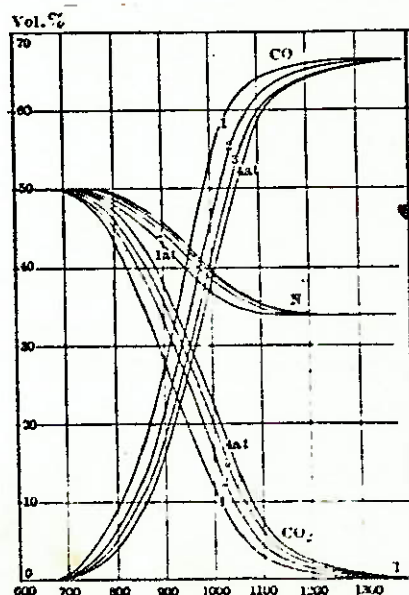


Figura (5)

Composição do gás gerado por insuflamento de 50% O₂ e 50% N₂Referência 3)
página 251/253

A partir destes gráficos podemos concluir o seguinte:

1) Em todos os casos o conteúdo de CO₂ é máximo a baixas temperaturas, sendo praticamente constante abaixo de 400° C.

2) Com o aumento da temperatura o teor de CO₂ diminui, praticamente desaparecendo acima de 1000° C.

3) Nenhum CO é encontrado abaixo de 400° C.

4) Com o aumento da temperatura o teor de CO aumenta atingindo o máximo entre 800° e 1000° C.

5) A uma temperatura constante o teor de CO₂ aumenta com o aumento da pressão e também com o aumento do teor de oxigênio no gás insuflado.

6) O teor de CO a uma dada temperatura diminui com o aumento da pressão mas aumenta com o aumento do teor de O₂ no gás insuflado.

7) A baixas temperaturas o teor absoluto de CO₂ aumenta e a altas temperaturas o teor de CO absoluto aumenta com o aumento do teor de O₂ no gás insuflado.

As seguintes considerações podem ser feitas para se ter um bom gaseificador:

1) Sendo o teor de oxigênio constante no ar insuflado a temperatura de gaseificação deve ser a mais alta possível. Na prática temperaturas acima de 800° C começam a produzir bons resultados.

2) A altas temperaturas o gás produzido será tanto melhor quanto maior a quantidade de O₂ no ar insuflado.

3) As altas pressões do ar insuflado são desfavoráveis para a formação do CO, mantidas as demais condições constantes.

A tabela (6) apresenta a composição relativa entre CO, CO₂, H₂ e H₂O em função da pressão e da temperatura para a condição de equilíbrio quando injetamos sòmente H₂O sobre o carvão incandescente. Este processo é o de produção de gás d'água no qua são alternados a injeção de ar e de vapor, formando gás de modo intermitente.

As figuras (6) e (7) os pontos destas tabelas para a pressão de 1 atm. e 4 atm. respectivamente.

Pressão atmosferas												
Vol Per Cent	0.1	0.25	0.5	0.75	1.0	1.5	2.0	2.5	3.0	4.0	5.0	10.0
t = 400° C.												
CO	0.24	0.12	0.06	0.04	0.03	0.02	0.02	0.01	0.01	0.01	0.01	0.03
CO ₂	10.88	7.56	5.97	5.04	4.45	3.73	3.27	2.92	2.73	2.40	2.19	1.55
H ₂	21.99	15.84	11.99	10.12	8.94	7.48	6.56	5.94	5.47	4.82	4.31	3.11
H ₂ O	66.88	76.18	81.98	84.80	86.57	88.77	90.15	91.08	91.79	92.77	93.53	95.34
t = 600° C.												
CO	26.66	18.87	14.65	11.56	10.03	8.14	6.99	6.20	5.61	4.78	4.22	2.87
CO ₂	12.84	16.06	17.15	17.79	17.86	17.67	17.41	17.12	16.84	16.32	15.88	14.32
H ₂	52.34	50.99	48.95	47.14	45.75	43.48	41.81	40.44	39.29	37.42	35.92	31.51
H ₂ O	8.16	14.15	19.25	23.51	25.36	30.71	33.79	36.24	38.26	41.48	43.91	51.30
t = 800° C.												
CO	49.04	47.91	46.04	44.45	43.05	40.56	38.53	36.83	35.41	32.81	30.69	24.38
CO ₂	0.50	1.13	2.02	2.80	3.48	4.66	5.59	6.34	6.95	8.02	8.88	11.05
H ₂	50.03	50.07	50.05	50.06	50.02	49.88	49.71	49.51	49.21	48.85	48.45	46.48
H ₂ O	0.43	0.79	1.86	2.68	3.44	4.90	6.17	7.32	8.43	10.32	11.08	18.09
t = 1000° C.												
CO	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	49.42	49.42	49.00	48.57	48.15	47.98	46.24
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.25	0.25	0.43	0.61	0.71	0.87	1.50
H ₂	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	49.92	49.92	49.90	49.79	49.77	49.72	49.42
H ₂ O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.41	0.41	0.65	1.03	1.17	1.43	2.75
t = 1200° C.												
CO	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	49.32	49.31	49.11
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.25	0.25	0.25
H ₂	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	49.82	49.80	49.80
H ₂ O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.61	0.64	0.64
t = 1400° C.												
CO	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00
H ₂ O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Referência 3)

página 272

Tabela (6)

1 atmosfera

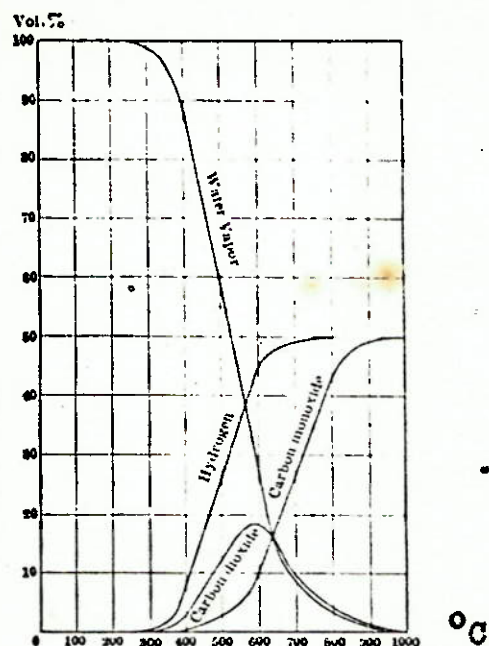


Figura (6)

4 atmosferas

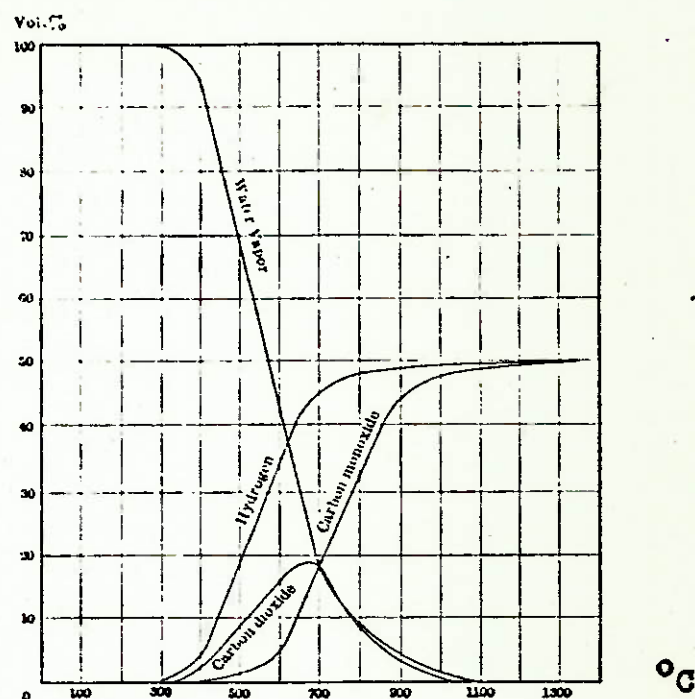


Figura (7)

Referência 3)

página 273

Podemos concluir a partir destes gráficos que:

- 1) Com o aumento da pressão as curvas se deslocam para temperaturas mais altas.
- 2) Podemos notar que a partir de 300°C há um rápido declínio da quantidade de vapor não decomposto e consequente aumento de CO e H_2 .
- 3) Na parte central as curvas de CO e H_2 são praticamente paralelas. Entretanto notamos a formação maior de H_2 nas temperaturas inferiores.
- 4) O CO_2 acompanha a formação de H_2 até uma certa temperatura a partir da qual tende a diminuir.
- 5) A altas temperaturas o vapor e o CO_2 desaparecem e a quantidade de CO iguala a quantidade de H_2 .

O gráfico (8) mostra a quantidade de gases combustíveis presentes no gás em função da temperatura e da pressão assim como a tabela (7).

atm.	Temperatura °C					
	400	600	800	1000	1200	1400
0.1	22.23	79.00	99.07	100.00	100.00	100.00
0.25	15.96	69.76	97.88	100.00	100.00	100.00
0.5	12.05	63.60	96.12	100.00	100.00	100.00
0.75	10.16	58.70	94.52	100.00	100.00	100.00
1.0	8.97	55.78	93.08	100.00	100.00	100.00
1.5	7.50	51.62	90.44	99.34	100.00	100.00
2.0	6.58	48.80	88.24	99.34	100.00	100.00
2.5	5.95	46.64	86.34	98.90	100.00	100.00
3.0	5.48	44.90	84.62	98.36	100.00	100.00
4.0	4.83	42.20	81.66	98.12	99.14	100.00
5.0	4.32	40.21	79.14	97.70	99.11	100.00
10.0	3.11	34.38	70.86	95.66	99.11	100.00

Tabela (7) - Porcentagem de gases combustíveis presentes

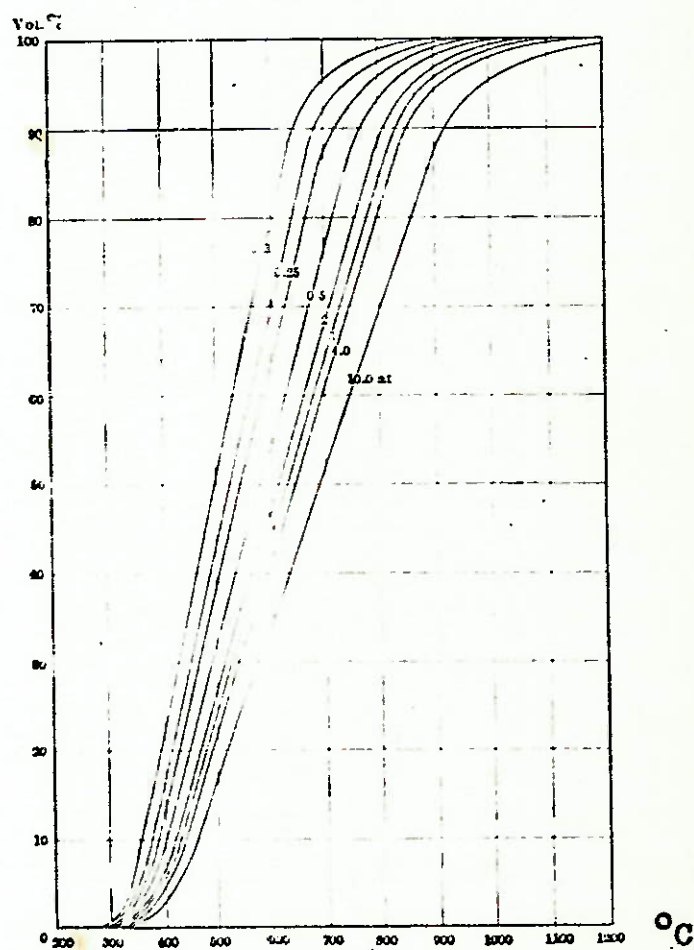


Figura (8) - Porcentagem de gases combustíveis presentes

Referência 3)
página 275/274

Como um mol de CO produz 68,6 Kcal na sua combustão e o H₂ 68,4 Kcal podemos considerar aproximadamente que 1 mol do gás produza 68,5 Kcal.

$$\frac{\% \text{ de gás comb.}}{100} \times 68,5 \times \frac{1000}{22,4} = \text{Kcal/Nm}^3$$

Obtemos desta forma a tabela (8) que nos fornece o poder calorífico do gás em função da pressão e da temperatura.

atm.	Temperatura °C					
	400	600	800	1000	1200	1400
0.1	680	2417	3032	3060	3060	3060
0.25	590	2135	2995	3060	3060	3060
0.5	369	1946	2941	3060	3060	3060
0.75	311	1715	2892	3060	3060	3060
1.0	274	1707	2848	3060	3060	3060
1.5	230	1580	2767	3040	3060	3060
2.0	201	1493	2700	3040	3060	3060
2.5	182	1427	2642	3026	3060	3060
3.0	168	1374	2589	3010	3060	3060
4.0	148	1353	2499	2902	3034	3060
5.0	132	1230	2422	2990	3033	3060
10.0	95	1052	2163	2927	3030	3060

Tabela (8) - Poder calorífico do gás

Conclusões

Referência /3/
página 275

1) A quantidade de vapor não de vapor não decompõe-se rapidamente com o aumento da temperatura e aumenta ligeiramente com o aumento da pressão para uma dada temperatura.

2) A temperatura mínima de reação deve estar acima de 800° C para pressões entre 1 a 10 atmosferas para se obter um gás final de boa qualidade.

3) Como a quantidade de CO_2 atinge um pico entre 600° e 700°C e diminui rapidamente até a faixa de 800° a 900°C a recomendação de se manter a temperatura da reação acima de 800°C permanece válido ainda neste caso.

4) Notamos pela tabela (8) que a pressão de 1 a 2 atmosferas o máximo poder calorífico se consegue com temperaturas entre 800° e 1000°C . Já para pressões maiores, por exemplo para 10 atmosferas esta faixa se desloca para 1000° a 1300°C .

5) A qualidade do gás final dependerá das quantidades de H_2O e CO_2 que não foram decompostas. As figuras (9) e (10) fornecem o comportamento destes dois componentes.

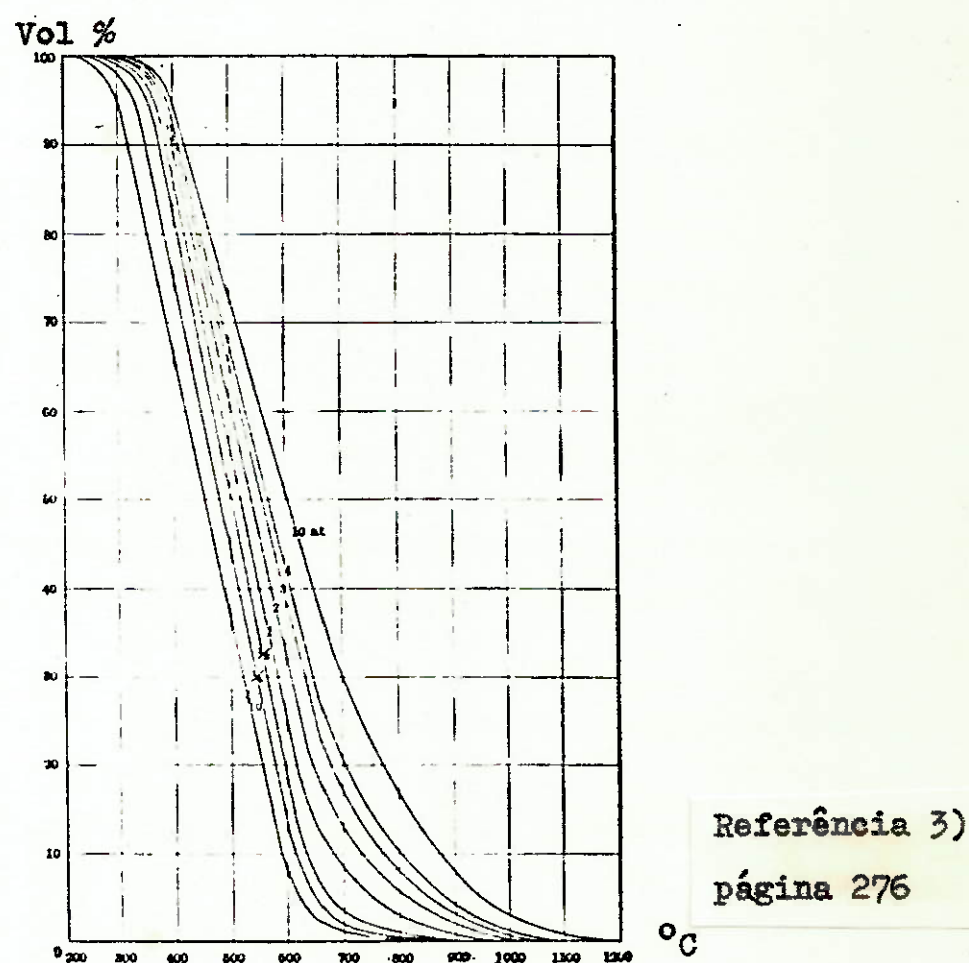


Figura (9) Quantidade de vapor não decomposto

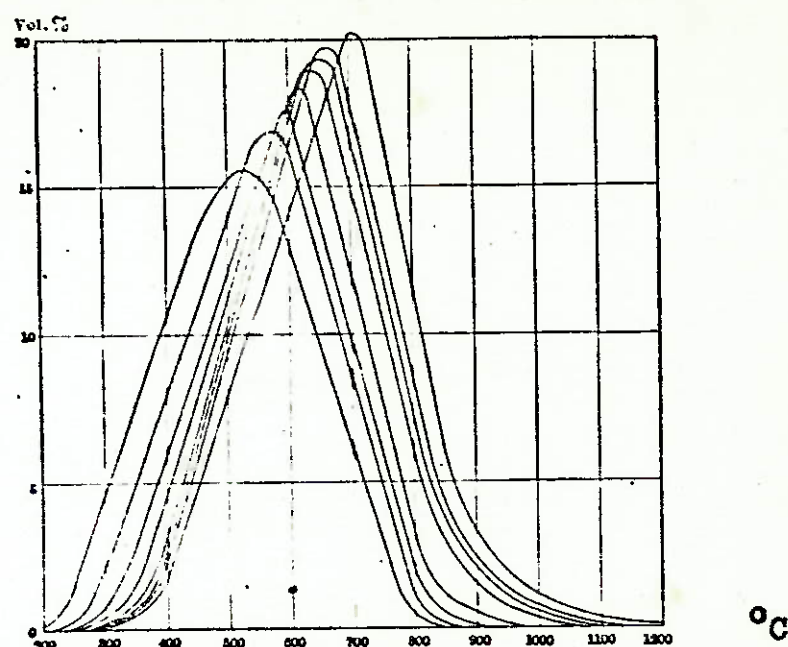


Figura (10) - Quantidade de CO₂ no gás Referência 3)
página 277

Na prática é importante se conhecer a quantidade de vapor necessário para se formar 1 m³ de gás ou a quantidade de carbono gaseificado com 1 m³ de vapor. As tabelas (10) e (11) apresentam estes dados que podem ser utilizados para uma primeira estimativa.

atm.	Temperatura °C					
	400	600	800	1000	1200	1400
0.1	0.8887	0.6050	0.5046	0.5000	0.5000	0.5000
0.25	0.9202	0.6057	0.5106	0.5000	0.5000	0.5000
0.5	0.9397	0.6820	0.5194	0.5000	0.5000	0.5000
0.75	0.9492	0.7065	0.5274	0.5000	0.5000	0.5000
1.0	0.9551	0.7211	0.5346	0.5000	0.5000	0.5000
1.5	0.9625	0.7419	0.5478	0.5033	0.5000	0.5000
2.0	0.9671	0.7560	0.5588	0.5033	0.5000	0.5000
2.5	0.9702	0.7668	0.5683	0.5005	0.5000	0.5000
3.0	0.9726	0.7755	0.5764	0.5092	0.5000	0.5000
4.0	0.9759	0.7890	0.5917	0.5094	0.5043	0.5000
5.0	0.9784	0.7990	0.6043	0.5115	0.5044	0.5000
10.0	0.9845	0.8280	0.6457	0.5217	0.5044	0.5000

Tabela (10) - Quantidade de vapor necessário para
formar 1 m³ de gás Referência 3)
página 278

Temperatura °C						
atm.	400	600	800	1000	1200	1400
0.1	66.96	349.44	525.44	535.20	535.20	535.20
0.25	46.41	287.30	511.61	535.20	535.20	535.20
0.5	34.81	249.54	495.23	535.20	535.20	535.20
0.75	28.64	222.34	479.59	535.20	535.20	535.20
1.0	25.16	207.00	465.92	535.20	535.20	535.20
1.5	20.85	186.19	441.89	528.17	535.20	535.20
2.0	18.21	172.74	420.77	528.17	535.20	535.20
2.5	17.57	162.77	406.54	523.56	535.20	535.20
3.0	15.07	154.93	393.32	516.91	535.20	535.20
4.0	13.22	143.13	369.31	511.52	526.17	535.20
5.0	11.81	134.64	350.45	511.14	525.87	535.20
10.0	8.43	115.06	293.67	490.68	525.87	535.20

Tabela (1) - Quantidade em gramas de carbono gasoso
 cado por 1 m³ do vapor.

Referência 3)

página 279

Capítulo VIII

Cálculo do gaseificador

Utilizaremos aqui o método de cálculo de Haslan (Haslan and Russel, Fuels and Their Combustion pg 565 Mac Graw Hill)

Este método se baseia no equilíbrio aparente em função da es pessa da camada de combustível dado por:

$$K_1 = 0,096xL = \frac{n(\text{CO}_2) n(\text{H}_2)}{n(\text{H}_2\text{O}) n(\text{CO})}$$

onde L é a camada de combustível em pés.

n_i é a porcentagem em volume ou a composição em moles do gás final.

Este procedimento acarreta um erro máximo de 10% e fornece um estimativa da quantidade de vapor que deve ser utilizado. É portanto um bom método para o pré dimensionamento do gaseificador.

Dados:

- 1) Capacidade - 5.000.000 Kcal/hora.
- 2) Combustível - Carvão mineral da mina do Leão.
- 3) Produção - gás pobre.

Solução:

*Carvão da mina do Leão

composição em massa	C	=	40,7%
(base seca)	H ₂	=	2,8%
	O ₂	=	8,4%
	N ₂	=	0,8%
	S	=	2,0%
	cinzas	=	45,3%
			100,0%

a umidade será estimada em 10%

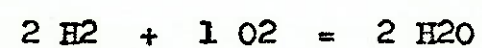
* Quantidade de vapor utilizado - 0,08 Kg/Kg de carvão

Reduziremos a composição do carvão para a base de 1 mol de carbono. Temos portanto.

C	=	1,000	mol
H ₂	=	0,413	"
O ₂	=	0,077	"
N ₂	=	0,008	"
umidade	=	0,163	"
vapor	=	0,130	"

* Utilizaremos uma camada de combustível de 2,15m equivalente a 7,0 pés.

* O oxigênio é considerado como se estivesse combinado com o hidrogênio formando água.



Desta forma utilizaremos 0,154 moles de H₂ para os 0,077 moles de oxigênio.

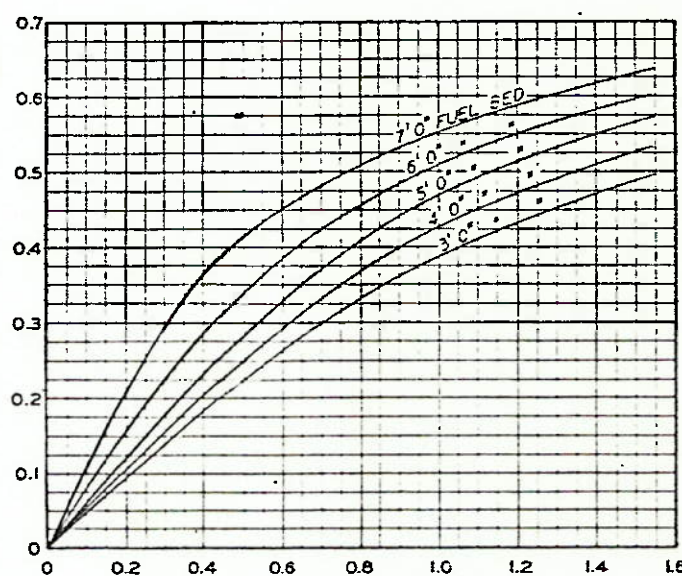
Temos assim o conteúdo total de H₂O na base molar.

$$n(\text{H}_2\text{O}) = 0,163 + 0,130 + 0,154 = 0,447 \text{ moles}$$

$$\text{ou } 0,447 \times 18 \times 407 / 12 = 0,273 \text{ Kg de H}_2\text{O} / \text{Kg de carvão.}$$

A quantidade de vapor decomposto será tomada sobre a curva de 5 pés prevendo uma menor reatividade do carvão em pregado.

Kg de vapor
decomposto por
Kg de carvão



Referência 2)
página 255

Kg de vapor insuflado por Kg de carvão

Temos portanto a quantidade de vapor decomposto.

0,19 Kg de vapor decomposto

ou 0,311 moles de vapor decomposto por mol de carbono

forma 0,311 moles de H₂

e 0,136 moles de vapor não se decompõe

* É considerado também que 10% do carbono se transforma em CH₄ o que segundo Haslan é bastante razoável na grande parte dos casos. Será necessário portanto 0,2 moles de hidrogênio para combinar com este carbono.



O hidrogênio total presente será.

$$n(\text{H}_2\text{O}) = 0,413 - 0,154 + 0,311 - 0,200 = 0,370$$

1 mol de carbono será distribuído da seguinte forma:

0,1 moles	-	CH ₄
x "	-	CO ₂
<u>1 - x - 0,1</u> "	-	CO
1,0 mol		

Substituindo na equação de equilíbrio temos:

$$0,096 \cdot 7 = \frac{x \cdot 0,370}{0,136 \cdot (0,9-x)}$$

onde $x = 0,178$

portanto a composição do gás será

n(CO ₂)	=	0,178
n(CO)	=	0,722
n(H ₂)	=	0,370
n(CH ₄)	=	0,100
n(N ₂)	=	<u>1,450</u>
		2,820

$$n(\text{N}_2) = 3,76 \left[n(\text{CO}_2) + n(\text{CO})/2 - n(\text{H}_2\text{O})_{\text{dec}}/2 \right] + n(\text{N}_2)_0$$

$$= 3,76(0,178 + 0,722/2 - 0,311/2) + 0,008$$

$$n(\text{N}_2) = 1,450 \text{ moles}$$

Composição em volume do gás formado

CO ₂	=	6,3 %
CO	=	25,6 %
H ₂	=	13,2 %
CH ₄	=	3,6 %
N ₂	=	51,3 %
		100,0 %

Equação total.

Reagentes	Produtos
1,000 C	0,178 CO ₂
0,413 H ₂	0,722 CO
0,530 O ₂	0,370 H ₂
0,293 H ₂ O	0,100 CH ₄
1,450 N ₂	1,450 N ₂
	0,136 H ₂ O

Balanço de elementos

C	= 1,000
O	= 1,214
H	= 1,412
N	= 2,900

Cálculo do rendimento

$$PCI(\text{comb.}) = 8100.C + 33960(H - O/8) + 2214.S - 600(9.H + w)$$

$$\text{temos portanto } PCI(\text{comb.}) = 3724 \text{ Kcal / Kg comb.}$$

$$PCI(\text{gás}) = (2448.H_2 + 2866.CO + 8126.CH_4) / \text{moles do gás}$$

$$\text{Temos portanto } PCI(\text{gás}) = 1300 \text{ Kcal / Nm}^3$$

portanto 407g de C = 2785 Kcal

$$\text{Rendimento} = \frac{2785}{3724} = 75 \%$$

Temperatura da reação

$$H_r = H_p$$

$$H = \sum n_i (h_f^0 + \Delta h)$$

		h_f^0	Δh
H ₂ O	0,163 líquido	-68317	0
	0,130 vapor	-57798	606

temos portanto $H_r = -18571$

	n	h_f^0	$T = 1300^\circ\text{K}$ h	$T = 1400^\circ\text{K}$ h
CO ₂	0,178	-94054	11988	13362
CO	0,722	-26417	7616	8446
CH ₄	0,100	-17895	19698	21638
H ₂ O	0,136	-57798	9298	10384
H ₂	0,370	0	7184	7902
N ₂	1,450	0	7529	8350

Temos	1300° K	$H_p = -21002$
	1400° K	$H_p = -18381$

temos portanto por interpolação que

$$T = 1417^{\circ} \text{ K} = 1145^{\circ} \text{ C}$$

Calor consumido no vapor

$$m = 0,080 \text{ Kg / Kg comb.}$$

$$25^{\circ} \text{ C} \quad h_1 = 25 \text{ Kcal/ Kg}$$

$$100^{\circ} \text{ C} \quad h_v = 640 \text{ Kcal/ Kg}$$

$$\text{portanto} \quad Q_v = 49 \text{ Kcal / Kg comb.}$$

Volume dos gases formados

Considerando -se o gás perfeito pois é alta a tempe

$$\text{ratura} \quad P \cdot V = n \cdot R \cdot T$$

$$P = 10000 \text{ Kg/m}^2$$

$$n = 2,956.0,407/12 \text{ moles}$$

$$R = 847,7 \text{ Kg.f.m/Kg.mol.}^{\circ} \text{ K}$$

$$T = 1417^{\circ} \text{ K}$$

temos portanto o volume dos gases

$$V = 12,04 \text{ m}^3 / \text{ Kg comb.}$$

Consumo de carvão

$$B = \frac{\dot{Q}}{\eta \times \text{PCI}}$$

$$\eta = 0,70 \quad \text{estimando 5 \% de perdas}$$

$$\text{PCI} = 3724 \text{ Kcal/Kg}$$

$$\dot{Q} = 5.000.000 \text{ kcal/hora}$$

$$\text{temos} \quad B = 1918 \text{ Kg / hora}$$

Área da secção de escape dos gases

$$\text{Área} = \frac{V \cdot B}{v \cdot 3600}$$

$$B = 1918 \text{ Kg / hora}$$

$$V = 12,04 \text{ m}^3/\text{Kg}$$

$$v_{\text{max.}} = 28 \text{ m/seg}$$

$$\rightarrow \dot{V} = 384 \text{ m}^3/\text{min.}$$

$$\text{temos} \quad \text{Área} = 0,23 \text{ m}^2 \quad \text{ou} \quad \text{Diâmetro} = 0,54 \text{ m}$$

Vazão de ar

$$n(\text{ar}) = 1,836 \text{ moles / mol de C}$$

$$n(\text{ar}) = 1,836 \times 0,407 / 12 = 0,0623 \text{ moles / Kg comb.}$$

$$T = 300^\circ \text{ K}$$

temos portanto $V_{ar} = 1,58 \text{ m}^3/\text{Kg comb.}$

como $B = 1918 \text{ Kg / h}$

temos

$$\dot{V}_{ar} = 1,58 \times 1918 / 60 = 51 \text{ m}^3/\text{min}$$

$$\text{Ventilador } \dot{V}_{vent.} = 1,2 \times 51 = 61 \text{ m}^3/\text{min}$$

Consumo de água e vazão de vapor

$$m = 0,080 \text{ Kg / Kg comb.}$$

$$B = 1918 \text{ Kg comb. / h}$$

$$\dot{m} = 1918 \times 0,080 = 154 \text{ Kg / hora}$$

$$100^\circ \text{ C } v = 1,673 \text{ m}^3/\text{Kg}$$

$$\dot{V}_{vapor} = 154 \times 1,673 = 258 \text{ m}^3/\text{h} = 4,3 \text{ m}^3/\text{min.}$$

Dimensão do gaseificador

Do Heat energy and fuels pg 267 temos

Carvão betuminoso - carga 60 a 250 Kg / m² h

Do Fuel tecnology pg 308 temos

Carvão betuminoso - carga 110 Kg / m² h

adotaremos portanto este valor

$$\dot{Q} = 5.000.000 \text{ Kcal / hora}$$

$$\text{PCI} = 3724 \text{ Kcal / Kg comb.}$$

$$\eta = 0,70$$

$$C = 110 \text{ Kg / m}^2 \text{ h}$$

área do gaseificador

$$\text{Área} = \frac{\dot{Q}}{C \times \text{PCI} \times \eta} = \frac{5.000000}{110 \cdot 3724 \cdot 0,70}$$

$$\text{Área} = 17,44 \text{ m}^2 \quad \text{ou} \quad \text{diâmetro} = 4,7 \text{ m}$$

Tempo de contato dos gases

$$A = 17,44 \text{ m}^2$$

$$L = 2,15 \text{ m} \quad \rightarrow \quad V = 37,4 \text{ m}^3$$

$$\text{vazios} = 1/3 \quad \rightarrow \quad V_g = 37,4 / 3 = 12,5 \text{ m}^3$$

$$T = 1417^\circ \text{ K}$$

$$B = 1918 \text{ Kg comb. / h} = 780 \text{ Kg C / h} = 18,1 \text{ moles/seg.}$$

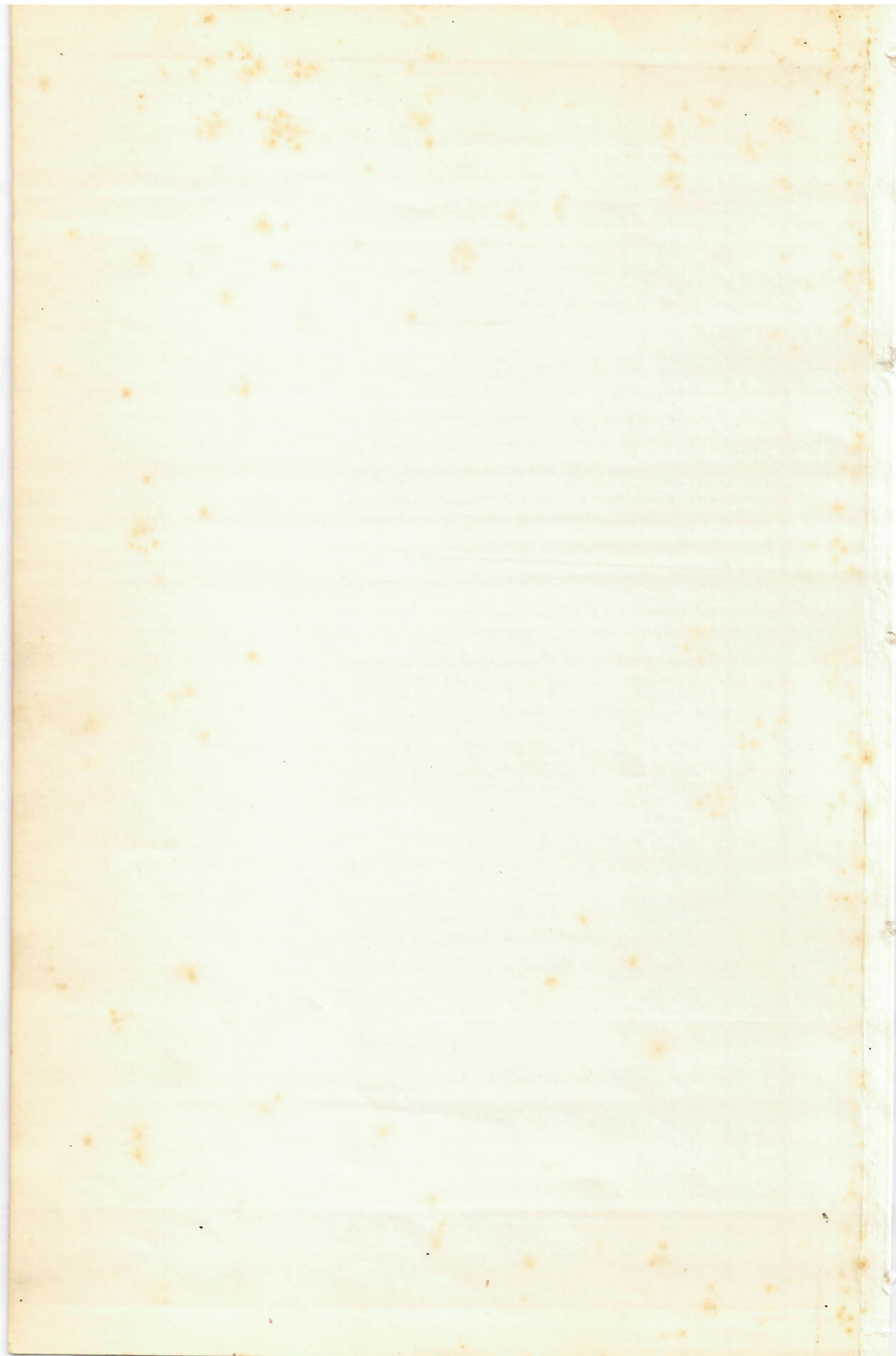
1mol de C produz 2,956 moles de gás

$$V = 2,956 \times 0,0224 \times 1417 / 273 = 0,34 \text{ m}^3 / \text{mol C}$$

$$\dot{V} = 18,1 \times 0,34 = 6,15 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$\text{temos portanto } t = \frac{V_g}{\dot{V}} = \frac{12,5}{6,15} = 2,03 \text{ segundos}$$

podemos considerar um bom tempo de contato.



BIBLIOGRAFIA

- 1) The elements of Fuel Technology
Godfrey W. Himus
- 2) Gas Engineers' Handbook - The Pacific Coast Gas Association
Frank Wills
- 3) Heat Energy and Fuels
Hanns V. Juptner
- 4) Motores de combustión interna y Gasógenos
H. Guldner
- 5) Notions de Chauffage Industriel Fours et Gazogènes
M. Choisy
- 6) Atualidades do Conselho Nacional do Petróleo
março/abril 1974 nº 35
- 7) Periódico da Associação Brasileira de Cerâmica
outubro 1979 nº 118
- 8) Boletim da Associação Brasileira de Metais
novembro 1961 nº 67 vol17
- 9) Symposium on significance of tests of coal
ASTM junho 1937
- 10) Manual do Engenheiro
Hutte
- 11) Manual do Engenheiro
Dubbel
- 12) Geradores de Vapor e Água
Hildo Pera
- 13) Fundamentos da Termodinâmica Clássica
Gordon J. Van Wylen
- 14) Tropical Products Institute
outubro 1979