



**CETESB**

**COMPANHIA DE TECNOLOGIA DE SANEAMENTO AMBIENTAL**

CETESB - COM. BR. FERREIRA, 155 - JARDIM AMÉRICA  
CENTRO - SÃO PAULO  
Av. Prof. Faria Lima, 1478 - C.D. LUSO - PINHEIRO  
SÃO PAULO - BRASIL

**ALTERNATIVAS DE ENERGIA**

**E**

**POLUIÇÃO DO AR**

**Parte 1**

CETESB - COM. BR. FERREIRA, 155 - JARDIM AMÉRICA  
CENTRO - SÃO PAULO  
Av. Prof. Faria Lima, 1478 - C.D. LUSO - PINHEIRO  
SÃO PAULO - BRASIL

---

**DIRETORIA**

---

**Werner Eugênio Zulauf**  
*Diretor-Presidente*

**Antônio Alves de Almeida**  
*Diretor Administrativo*

**Fredmar Corrêa**  
*Diretor de Planejamento Ambiental*

**Nelson Mansour Nabhan**  
*Diretor de Engenharia*

**Nelson Vieira de Vasconcelos**  
*Diretor de Controle*

**Paulo Bezerril Júnior**  
*Diretor Financeiro*

**Samuel Murgel Branco**  
*Diretor de Pesquisa*

PROGRAMA 6 : ESTUDOS RELATIVOS AO IMPACTO AMBIENTAL DECORRENTE  
DO USO DO CARVÃO MINERAL.

PROJETO 6.1 : CARACTERIZAÇÃO DAS FONTES DE POLUIÇÃO DOS PROCES  
SOS DE GASEIFICAÇÃO DO CARVÃO.

A. GASEIFICAÇÃO DO CARVÃO - ASPECTOS GERAIS.

AGOSTO/1980

DEAM/SEAR/GPPAE/DAEN

CL	8200
	C388a
LIBRARY	13407-pf.1

### OBJETO

O presente relatório se refere ao Ítem A do Projeto 14.1 do Programa de Atividades da Superintendência de Engenharia do Ar - SEAR - para 1980. O referido projeto trata da caracterização das fontes de poluição dos Processos de Gaseificação do Carvão, se constituindo em um dos itens do Programa 14, que abrange os Estudos relativos ao Impacto Ambiental Decorrente do uso do Carvão Mineral.

Assim sendo, a gaseificação do carvão é aqui apresentada de maneira introdutória, tendo em vista principalmente um levantamento geral de tecnologia existente para obtenção e purificação do gás de baixo e médio poder calorífico.

## 1. GASES DE CARVÃO/OBTENÇÃO

A gaseificação do carvão envolve a reação deste com oxigênio (ou ar) e vapor. De acordo com as diferentes maneiras de se introduzir e condicionar estes reagentes no interior dos gaseificadores, teremos caracterizados os diferentes tipos de processos de gaseificação.

Na utilização da gaseificação para se produzir gás combustível, o fato de se utilizar ar ou ar enriquecido de oxigênio como reagente e da planta de gaseificação admitir ou não uma unidade de metanação determinará o tipo de gás produzido. Assim sendo, se for utilizado ar como reagente e a planta não admitir uma unidade de metanação o produto final terá um baixo poder calorífico. Por outro lado, se for utilizado ar enriquecido a mais ou menos 98% de oxigênio e a planta admitir uma unidade de metanação, o produto final terá um alto poder calorífico. No caso da obtenção de um produto com médio poder calorífico, ar enriquecido de oxigênio deve ser utilizado e dependendo do teor deste enriquecimento, bem como do tipo de gaseificador em consideração, a planta deverá ou não admitir uma unidade de metanação parcial do gás.

2. POPULAÇÃO DE GASEIFICADORES EXISTENTES NO PRESENTE, NO PASSADO OU QUE SE ENCONTRAM EM FASE DE EVOLUÇÃO - REFERÊNCIA 1

- a) gaseificadores de leito fixo, produzindo cinzas no estado sólido:
- comercialmente em operação : Lurgi, Wellman - Galusha, Chapman (Welputte), Woodall-Duckham/Gas Integrale, Wellman Incandescent.
  - operados comercialmente no passado: IFE two Stage, Kerpely Producer, Marischka, Pintsch Hillebrand, U.G. I. Blue Water Gas, Power Gas.
  - em demonstração no presente : Riley Morgan, Pressurized Wellman - Galusha (MERC), Foster Wheeler/Stoic, Kiengas, Kellog Fixed Bed, CEGAS, Consol Fixed Bed.
  - em demonstração no passado: BCR/KAISER
- b) gaseificadores de leito fixo, produzindo cinzas no estado fundido :
- operados comercialmente no passado: Luena, Thyssen Galocsy.
  - em demonstração no presente: BGC/Lurgi Slagging Gasifier, GFERC Slagging Gasifier.
- c) gaseificadores de leito fluidizado, produzindo cinzas no estado sólido:
- comercialmente em operação : Winkler
  - operados comercialmente no passado: L & Fluid Bed
  - em demonstração no presente: Hygas, Synthane, Hydrane, Cogas, Exxon, BCR Low-BTU, CO<sub>2</sub> Acceptor, Electrofluidic Gasification.
  - em demonstração no passado: HRI Fluidized Bed, BASF-Flesh-Dimag, GECB Marchwood, Heller.
- d) gaseificadores de leito fluidizado, produzindo cinzas em estado aglomerante:
- em demonstração no presente: U-Gas, Battelle/Carbide Westinghouse, City College of NY Mark I, Two - Stage Fluidized.

- em demonstraçãõ no passado: Bianchi, Panindco, USBM Annular Retort, USBM Electrically Heated.
- f) gaseificadores de leito de arraste (suspensãõ), produzindo cinzas no estado fundido:
- comercialmente em operaçãõ: Koopers-Totzek
  - operados comercialmente no passado: Babcock and Wilcox, Ruhrgas Vortex.
  - em demonstraçãõ no presente: Bi-Gas, Texaco, Coalex, PAMCO/Foster Wheeler, Combustion Engineering, Brigham Young University.
  - em demonstraçãõ no passado: IGT Cyclonizer, Inland Steel, USBM Morgantoun, Great Northern Railway, FRS Cyclone.
- g) gaseificadores de leito fundido , produzindo cinzas no estado fundido (escõria) :
- operados comercialmente no passado: Rummel Single Shaft.
  - em demonstraçãõ no presente: Kellogg Molten Salt, Atgas/Patgas, Rockgas.
  - em demonstraçãõ no passado: Sun Gasification, Otto Rummel Double Shaft.

3. Características dos principais tipos de gaseificadores.  
Referência 1.

a) BGC - Slagging Lurgi

- . fase de desenvolvimento : planta em demonstração (início 1976)
- . tipo de gás : médio poder calorífico
- . pressão : alta
- . características gerais : aceita todos os tipos de carvões; os que possuem tendências aglomerantes requerem agitação; granulometria de 13 a 51 mm; umidade menor que 20%, é necessário fazer a britagem e o controle de tamanhos; carvões com baixo teor de cinzas podem requerer agentes fundentes.
- . eficiência : 83% (a frio)

b) Bi - Gás

- . fase de desenvolvimento : não demonstrado; a planta piloto iniciou em agosto de 1976.
- . tipo de gás : baixo ou médio poder calorífico
- . pressão : alta
- . características gerais : aceita todos os tipos de carvões, granulometria 70% menor que 0,074 mm; necessita britagem e moagem; devem ser preparada uma lama de carvão ou utilizar-se agentes fundentes.
- . eficiência : 69% (a frio)

c) Chapman (Wilputte)

- . fase de desenvolvimento : Disponível desde 1945 para baixo poder calorífico; não demonstrado comercialmente para produção de gás de médio poder calorífico.
- . tipo de gás : baixo ou médio poder calorífico.
- . pressão : atmosférica
- . características gerais : aceita todos os tipos de carvões; granulometria menor que 102 mm; requer britagem e controle de tamanho.

. eficiência : não disponível

d) Coalex

. fase de desenvolvimento : planta piloto desde 1976.

. tipo de gás : baixo poder calorífico

. pressão : atmosférica

. características gerais : aceita todos os tipos de carvões (linhito não foi testado); granulometria - menor que 0,07 mm; requer britagem e moagem necesita de aditivos.

e) Foster Wheeler Stoic

. fase de desenvolvimento: a construção da planta de demonstração começou em 1977.

. tipo de gás : médio poder calorífico

. pressão : atmosférica

. características gerais : aceita linhitos, carvões subétuminosos e carvões betuminosos com caracte-  
rísticas não aglomerantes; granulometria : 19-38mm;  
necessita britagem e controle de tamanhos; carvões  
com características aglomerantes necessitam oxida-  
ção parcial.

. eficiência : 77% (a frio)

f) GFERC - Slagging

. fase de desenvolvimento : planta piloto (1958-1965)

. tipo de gás : médio poder calorífico.

. pressão : alta

. características gerais : aceita carvão betuminoso  
desvalorizado, linhito desvolatilizado; linhito; gra  
nulometria: 6,4 - 19 mm; umidade : menor que 35% ;  
requer britagem e controle de tamanhos.

. eficiência : 85% (ã frio)

g) Koppers - Totzek

. fase de desenvolvimento : disponível comercialmente  
desde 1952

- . tipo de gás : médio poder calorífico
- . pressão : atmosférica
- . características gerais : aceita todos os tipos de carvão; granulometria: 70% a 90% menor que 0,074 mm; requer pulverização; umidade 1 a 8%; possibilidade de requerer adição de agentes fluxantes para abair a temperatura de fusão das cinzas.
- . eficiência : 75% (a frio)

h) Lurgi

- . fase de desenvolvimento : disponível comercialmente desde 1941.
- . tipo de gás : baixo ou médio poder calorífico.
- . pressão : alta
- . características gerais : aceita todos os carvões - carvões aglomerantes podem necessitar oxidação parcial ou agitação; requer britagem e controle de tamanhos; umidade : < 35%; granulometria: 3,2-38,1 mm.
- . eficiência : 63 - 80% (a frio)

i) Wellman - Galusha pressurizado (MERC)

- . fase de desenvolvimento : planta piloto (desde 1958) não demonstrado comercialmente para médio poder calorífico.
- . tipo de gás : baixo ou médio poder calorífico.
- . pressão : alta
- . características gerais : aceita todos os tipos de carvões; granulometria : 50% < 12,7 mm; não necessita de secagem; requer britagem e controle de tamanhos.
- . eficiência : 79% (a frio)

j) Riley - Morgan

- . fase de desenvolvimento : disponível comercialmente para baixo poder calorífico (planta piloto desde 1975); não demonstrado comercialmente para gás de médio poder calorífico.

- . tipo de gás : baixo ou médio poder calorífico
- . pressão : atmosférica
- . características gerais : aceita todos os tipos de carvões; granulometria : 3,2 - 51 mm; requer britagem e controle de tamanhos.
- . eficiência : 64 - 68% (a frio)

k) Texaco

- . fase de desenvolvimento : planta piloto
- . tipo de gás : médio poder calorífico.
- . pressão : alta
- . características gerais : aceita todos os tipos de carvões; granulometria : 70% menor que o 0,074 mm; requer britagem, pulverização e preparação da lama.
- . eficiência : 77% ( a frio)

l) Wellman - Galushá

- . fase de desenvolvimento : disponível comercialmente desde 1941.
- . tipo de gás : baixo poder calorífico
- . pressão : atmosférica
- . características gerais : pode usar carvão antracito betuminoso, coque ou carvão vegetal; granulometria: 7,9 - 14,3 mm para antracito, 26 - 51 mm para betuminoso; requer britagem e controle de tamanhos.
- . eficiência : 75% ( a frio)

m) Winkler

- . fase de desenvolvimento : disponível comercialmente desde 1926.
- . tipo de gás : baixo ou médio poder calorífico
- . pressão : atmosférica
- . características gerais : aceita linhito, carvões - submitosos e carvões betuminosos moderadamente aglutinantes; granulometria : < 9,53 mm; requer britagem

umidade : < 30% para linhitos, < 18% para carvões de classe superiores; pode requerer oxidação parcial.

. eficiência : 55 - 72% (a frio)

n) Woodall - Duckham / Gas Integrale

. fase de desenvolvimento : disponível comercialmente desde 1940)

. tipo de gás : baixo poder calorífico.

. pressão : atmosférica

. características gerais : aceita linhitos e carvões betuminosos; granulometria : 6,4 - 38,1 mm; requer britagem e controle de tamanhos; não requer secagem; carvões fortemente aglomerantes necessitam oxidação parcial.

. eficiência : 77% (a frio)

## 4. Composições de gases de baixo e médio poder calorífico.

## a) Composições típicas do gás bruto produzido - Referência 1.

Composição, vol % (seco)	baixo poder calorífico	médio poder calorífico
CO <sub>2</sub>	3 - 14	6 - 31
CO	16 - 29	17 - 61
CH <sub>4</sub>	1 - 5	1 - 14
H <sub>2</sub>	11 - 23	23 - 39
N <sub>2</sub>	40 - 63	1 - 3
H <sub>2</sub> S, ppm v	400 - 6900 <sup>a</sup>	3700 - 15000 <sup>a</sup>
NH <sub>3</sub> , ppmv	b	b
HCN	N.D.	N.D.
CS <sub>2</sub>	N.D.	N.D.
COS	N.D.	N.D.
bases piridinas	N.D.	N.D.
NO	N.D.	N.D.
tiofênio		
mercaptanas	N.D.	N.D.
elementos traços	N.D.	N.D.

"a" : A concentração de H<sub>2</sub>S é proporcional ao conteúdo de enxofre no carvão. O intervalo mostrado é baseado em dados disponíveis. O limite superior para o gás de baixo poder calorífico é o que se poderia esperar gaseificando-se um carvão com teor de enxofre igual a 3,5%.

"b" : Depende do conteúdo de nitrogênio no carvão e das condições de operação do gaseificador. Dados não disponíveis para fornecer um intervalo representativo.

b) Composições típicas de gás produzidos por gaseificadores específicos - Referência 2.

Composições de gás típicas para gaseificadores comerciais (%volume)								
Gaseificador	meio de gaseificação	tipo de carvão	CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	N <sub>2</sub>	PCS, Kcal/m <sup>3</sup>
Lurgi	oxigênio - vapor	"brown coal"	32	13	36	15	1	2670
	ar - vapor	"brown coal"	14	16	25	5	40	1625
Kopers-Totzek	oxigênio - vapor	betuminoso	7	56	35	0	2	2580
Winkler	oxigênio - vapor	linhito	20	35	40	3	2	1040
	ar - vapor	linhito	10	22	12	1	55	2420
Wellman - Galusha	oxigênio - vapor	betuminoso	12	52	33	1	2	2500
	ar - vapor	coque	3	29	15	3	50	1530

Concentrações típicas de impurezas no gás de carvão

constituente	concentração - volume %
H <sub>2</sub> S	0,3 - 3,0
CS <sub>2</sub>	0,016
COS	0,009
tiofênio	0,010
mercaptanas	0,003
NH <sub>3</sub>	1,1
HCN	0,10 - 0,25
bases piridinas	0,004
NO	0,0001

c) Composições típicas do gás produzidos por gaseificadores específicos utilizando carvão nacional. Referência 3.

Composições válidas para o carvão redutor do Rio Grande do Sul (umidade : 11,8%; cinzas 29,4%; enxofre : 0,30%; materiais voláteis : 23,3%), utilizado em gaseificadores Lurgi.

Componente	baixo poder calorífico (Nm <sup>3</sup> /ton de carvão no gaseif.)	médio poder calorífico (Nm <sup>3</sup> /ton de carvão no gaseif. )
CO <sub>2</sub>	88,6 (4,71%)	357 (20,40%)
H <sub>2</sub> S	0,2 (0,01%)	2 ( 0,11%)
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	4,0 (0,21%)	4 ( 0,23%)
CO	353,5 (18,78%)	257 (14,69%)
H <sub>2</sub>	446,0 (23,69%)	490 (28,00%)
CH <sub>4</sub>	95,5 (5,07%)	116 ( 6,63%)
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6,2 (0,33%)	6 ( 0,34%)
N <sub>2</sub> + ar	818,0 (43,46%)	5 (0,29%)
H <sub>2</sub> O	70,3 (3,73%)	513 (29,31%)

. Referência : "Gaseification of Brazilian Coal using the Koppers - Totzek Process (gás de médio poder calorífico)

CH <sub>2</sub>	23,8% - vol
CO	15,8% - "
H <sub>2</sub>	57,8% - "
CO <sub>2</sub>	0,2% - "
N <sub>2</sub>	1,3% - "
Ar	1,1% - "

Obs.: O enxofre é removido à 99,9%

d) Outras considerações quanto a composição do gás.  
Referência 4.

O gás na saída dos gaseificadores contém pó de carvão, óleos, nafta, fenóis, amônia, óleo de alcatrão, cinzas, partículas de carvão volatilizado e outros constituintes. A mistura é conduzida para torres de lavagem e resfriamento para remover o alcatrão. Após, o gás é conduzido para uma caldeira de recuperação de calor

onde é resfriado a cerca de 370°F. A caldeira produz vapor a 112 psia para as unidades Rectisol, Phenosolvan e Stretford. A composição do gás em base seca é a seguinte : 28,9% CO<sub>2</sub>; 0,32% H<sub>2</sub>S; 0,40% C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>; 19,55% CO; 38,81% H<sub>2</sub>; 11,09% CH<sub>4</sub>; 0,31% C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> e 0,32% de nitrogênio e argônio (composição válida para o carvão Navajo utilizado em gaseificadores Lurgi).

Elementos Traços (pag.34 da referência acima) : Os níveis de emissão de elementos traço do carvão Navajo são difíceis de antecipar. Em geral, pode-se esperar que a maioria dos elementos traços permanecerão retidos na cinza, devendo esta ter um destino adequado (por exemplo: voltar às minas de carvão para recomposição do solo). Alguns dos elementos traços - mais voláteis como o mercúrio, selênio e outros podem sair junto com o gás bruto produzido, sendo eliminados posteriormente pela água de lavagem, permanecendo nesta. Outros tipos de elementos traços podem ser adsorvidos no material particulado, sendo com estes posteriormente coletados. Por outro lado, estes materiais podem permanecer retidos como material adsorvido na superfície dos vários equipamentos de processo associados com o tratamento do gás. Os seguintes elementos traços podem ser emitidos na planta de gaseificação Lurgi utilizando o carvão Navajo : Antimônio, Arsenio, Bismuto, Boro, Bromo, Cadmio, Fluor, Gálio, Germanio, Chumbo, Mercúrio, Níquel, Selênio e Zinco.

#### 5. Purificação do gás :

Com respeito a produção de um gás combustível limpo, a parte mais importante na planta de gaseificação são as operações de purificação do gás. Os módulos necessários para satisfazer as exigências de limpeza incluem :

- . remoção de particulados
- . imersão do gás em líquidos e resfriamento
- . remoção de constituintes ácidos

- a) Remoção de particulados : Refere-se à eliminação de pó de carvão, cinzas e alcatrão (função do tipo de gaseificador) presentes no gás bruto produzido. Os principais equipamentos utilizados são : ciclones , precipitadores eletrostáticos e lavadores.

Dados quanto aos níveis de remoção que se atinge - Referência 5.

- . Referência 5 : "... Aproximadamente 80% do pó carregado no gás, que na planta Zeitz é aproximadamente igual a 13600 grains/100 ft<sup>3</sup>, é removido nos multiciclones. Portanto na planta Zeitz após os multiciclones tem-se aproximadamente 2700 grains de pó/100 ft<sup>3</sup>. O lavador (resfriador) reduz a concentração para 100 grains/100 ft<sup>3</sup> e finalmente o desintegrador Therssen reduz a mesma para 0,2 grain/100ft<sup>3</sup>"
- b) Imersão do gás em líquidos e resfriamento : Neste módulo, alcatrão e óleos são condensados e particulados, amônia e cianetos são eliminados da composição do gás por lavagem. A imersão envolve o contato direto do gás quente com água ou com líquido orgânico. Inicialmente ocorre um resfriamento com vaporização do líquido de imersão. Após a imersão, um resfriamento é feito utilizando-se caldeiras de recuperação de calor ou trocadores de calor. Este resfriamento é necessário tendo em vista atender às exigências das unidades de remoção de constituintes ácidos do gás, que exigem baixa temperatura no gás.
- c) Remoção de constituintes ácidos : Gases ácidos como H<sub>2</sub>S, COS, CS , mercaptanas e SO<sub>2</sub> são removidos do gás bruto neste módulo. Os processos disponíveis comercialmente, todos operando à temperaturas abaixo de 150°C, podem ser divididos nas seguintes categorias :

c.1) Processos disponíveis comercialmente :

- . Processos físicos (Physical Solvent) : Selecol, Fluor Solvent , Purisol, Rectisol e Estasolv.

- . Processos químicos : Amine Solvent (Monoethanolamine - MEA, Diethanolamine - DEA, Triethanolamine - TEA, Methyl-diethanolamine - MDEA, Glycol-amine, Diisopropanolamine - DIPA, Diglycolamine - DGA); Alkaline Salt Solution - (Caustic Wash, Hot Potassium Carbonate, Catacarb, Alkazid, Lucas); Amonia Solution (ChemoTrenn, Collins).
- . Combinação dos processos físicos e químicos: Amisol e Sulfinol.
- . Conversão direta : Oxidação seca (Iron Oxide, Activated Carbon, Claus); oxidação líquida : (Giammarco - Vetrocoké, Fischer, Staatsmijnen Otto/Auto purification, Stretford, Takahax, Permanganate and Dichromate, Oxidação Direta)
- . Conversão Catalítica : Enxofre orgânico a H<sub>2</sub>S (Carpenter Evans, Peoples Gás CO, Holmes Maxted, Iron Oxide Catalysts, Cobalt Molybdenium Catalysts); Enxofre orgânico a H<sub>2</sub>S e SO<sub>2</sub> (Appleby - Frodingham, Katasulf, North Thames Gas Board, Soda Iron).
- . Adsorção em leito fixo : Activated Carbon Molecular Sieve e Zinc Oxide.

c.2) Processos em desenvolvimento

- . Processos físicos (Physical Solvent): Union Oil
- . Conversão direta : Oxidação seca (Great Lakes Carbon CO), Oxidação líquida (Knoxo)

c.3) Processos obsoletos/inativos

- . Processos químicos : Alkaline Salt Solution (Caustic Wash, Seaboard, Vacuum Carbonate, Tripotassuim Phosphate e Sodium Phenolate).
- . Conversão direta: Oxidação líquida (Burkheiser, Fenox, Gludd; Manchester, Thylox, Perox)

c.4) Processos em planta piloto

- . Conversão direta : Oxidação líquida (Cataban, CAS, Townsend, Wiewiorowski, Sulfoney, Nalco, Sulphoxide , Lacey - Keller e Sulfox).
- . Conversão catalítica : Enxofre orgânico a  $H_2S$  (British Gas Council; Chromia-Aluminum Catalysts, Copper - Chromium - Vanadium Oxide Catalysts).
- . Adsorção em leito fixo : Haines

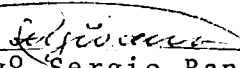
Dados quanto aos níveis de remoção que se atinge -  
Referência 4.

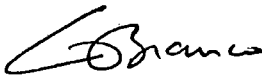
- . Após o gás ter sido imerso em água (resfriamento remoção do alcatrão) e após a purificação (Processo Rectisol), segundo a referência 4, chega-se à níveis de 100% na eliminação dos seguintes compostos :  $H_2S$  (sulfeto de hidrogênio), COS (sulfeto de carbonila), amônia, nafta, nafta de óleo de alcatrão, alcatrão, fenol cru e particulados (pó de carvão e cinzas).
- . Processo Rectisol : refere-se a um processo de lavagem com metanol à baixa temperatura, através do qual se eliminam gases ácidos como o  $H_2S$ , COS e  $CO_2$  até níveis de 0,1 ppmv (a garantia do processo Rectisol é 0,2 ppmv). O sistema de purificação é usado também para secagem e redução dos níveis de  $CO_2$  ( $\eta = 88\%$ ). A eficiência de absorção do metanol aumenta consideravelmente com o de crêscimo da temperatura. A menor temperatura usada no processo é da ordem de  $-75^{\circ}F$  ( $-59^{\circ}C$ ). O primeiro equipamento na unidade Rectisol é uma torre de pré-lavagem que elimina a nafta e resfria o gás bruto. O absorvedor, posteriormente, remove o  $H_2S$  e COS a níveis de 0,1 ppmv. Os gases ácidos removidos são combinados em um efluente único e encaminhados para a unidade de recuperação do enxofre (processo Stretford). No efluente, além dos gases ácidos, estarão presentes também uma certa quantidade de hidrocarbonetos e monóxido de carbono, que serão finalmente incinerados.

BIBLIOGRAFIA

1. "Technology Assessment Report for Industrial Boiler Applications Synthetic Fuels" / I.E.R.L - U.S.E.P.A. - Draft June 1979.
2. "PB - 237116 - Study of Potential Problems and Optimum Opportunities in Retrofitting Industrial Processes to low and Intermediate Energy"
3. "Process Study for the Gasification of South Brazilian Coals for FINEP"
4. "PB - 237694 : Evaluation of Pollution Control in Fossil Fuel Conversion Processes / Gasification : Section 1. Lurgi Process."

Originado por :

  
~~Engº Sergio Rancevas~~

  
Engº Gabriel Murgel Branco  
Chefe da Divisão de Alternativas de  
Energia.

PROGRAMA 6 : ESTUDOS RELATIVOS AO IMPACTO AMBIENTAL DECORRENTE  
DO USO DO CARVÃO MINERAL

PROJETO 6.1 : CARACTERIZAÇÃ DAS FONTES DE POLUIÇÃO DOS PROCES  
SOS DE GASEIFICAÇÃO DO CARVÃO.

B. INTERCAMBIABILIDADE DOS GASES - EXEMPLO DE  
APLICAÇÃO.

OUTUBRO/80  
DEAM/SEAR/GFPAE/DAEN

PROGRAMA : ESTUDOS RELATIVOS AO IMPACTO AMBIENTAL DECORRENTE DO USO DO CARVÃO MINERAL.

PROJETO .1 : CARACTERIZAÇÃO DAS FONTES DE POLUIÇÃO DOS PROCES-  
SOS DE GASEIFICAÇÃO DO CARVÃO.

B. INTERCAMBIABILIDADE DOS GASES - EXEMPLO DE  
APLICAÇÃO

OUTUBRO/1980

DEAM/SEAR/GFPPE/DAEN

OBJETO :

O presente relatório se refere ao item B do projeto 14.1 do Programa de Atividades da Superintendência de Engenharia do Ar - SEAR para 1980. O referido projeto trata da caracterização das fontes de poluição dos Processos de Gaseificação do Carvão, se constituindo em um dos itens do programa 14 que abrange os Estudos relativos ao Impacto Ambiental Decorrente do uso do Carvão Mineral.

Sendo a intercambiabilidade dos gases um assunto de implicações estratégicas e ambientais, entendeu-se a necessidade de abordar, ao menos de forma introdutória, o tema que sem dúvida é compatível com o Programa de Atividades da Diretoria de Engenharia do Ar e de Ação Metropolitana - DEAM.

## INTERCAMBIABILIDADE DOS GASES (REFERÊNCIA nº 1)

### I. INTRODUÇÃO

Em um serviço de distribuição de gás é importante poder prever o comportamento dos equipamentos de utilização, quando estes são submetidos a um tipo diferente de gás.

Quando dois gases, para usos domiciliares, podem ser substituídos um pelo outro sem necessidade de correção dos equipamentos, obtendo-se resultados de combustão e de estabilidade de chama similares, diz-se que os mesmos são intercambiáveis. Este resultado raras vezes se alcança, e na realidade considera-se intercambiáveis, no caso de uso industrial, dois gases com os quais se obtém resultados de combustão com certas semelhanças.

Para serem considerados intercambiáveis, dois gases devem possuir características físicas como o poder calorífico, a densidade, o poder de combustão, a velocidade de combustão e os limites de inflamabilidade, não muito distintas entre si.

Uma vez que as características das misturas gasosas não são todas independentes entre si, é suficiente para definir a intercambiabilidade o controle, por exemplo, do poder calorífico superior, da densidade e da velocidade de combustão.

O problema da intercambiabilidade também se desenvolveu inicialmente no campo teórico com o italiano Wobbe, que definiu o seguinte índice :

$$W = \frac{P}{\sqrt{d}}$$

P : poder calorífico superior do gás

d : densidade relativa do gás (com referência ao ar)

mediante o qual se pode deduzir que se a pressão de alimentação permanece constante, a potência térmica de um queimador resulta proporcional a relação indicada.

Se a pressão "p" varia, a potência térmica é definida como:

$$\frac{P \sqrt{p}}{\sqrt{d}}$$

Depois do Índice de Wobbe, outros índices foram definidos. Entre estes o Índice de Knoy, baseado na observação experimental de que um queimador funciona corretamente quando o poder calorífico da mistura ar-gás na cabeça de um queimador atmosférico é aproximadamente igual a 1500 Kcal/m<sup>3</sup> :

$$K = \frac{\frac{P}{9,54} - 175}{\sqrt{d}} \quad \begin{array}{l} P : \text{poder calorífico do gás} \\ d : \text{densidade relativa do gás.} \end{array}$$

Um outro índice é o Schuster, aplicável aos queimadores - Otto :

$$S = \frac{P}{\sqrt{n} \cdot \sqrt{v}} = \frac{W}{\sqrt{v}}$$

v : velocidade de combustão

A partir dos índices preliminares, vistos acima, desenvolveram-se vários métodos de intercambiabilidade, relativos todos aos gases de cidade.

Alguns investigadores tem desenvolvido a continuação do problema de intercambiabilidade também para os gases naturais, uma vez que estes combustíveis tem adquirido nos últimos tempos uma importância superior aos gases de baixo ou médio poder calorífico obtidos a partir do carvão.

## II. MÉTODO A.G.A. (American Gas Association) :

Baseia-se nos três índices seguintes :

1º) Índice de desprendimento de chama, que se analisa com a seguinte fórmula :

$$I_L = \frac{K_a}{\frac{f_{a s}}{f_{s a}} \left( K_s - \log \frac{f_a}{f_s} \right)}$$

sub-índice a : refere-se ao gás com o qual regulou-se determinado queimador

sub-índice s : refere-se ao gás de substituição

$$a = \frac{100 A_t}{P}$$

$$f = \frac{1000 v \sqrt{d}}{P}$$

$$K = \frac{F}{d}$$

P = poder calorífico

d = densidade relativa

$A_t$  = ar teórico

F = coeficiente específico para a retenção de chama de cada um dos constituintes do gás (tabela I).

Condição de intercambiabilidade:  $I_L < 1,0$

(Para certos gases naturais de alto poder calorífico pode-se alcançar o limite de 1,12, mas isto não é recomendável; para os gases naturais de alto teor de metano o limite é 0,6).

29) Índice de retorno de chama

A tendência ao retorno de chama é caracterizado pelo seguinte índice:

$$I_F = \frac{K_s f_s \sqrt{\frac{P_s}{1000}}}{K_a f_a}$$

Condição de intercambiabilidade:  $I_F < 1,18$  (limite máximo: 1,20).

39) Índice de aparição de pontas amarelas

A tendência de formação de pontas amarelas em chamas azuis é verificada pelo índice:

$$I_y = \frac{f_{s a y a}}{f_{a s y s}}$$

$$Y = \frac{100 T}{A_t + 7 E - 26,3 O_2}$$

T: coeficiente específico para a aparição de pontas amarelas em cada um dos constituintes

tes do gás. (tabela I).

E: concentração de substâncias inertes no gás.

O<sub>2</sub>: concentração de oxigênio no gás

Condição de intercambiabilidade:  $I_y > 1,0$

(Para certos gases de alto poder calorífico pode-se rebaixar o limite até 0,7, mas isto não é recomendável).

TABELA I : Tabela dos coeficientes "F" e "T" de diversos gases (método A.G.A.)

Gás	F	T
H <sub>2</sub>	0,6	0,0
CO	1,407	0,0
CH <sub>4</sub>	0,67	2,18
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1,419	5,8
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,931	9,8
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2,55	16,85
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1,768	8,7
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	2,06	13,0
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	2,71	52
O <sub>2</sub>	2,9	-4,76
CO <sub>2</sub>	1,08	-
N <sub>2</sub>	0,688	-
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	-	25
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	-	20
C <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	-	30
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> (butadieno)	-	25
C <sub>5</sub> H <sub>8</sub> (pentadieno)	-	36
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub> (tolueno)	-	60

### III. MÉTODO DE WEAVER

A semelhança do método A.G.A., do qual se deriva, o método de Weaver (U.S. Bureau of Standards) leva em conta índices de intercambiabilidade, que correspondem aos distintos fenômenos registrados.

A maior parte dos índices se calcula a partir da velocidade de chama  $S$ , que para misturas gasosas complexas é dado pela seguinte expressão :

$$S = \frac{aF_a + bF_b + cF_c + \dots}{A_t + 5Z - 18,8 Q + 1}$$

onde :

$a, b, c, \dots$  : proporções volumétricas dos constituintes combustíveis da mistura.

$F_a, F_b, F_c, \dots$  : coeficientes específicos relativos a cada gás combustível (tabela II)

$A_t$  : volume de ar necessário para a combustão teórica da mistura (tabela II)

$Z$  : proporção volumétrica dos gases inertes da mistura ( $CO_2 - N_2$ )

$Q$  : proporção volumétrica de oxigênio na mistura.

TABELA II : Tabela dos coeficientes F, densidade e ar teórico  
co "A"

Gás	Densidade	Ar teórico - A -	Coefficiente - F -
CO	0,97	2,39	61
H <sub>2</sub>	0,07	2,39	339
CH <sub>4</sub>	0,55	9,55	148
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1,04	16,71	301
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,56	23,87	398
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2,09	31,03	513
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0,97	14,32	454
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	1,45	21,48	674
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	0,91	11,93	776
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> (benzeno)	2,70	35,79	920
N <sub>2</sub>	0,97	-	-
CO <sub>2</sub>	1,53	-	-
O <sub>2</sub>	1,11	(-4,78)	-
Ar	1,00	(-1,00)	-

19) Índice de fluxo térmico :

A variação de fluxo térmico em um queimador é proporcional ao índice :

$$J_H = \frac{P \sqrt{d_a}}{P_a \sqrt{d}}$$

onde o sub-índice "a" se refere ao gás com o qual se regula o queimador.

Condição de intercambiabilidade :  $J_H = 1$

29) Índice de aeração primária :

O grau de aeração primária de um queimador atmosférico se obtém a partir do seguinte índice :

$$J_A = \frac{A \sqrt{d_a}}{A_a \sqrt{d}}$$

Condição de intercambiabilidade :  $J_A = 1$

39) Índice de desprendimento de chama:

A tendência ao desprendimento de chama é representada pelo índice :

$$J_L = J_A \frac{S}{S_A} \frac{(100 - Q)}{(100 - Q_a)}$$

Condição de intercambiabilidade :  $J_L = 1$

49) Índice de retorno de chama :

A tendência ao retorno de chama é dada pelo índice:

$$J_F = \frac{S}{S_a} - 1,4 J_A + 0,4$$

Condição de intercambiabilidade :  $J_F = 0$

59) Índice de formação de fuligem e de pontas amarelas:

A tendência de aparição de pontas amarelas nas chamas e de produção de fuligem é dada pelo índice :

$$J_y = J_A + \frac{N - N_a}{100} - 1$$

"N" é igual a soma dos produtos dos átomos de carbono de cada hidrocarboneto não saturado presente pela sua porcentagem na mistura.

Condição de intercambiabilidade :  $J_y = 0$

69) Índice de combustão incompleta :

A tendência de se obter uma combustão incompleta - com formação de monóxido de carbono é caracterizada pelo seguinte índice :

$$J_I = J_A - 0,366 \frac{R}{R_a} - 0,634$$

onde "R" é a relação entre o número de átomos de hidrogênio e o número de átomos de carbono considerando unicamente os hidrocarbonetos.

Condição de intercambiabilidade :  $J_I = 0$

#### IV - MÉTODO DE PRIGG

Este método estabelece as seguintes equações :

19) limite para haver combustão completa :

$$\frac{W}{W_a} - 0,132 \frac{S}{S_a} = 0,968 \quad (\text{em unidades inglesas})$$

29) limite para não haver retorno de chama :

$$\frac{W}{W_a} - 0,391 \frac{S}{S_a} = 0,460 \quad (\text{em unidades inglesas})$$

39) limite para haver deslocamento de chama :

$$WS (1 - Q) = 21300 \quad (\text{em unidades inglesas})$$

O sub índice "a" corresponde ao gás de referência "W" e "S" são calculados, conforme vimos, de acordo com os itens I e III respectivamente.

## V - OUTROS MÉTODOS

Na Itália o método de intercambiabilidade mais usado é o de Delbourg, que se baseia nos métodos anteriores com a introdução de certos coeficientes de correção.

No Bureau of Mines de Pittsburgh, J. Grumer desenvolveu um método que usa o seu nome.

Maiores detalhes do método de Delbourg e do método de Grumer podem ser vistos no livro "La Combustion" de Guiliano Salvi (páginas 556 a 564).

## VI- CONTROLE DE QUALIDADE DO GÁS DE RUA EM SÃO PAULO (COMGÁS)- Referência nº 02.

Um determinado queimador, ajustado em condições ótimas para um gás com determinada composição, continuará oferecendo bom desempenho se a variação de sua composição não fizer com que sejam ultrapassados os limites de número de Wobbe, retorno de chama, descolamento ou de combustão completa.

Como todos êsses limites se relacionam com o número de Wobbe e com a velocidade de chama, é possível estabelecer um diagrama (em anexo) de controle de qualidade.

O referido diagrama é traçado considerando-se:

- a) como limite de carga térmica a variação de  $\pm 10\%$  sobre o nº de Wobbe do gás (CRG) com o qual os queimadores foram ajustados.
- b) o critério para estabelecimento do limite de combustão completa é a relação  $CO/CO_2$  nos gases de combustão provenientes da queima do gás com o qual os queimadores foram ajustados.
- c) igualmente foram estabelecidos critérios para os limites de retorno de chama e descolamento.

Qualquer variação na composição do gás que está sendo distribuído só é admitida se o número de Wobbe e a velocidade de chama definirem pontos que caiam dentro do diagrama de controle de qualidade.

- Composição típica dos dois tipos de gás produzidos a partir da nafta e distribuídos pela COMGÁS:

GÁS CRG

CO: 3,00% em volume  
 CO<sub>2</sub>: 20,80% em volume  
 H<sub>2</sub>: 43,00% em volume  
 CH<sub>4</sub>: 32,60% em volume  
 Nafta: 0,60% em volume  
 P.C.: 4750 kcal/Nm<sup>3</sup>  
 dens.: 0,57 (ar = 1)  
 P.orv.: + 10°C a 17,6 kg/cm<sup>2</sup>  
 N.Wobbe: 660 BTU/scf  
 V.chama: 31

GÁS HTR

CO: 18,00% em volume.  
 CO<sub>2</sub>: 6,30% em volume  
 H<sub>2</sub>: 59,30% em volume  
 CH<sub>4</sub>: 6,50% em volume  
 N<sub>2</sub>: 1,00% em volume  
 O<sub>2</sub>: 0,50% em volume  
 C<sub>n</sub>H<sub>m</sub>: 8,40% em volume  
 P.C.: 4750 kcal/Nm<sup>3</sup>  
 dens.: 0,49 (ar = 1)  
 P.orv.: + 25°C a 1kg/cm<sup>2</sup>  
 N.Wobbe: 720 BTU/scf  
 V.chama: 48

Com os dois últimos parâmetros, nº de Wobbe e velocidade de chama, os dois gases acima acham-se representados no diagrama de intercambiabilidades em anexo (gás CRG: ponto A no diagrama - gás HTR: ponto B no diagrama).

- Composições típicas do gás bruto produzido em gaseificadores a carvão - Gases de baixo e médio poder calorífico  
Referência 3

Composição, % vol.(seco)	gás de baixo poder calorif.	gás de médio poder calorif.
CO <sub>2</sub>	3 — 14	6 — 31
CO	16 — 29	17 — 61
CH <sub>4</sub>	1 — 5	1 — 14
H <sub>2</sub>	11 — 23	23 — 39
N <sub>2</sub>	40 — 63	1 — 3
H <sub>2</sub> S, ppmv	400 — 6900 <sup>a</sup>	3700 — 15000 <sup>a</sup>
NH <sub>3</sub> , ppmv	b	b
HHV, (kcal/Nm <sup>3</sup> )	1223 — 1881	2351 — 3480

"a" : A concentração de  $H_2S$  é proporcional ao conteúdo de enxofre no carvão. Os intervalos mostrados são baseados em dados disponíveis. O valor superior do intervalo para o gás de baixo poder calorífico é o que se pode esperar ao se gaseificar um carvão com 3,5% de enxofre.

"b" : A quantidade depende do conteúdo de nitrogênio no carvão e das condições de operação do gaseificador. Dados não disponíveis para se ter um intervalo representativo.

- Gás de médio poder calorífico produzido a partir de carvão redutor (R.G.S.) em gaseificador Lurgi.

a) Composição - referência 4

<u>Componente</u>	<u>% Mol.</u>
$CO_2$	1,49
$C_2H_4$	0,13
CO	9,18
$H_2$	74,96
$CH_4$	12,76
$C_2H_6$	0,34
$C_3H_8$	0,58
$C_4H_{10}$	0,32
$N_2$	0,24
P.C.S.	4000 kcal/Nm <sup>3</sup>
Pressão	70 ata
Temperatura	30°C

b) Representação do gás, com a composição acima, no diagrama de intercambiabilidade da COMGÁS.

- Densidade do Gás (d):

com auxílio da tabela II - página 6 - temos:

$$d = 0,0149 \times 1,53 + 0,0013 \times 0,97 + 0,0918 \times 0,97 + \\ + 0,7496 \times 0,07 + 0,1276 \times 0,55 + 0,0034 \times 1,04 + \\ + 0,0058 \times 1,56 + 0,0032 \times 2,09 + 0,0024 \times 0,97$$

$$d = 0,0228 + 0,0013 + 0,0890 + 0,0525 + 0,0702 + \\ + 0,0035 + 0,0090 + 0,0067 + 0,0023$$

$$d = 0,2573 \text{ (ar} = 1)$$

- Número de Wobbe do Gás (N.W.)

$$\text{N.W.} = \frac{\text{PCS}}{\sqrt{d}} = \frac{4000}{\sqrt{0,2573}} \text{ kcal/Nm}^3$$

$$\text{N.W.} \cong 7886 \text{ kcal/Nm}^3 \cong 838,5 \text{ BTU/scf}$$

- Velocidade de Chama (S)

de acordo com o método de Weaver (página 5) temos:

$$S = \frac{aF_a + bF_b + cF_c + \dots}{A_t + 5Z - 18,8Q + 1}$$

partindo da composição do gás e utilizando-se a tabela II, página 6, temos:

$\text{C}_2\text{H}_4$	$a = 0,0013$	$A_a = 0,0013 \times 14,32$	$F_a = 454$
CO	$b = 0,0918$	$A_b = 0,0918 \times 2,39$	$F_b = 61$
$\text{H}_2$	$c = 0,7496$	$A_c = 0,7496 \times 2,39$	$F_c = 339$
$\text{CH}_4$	$d = 0,1276$	$A_d = 0,1276 \times 9,55$	$F_d = 148$
$\text{C}_2\text{H}_6$	$e = 0,0034$	$A_e = 0,0034 \times 16,71$	$F_e = 301$
$\text{C}_3\text{H}_8$	$f = 0,0058$	$A_f = 0,0058 \times 23,87$	$F_f = 398$
$\text{C}_4\text{H}_{10}$	$g = 0,0032$	$A_g = 0,0032 \times 31,03$	$F_g = 513$

$$A_t = A_a + A_b + A_c + \dots = 3,5427$$

$$aF_a + bF_b + cF_c + \dots = 284,1626$$

$$Z = \frac{0,0024}{\text{N}_2} + \frac{0,0149}{\text{CO}_2} = 0,0173$$

$$Q = 0$$

$$S = \frac{284,1626}{3,5427 + 5 \times 0,0173 - 0 + 1}$$

$$S = 61,3848$$

$$S \cong 61,4$$

- Representação do gás no diagrama de intercambiabilidade da COMGÁS:

com N.W. = 838,5 Btu/scf e S = 61,4, o gás acha-se representado no diagrama em anexo (ponto C).

- Comentários:

Ao examinarmos a localização do ponto C no diagrama de intercambiabilidade da COMGÁS, as seguintes conclusões podem ser obtidas:

- O gás em questão satisfaz o limite de retorno de chama.
- O gás em questão satisfaz o limite de combustão completa.
- O gás em questão satisfaz o limite de descolamento de chama.
- O gás em questão possui uma carga térmica muito elevada, pois supera o limite superior de nº de Wobbe. Isto se deve principalmente à menor densidade do gás "Lurgi" ao ser comparado com o gás "CRG" da COMGÁS.

Ao examinarmos a composição dos dois gases, chegamos a conclusão que a menor densidade do gás "Lurgi" está relacionada com o menor teor de CO<sub>2</sub> e com o maior teor de H<sub>2</sub> existente relativamente ao gás "CRG". Por tanto para torná-lo intercambiável, um aumento do teor de CO<sub>2</sub> seria suficiente, porém, convém lembrar que um maior teor de CO<sub>2</sub> pode, dependendo do proceso de remoção de gases ácidos utilizados na planta de gaseificação, significar um aumento no teor de H<sub>2</sub>S. Considerando o problema de poluição do ar atmosférico, a presença deste último composto é indesejável, uma vez que o mesmo se oxidará principalmente à SO<sub>2</sub>, quando o gás for utilizado como combustível.

- Gás de médio poder calorífico obtidos a partir de carvões nacionais (carvão vapor de Santa Catarina, carvão de candiota R.G.S. -, carvão de charqueadas R.G.S. e carvão de leão - R.G.S.) em gaseificadores Koppers Totzek.

a) Composição - Referência 5

Refere-se à composição aproximada resultante da produção do gás a partir dos carvões mencionados acima.

<u>Componente</u>	<u>% Mol</u>
CH <sub>4</sub>	23,8
CO	15,8
H <sub>2</sub>	57,8
CO <sub>2</sub>	0,2
N <sub>2</sub> + ar	2,4
PCS	4500 kcal/Nm <sup>3</sup>

b) Representação do gás, com a composição acima, no diagrama de intercambiabilidade da COMGÁS.

- densidade do gás (d)

com auxílio da tabela II página 6 - temos :

$$d = 0,238 \times 0,55 + 0,158 \times 0,97 + 0,578 \times 0,07 + 0,002 \times 1,53 + 0,024 \times 0,97$$

$$d \cong 0,3510$$

- número de Wobbe do gás (N.W.)

$$N.W. = \frac{PCS}{d} = \frac{4500}{0,3510}$$

$$N.W. \cong 7596 \text{ kcal/kg}$$

$$N.W. \cong 807,6 \text{ Btu/scf}$$

- velocidade de chama (S)

de acordo com o método de Weaver (página 5) temos:

$$S = \frac{aF_a + bF_b + cF_c + \dots}{A_t + 5Z - 18,8Q + 1}$$

partindo-se da composição do gás e utilizando-se a tabela II, página 6, temos:

$$\begin{array}{llll}
 \text{CH}_4 & a = 0,238 & A_a = 0,238 \times 9,55 & F_a = 148 \\
 \text{CO} & b = 0,158 & A_b = 0,158 \times 2,39 & F_b = 61 \\
 \text{H}_2 & c = 0,578 & A_c = 0,578 \times 2,39 & F_c = 339
 \end{array}$$

$$A_t = A_a + A_b + A_c = 4,0319$$

$$aF_a + bF_b + cF_c = 240,804$$

$$Z = \frac{0,024}{\text{H}_2} + \frac{0,002}{\text{CO}_2} = 0,026$$

$$Q = 0$$

$$S = \frac{240,804}{4,0319 + 5 \times 0,026 - 0 + 1}$$

$$S = 46,6503 \cong 46,65$$

- Representação do gás no diagrama de intercambiabilidades da COMGAS:

com N.W.  $\cong 807,6$  Btu/scf e  $S \cong 46,65$ , o gás acha-se representado no diagrama em anexo (ponto D)

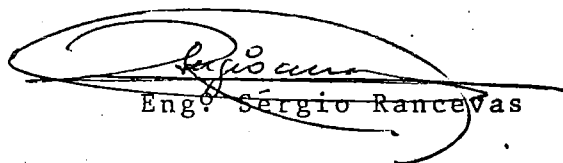
- Comentários

Ao examinarmos a localização do ponto D no diagrama de intercambiabilidades da COMGAS, as seguintes conclusões podem ser obtidas:

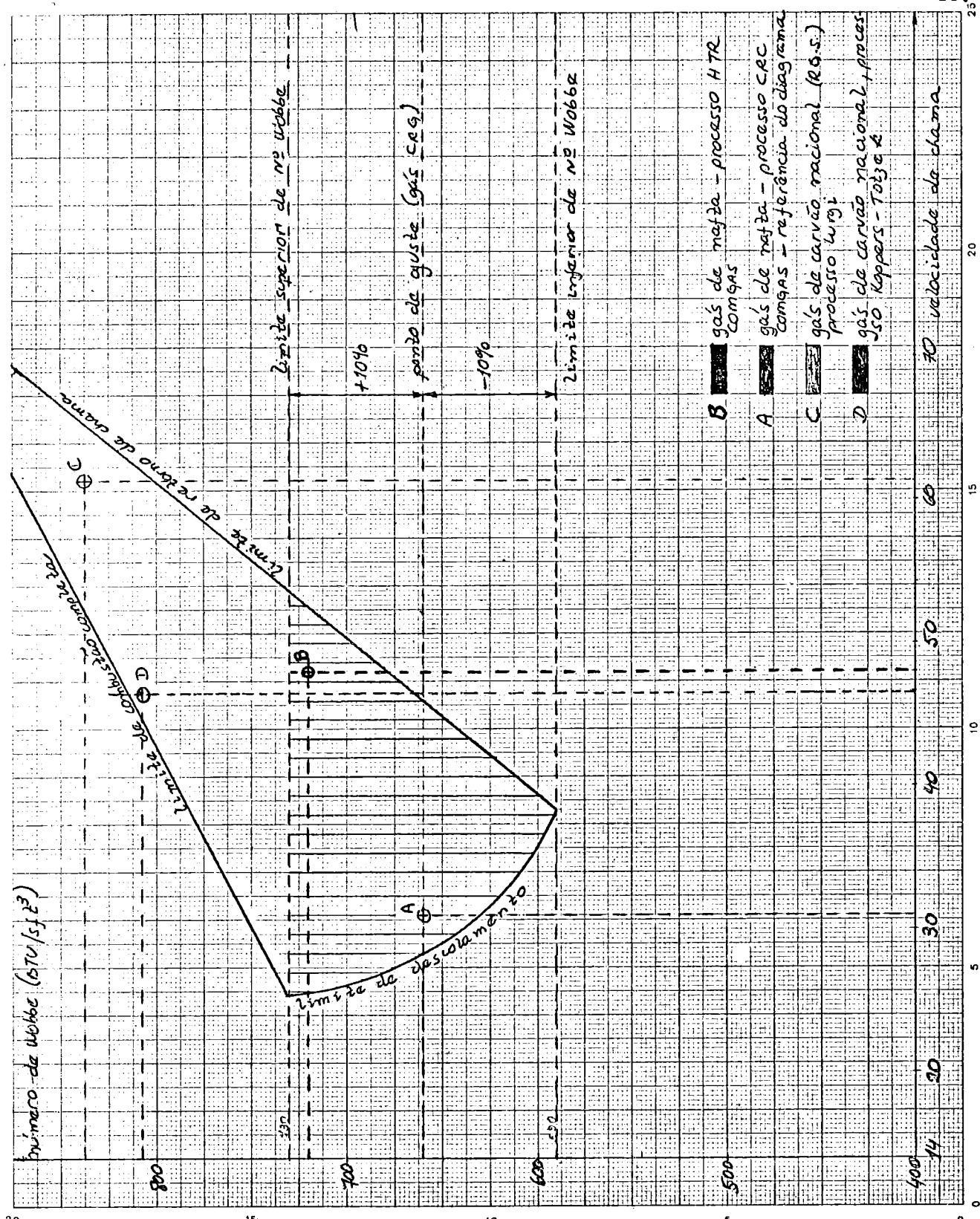
- O gás em questão satisfaz o limite de retorno de chama.
- O gás em questão satisfaz o limite de combustão completa.
- O gás em questão satisfaz o limite de descolamento de chama.
- O gás em questão possui uma carga térmica muito elevada, pois supera o limite superior de nº de Wobbe. Isto se deve principalmente à menor densidade do gás "Koppers-Totzek" ao ser comparado com o gás "CRG" da COMGAS. Ao examinarmos a composição dos dois gases

chegamos à conclusão que a menor densidade do gás está relacionada com o menor teor de  $\text{CO}_2$  existente relativamente ao gás "CRG". Portanto para torná-lo intercambiável, um aumento de teor de  $\text{CO}_2$  seria suficiente, porém convém lembrar que um maior teor de  $\text{CO}_2$  pode, dependendo do processo de remoção de gases ácidos utilizados na planta de gaseificação, significar um aumento no teor de  $\text{H}_2\text{S}$ . Considerando o problema de poluição do ar atmosférico, a presença deste último composto é indesejável, uma vez que o mesmo se oxidará principalmente à  $\text{SO}_2$ , quando o gás for utilizado como combustível.

Originado por:

  
Eng.º Sérgio Rancevas

Eng.º Gabriel Murgel Branco  
Chefe da Divisão de Alternativas de  
Energia



Ref: 4410 papel tecnico Romilec

B I B L I O G R A F I A

1. "La Combustion" - autor : Giuliano Salvi
2. "Gaseificação da Nafta" - autor : Engº Luís Alvaro Gomes Rodrigues - Instituto Brasileiro do Gás (I.B.G.)
3. "Technology Assessment Report for Industrial Boiler Applications: Synthetic Fuels"/Draft : June 1979/  
U.S.E.P.A.
4. "Process Study for the Gasification of South Brazilian Coals for FINEP" - Technical Information -  
vol. III.
5. "Gasification of Brazilian Coal Using the Koppers - Totzek Process" - Volume 5 : Fuel gas Plant . -  
- prepared by Krupp - Koppers GmbH, Essen, Germany  
for FINEP.

PROGRAMA 6: ESTUDOS RELATIVOS AO IMPACTO AMBIENTAL DECORRENTE  
DO USO DE CARVÃO MINERAL

PROJETO 6.1.: CARACTERIZAÇÃO DAS FONTES DE POLUIÇÃO DOS PROCES-  
SOS DE GASEIFICAÇÃO DO CARVÃO

C. QUÍMICA DA GASEIFICAÇÃO

Dezembro/1980

Divisão de Alternativas de Energia  
GFPAE/SEAR/DEAM

## I N D I C E

OBJETIVO .....	3
I. INTRODUÇÃO .....	3
II. MECANISMO DE FORMAÇÃO DOS PRINCIPAIS COMPOSTOS ...	4
III. INFLUÊNCIA DA PRESSÃO .....	7
IV. INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA .....	8
BIBLIOGRAFIA .....	10

### TABELAS

TABELA I - PRINCIPAIS REAÇÕES QUE PODEM OCORRER NA GASEIFICAÇÃO DO CARVÃO .....	5
TABELA II - VARIAÇÃO DA COMPOSIÇÃO COM A TEMPERATURA (% Vol.) .....	8
TABELA III - VARIAÇÃO DA COMPOSIÇÃO COM A TEMPERATU- RA (% Vol.) .....	9

### ANEXOS

## OBJETIVO

O presente relatório se refere ao ítem C do projeto 6.1. do Programa de Atividades da Superintendência de Engenharia do Ar - SEAR - para 1980. O referido projeto trata da caracterização das fontes de poluição dos Processos de Gaseificação do Carvão, se constituindo em um dos ítems do programa 6, que abrange os Estudos Relativos ao Impacto Ambiental Decorrente do Uso do Carvão Mineral.

Sendo a Química da Gaseificação um assunto que nos permite entender o mecanismo das reações envolvidas na gaseificação, bem como a influência das diversas variáveis, tais como temperatura e pressão, na composição do gás formado; julgamos conveniente tratá-lo de imediato, fornecendo assim conhecimentos básicos indispensáveis a um melhor entendimento de particulares tipos de gaseificadores, que serão considerados com detalhes em relatórios futuros.

## I. INTRODUÇÃO

A gaseificação do carvão envolve a reação deste com o ar (oxigênio) e a água (vapor). De acordo com as diferentes maneiras de se introduzir, acomodar e condicionar estes reagentes, teremos caracterizados os diferentes tipos de gaseificadores. Assim sendo, cada um destes, dependendo também das características do carvão a ser considerado, produzirá um gás bruto com composições distintas no que se refere principalmente aos teores de monóxido de carbono, dióxido de carbono, hidrogênio, metano, água, compostos de enxofre e eventualmente aos teores de compostos orgânicos oriundos da desvolatilização do carvão.

O trabalho a seguir tratará mais especificamente do mecanismo de formação dos cinco primeiros compostos acima discriminados bem como da variação de formação destes com relação à temperatura e a pressão.

Maiores considerações referentes aos compostos de enxofre serão abordadas em trabalhos futuros. Adiantamos porém, que a formação é quantitativamente dependente do teor de enxofre.

fre no carvão e que as condições internas nos gaseificadores, onde há o desenvolvimento de um processo de oxidação a atmosfera reduzida, propiciam a formação com maior facilidade de sulfeto de hidrogênio relativamente a outros compostos de enxofre.

Os compostos orgânicos desvolatilizados estarão presentes na composição do gás bruto produzido sempre que se considera determinados tipos de gaseificadores (p.ex. Lurgi), onde a forma como ocorre a interação entre os reagentes não determinam o craqueamento interno dos mesmos.

## II. MECANISMO DE FORMAÇÃO DOS PRINCIPAIS COMPOSTOS

Com a finalidade de se entender o mecanismo das reações de envolvidas na gaseificação, reproduziremos os resultados dos testes efetuados nos laboratórios do "Institute of Gas Technology at Chicago" para um sistema idealizado, cujos reagentes são carbono (grafite), oxigênio e vapor.

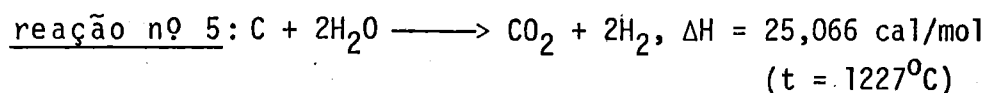
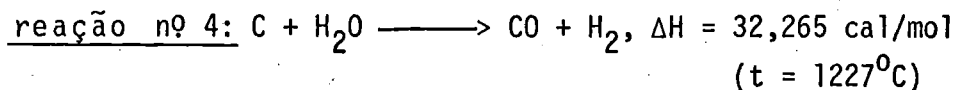
As condições de equilíbrio determinadas nestes testes serão raramente atingidas em operações práticas, pois a reatividade do combustível (carvão), suas características físicas e a composição desejada do gás determinarão as temperaturas, pressões e velocidades de formação do gás da forma mais econômica em cada caso enquanto que nos testes de laboratório o objetivo era estudar o mecanismo das reações envolvidas no processo.

As reações no sistema carbono (grafite), oxigênio e vapor são indicadas para duas temperaturas na Tabela I. Os valores da entalpia de formação ( $\Delta H$ ) são expressos como negativos para reações exotérmicas e positivo para reações endotérmicas. A pressão normal, as primeiras oito reações predominam, enquanto as quatro últimas são significativas a pressões de operação elevadas (comparar figuras de 1 a 4 em anexo).

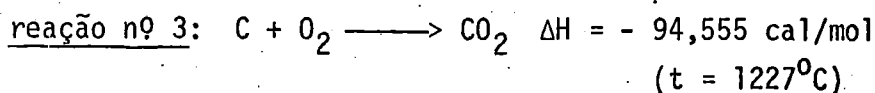
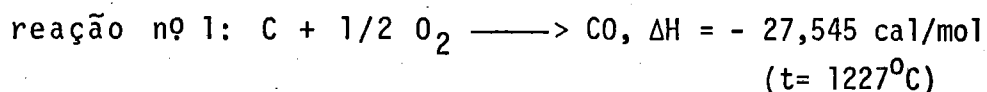
TABELA I - PRINCIPAIS REAÇÕES QUE PODEM OCORRER NA GASEIFICAÇÃO DO CARVÃO

Reação Nº	Reagentes	Produtos	$\Delta H$ cal/mol t = 25°C	$\Delta H$ cal/mol t = 1227°C
1.	C (sólido, grafite) + 1/2 O <sub>2</sub> (gás)	CO (gás)	- 26,416	- 27,545
2.	CO (gás) + 1/2 O <sub>2</sub> (gás)	CO <sub>2</sub> (gás)	- 67,636	- 67,010
3.	C (sólido, grafite) + O <sub>2</sub> (gás)	CO <sub>2</sub> (gás)	- 94,052	- 94,555
4.	C (sólido, grafite) + H <sub>2</sub> O (vapor)	CO (gás) + H <sub>2</sub> (gás)	31,382	32,265
5.	C (sólido, grafite) + 2H <sub>2</sub> O (vapor)	CO <sub>2</sub> (gás) + 2 H <sub>2</sub> (gás)	21,544	25,066
6.	H <sub>2</sub> (gás) + 1/2 O <sub>2</sub> (gás)	H <sub>2</sub> O (gás)	- 57,798	- 59,811
7.	C (sólido, grafite) + CO <sub>2</sub> (gás)	2 CO (gás)	41,220	39,464
8.	CO (gás) + H <sub>2</sub> O (vapor)	CO <sub>2</sub> (gás) + H <sub>2</sub> (gás)	- 9,838	- 7,199
9.	2 CO (gás) + 2 H <sub>2</sub> (gás)	CH <sub>4</sub> (gás) + CO <sub>2</sub> (gás)	- 59,109	- 61,524
10.	CO (gás) + 3 H <sub>2</sub> (gás)	CH <sub>4</sub> (gás) + H <sub>2</sub> O (vapor)	- 49,271	- 54,325
11.	CO <sub>2</sub> (gás) + 4 H <sub>2</sub> (gás)	CH <sub>4</sub> (gás) + 2 H <sub>2</sub> O (gás)	- 39,433	- 47,126
12.	C (sólido, grafite) + 2 H <sub>2</sub> (gás)	CH <sub>4</sub> (gás)	- 17,889	- 22,060

As reações primeiramente desejadas são as seguintes:



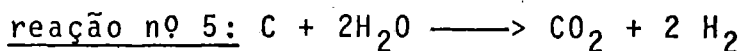
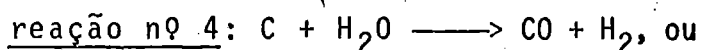
Ambas as reações são endotérmicas. Para suprir este calor consideram-se:



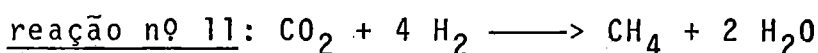
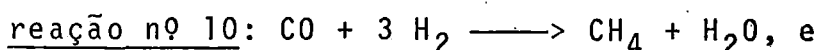
A formação de metano na zona de temperatura baixa, também exotérmica, fornece calor adicional para as reações 4 e 5. Entendendo-se que este calor é realmente fornecido, há uma redução na necessidade de introdução de oxigênio para este propósito. Portanto, como veremos em trabalhos posteriores, no processo de gaseificação Lurgi no qual o metano é formado, o volume de oxigênio requerido é menor.

Quando o oxigênio reage com o carbono sólido a temperaturas acima de  $800^\circ C$ , verifica-se que o monóxido de carbono aparece como produto primário, mas quando as amostras são tomadas na zona de combustão, estas contêm mais dióxido do que monóxido de carbono, provando que reações secundárias ocorrem na camada de combustível. É claro que, à medida que o oxigênio livre permanece presente, o monóxido de carbono formado na superfície do combustível se oxidará para dióxido de carbono, que por sua vez, posteriormente, entrará em contacto com o carbono reduzindo-se novamente a monóxido de carbono.

A questão da reação primária entre o vapor d'água e o carbono ser:



ainda não é bem estabelecida. Há também, por outro lado, consideráveis controvérsias no que diz respeito à formação do metano. Alguns o interpretam como formado a partir de:



Outros consideram que as interações do carbono com o hidrogênio (reação nº 12) são, pelo menos, tão importantes na formação do metano quanto o são nas reações entre o hidrogênio e o monóxido ou o dióxido de carbono vistas acima. O quanto estas reações influem no projeto dos equipamentos (gaseificadores) e nas suas condições de operação será abordado em trabalhos futuros quando trataremos de tipos específicos de gaseificadores de maneira mais detalhada.

### III. INFLUÊNCIA DA PRESSÃO

Verificou-se que para um aumento de pressão, mantendo-se a temperatura constante, chega-se a um decréscimo nas concentrações de equilíbrio do monóxido de carbono e hidrogênio, a um aumento das concentrações de dióxido de carbono e metano e a uma diminuição da conversão da água. No que se refere a relação "oxigênio-vapor" esta diminui principalmente quando se considera acréscimos entre pressões baixas (próximas a pressão atmosférica).

Como acima ficou estabelecido, as concentrações de equilíbrio do dióxido de carbono e do metano aumentam com a pressão, mas não em proporções diretas.

Assim os acréscimos entre pressões baixas produzem maiores variações entre as concentrações e maiores alterações no balanço térmico relativamente ao caso onde se considera os mesmos acréscimos entre pressões altas.

Com a finalidade de deixar bem caracterizada a influência da pressão, apresentamos, em anexo, a variação da composição dos principais compostos com a temperatura para quatro pressões distintas, (figuras de 1 a 4), o que nos permite, como ilustração, construir a tabela II para uma temperatura arbitrária igual a 760°C.

TABELA II - VARIAÇÃO DA COMPOSIÇÃO COM A TEMPERATURA (% vol.)						
P (atm)	CO (% Vol.)	H <sub>2</sub> (% Vol.)	CO <sub>2</sub> (% Vol.)	CH <sub>4</sub> (% Vol.)	H <sub>2</sub> O (% Vol.)	T (°C)
1	52,5	34,0	8,0	1,0	4,0	760
10	26,0	30,5	19,0	7,0	18,0	760
20	19,5	26,0	21,0	10,0	24,0	760
40	15,0	21,5	22,5	13,5	28,5	760
↓	↑	↑	↓	↓	↓	constante

#### IV. INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA

Aumentando-se a temperatura sem variar a pressão, chega-se a um acréscimo nas concentrações de equilíbrio do monóxido de carbono, a decréscimos nas concentrações de dióxido de carbono e metano e a um aumento da conversão da água. Quanto ao hidrogênio o fato de termos aumentos ou diminuições das concentrações dependerá da faixa de temperatura sob consideração. Assim à pressão atmosférica, na faixa de temperaturas compreendidas entre 540°C e 650°C teremos aumento de concentração, acima de 650°C teremos diminuições, à pressão de 1000 kPa (10 atm) a faixa de temperaturas onde temos aumentos de concentração é mais larga, indo de 540°C à aproximadamente 800°C, e assim por diante quanto maior a pressão maior será a faixa de temperaturas onde temos aumento de concentração. No que se refere à relação "oxigênio - vapor" requerida para manter a troca fixa em termos de conteúdo de calor (entalpia), esta aumenta com a elevação da temperatura, sendo que este aumento é mais in-

tenso a baixas temperaturas e menos intenso a temperaturas superiores.

A Tabela III construída a partir da figura 1, em anexo, ilustra a influência da temperatura mantendo-se a pressão igual a 100 kPa (1atm)

TABELA III - VARIAÇÃO DA COMPOSIÇÃO COM A TEMPERATURA (% Vol.)

T (°C)	CO (% Vol.)	H <sub>2</sub> (% Vol.)	CO <sub>2</sub> (% Vol.)	CH <sub>4</sub> (% Vol.)	H <sub>2</sub> O (% Vol.)	P (atm)
538	6,0	30,0	25,0	9,0	30,5	1
649	24,0	36,5	19,5	3,5	14,5	1
760	52,5	34,0	8,0	1,0	4,0	1
871	65,0	31,5	1,0	0,2	0,5	1
↓	↓	↓ ↑	↑	↑	↑	constante

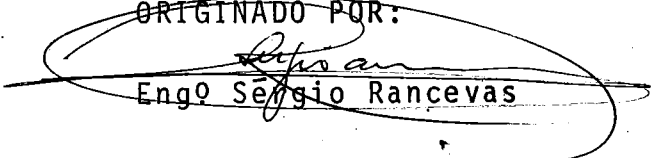
Seguem em anexo figuras de números de 1 ao 5.



BIBLIOGRAFIA

- . Oxygen in the production of hydrogen or synthesis gas
- L.L. Newman, Bureau of Mines, Washington, D.C. -
- Industrial and Engineering Chemistry - April 1948.

ORIGINADO POR:

  
Engº Sergio Rancevas

  
Engº Gabriel Murgel Branco

Chefe da Divisão de Alternativas de Energia

Figura 1 : Variação da composição de equilíbrio dos sistemas carbono - água - oxigênio com a temperatura.

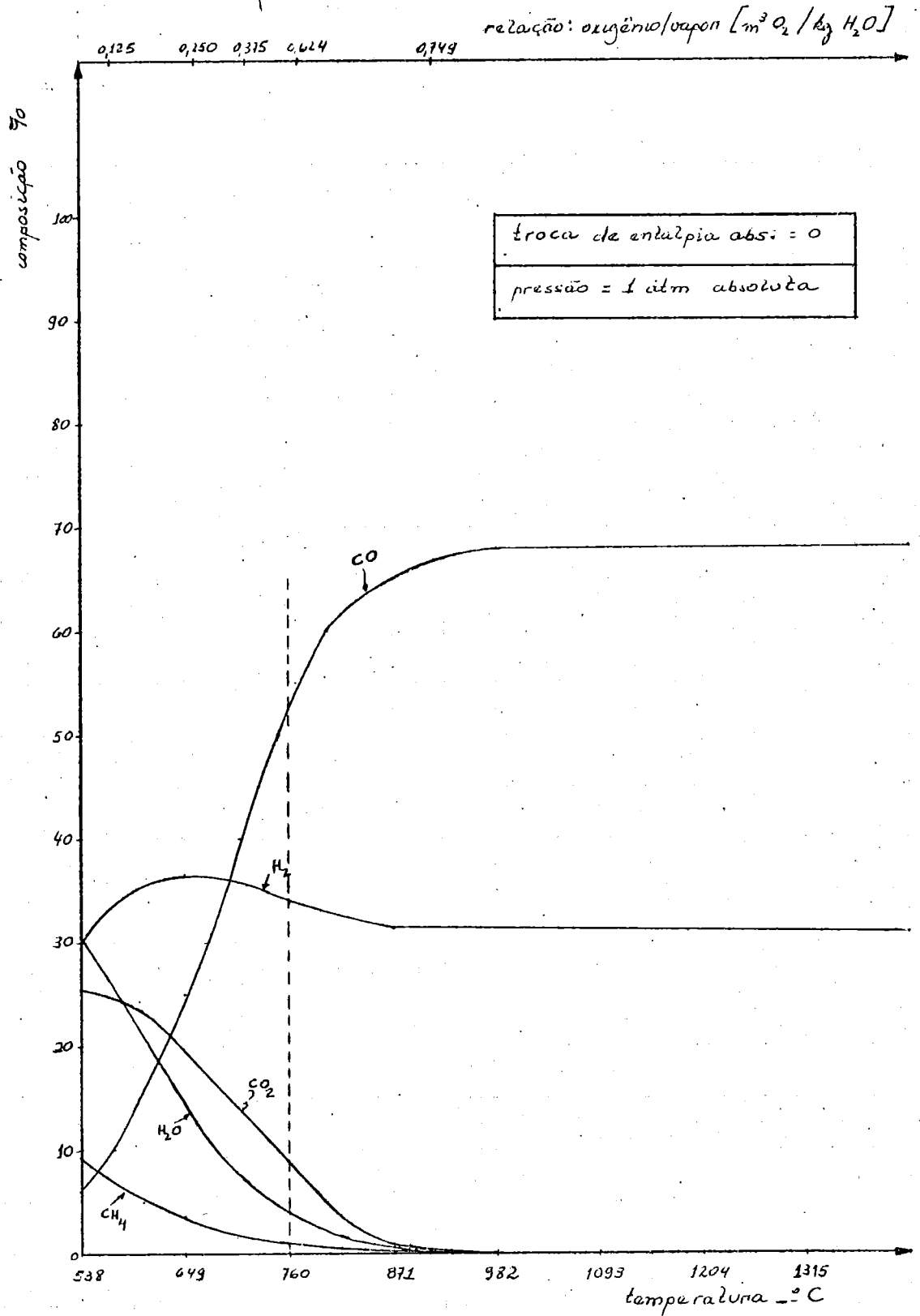


Figura 2 : Variação da composição de equilíbrio dos sistemas carbono - água - oxigênio com a temperatura

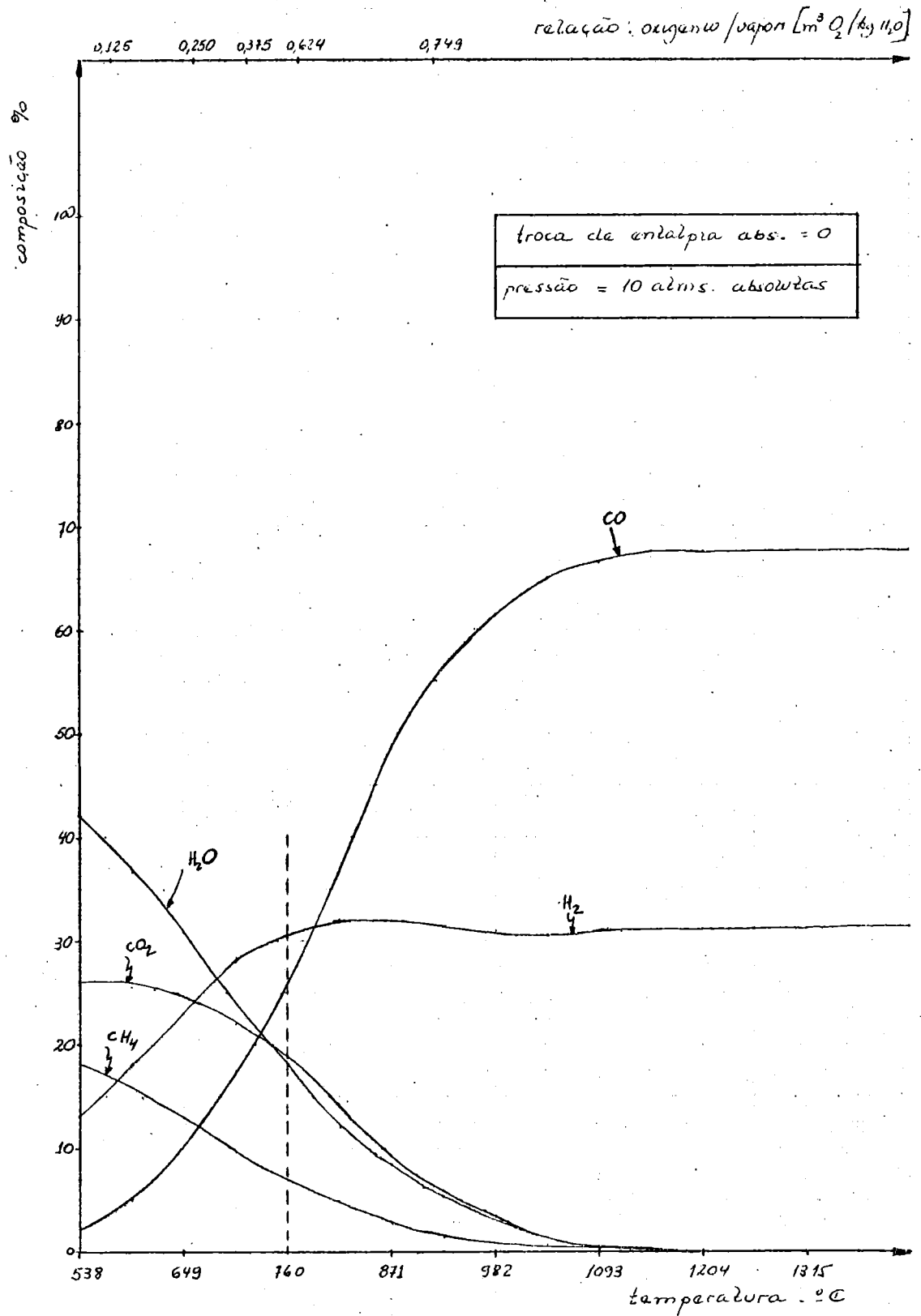
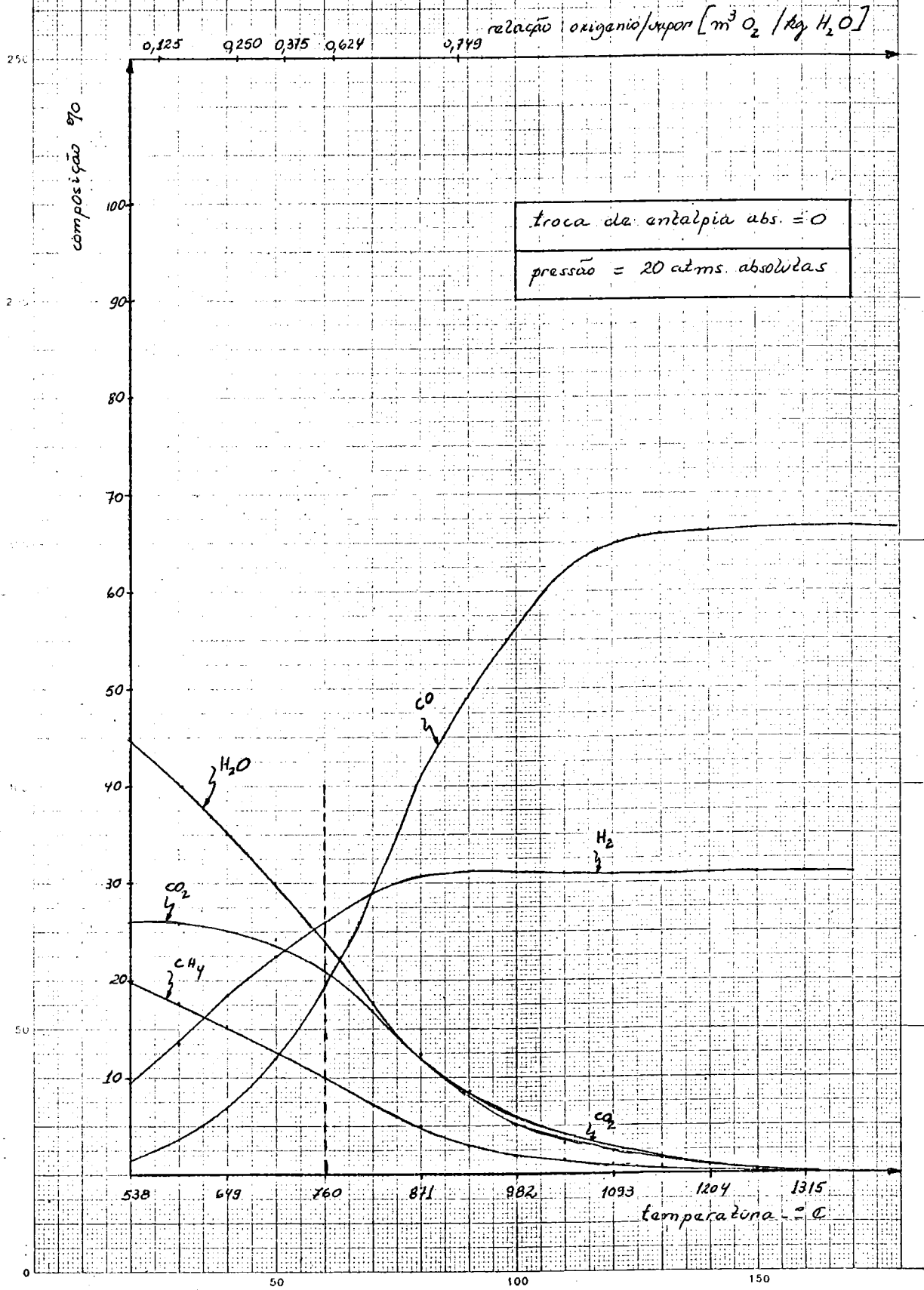


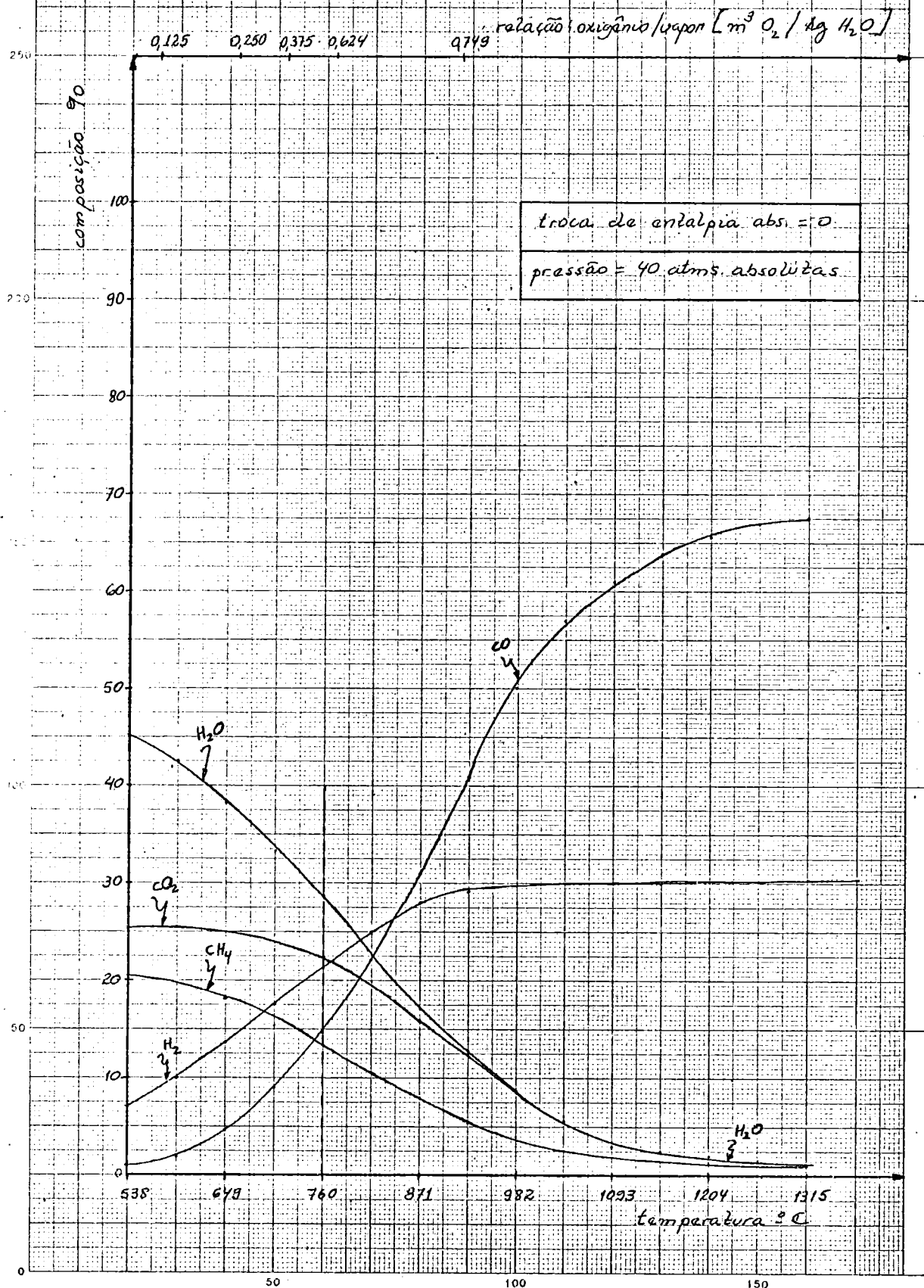
Figura 3. Variação da composição de equilíbrio dos sistemas carbono-água-oxigênio com a temperatura.



Ref: Formato A4

papel técnico Romitec

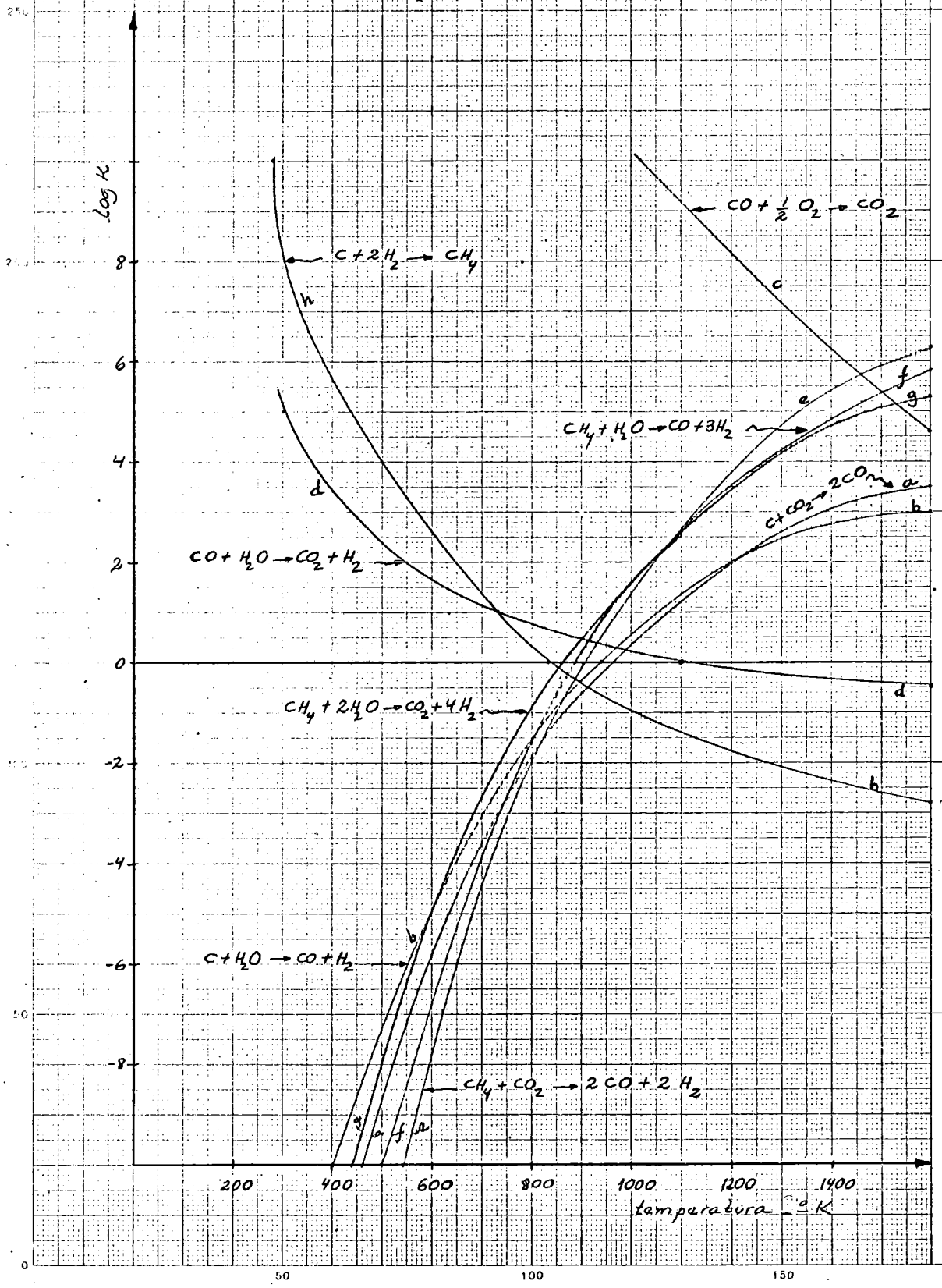
Figura 4. Variação da composição de equilíbrio dos sistemas carbono-água-oxigênio com a temperatura.



Ref. Formato A4

papel tecnico Romitec

Figura 5: Representação do logaritmo da constante de equilíbrio para oito das reações envolvidas na gasificação.



PROGRAMA 6 - ESTUDOS RELATIVOS AO IMPACTO AMBIENTAL DECORRENTE DO USO DO CARVÃO MINERAL

PROJETO.6.1. - CARACTERIZAÇÃO DAS FONTES DE POLUIÇÃO DOS PROCESSOS DE GASEIFICAÇÃO DO CARVÃO

D. GASEIFICAÇÃO DO CARVÃO - PROCESSO LURGI

DAEN/GFP AE

Superintendência de Engenharia do Ar  
Diretoria de Engenharia do Ar e de  
Ação Metropolitana.

### OBJETIVO

O presente relatório se refere ao item - D do Projeto 6.1. do Programa de atividades da Superintendência de Engenharia do Ar - SEAR para 1980. O referido projeto trata da caracterização das fontes de poluição dos Processos de Gaseificação do Carvão, se constituindo em um dos itens do Programa 6, que abrange os Estudos Relativos ao Impacto Ambiental Decorrente do Uso do Carvão Mineral.-

A tecnologia Lurgi é uma das mais antigas e, ainda hoje, uma das mais utilizadas na produção de gás a partir do carvão mineral. Assim sendo, julgamos conveniente começar a descrição dos diversos processos de gaseificação por esta tecnologia buscando, desta forma, fornecer conhecimentos básicos indispensáveis à análise dos problemas ambientais decorrentes da adoção desta tecnologia em projetos futuros de plantas para produção de gás de síntese ou gás combustível.

## Í N D I C E

OBJETIVO .....	3
1. INTRODUÇÃO .....	4
2. O GASEIFICADOR LURGI .....	4
3. PLANTAS DE GASEIFICAÇÃO PARA A OBTENÇÃO DE GÁS DE BAIXO, MÉDIO E ALTO PODER CALORÍFICO .....	9
3.1. INTRODUÇÃO .....	9
3.2. ESQUEMAS DE PLANTAS PARA A PRODUÇÃO DE GÁS (Re- ferência 4) .....	9
4. FONTES DE POLUIÇÃO EM PLANTAS DE GASEIFICAÇÃO .....	24
4.1. POLUIÇÃO DO AR (Referências 1 e 7) .....	24
4.2. POLUIÇÃO DAS ÁGUAS (Referências 1 e 7) .....	27
4.3. POLUIÇÃO POR RESÍDUOS SÓLIDOS (Referências 1 e 7). .....	29
5. BIBLIOGRAFIA .....	31

## T A B E L A S

TABELA 1: Principais reações que podem ocorrer na gasei- ficação do carvão (tabela extraída do traba- lho "Química da Gaseificação" - DAEN - Refe- rência 2) .....	6
TABELA 2: Composição típica do gás bruto produzido por um gaseificador operando com o carvão especi- ficado e com ar enriquecido de O <sub>2</sub> a 98% (gás de médio poder calorífero) .....	15
TABELA 3: Composição típica do gás processado, após puri- ficação (Unidade Rectisol), cujo gás bruto foi pro- duzido por um gaseificador operando com carvão especificado e ar enriquecido a 98% em teor de O <sub>2</sub> ..	18
TABELA 4: Composição típica do gás (SNG), após metanação, cu- jo o gás bruto foi produzido por um gaseificador operando com carvão abaixo especificado e ar en- riquecido a 98% em teor de O <sub>2</sub> .....	23

## F I G U R A S

FIGURA 1: O gaseificador Lurgi (Referência 1) .....	4
FIGURA 2: Fluxograma das Unidades Processuais da Planta para Produção de Gás de Baixo poder Calorífi- co (Adaptado da Figura 3 p/ Gás de Baixo Po- der Calorífico) .....	10
FIGURA 3: Fluxograma das Unidades de Processo da Planta de Produção de Gás de Médio Poder Calorífico (Referência 4) .....	11
FIGURA 4: Fluxograma das Unidades Processuais da Planta para Produção de Gás de Alto Poder Calorífico (Referência 4) .....	12

## 1. INTRODUÇÃO

Este trabalho descreverá, inicialmente, o gaseificador Lurgi e seus acessórios, posteriormente o mesmo faremos com as diversas unidades processuais presentes em plantas para a produção de gás de baixo, médio e alto poder calorífico. Finalmente citaremos dentre as unidades quais ficam caracterizadas como fontes de poluição do ar, das águas ou do solo. Descreveremos também, os principais poluentes emitidos sem, no entanto, entrarmos nos aspectos quantitativos, o que deixaremos para um trabalho futuro quando abordarmos uma planta específica para a produção de gás de médio poder calorífico.

## 2. O GASEIFICADOR LURGI

Abaixo a figura 1 apresenta um esquema do Gaseificador Lurgi.

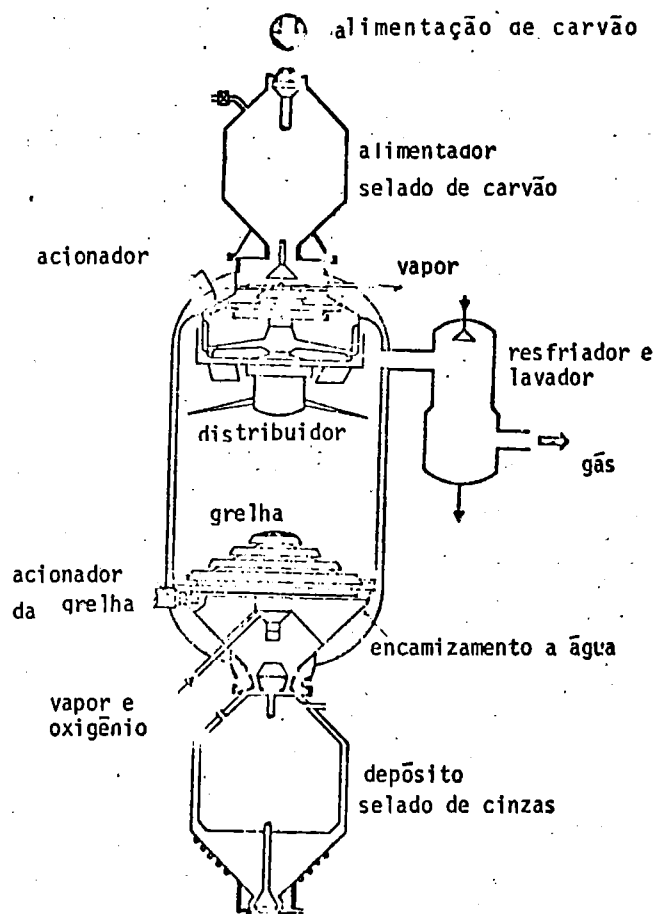


Figura 1: O gaseificador Lurgi (Referência 1)

Dentre os processos de gaseificação do carvão denominados de primeira geração, os baseados no emprego dos gaseificadores Lurgi são os mais importantes. Nestes a gaseificação ocorre em um leito móvel onde o carvão flui descendentemente em fluxo contracorrente ao gás produzido. A pressão no interior dos diversos gaseificadores pode variar de 20 a 30 atms. e as temperaturas de 540°C a 760°C. Como principais acessórios incluem-se:

- . um dispositivo fechado e pressurizado para armazenar e alimentar o carvão na parte superior do gaseificador: "alimentador selado de carvão (lock hopper)";
- . um encamisamento a água para proteger o gaseificador e fornecer cerca de 10% do vapor necessário ao processo;
- . lamina para retirar mecanicamente o carvão aglomerado;
- . uma grelha móvel na base para remover as cinzas;
- . um mecanismo para introduzir vapor e ar (ou ar enriquecido em teor de oxigênio) uniformemente no interior do gaseificador;
- . um dispositivo fechado e pressurizado para receber e armazenar as cinzas provenientes do interior do gaseificador: "depósito selado de cinzas" (lock hopper) .

Em geral há três zonas de processo no gaseificador.

A primeira, na parte superior, desvolatiliza o carvão à medida que este desce e encontra os gases quentes subindo da base. Ao descer um pouco mais, o carvão encontra a segunda zona onde a gaseificação ocorre pela reação do carbono com o vapor d'água. Finalmente, o carvão atinge a terceira zona onde o carbono remanescente é queimado para produzir o calor requerido para o processo de gaseificação.

Das reações apresentadas na tabela I (em anexo), extraída da Referência 2, os seguintes casos ocorrem nos gaseificadores Lurgi quando se considera as três zonas processuais referidas acima:

1.<sup>a</sup> zona de desvolatilização e secagem:

**Tabela 1** - Principais reações que podem ocorrer na gaseificação do carvão (tabela extraída do trabalho "Química da Gaseificação" - DAEN - Referência 2)

Reação Nº	Reagentes	Produtos	$\Delta H(^*)$ cal/mol t= 250C	$\Delta H(^*)$ cal/mol t= 12270C
01	C (sólido) + $\frac{1}{2}$ O <sub>2</sub> (gás)	CO (gás)	- 26,416	- 27,545
02	CO (gás) + $\frac{1}{2}$ O <sub>2</sub> (gás)	CO <sub>2</sub> (gás)	- 67,636	- 67,010
03	C (sólido) + O <sub>2</sub> (gás)	CO <sub>2</sub> (gás)	- 94,052	- 94,555
04	C (sólido) + H <sub>2</sub> O (vapor)	CO (gás) + H <sub>2</sub> (gás)	31,382	32,265
05	C (sólido) + 2H <sub>2</sub> O (vapor)	CO <sub>2</sub> (gás) + 2H <sub>2</sub> (gás)	21,544	25,066
06	H <sub>2</sub> (gás) + $\frac{1}{2}$ O <sub>2</sub> (gás)	H <sub>2</sub> O (vapor)	- 57,798	- 59,811
07	C (sólido) + CO <sub>2</sub> (gás)	2 CO (gás)	41,220	39,464
08	CO (gás) + H <sub>2</sub> O (vapor)	CO <sub>2</sub> (gás) + H <sub>2</sub> (gás)	- 9,838	- 7,199
09	2 CO (gás) + 2H <sub>2</sub> (gás)	CH <sub>4</sub> (gás) + CO <sub>2</sub> (gás)	- 59,109	- 61,524
10	CO (gás) + 3 H <sub>2</sub> (gás)	CH <sub>4</sub> (gás) + H <sub>2</sub> O (vapor)	- 49,271	- 54,325
11	CO <sub>2</sub> (gás) + 4 H <sub>2</sub> (gás)	CH <sub>4</sub> (gás) + 2H <sub>2</sub> O (vapor)	- 39,433	- 47,126
12	C (sólido) + 2H <sub>2</sub> (gás)	CH <sub>4</sub> (gás)	- 17,889	- 22,060

\* sinal negativo : reação exotérmica

sinal positivo : reação endotérmica

. carvão + calor  $\rightarrow$  CH<sub>4</sub> + H<sub>2</sub>O + outros compostos orgânicos

2<sup>a</sup> zona de gaseificação:

. reação nº 4: C + H<sub>2</sub>O + 31,382 cal/mol (25<sup>o</sup>C)  $\rightarrow$  CO + H<sub>2</sub>

. reação nº 8: CO + H<sub>2</sub>O  $\rightarrow$  CO<sub>2</sub> + H<sub>2</sub> + 9,838 cal/mol (25<sup>o</sup>C)

. reação nº 7: C + CO<sub>2</sub> + 41,220 cal/mol (25<sup>o</sup>C)  $\rightarrow$  2 CO

. reação nº 12: C + 2 H<sub>2</sub>  $\rightarrow$  CH<sub>4</sub> + 17,889 cal/mol (25<sup>o</sup>C)

3<sup>a</sup> zona de combustão parcial

. reação nº 1: C + 1/2 O<sub>2</sub>  $\rightarrow$  CO + 26,416 cal/mol (25<sup>o</sup>C)

. reação nº 3: C + O<sub>2</sub>  $\rightarrow$  CO<sub>2</sub> + 94,052 cal/mol (25<sup>o</sup>C)

As temperaturas nas zonas de topo e intermediária atingem valores no intervalo de 590<sup>o</sup>C a 760<sup>o</sup>C, onde a desvolatilização e a gaseificação ocorrem. Dependendo entre outros fatores, do tipo de carvão o gás deixa o leito entre 370 a 590<sup>o</sup>C. Este gás contém pó de carvão, óleo, nafta, fenol, amônia, óleo de alcatrão, cinzas e outros constituintes que devem ser eliminados antes do gás alcançar outras unidades na planta de gaseificação. Para tanto, um lavador resfriador é utilizado (ver figura I) como uma parte integrante do gaseificador. A água efluente do lavador é denominada de licor do gás que é, posteriormente, processado para recuperar os óleos e o alcatrão.

A seguir, de maneira resumida, apresentaremos algumas características gerais dos gaseificadores Lurgi (Referência 3).

. operam a temperaturas abaixo do ponto de fusão das cinzas do carvão.

. a presença de finos de carvão na alimentação são prejudiciais ao processo.

- . consumo de  $O_2$  aproximadamente igual a  $0,17 \text{ Nm}^3$  de  $O_2$  por  $\text{Nm}^3$  de gás bruto produzido.
- . pressão de operação aproximadamente igual a  $3.000 \text{ kPa}$  ( $30 \text{ atm}$ ), de acordo com a referência 2. Isto proporciona uma maior formação de metano do que nos processos a pressão atmosférica e, conseqüentemente, um gás com poder calorífico um pouco maior.
- . exige tratamento do gás produzido, com recuperação de produtos comerciáveis (fenois p.e.), mas não são unidades de grande porte.
- . alto custo de manutenção.
- . opera somente com carvão mineral.
- . não opera com carvão que possuam características aglutinantes.
- . para o caso da gaseificação ser utilizada para a produção de gás de síntese da amônia, o tratamento do gás é um tanto mais complexo por causa da existência de metano, por outro lado a compressão exigida para o tratamento do gás é desnecessária uma vez que o gaseificador trabalha a alta pressão.
- . operação um tanto complexa por causa da existência de peças móveis no gaseificador.
- . tempo de partida aproximadamente igual a 24 horas.
- . custo total instalado aproximadamente igual a US\$  $2,57 \times 10^6/10^9$  kcal/diárias incluído a lavagem inicial dos gases e os equipamentos relacionados à alimentação do carvão.
- . pode estar sujeito a riscos de explosão, porém com menor frequência do que, por exemplo, nos gaseificadores Koppers - Totzek.
- . pequena quantidade das cinzas são arrastadas pelo gás produzido.
- . não existem queimadores.
- . a granulometria do carvão de alimentação deve ser supe-

rior a 15 mm.

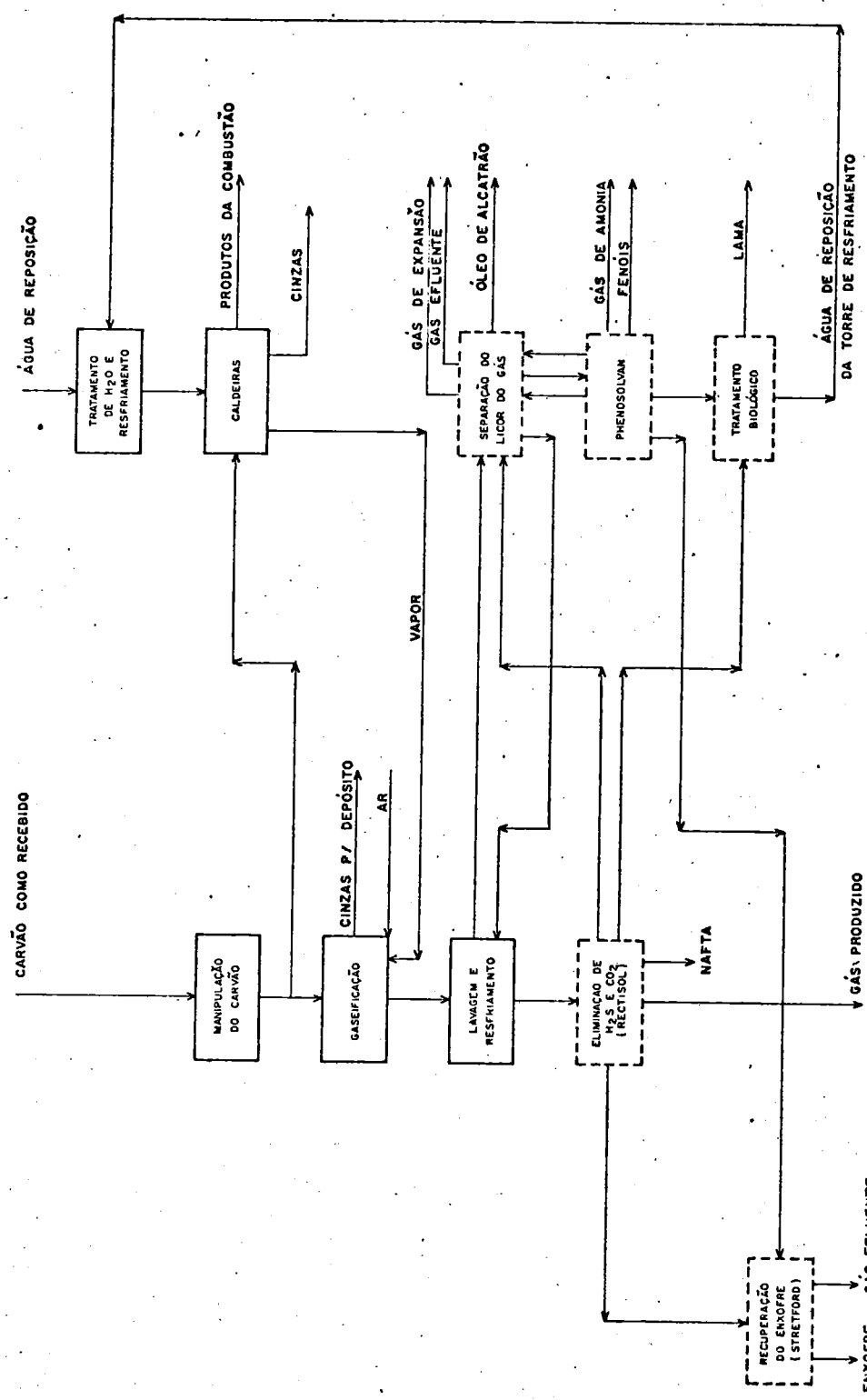
### 3. PLANTAS DE GASEIFICAÇÃO PARA A OBTENÇÃO DE GÁS DE BAIXO, MÉDIO E ALTO PODER CALORÍFICO:

#### 3.1 INTRODUÇÃO

Como já foi esclarecido a gaseificação do carvão envolve a reação deste com ar (ou ar enriquecido em teor de oxigênio) e vapor. Na utilização da gaseificação para se produzir gás combustível, o fato de se utilizar ar ou ar enriquecido com oxigênio como reagente e da planta de gaseificação admitir ou não uma unidade de metanação ou qualquer outro processo para aumento do poder calorífico determinará o tipo de gás final produzido. Assim sendo, se for utilizado ar como reagente e a planta não admitir uma unidade de metanação, o produto final terá um poder calorífico menor e será denominado de gás de baixo poder calorífico. Por outro lado, se for utilizado ar enriquecido a mais ou menos 98% de oxigênio e a planta admitir uma unidade de metanação, o produto será um gás de alto poder calorífico, também denominado gás natural sintético (SNG). No caso da obtenção de gás de médio poder calorífico, ar enriquecido de oxigênio deve ser utilizado e dependendo do teor deste enriquecimento bem como das características do carvão e do tipo de gaseificador, a planta deverá ou não admitir uma unidade de metanação parcial do gás ou qualquer outro processo ou procedimento que aumente o poder calorífico do gás processado (carburação).

#### 3.2. ESQUEMAS DE PLANTAS PARA A PRODUÇÃO DE GÁS (REFERÊNCIA 4).

As figuras 2, 3 e 4 apresentam respectivamente esquemas típicos de produção de gás de baixo, médio e alto poder calorífico. Convém neste momento lembrar que as mesmas referem-se a exemplos de plantas de produção, que poderão, dependendo de projetos específicos,



**OBS :** Geralmente as plantas de gás de baixo poder calorífico acham-se instaladas em pequenas indústrias onde não se exige grandes capacidades de produção de gás. Portanto as unidades indicadas acima por linhas tracejadas tendem, devido aos custos envolvidos, a não ser instaladas, o que resultará em maiores problemas de poluição na própria planta ou quando o gás for utilizado como combustível.

Figura nº 2 — FLUXOGRAMA DAS UNIDADES PROCESSUAIS DA PLANTA PARA PRODUÇÃO DE GÁS DE BAIXO PODER CALORÍFICO (Adaptado da Figura 3 p/ Gas de Baixo Poder Calorífico)

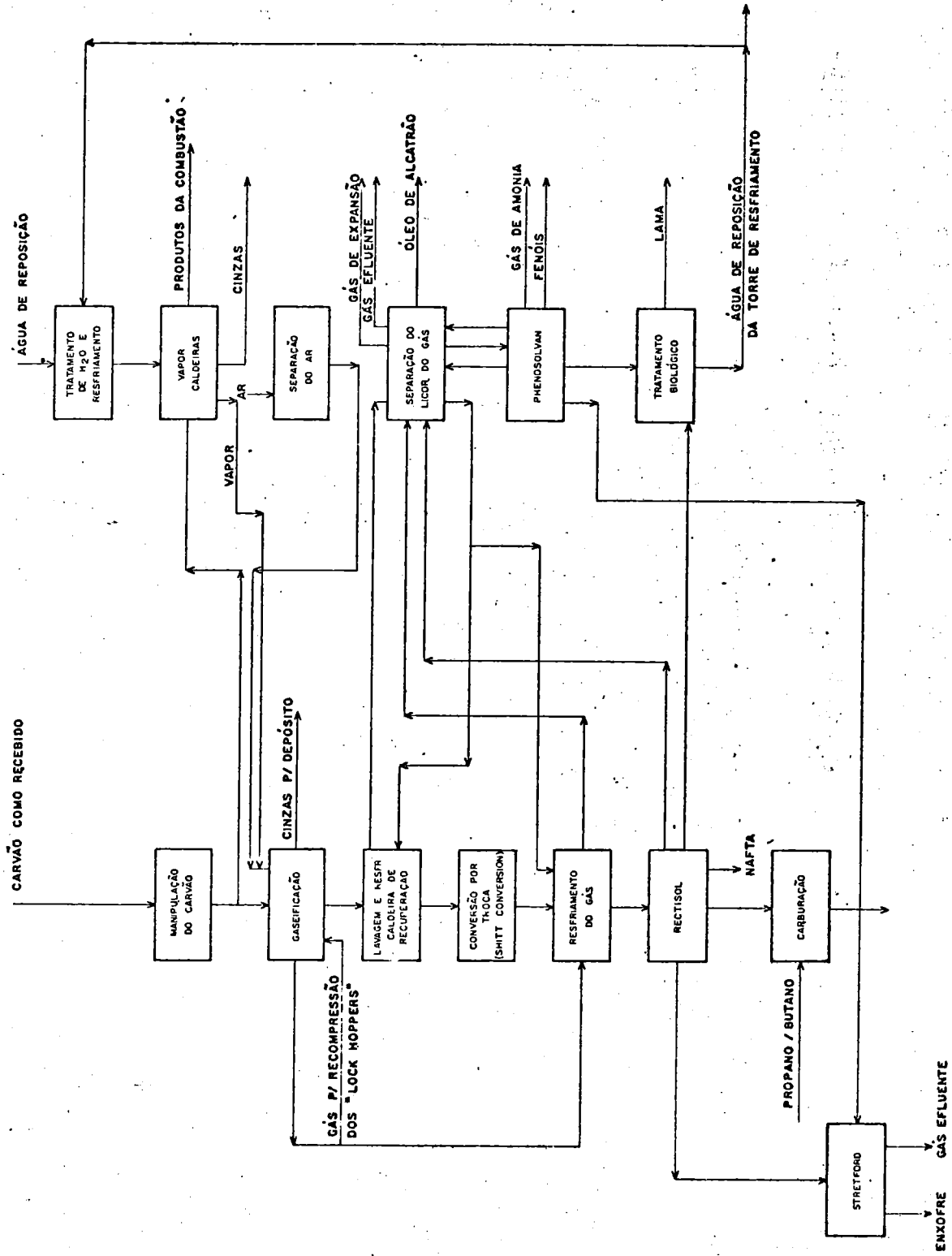


Figura nº 3 — FLUXOGRAMA DAS UNIDADES DE PROCESSO DA PLANTA DE PRODUÇÃO DE GÁS DE MÉDIO PODER CALORÍFICO. (Referência 4)

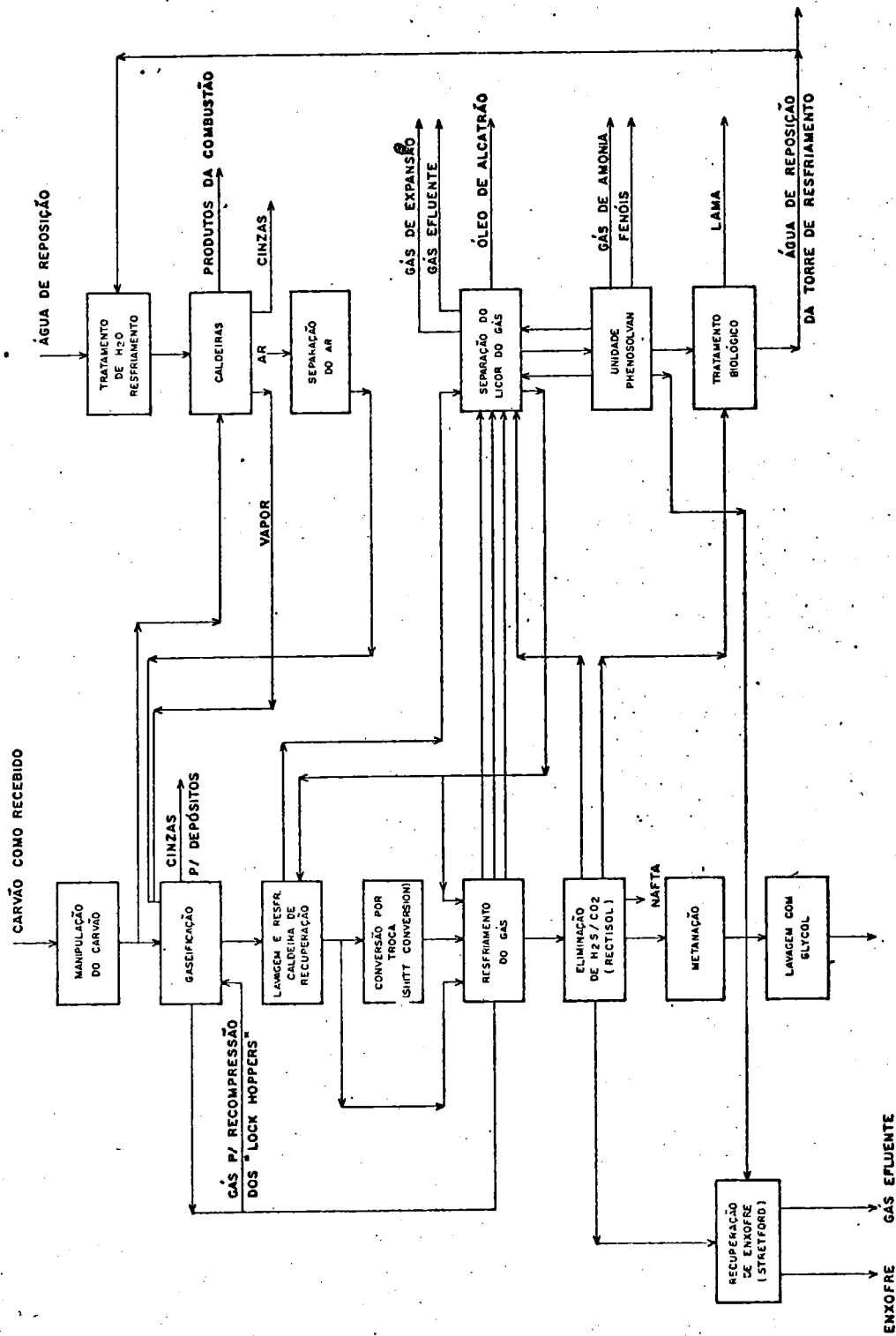


Figura nº 4 — FLUXOGRAMA DAS UNIDADES PROCESSUAIS DA PLANTA PARA PRODUÇÃO DE GÁS DE ALTO PODER CALORÍFICO (Referência 4)

sofrer algumas modificações principalmente no que se refere a disposição das diversas unidades processuais.

### 3.3. DESCRIÇÃO DAS PRINCIPAIS UNIDADES

#### a. Preparação e manipulação do carvão (figuras 2, 3 e 4).

Referimo-nos aqui ao conjunto de operações envolvidas desde a estocagem da matéria prima carvão mineral, tal como chega à planta de gaseificação, até o seu carregamento nos gaseificadores ou nas caldeiras de produção de vapor, admitindo que o mesmo já tenha passado pelas etapas de limpeza, remoção da ganga e peneiragem primária na planta de beneficiamento, que normalmente se localiza nas áreas de mineração do carvão ou nas proximidades da mesma.

O carvão é moído e peneirado, oferecendo um produto com uma granulometria na faixa de 3 a 25 mm para a alimentação nos gaseificadores.

As plantas poderão apresentar a opção de utilizar os finos da peneiragem para a geração de vapor. Para a mesma finalidade melhor seria, tendo em vista minorar os problemas de poluição do ar, utilizar o gás produzido na planta ou em gaseificadores específicos introduzidos na mesma. Neste caso os finos da peneiragem seriam processados numa instalação de briquetagem, que contém misturadores, aglutinadores (p.e. o próprio alcatrão recuperado na planta) e compactadores, tendo em vista aglutiná-los para o tamanho requerido ao aproveitamento nos gaseificadores.

#### b. Gaseificação (figuras 2, 3 e 4)

O carvão peneirado é colocado no alimentador selado e deste para o interior do gaseificador, sendo processado de acordo com o exposto no item 2 deste relatório.

Parte do calor sensível do gás produzido, que na

saída do gaseificador está a uma temperatura abaixo da necessária para manter a gaseificação, é utilizado para a carbonização, secagem e pré-aquecimento do carvão. Conseqüentemente a temperatura do gás de saída é baixa, variando de 300°C a 500°C.

Cerca de 10% do vapor necessário ao processo é gerado no encamisamento de água do gaseificador.

As cinzas, contendo aproximadamente 5% de carbono, são removidas pela grelha rotativa e descarregadas no depósito selado de cinzas. Após a despressurização, as cinzas são removidas do depósito selado e enviadas para armazenagem.

Após deixar o gaseificador, o gás é saturado e lavado para remover óleos e alcatrão; posteriormente o mesmo poderá passar por uma caldeira de recuperação de calor, condensando parte do vapor existente, proveniente do gaseificador ou do lavador. Os efluentes líquidos gerados fluem para a unidade de separação do licor do gás.

O alimentador de carvão e o depósito de cinzas poderão ser pressurizados utilizando o próprio gás processado, que posteriormente, na despressurização, é coletado e reintroduzido no fluxo gasoso processado. Como outra opção, poderia utilizar-se gás inerte para esta pressurização (nitrogênio ou CO<sub>2</sub>), que na despressurização seriam aproveitados para comprimir o gás processado para os gasodutos.

A tabela 2, a seguir, apresenta a composição típica do gás bruto produzido considerando a utilização do carvão conforme especificado. (Referencial).

Tabela 2 - Composição típica do gás bruto produzido por um gaseificador operando com o carvão especificado e com ar enriquecido de O<sub>2</sub> a 98% (gás de médio poder calorífico)

Carvão Navajo (Sub-betuminoso) Referência 1

<u>Análise próxima</u>	<u>% em peso</u>
carvão seco e sem cinzas .....	66,2
cinzas .....	17,3
umidade .....	16,5
<u>Análise por componente</u> <u>(carvão seco e sem cinza)</u>	<u>% em peso</u>
C .....	76,72
H .....	5,71
N .....	1,37
S .....	0,95
O .....	15,21
Compostos traços .....	0,04

poder calorífico : 4167 a 5694 kcal/kg

Compostos presentes no gás bruto produzido a partir do carvão especificado a esquerda

<u>Componentes principais(Ref.1)</u>	<u>% em peso</u>
CO .....	15,50
CO <sub>2</sub> .....	36,00
H <sub>2</sub> .....	2,22
CH <sub>4</sub> .....	5,04
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> .....	0,32
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> .....	0,52
H <sub>2</sub> S .....	0,29(*)
COS .....	0,01(*)
NH <sub>3</sub> .....	0,32(**)
H <sub>2</sub> O .....	37,28
Nafta .....	0,53(***)
Nafta de óleo de alcatrão .....	1,07(***)
Alcatrão .....	0,78(***)
Fenol Crú .....	0,13(***)

(\*) depende do teor de enxofre no carvão  
 (\*\*) depende do teor de nitrogênio no carvão  
 (\*\*\*) depende do teor de materiais voláteis no carvão

Outros constituintes que podem aparecer em quantidades pequenas (Referência 5)

cianeto de hidrogênio (HCN), sulfeto de carbono (CS<sub>2</sub>), bases piridinas, tiofenio metiltiofenio, mercaptanas, cresóis, xilenóis, benzeno, tolueno, xileno, naftaleno, antraceno, fenantreno e material particulado (pó de carvão, cinzas e elementos traços)

c. Conversão por troca (Shift conversion) - figuras 3 e 4.

A função da conversão por troca é reduzir cataliticamente o conteúdo de monóxido de carbono do gás processado através da reação:



Sendo a reação exotérmica, haverá um aumento na temperatura do gás processado.

O conteúdo de vapor presente no gás processado geralmente é suficiente para que a reação acima se processe. Assim sendo, após o processamento, haverá uma redução de aproximadamente 70% do conteúdo de água no gás.

Junto com a conversão do monóxido de carbono, o catalizador de cobalto-molibdênio hidrogeniza uma grande quantidade de hidrocarbonetos saturados, fenóis, HCN e enxofre orgânico do gás processado.

d. Resfriamento do gás (figuras 3 e 4)

Estando ao redor de  $270^\circ\text{C}$ , o gás, após a conversão por troca, contém ainda apreciável quantidade de calor. Antes do processamento posterior na unidade Rectisol, este calor é recuperado primeiramente no pré-aquecimento da água de alimentação das caldeiras e depois por resfriamento a ar e água. São liberados alcatrão condensado, óleo e licor do gás, que seguem para a unidade de separação.

e. Eliminação de  $\text{H}_2\text{S}$  e  $\text{CO}_2$  - Unidade Rectisol - (figuras 2, 3 e 4).

De acordo com a referência 6, existem inúmeros processos para a remoção dos constituintes ácidos do gás produzido. Entretanto, neste trabalho, descreveremos somente o processo Rectisol que é o mais utilizado e constante das plantas tomadas como exemplo nas figuras 2, 3 e 4.

Após resfriamento, o gás entra no absorvedor da unidade onde sofre uma lavagem com metanol frio.

Nesta lavagem são removidos o  $H_2S$  e o  $CO_2$  aos níveis requeridos. Antes de deixar a unidade, o gás purificado pode, indiretamente, ser utilizado para resfriar o gás de entrada.

Os solventes graxos dirigem-se para um processo de inflamação e recuperação, em dois estágios, no regenerador (flash). No primeiro estágio, há uma liberação de hidrogênio e monóxido de carbono a uma pressão relativamente alta. Estes gases retornam ao fluxo do gás de entrada na unidade. A água presente no gás, bem como a água que do gás é introduzida no solvente, podem ser tratadas fazendo-se uma pequena sangria na coluna de destilação de metanol - água.

Nafta é recuperada como produto em um extrator e bombeada para estocagem.

Os gases efluentes,  $CO_2$  e  $H_2S$ , dirigem-se para a unidade Stretford.

A tabela 3 apresenta a composição típica do gás após este ser processado na unidade Rectisol. O gás bruto correspondente teve a sua composição especificada na tabela 2.

f. Unidade Stretford (figuras 2, 3 e 4).

Os gases ácidos das unidades Rectisol e de separação do licor do gás são combinados e tratados para a remoção de  $H_2S$  e a recuperação de enxofre utilizando o processo Stretford.

A unidade é projetada de acordo com os níveis desejados de  $H_2S$  no efluente gasoso (geralmente em torno de 10 ppm V). O enxofre produzido tem uma pureza maior que 99,5%.

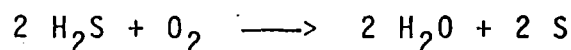
O processo Stretford é uma absorção em fluxo contracorrente, usando, como meio de absorção, uma solução de carbonato de sódio com outro aditivo químico (ácido antraquinodissulfeto - ADA).

Tabela 3 - Composição típica do gás processado\*, após purificação (Unidade Rectisol), cujo gás bruto foi produzido por um gaseificador operando com carvão especificado e ar enriquecido a 98% em teor de O<sub>2</sub>

<p>Carvão Navajo (Sub-betuminoso) Referência 1</p>		<p>Compostos presentes no gás após purificação*: 0 gás bruto correspondente foi obtido a partir do carvão especificado a esquerda</p>	
<p><u>Análise próxima</u></p>	<p><u>% em peso</u></p>	<p><u>Componentes principais (Ref.1)</u></p>	<p><u>% em peso</u></p>
<p>carvão seco sem cinzas .....</p>	<p>66,2</p>	<p>CO .....</p>	<p>41,23</p>
<p>cinzas .....</p>	<p>17,3</p>	<p>CO<sub>2</sub> .....</p>	<p>23,47</p>
<p>umidade .....</p>	<p>16,5</p>	<p>H<sub>2</sub> .....</p>	<p>10,94</p>
<p><u>Análise por componente</u></p>	<p><u>% em peso</u></p>	<p>CH<sub>4</sub> .....</p>	<p>21,32</p>
<p>(carvão seco e sem cinzas)</p>		<p>C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> .....</p>	<p>0,66</p>
<p>C .....</p>	<p>76,72</p>	<p>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> .....</p>	<p>1,07</p>
<p>H .....</p>	<p>5,71</p>	<p>N<sub>2</sub> .....</p>	<p>1,31</p>
<p>N .....</p>	<p>1,37</p>		
<p>S .....</p>	<p>0,95</p>		
<p>O .....</p>	<p>15,21</p>		
<p>Compostos traços .....</p>	<p>0,04</p>		
<p><u>poder calorífico</u> : 4167 a 5694 kcal/kg</p>			

(\* ) A composição do gás bruto correspondente é mostrada na Tabela 2. Metade da capacidade de gás purificado foi processado na "Shift Conversion".

A reação química generalizada, incluindo a absorção e a regeneração, pode ser escrita como:



Após o contacto entre o gás ácido e a solução Stretford, há a liberação de  $\text{H}_2\text{S}$  livre e de solução enriquecida. O primeiro deixa o topo do absorvedor com destino a incineração. A segunda entra na câmara de reação, situada na parte inferior do absorvedor a fim de que se tenha um tempo de residência suficiente para a reação se processar. Em seguida, a solução rica entra em contacto com o ar, ocorrendo o seguinte:

- a solução Stretford é oxidada para reutilização;
- as partículas de enxofre flutuam no topo da fase líquida;
- gases dissolvidos são removidos;

As partículas de enxofre são, então, compactadas e fundidas, recuperando-se o enxofre desta forma como produto.

g. Separação do licor do gás (figuras 2, 3 e 4)

Alcatrão, óleo e licor do gás condensado nas várias secções de resfriamento e lavagem fluem para a unidade de separação do licor do gás, tendo em vista a recuperação. Os componentes gasosos dissolvidos no licor do gás são separados por expansão até uma pressão bem próxima da atmosfera e os componentes líquidos e sólidos são separados por sedimentação. As duas principais linhas de fluxo que se dirigem para a unidade de separação são:

- licor do gás rico em alcatrão proveniente da unidade de gaseificação, contendo, além de alto teor de alcatrão, pó, ácidos graxos, fenóis e compostos de cloro e fluor;
- licor do gás oleoso proveniente da secção de resfriamento, após a conversão por troca, contendo

principalmente óleo de alcatrão e amonia.

O primeiro é separado em pó de alcatrão, alcatrão e licor do gás em um processo de separação por gravidade em dois estágios. O último é separado em alcatrão - óleo e licor do gás utilizando-se um processo de separação por gravidade em único estágio.

O pó de alcatrão é reciclado aos gaseificadores, onde é parcialmente gaseificado. O alcatrão é bombeado para estocagem, podendo posteriormente ser utilizado como um combustível ou como elemento aglutinante na unidade de briquetagem ou ainda ser comercializado. O alcatrão - óleo é estocado podendo ser utilizado como combustível ou ser vendido. Ambos alcatrão e óleo podem também ser gaseificados.

h. Unidade Phenosolvan (figuras 2, 3 e 4)

Ao deixar a unidade de separação, o licor do gás contém fenóis, amonia, ácidos graxos, traços de alcatrão e óleo, bem como de  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2\text{S}$ . Para separar estes componentes, é necessário a presença da unidade Phenosolvan. Esta unidade consta de três partes principais, quais sejam: filtração; extração e remoção da amonia. Alcatrão e pó eventualmente ainda presentes no licor do gás são eliminados por sedimentação antes da filtragem final, proporcionando um licor limpo para a extração.

Os fenóis são eliminados na extração. Esta pode ser dividida em secção de mistura e sedimentação, secção de recuperação do solvente e secção de lavagem do fenol. Os componentes gasosos como  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{CO}_2$  e  $\text{NH}_3$ , são eliminados a seguir na parte destinada a remoção do gás de amonia.

O fenol bruto é depositado como produto comerciável e a amonia pode ser incinerada, utilizada na produção de sulfato de amonia ou ainda utilizada na produção de amonia anidra.

i. Compressão do gás

Para que o gás alcance a pressão requerida nos gasodutos, após deixar a unidade Rectisol (figura 2) ou a unidade de metanação (figura 3) o mesmo é comprimido em um compressor de dois estágios com resfriamento intermediário. Após o segundo estágio, o gás é resfriado novamente.

j. Carburação (figura 3)

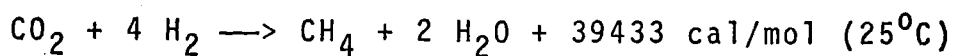
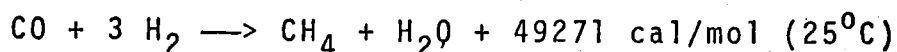
A carburação é utilizada quando o aumento desejado no poder calorífico do gás processado é pequeno. Para o caso de maiores valores deve-se utilizar uma unidade de metanação.

Uma mistura líquida de propano/butano é injetada no carburador que é localizado após a compressão. A mistura é vaporizada instantaneamente.

k. Metanação (figura 4)

Ao deixar a unidade de purificação (Rectisol), o gás de entrada na unidade de metanação é aquecido em contacto indireto com o gás de saída.

As reações envolvidas na metanação são as seguintes:



Os catalisadores presentes são extremamente sensíveis ao envenenamento por enxofre. Portanto, a alimentação é tratada com óxido de zinco antes de ser exposta aos catalisadores. O óxido de zinco é conhecido como excelente eliminador de traços de enxofre. Uma fração do produto metanizado é reciclada e misturada com a alimentação para diminuir a concentração dos reagentes. Este tipo de operação ajuda a manter os reatores em equilíbrio.

O calor gerado pode ser aproveitado na produção de vapor para os gaseificadores através da utilização de caldeiras de recuperação.

A tabela 4 apresenta a composição típica do gás após a metanação (SNG). O gás bruto correspondente teve a sua composição especificada na tabela 2.

1. Unidade de produção de ar rico em teor de oxigênio (figuras 3, 4).

O ar é comprimido a aproximadamente 600 kPa (6 atm) utilizando-se compressores centrífugos. Assim sendo, a umidade presente no ar é condensada e disponível para ser utilizada na planta de gaseificação.

No caso da produção de ar com teor de 98% de oxigênio, o efluente gasoso da unidade apresentará 430 ppm de CO<sub>2</sub>; 0,2% H<sub>2</sub>O; 0,9% de O<sub>2</sub> e 98,9% de N<sub>2</sub>. Devido a alta pressão deste efluente, o mesmo poderá ser aproveitado para gerar energia elétrica empregando-se, para tanto, turbinas a gás.

m. Unidade de geração de vapor (figuras 2, 3 e 4)

É necessário a produção de vapor para que este seja utilizado nos gaseificadores. Como ficou esclarecido no item 3.3.a. as caldeiras poderão utilizar os finos de carvão produzidos nas áreas de preparação e manipulação. Entretanto a utilização direta do carvão aumentará substancialmente os problemas de poluição do ar na planta de gaseificação. Para a mesma finalidade melhor seria utilizar o gás produzido na planta ou em gaseificadores específicos introduzidos na mesma.

n. Lavagem com glycol (figura 4)

Após a compressão, o gás entra em contacto com um fluxo circulante de trietileno-glicol. O ponto de orvalho do gás na saída do absorvedor será aproximadamente -8°C, o que é suficientemente baixo para evitar a formação de condensado na linha de distribuição do gás.

A solução de glicol rica em água será continuamente regenerada numa coluna de destilação e posteriormente bombeada novamente ao absorvedor. A água da torre de geração é evaporada para a atmosfera.

Tabela 4 - Composição típica do gás (SNG)\*, após metanação, cujo o gás bruto foi produzido por um gaseificador operando com carvão abaixo especificado e ar enriquecido a 98% em teor de O<sub>2</sub>.

Carvão Navajo (Sub-betuminoso) Referência 1

<u>Análise próxima</u>	<u>% em peso</u>
carvão seco e sem cinzas	66,2
cinzas	17,3
umidade	16,5
<u>Análise por componente</u>	
(carvão seco e sem cinzas)	<u>% em peso</u>
C	76,72
H	5,71
N	1,37
S	0,95
O	15,21
compostos traços	0,04

poder calorífico : 4167 a 5694 kcal/kg

Compostos presentes no gás (SNG)\* após metanação  
 O gás bruto correspondente foi obtido a partir do carvão especificado à esquerda

<u>Componentes principais (Ref.1)</u>	<u>% em peso</u>
CO	0,17
CO <sub>2</sub>	20,63
H <sub>2</sub>	0,07
CH <sub>4</sub>	76,85
N <sub>2</sub>	2,00
H <sub>2</sub> O	0,28

(\* ) A composição do gás bruto e do gás após purificação são mostradas respectivamente nas tabelas e .

#### 4. FONTES DE POLUIÇÃO EM PLANTAS DE GASEIFICAÇÃO

##### 4.1. POLUIÇÃO DO AR (Referências 1 e 7)

###### a. Preparação e manipulação do carvão (figuras 2, 3 e 4)

###### . pilhas de estocagem do carvão

poluentes emitidos: pó de carvão

controles: construir as pilhas e compactá-las de forma a diminuir os efeitos da ação dos ventos; erguer anteparos contra a ação dos ventos.

###### . depósitos (silos, etc)

poluentes emitidos: pó de carvão

controles: equipamentos de coleta ou supressão de pó.

###### . combustão espontânea ("acidental") nas pilhas de carvão

poluentes emitidos: particulados finos, elementos traços, fumos, monóxido de carbono, hidrocarbonetos, óxidos de enxofre, óxidos de nitrogênio, aldeídos.

controles: evitar a combustão espontânea utilizando os seguintes recursos: 1º evitar a segregação de pedaços e finos de carvão; 2º evitar a construção de pilhas muito altas que impedem o escape de calor do centro para fora; 3º manter a pilha longe de fontes externas de calor; 4º compactar a pilha de forma a evitar regiões de contacto íntimo do carvão com o ar; 5º tomar periodicamente a temperatura em regiões críticas da pilha, esta não deve ultrapassar o valor de 70°C.

###### . britadores, peneiras e pontos de transferência

poluentes emitidos: pó, fumos e odor.

controles: enclausurar, instalar depuradores úmidos e "sprays" para supressão de pó.

. unidade de briquetagem

poluentes emitidos: pó, fumos e odor

controles: depuradores úmidos

. carregamento de carvão nos gaseificadores

poluentes emitidos: pó de carvão

controles: ciclones úmidos ou filtros de mangas.

. ruas e áreas não pavimentadas

poluentes emitidos: pó de carvão e poeiras

controles: molhar periodicamente ou pavimentar

b. Gaseificadores Lurgi (figuras 2, 3 e 4).

. despressurização dos dispositivos selados (lock hoppers) de alimentação do carvão e depósito das cinzas:

poluentes emitidos: dependendo de se utilizar gás inerte ( $N_2$  ou  $CO_2$ ) ou gás processado na pressurização, poderão haver emissões de compostos de enxofre, monóxido de carbono, hidrocarbonetos e pó de carvão.

controles: no caso de se utilizar gás inerte na pressurização, este deve ser coletado para ser utilizado posteriormente na compressão do gás; no caso de se utilizar o gás processado na pressurização, este deve ser reintroduzido no fluxo de gás processado.

. descarga de cinzas:

poluentes emitidos: cinzas volantes e pó de carvão.

controles: molhar as cinzas logo após a saída do dispositivo selado.

. gases do início de operação dos gaseificadores (referimo-nos ao gás cuja composição não é a desejada).

poluentes emitidos: monóxido de carbono, compostos de enxofre ( $H_2S$  principalmente), hidrocarbonetos, amônia, cianeto de hidrogênio, bases piridinas, tiofenio, metiltiofenio, mercaptanas, cresóis, xilenois, benzeno, tolueno, xileno, naftaleno, antraceno, fenantreno e material particulado (pó de carvão e cinzas).

controles: incineração

c. Conversão por troca (Shift Conversion) (figuras 3 e 4).

. regeneração dos catalisadores

poluentes emitidos: carbonilo metálico, monóxido de carbono, compostos de enxofre, compostos orgânicos.

controles: incineração e controle de particulados

d. Unidade Rectisol (figuras 2, 3 e 4)

. gases efluentes da unidade

poluentes emitidos: monóxido de carbono, hidrocarbonetos e compostos de enxofre (principalmente  $H_2S$ ).

controles: os gases seguem para a unidade de recuperação de enxofre (p.e.: unidade Stretford).

e. Unidade Stretford (figuras 2, 3 e 4)

. gases efluentes da unidade

poluentes emitidos: monóxido de carbono e hidrocarbonetos.

controles: incineração

f. Unidade de separação de licor do gás (figuras 2, 3 e 4)

. gases efluentes da unidade

poluentes emitidos: monóxido de carbono, sulfeto de hidrogênio e hidrocarbonetos.

g. Unidade "Phenosolvan" (figuras 2, 3 e 4)

. gases que saem com a amonia

poluentes emitidos: sulfeto de hidrogênio

controles: geralmente não é controlado, por se tratar de pequenas quantidades.

h. Estocagem de Co-produtos (figuras 2, 3 e 4).

. tanques de estocagem de produtos orgânicos

poluentes emitidos: vapores de amonia, alcatrão, fenol e nafta

controles: geralmente não é controlado.

i. Unidades de geração de vapor (figuras 2, 3 e 4)

. caldeiras

poluentes emitidos: (depende do combustível utilizado) para o caso da utilização do carvão mineral: particulados finos, elementos traços, fumos, monóxido de carbono, hidrocarbonetos, óxidos de enxofre, óxidos de nitrogênio, aldeídos.

controles: precipitadores eletrostáticos, filtros de tecido, sistemas de dessulfurização (F G D) e modificações no processo de combustão.

#### 4.2. POLUIÇÃO DAS ÁGUAS (Referências 1 e 7)

a. Preparação e manipulação do carvão (figuras 2, 3 e 4)

. pilhas de estocagem do carvão/águas drenadas de pilhas não protegidas contra a ação das chuvas

impurezas presentes: substâncias ácidas/ observação: em trabalho recente fizemos uma coleta das águas drenadas de uma pilha de carvão CV.40 no entreposto da CAEEB em Santos. A análise evidenciou a presença de sulfato (27,5 g/l - ph=1,8) e dos seguintes elementos: ferro, bário, arsênio, estanho, silício, cromo, níquel, zinco, bismuto, alumínio, titânio, magnésio, cálcio, cobalto, manganês, cobre, chumbo e sódio.

controle: armazenar o carvão em galpões cobertos, fazendo com que as pilhas não sofram a ação de chuvas.

águas de lavadores eventualmente presentes para controle de emissão de material particulado

impurezas presentes: compostos de enxofre, elementos traços, sólidos suspensos e dissolvidos e outros constituintes (dependendo do lavador utilizado).

controles: recuperação das águas para reutilização, oxidação, remoção de sólidos dissolvidos, utilizar estas águas para resfriar e evitar a emissão de cinzas na saída do gaseificador.

b. Gaseificadores Lurgi (figuras 2, 3 e 4).

águas utilizadas para resfriar as cinzas e evitar que as mesmas sejam emitidas para a atmosfera ao sair do gaseificador

impurezas presentes: sólidos suspensos e dissolvidos, substâncias alcalinas, elementos traços, com-

ponentes presentes no gás processado no caso da água utilizada provir das unidades de resfriamento e purificação do gás.

controles: separação por gravidade, remoção de sólidos dissolvidos..

c. Unidades de lavagem e resfriamento após a gaseificação e a conversão por troca: (figuras 2, 3 e 4).

. águas de lavagem e resfriamento

impurezas presentes: pó de carvão, cinzas, alcatrão, nafta de óleo de alcatrão, nafta, amônia, fenóis, dióxido de carbono dissolvido, sulfeto de hidrogênio dissolvido, cianeto de hidrogênio e outros componentes traços.

controles: estas águas seguem para a unidade de separação do licor do gás.

d. Unidade Rectisol (figuras 2, 3 e 4)

. efluente líquido da unidade

impurezas presentes: hidrocarbonetos pesados dissolvidos.

controles: estas águas seguem para a unidade de separação do licor do gás.

#### 4.3. POLUIÇÃO POR RESÍDUOS SÓLIDOS (Referências 1 e 7)

a. Gaseificadores Lurgi (figuras 2, 3 e 4)

. cinzas eliminadas na base dos gaseificadores

impurezas presentes: elementos traços e compostos orgânicos (características tóxicas)

controles: armazenamento adequado e retorno as minas de carvão para recomposição do solo.

b. Conversão por troca (Shift Conversion) (figuras 3 e 4).

. catalisadores usados

impurezas: compostos metálicos, elementos traços acumulados, compostos orgânicos.

controles: regeneração, encapsulamento, armazenagem adequada e utilização para recompor solos nas minas de carvão.

c. Estocagem de co-produtos (figuras 2, 3 e 4)

. lamas oleosas/alcatranosas

impurezas: hidrocarbonetos policíclicos e aromáticos, elementos traços.

controles: recuperação de energia (p.e. combustão nas caldeiras), armazenamento adequado, utilização para recompor solos nas minas de carvão.

d. Unidades de geração de calor (figuras 2, 3 e 4)

. cinzas eliminadas nas caldeiras

impurezas presentes: elementos traços e compostos orgânicos (características tóxicas).

controles: armazenamento adequado e retorno as minas de carvão para recomposição do solo.

. sólidos inorgânicos e lamas nas unidades de desulfurização dos produtos da combustão (quando existentes)

impurezas presentes: elementos traços e compostos orgânicos (características tóxicas).

controles: armazenamento adequado e retorno as minas de carvão para recomposição do solo.

e. Metanação (figura 4)

. catalisadores usados

impurezas: compostos metálicos, elementos traços acumulados, compostos orgânicos

controles: regeneração, encapsulamento, armazenagem adequada e utilização para recompor solos nas minas de carvão.

5. BIBLIOGRAFIA

Referência 1: PB - 237694: Evaluation of Pollution Control in Fossil Fuel Conversion Processes. Gasification: Section 1. Lurgi Process - H. Shaw, et. al. Exxon Research and Engineering Company - Prepared for National Environmental Research Center - July 1974.

Referência 2: Projeto 6.1: Caracterização das Fontes de Poluição dos Processos de Gaseificação do Carvão - Item C: Química da Gaseificação - CETESB/DEAM/SEAR/GFPAE/DAEN - Dezembro/1980.

Referência 3: O Carvão Mineral do Brasil como Fonte de Energia e de Matéria Prima Industrial uma Avaliação Global - Tomo II - Volume 2/Utilização - Rio Doce Engenharia e Planejamento S.A. (R.D.E.P.) - Conselho Nacional do Petróleo (CNP) - Julho/1978.

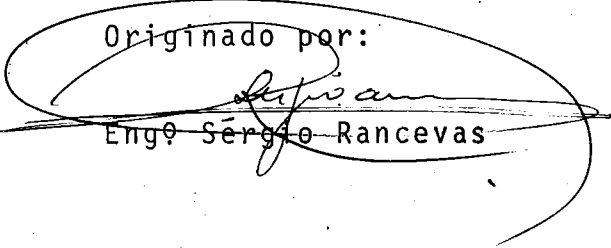
Referência 4: Process Study for the Gasification of South Brazilian Coals for Financiadora de Estudos e Projetos (FINEP) - Volume II: Technical Information.


Referência 5: Environmental Review of Synthetic Fuels - Industrial Environmental Research Laboratories - U.S. Environmental Protection Agency (E.P.A.) - September 1.980.

Referência 6: Projeto 14.1: Caracterização das Fontes de Poluição dos Processos de Gaseificação do Carvão - Item A: Gaseificação do Carvão/Aspectos Gerais - CETESB/DEAM/SEAR/GFP AE/DAEN - Agosto/1980.

Referência 7: Environmental Review of Synthetic Fuels Industrial Environmental Research Laboratory-U.S. Environmental Protection Agency (EPA) - December, 1979.

Originado por:

  
~~Engº Sérgio Rancevas~~

  
Engº Gabriel Murgel Branco

Chefe da Divisão de Alternativas de Energia.

PROGRAMA 6 - Estudos relativos ao impacto ambiental decorrente do uso do carvão mineral.

PROJETO 6.1. - Caracterização das fontes de poluição dos processos de gasificação do carvão

E) Gaseificação do carvão - Processo Lurgi:  
Quantificação dos poluentes para uma instalação típica de produção de gás de médio poder calorífico.

DAEN/GFPAE

Superintendência de Engenharia do Ar  
Diretoria de Engenharia do Ar e de Ação  
Metropolitana

PROGRAMA 6 - Estudos relativos ao impacto ambiental decorrente do uso do carvão mineral.

PROJETO 6.1.-Caracterização das fontes de poluição dos processos de gaseificação de carvão.

## Í N D I C E

OBJETIVO .....	3
1. INTRODUÇÃO .....	4
2. PLANTA DE PRODUÇÃO DE GÁS COMBUSTÍVEL DE MÉDIO PODER CALORÍFICO .....	5
2.1. CARACTERÍSTICAS DA PLANTA .....	5
2.2. FLUXOGRAMA DAS UNIDADES PRESENTES.....	6
2.3. BALANÇO DE MASSA .....	8
3. QUANTIDADE DOS PRINCIPAIS POLUENTES ATMOS- FÉRICOS EMITIDOS.....	17
3.1. PRIMEIRO CASO .....	17
3.2. SEGUNDO CASO .....	23
3.3. TERCEIRO CASO .....	27
3.4. COMPARAÇÕES ENTRE AS EMISSÕES .....	32
3.5. TÉCNICAS DE CONTROLE DAS EMISSÕES (RE- FERÊNCIA) .....	34
4. ALGUMAS CONSIDERAÇÕES REFERENTES AOS EFLU- ENTES LÍQUIDOS E AOS RESÍDUOS GERADOS (RE- FERÊNCIA 1) .....	39
4.1. ALCATRÃO, ÓLEO DE ALCATRÃO E NAFTA .....	41
4.2. OS FENÓIS .....	41
4.3. ÁGUA .....	41
4.4. ÁGUAS DE CONDENSAÇÃO .....	42
4.5. SOLUÇÃO SATURADA .....	42
4.6. CINZAS .....	42
5. BIBLIOGRAFIA .....	42

### TABELAS

I - CARACTERÍSTICAS DO CARVÃO REDUTOR DO RIO GRANDE DO SUL .....	5
---	---

II - BALANÇO DE MASSA PARA A PRODUÇÃO DE 1,6 x 10 <sup>4</sup> Gcal/dia de gás combustível (4 x 10 <sup>6</sup> Nm <sup>3</sup> /dia de gás de poder calorífico igual a 4000 kcal/Nm <sup>3</sup> /dia).....	10
III- FATORES DE EMISSÃO .....	18
IV - EMISSÕES DE SUBPRODUTOS DO PROCESSO DE GASIFICAÇÃO .....	22
V - EMISSÕES DOS PRINCIPAIS POLUENTES ATMOSFÉRICOS NA PRODUÇÃO DE 1,6 x 10 <sup>4</sup> Gcal/dia de gás combustível .....	33
VI - PRODUTOS RECUPERADOS NA PLANTA DE PRODUÇÃO de 1,6 x 10 <sup>4</sup> Gcal/dia de gás combustível .....	40

### OBJETIVO

O presente relatório se refere ao Ítem E do Projeto 6.1. do Programa de atividades da Superintendência de Engenharia do Ar- SEAR para 1981. O referido projeto trata da caracterização das fontes de poluição dos Processos de Gaseificação do carvão, se constituindo em um dos Ítems do Programa 6, que abrange os Estudos Relativos ao Impacto Ambiental Decorrente do Uso do Carvão Mineral.

Este trabalho é uma complementação do que já foi elaborado em Ítems precedentes do Projeto. Partiremos de uma instalação típica de produção de gás de médio poder calorífico para quantificar e comparar as emissões dos principais poluentes ao se considerar, na mesma planta, diferentes alternativas no que se refere ao combustível para a produção de vapor necessário a gaseificação.

## 1. INTRODUÇÃO

A partir de um modelo típico de planta de produção de gás de médio poder calorífico, abordaremos de início as características e o fluxograma das diversas unidades operacionais. A capacidade escolhida para a produção deste gás será de  $1,6 \times 10^4$  Gcal/dia ( $4 \times 10^6$  Nm<sup>3</sup>/dia de gás de poder calorífico igual a 4000kcal/Nm<sup>3</sup>). Tal capacidade seria suficiente para suprir as necessidades de combustível de aproximadamente 78 caldeiras de 10 t/h de produção de vapor, sendo, portanto, típica de uma planta centralizada destinada a atender diversos consumidores de gás, por exemplo, em um complexo industrial.

Sendo a gaseificação, bem como a emissão de poluentes na planta, muito dependente do tipo de carvão utilizado, adotaremos o uso do carvão redutor do Rio Grande do Sul, pois somente para este tipo de carvão possuímos resultados concretos de testes realizados em gaseificadores Lurgi.

Assim sendo não aconselhamos a extrapolação dos resultados deste trabalho diretamente para outros tipos de carvão.

Os poluentes serão quantificados para a instalação descrita acima nos seguintes casos:

- 1º admitindo a unidade de geração de vapor necessário à gaseificação operando a carvão em queima direta.
- 2º admitindo a unidade de geração de vapor necessário à gaseificação operando a gás produzido na própria planta, porém, exclusivamente neste uso, sem dessulfurização.
- 3º admitindo a unidade de geração de vapor necessário à gaseificação operando a gás dessulfurizado produzido na planta.

2. PLANTA DE PRODUÇÃO DE GÁS COMBUSTÍVEL DE MÉDIO PODER CALORÍFICO

2.1. CARACTERÍSTICAS DA PLANTA

- . Produção de  $4 \times 10^6 \text{ Nm}^3/\text{dia}$  de gás com poder calorífico igual a  $4000 \text{ kcal/Nm}^3$  ( $1,6 \times 10^4 \text{ Gcal/dia}$ ).
- . O carvão utilizado é o Redutor do Rio Grande do Sul, que é o carvão da mina de Charqueadas, do qual foi eliminado parcialmente o xisto e a pirita por processo hidromecânico. Suas especificações são apresentadas na tabela I a seguir.

TABELA I - Características do Carvão Redutor do R.G.S - (Ref. 1)

a. Análise próxima (% em peso) -

	carvão	carvão s/cinzas e umidade
umidade .....	11,8%	-
cinzas .....	29,4%	-
materials voláteis	23,3%	39,6%
carbono fixo ....	35,5%	60,4%

b. Análise última (% em peso)

	carvão	carvão s/cinzas e umidade
umidade .....	11,80%	-
cinzas .....	29,40%	-
carbono .....	47,30%	80,44%
hidrogenio ....	2,91%	4,95%
nitrogenio ....	0,85%	1,45%
enxofre .....	0,36%	0,61%
cloro .....	0,06%	0,10%
oxigênio .....	7,32%	12,45%

c. Análise mineral (% em peso)

Sílica, $\text{SiO}_2$ .....	63,4%
Alumina, $\text{Al}_2\text{O}_3$ .....	25,8%
Óxido de ferro, $\text{Fe}_2\text{O}_3$ .....	3,0%
Magnésio, $\text{MgO}$ .....	0,6%

CaI, CaO .....	2,0%
Óxido de sódio, NaO <sub>2</sub> .....	0,8%
Óxido de potássio, K <sub>2</sub> O .....	1,3%
Trióxido de enxofre, SO <sub>3</sub> .....	1,3%
Óxido de bário, BaO .....	<0,05%
Óxido de titânio, TiO <sub>2</sub> .....	1,2%
Pentóxido de fósforo, P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> .....	0,04%
Indeterminados .....	0,51%

d. Poder calorífico superior (PCS) .. 4522kcal/kg

consumo de carvão para a produção de gás acima es  
pecificada (CCG)

CCG = 184,954 t/h

consumo de carvão na unidade de geração de vapor-  
para o caso de uso direto deste combustível (CCC):

CCC = 44,182 t/h

consumo de carvão na produção de gás para a unida  
de de geração de vapor (segundo caso):-

. este consumo é estimado a partir das' quantida-  
des acima (1º caso) no ítem 3.2.

consumo de carvão na produção de gás dessulfuriza  
do para a unidade de geração de vapor (terceiro  
caso):

. este consumo é estimado a partir das quantida -  
des acima (1º caso) no ítem 3.3.

## 2.2. FLUXOGRAMA DAS UNIDADES PRESENTES

A figura 1 apresenta um fluxograma da planta de  
gaseificação proposta. Cada uma das unidades presen  
tes são descritas suscintamente na referência 2

O fato de considerarmos três alternativas de uso  
de combustível nas caldeiras, determinará consumo  
totais diferentes de carvão na planta de gaseifica-  
ção. Assim, o uso direto de carvão nas mesmas deter  
minará um consumo total menor do que a alternativa  
de se utilizar gás para a mesma finalidade, pois,  
neste caso, é considerado o rendimento térmico dos

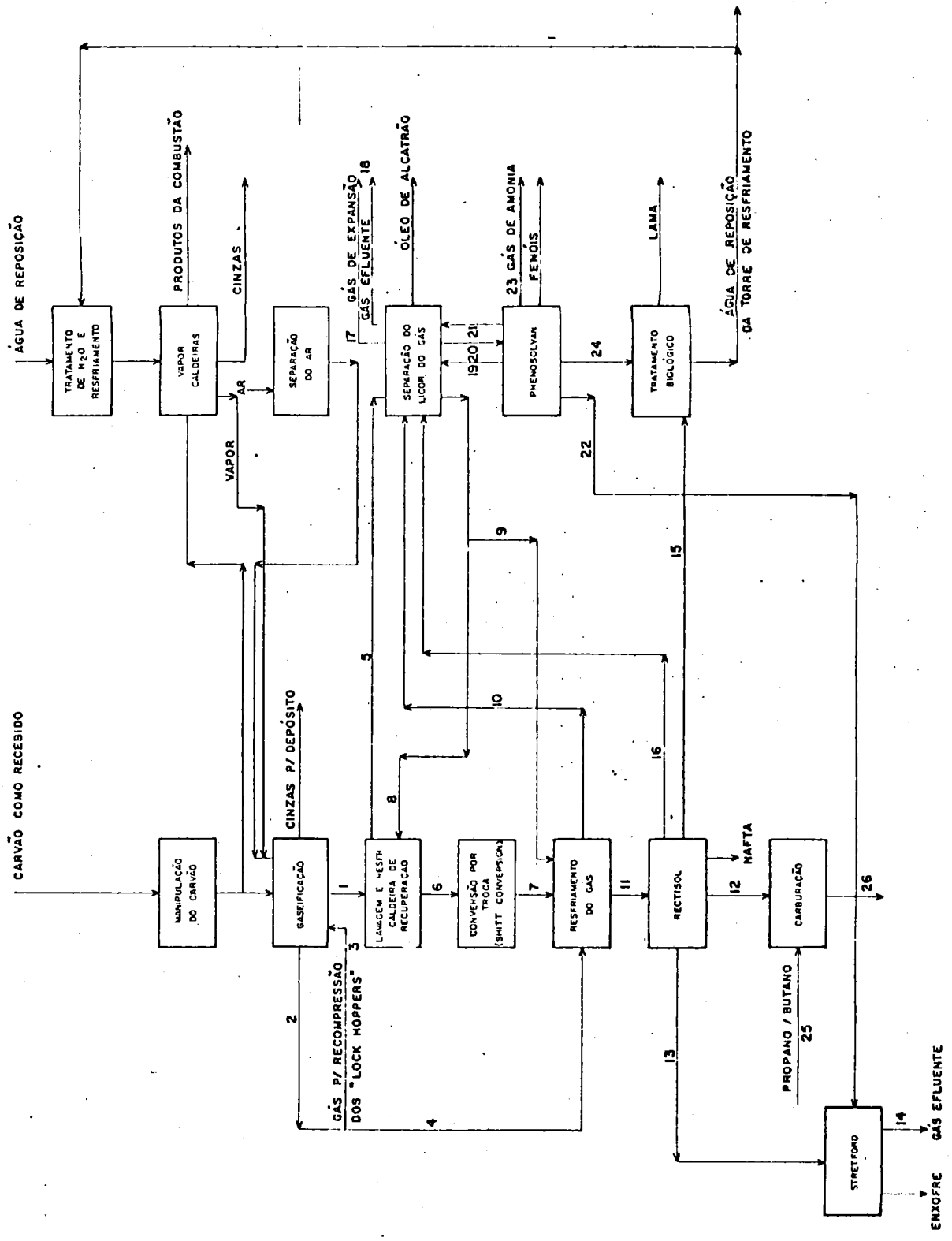


Figura nº 1 — FLUXOGRAMA DAS UNIDADES DE PROCESSO DA PLANTA DE PRODUÇÃO DE GÁS DE MÉDIO PODER CALORÍFICO. (Referência 2)

gaseificadores. Estas diferenças de consumo serão posteriormente quantificadas.

No que se refere a eliminação de sulfeto de hidrogênio ( $H_2S$ ) e de dióxido de carbono ( $CO_2$ ) do gás processado, a referência 3 cita inúmeros processos para esta finalidade. No entanto, na planta que estamos considerando, o processo utilizado é Rectisol. O mesmo é tratado unicamente como uma unidade de purificação do produto final e não como uma unidade de controle de poluição, embora o fato de se fazer a dessulfurização evitar a formação de compostos de enxofre ( $SO_x$ ) quando o gás for utilizado como combustível.

Quanto ao processo Stretford, que recupera o enxofre presente no sulfeto de hidrogênio ( $H_2S$ ) separado do gás produzido mediante a unidade Rectisol, este sim é considerado como uma unidade de controle de poluição. Para a mesma finalidade poderia ser utilizado o processo Claus (ver item 3.5). Admitiremos, neste trabalho, que o efluente gasoso da unidade Stretford é incinerado e que o gás de amônia da unidade Phenosolvan é transformada em amônia líquida (p.e. através do processo ChemieLinz -Lurgi).

2.3. BALANÇO DE MASSA (Obtido a partir da Referência 1). A tabela 11 apresenta o balanço de massa para a produção dos  $1,6 \times 10^4$  Gcal/dia de gás de médio poder calorífico conforme especificamos. Cada uma das linhas de fluxo acham-se identificadas por um número que também aparece no fluxograma da figura 1.

Convém ressaltar que o balanço de massa se refere aos constituintes básicos do gás processado. Assim sendo, por exemplo, não aparecem discriminadas as impurezas do gás bruto produzido, que se constituem de: sulfeto de carbonila ( $COS$ ), amônia, nafta, nafta de óleo de alcatrão, fenol cru, cianeto de hidrogênio ( $HCN$ ), sulfeto de carbono ( $CS_2$ ), bases piridinas, tiofênio, metiltiofênio, mercaptanas, cresóis, xilenois, benzeno, tolueno, xileno, naftaleno, antraceno, fenantreno e material particulado (pó de carvão, cinzas e elementos traços) (referência 2).

TABELA 11 - Balanço de massa para a produção de  $1,6 \times 10^4$  Gcal/dia de gás combustível ( $4 \times 10^6$  Nm<sup>3</sup>/dia de gás de poder calorífico igual a 4000kcal/Nm<sup>3</sup>)

Unidade	Número da linha no fluxograma	1		2		3		4			
		gás proveniente dos gaseificadores		gás do dispositivo de alimentação do carvão (lock hopper)		gás do "lock hopper" recomprimido ao gaseificador		gás do "lock hopper" recomprimido a unidade de resfriamento			
		peso molecular	Nm <sup>3</sup> /h	Mol%	Nm <sup>3</sup> /h	Mol%	Nm <sup>3</sup> /h	Mol%	Nm <sup>3</sup> /h	Mol%	
	1	CO <sub>2</sub>	44,010	65.842	28,78	2.153	28,78	1.077	28,78	1.077	28,78
	2	H <sub>2</sub> S	34,076	415	0,18	14	0,18	7	0,18	7	0,18
	3	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28,052	771	0,34	26	0,34	13	0,34	13	0,34
	4	CO	28,010	47.542	20,78	1.556	20,78	778	20,78	778	20,78
	5	H <sub>2</sub>	2,016	90.700	39,65	2.966	39,65	1.483	39,65	1.483	39,65
	6	CH <sub>4</sub>	16,042	21.401	9,35	701	9,35	350	9,35	350	9,35
	7	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,068	1.155	0,50	37	0,50	19	0,50	19	0,50
	8	N <sub>2</sub> + ar	35,000	951	0,42	31	0,42	16	0,42	16	0,42
	9	total (gás seco)		228.776	100,00	7.484	100,00	3.742	100,00	3.742	100,00
	10	peso molecular (gás seco)		21,24		21,24		21,24		21,24	
	11	gás seco		216.796		7.092		3.546		3.546	
	12	H <sub>2</sub> O		152.955		-		-		-	
	13	peso total		369.752		7.092		3.546		3.546	
	14	kg H <sub>2</sub> O/Nm <sup>3</sup> gás seco		0,6686		-		-		-	
ata	15	pressão		30,5		1,02		31,5		31,5	
°C	16	temperatura		454		50		120		120	

TABELA II - CONT. - Balanço de massa para a produção de  $1,6 \times 10^4$  Gcal/dia de gás combustível ( $4 \times 10^6$  Nm<sup>3</sup>/dia de gás de poder calorífico igual a 4000kcal/Nm<sup>3</sup>)

Unidade	Linha	Número da linha no fluxograma		5		6		7		8		
		Identificação da linha do fluxograma		Licor do gás para a unidade de separação		gás para a conversão por troca ("Shift conversion")		Gás convertido na "Shift Conversion"		Licor do gás para o resfriador e lavador		
		componente	peso molecular	Nm <sup>3</sup> /h	Mol. %	Nm <sup>3</sup> /h	Mol. %	Nm <sup>3</sup> /h	Mol. %	Nm <sup>3</sup> /h	Mol. %	Nm <sup>3</sup> /h
	1	CO <sub>2</sub>	44,010	74	39,69	66.042	28,86	98.986	37,81	275	98,5	
	2	H <sub>2</sub> S	34,076	13	6,88	406	0,18	406	0,16	4	1,5	
	3	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28,052	-	-	771	0,34	771	0,29	-	-	
	4	CO	28,010	27	14,50	47.515	20,75	14.572	5,57	-	-	
	5	H <sub>2</sub>	2,016	56	29,77	90.644	39,61	123.587	47,20	-	-	
	6	CH <sub>4</sub>	16,042	17	9,16	21.384	9,34	21.383	8,17	-	-	
	7	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,068	-	-	1.155	0,50	1.155	0,44	-	-	
	8	N <sub>2</sub> + Ar	35,000	-	-	951	0,42	951	0,36	-	-	
	9	total (gás seco)		187	100,00	228.867	100,00	261.811	100,00	279	100,00	
	10	peso molecular do gás seco		25,94		21,64		20,86		43,86		
	11	gás seco		217		217.124		243.605		545		
	12	H <sub>2</sub> O		91.510		94.846		68.365		33.401		
	13	peso total		91.728		311.970		311.970		33.946		
	14	kgH <sub>2</sub> O/Nm <sup>3</sup> de gás seco		-		0,4144		0,2611		-		
ata	15	pressão		20		29,8		27,1		37		
oC	16	temperatura		200		177		272		70		

TABELA II - CONT. - Balanço de massa para a produção de 1,6 x 10<sup>4</sup> Gcal/dia de gás combustível (4 x 10<sup>6</sup> Nm<sup>3</sup>/dia de gás de linha no. 11. poder calorífico igual a 4000kcal/Nm<sup>3</sup>)

Unidade	linha no.	9		10		11		12			
		Nm <sup>3</sup> /h	Mol. %	Nm <sup>3</sup> /h	Mol. %	Nm <sup>3</sup> /h	Mol. %	Nm <sup>3</sup> /h	Mol. %		
		licor do gás para o resfriamento do gás convertido		licor do gás (oleoso) para a separação		gás convertido para a unidade Rectisol		gás da unidade Rectisol para a compressão			
		componente	peso molecular								
	1	CO <sub>2</sub>	44,010	234	98,5	2.143	92,59	98.153	37,25	2.479	1,50
	2	H <sub>2</sub> S		4	1,5	34	1,48	383	0,15	-	-
	3	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	34,076	-	-	-	-	784	0,30	212	0,13
	4	CO	28,052	-	-	30	1,30	15.319	5,81	15.297	9,23
	5	H <sub>2</sub>	28,010	-	-	79	3,40	124.992	47,45	124.939	75,39
	6	CH <sub>4</sub>	2,016	-	-	29	1,23	21.705	8,24	21.269	12,83
	7	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	16,042	-	-	-	-	1.174	0,45	563	0,34
	8	N <sub>2</sub> + Ar	30,068	-	-	-	-	959	0,37	965	0,58
	9	total (gás seco)	35,000	239	100,00	2.315	100,00	263.477	100,0	165.724	100,00
	10	peso molecular do gás seco		43,83		41,88		20,70		7,16	
	11	gás seco		466		4.325		243.292		52.970	
	12	H <sub>2</sub> O		28.597		96.625		337		-	
	13	peso total		29.063		100.950		243.629		52.970	
	14	kgH <sub>2</sub> O/Nm <sup>3</sup> de gás seco		-		-		0,00013		-	
atm	15	pressão		31		20		26,5		23,0	
°C	16	temperatura		70		109		30		18	

TABELA 11 - CONT. - Balanço de massa para a produção de  $1,6 \times 10^4$  kcal/dia de gás combustível ( $4 \times 10^6$  Nm<sup>3</sup>/dia de gás de poder calorífico igual a 4000kcal/Nm<sup>3</sup>)

Unidade	Identificação da linha do fluxograma	13		14		15		16											
		gás da unidade para a unidade Stretford		gás de saída da unidade Stretford		condensado da unidade Rectisol para o Bio-Tratamento													
		Nm <sup>3</sup> /h	Mol. %	Nm <sup>3</sup> /h	Mol. %	Nm <sup>3</sup> /h	Mol. %		Nm <sup>3</sup> /h	Mol. %									
	componente	peso molecular																	
	1	CO <sub>2</sub>	44,010	95.674	97,88	96.988	98,29	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	2	H <sub>2</sub> S	34,076	383	0,39	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	3	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28,052	572	0,59	572	0,58	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	4	CO	28,010	23	0,02	23	0,02	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	5	H <sub>2</sub>	2,016	53	0,05	53	0,05	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	6	CH <sub>4</sub>	16,042	436	0,45	436	0,44	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	7	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,068	611	0,62	611	0,62	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	8	N <sub>2</sub> + Ar	35,000	1	-	1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	9	total (gás seco)		97.753	100,00	98.684	100,00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	10	peso molecular do gás seco		43,64		43,68		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	11	gás seco		190.321		192.319		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	12	H <sub>2</sub> O		-		-		6.434											
	13	peso total		190.321		192.319		6.434											
	14	kgH <sub>2</sub> O/Nm <sup>3</sup> de gás seco		-		-		-											
ata	15	pressão		1,4		1,02		5,0											2,5
oC	16	temperatura		10		20		140											14

TABELA II - CONT. - Balanço de massa para a produção de 1,6 x 10<sup>4</sup> Gcal/dia de gás combustível (4 x 10<sup>3</sup> Nm<sup>3</sup>/dia de gás de poder calorífico igual a 4000kcal/Nm<sup>3</sup>)

Unidade	Linha	Número da linha no fluxograma	17		18		19		20
			gás de expansão para a chaminé	Mol. %	gás de saída para o incinerador	Mol. %	licor da lama para a separação do licor do gás	Mol. %	
			Nm <sup>3</sup> /h	Mol. %	Nm <sup>3</sup> /h	Mol. %	Nm <sup>3</sup> /h	Mol. %	Nm <sup>3</sup> /h
	1	CO <sub>2</sub>	44,010	42,66	14	90,91	169	97,50	1.684
	2	H <sub>2</sub> S	34,076	0,68	1	9,09	4	2,50	39
	3	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28,052	-	-	-	-	-	-
	4	CO	28,010	13,66	-	-	-	-	-
	5	H <sub>2</sub>	2,016	32,08	-	-	-	-	-
	6	CH <sub>4</sub>	16,042	10,92	-	-	-	-	-
	7	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,068	-	-	-	-	-	-
	8	N <sub>2</sub> + Ar	35,000	-	-	-	-	-	-
	9	total (gás seco)	419	100,00	16	100,0	173	100,00	1.723
	10	peso molecular do gás seco	25,23	-	43,11	-	43,78	-	43,78
	11	gás seco	472	-	31	-	337	-	3.366
	12	H <sub>2</sub> O	19	-	1	-	14.447	-	144.475
	13	peso total	490	-	33	-	14.785	-	147.841
	14	kgH <sub>2</sub> O/Nm <sup>3</sup> de gás seco	0,0450	-	0,0538	-	-	-	-
ata	15	pressão	1,05	-	1,05	-	2,3	-	4,5
oC	16	temperatura	35	-	38	-	80	-	35

.14.

TABELA 11 - CONT. - Balanço de massa para a produção de 1,6 x 10 <sup>4</sup> Gcal/dia de gás combustível (4 x 10 <sup>6</sup> Nm <sup>3</sup> /dia de gás de poder calorífico igual a 4000kcal/Nm <sup>3</sup> )															
unidade	linha n.º	Número da linha no fluxograma		21		22		23		24					
		Identificação da linha do fluxograma	licor do gás para a separação	gás de saída da unidade Phenosolvan	Gás de amonia	licor do gás para o tratamento biológico									
	componente	peso molecular	Nm <sup>3</sup> /h	Mol. %	Nm <sup>3</sup> /h	Mol. %	Nm <sup>3</sup> /h	Mol. %	Nm <sup>3</sup> /h	Mol. %	Nm <sup>3</sup> /h	Mol. %			
	1	CO <sub>2</sub>	44,010	-	1314	99,03	197	90,8	4	75					
	2	H <sub>2</sub> S	34,076	-	13	0,97	20	9,2	1	25					
	3	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28,052	-	-	-	-	-	-	-					
	4	CO	28,010	-	-	-	-	-	-	-					
	5	H <sub>2</sub>	2,016	-	-	-	-	-	-	-					
	6	CH <sub>4</sub>	16,042	-	-	-	-	-	-	-					
	7	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,068	-	-	-	-	-	-	-					
	8	N <sub>2</sub> +Ar	35,000	-	-	-	-	-	-	-					
	9	total (gás seco)		-	1327	100,00	217	100,00	6	100,00					
	10	peso molecular (gás seco)		-	43,9		43,10		41,53						
	11	gás seco		-	2599		418		10						
	12	H <sub>2</sub> O		3575	20		4271		133.288						
	13	peso total		3575	2619		4688		133.299						
	14	kgH <sub>2</sub> O/Nm <sup>3</sup> (gás seco)		-	0,0151		19,65		-						
ata	15	pressão		5	-		1,1		5						
°C	16	temperatura		55			90		55						

15.

TABELA II - CONT. - Balanço de massa para a produção de $1,6 \times 10^4$ gal/dia de gás combustível ( $4 \times 10^6$ Nm <sup>3</sup> /dia de gás de poder calorífico igual a 4000kcal/m <sup>3</sup> )											
Unidade	linha no fluxograma	Número da linha no fluxograma		25		26		27		Mol. %	Mol. %
		Identificação da linha do fluxograma	propano/butano para a carbonuração	gás combustível	vapor para a unidade Phenosolvan						
	componente	peso molecular	Nm <sup>3</sup> /h	Mol. %	Nm <sup>3</sup> /h	Mol. %	Nm <sup>3</sup> /h	Mol. %	Nm <sup>3</sup> /h	Mol. %	Mol. %
	1	CO <sub>2</sub>	44,010	-	-	1,49	-	-	-	-	-
	2	H <sub>2</sub> S	34,076	-	-	-	-	-	-	-	-
	3	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28,052	-	-	0,13	211	-	-	-	-
	4	CO	28,010	-	-	9,18	15287	-	-	-	-
	5	H <sub>2</sub>	2,016	-	-	74,96	124865	-	-	-	-
	6	CH <sub>4</sub>	16,042	-	-	12,76	21256	-	-	-	-
	7	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	30,068 44,097 58,124	56,88 43,12	-	0,34 0,58 0,32	563 237 407	-	-	-	-
	8	N <sub>2</sub> +Ar	35,000	-	-	0,24	965	-	-	-	-
	9	total (gás seco)		100,00	945	100,00	166570	100,00	-	-	-
	10	peso molecular (gás seco)			50,15		7,408		-	-	-
	11	gás seco			2115		55052		-	-	-
	12	H <sub>2</sub> O			-		-		11.119		
kg/h	13	peso total			2115		55052		11.119		
	14	kgH <sub>2</sub> O/Nm <sup>3</sup> (gás seco)			-		-		-		
ata	15	pressão			3		70		4,5		
°C	16	temperatura			30		30		147		

### 3. QUANTIDADE DOS PRINCIPAIS POLUENTES ATMOSFÉRICOS EMITIDOS

#### 3.1. PRIMEIRO CASO

Produção das  $1,6 \times 10^4$  Gcal/dia de gás de médio poder calorífico, baseando-se na planta do fluxograma da figura 1 com a unidade de geração de vapor operando a carvão.

##### 3.1.1. Consumo de carvão

TCG = total de carvão alimentado nos gasificadores

TCG = 184,954 t/h

TCC = total de carvão alimentado nas caldeiras

TCC = 44,182 t/h

TCP = total de carvão processado na planta

TCP =  $(184,954 + 44,182) = 229,136$  t/h

##### 3.1.2. Emissões de poluentes

Desde a fase de armazenagem do carvão até a utilização final do gás existem operações que trazem consigo a emissão de poluentes.

Na tabela III indicamos as diversas operações e os seus respectivos fatores de emissão. Em alguns casos indicamos como "N.D." por não se dispor de valores numéricos precisos. Entretanto são emissões que podem ser até inexistentes, como por exemplo aquelas relativas à combustão espontânea acidental das pilhas de carvão, ou controladas como já descrevemos anteriormente na referência 2, motivo pelo qual não foram consideradas no presente estudo.

TABELA III - Fatores de Emissão - Ref. (4, 5, 6, 7, 8, 9 e 10)

FONTE POLUIDORA	M.P.	NOx	SOx	H <sub>2</sub> S	CO	HC	UNIDADES						
							ALDEÍDOS	1º caso	2º caso	3º caso			
Pilhas de carvão	N.D.												
Depósitos de carvão	N.D.												
Combustão espontânea das pilhas de carvão	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.							
Britadores, peneiras e pontos de transferência	0,041												
Unidades de briquetagem	N.D.												
Carregamento de carvão nos gaseificadores	0,002												
Áreas não pavimentadas	N.D.												
Despressurização dos alimentadores de carvão(*)	N.D.			0,0028 x %S		0,420							
Dispositivos selados de coleta e eliminação de cinzas	0,00016 x % Ci												
Gases do início de operação dos gaseificadores(*)	N.D.			0,002,8 x % S									
Unidades de geração de vapor a carvão	5,0 x% Ci	7,5	19 x %S										
Unidades de geração de vapor a gás não dessulfurizado	0,018	0,317	5,565 x %S		0,031	5,529 x 10 <sup>-4</sup>							
Unidades de geração de vapor a gás dessulfurizado	0,018	0,317	0,278 x %S (**)		0,031	7,667 x 10 <sup>-4</sup>							
Unidade "Stretford" após incineração		0,105	0,020										
Unidade de separação do licor do gás (sem incineração)				0,012									
Gases de expansão da unidade de separação do licor do gás				0,023	0,387	0,177							
Unidade "Phenosolvan"				0,165									

(\*\*) Admite-se que a dessulfurização é realizada com eficiência de 95%

(\* ) Este fator não será considerado porque os gases de despressurização retornam à linha de gás processado.

a. Emissões de Material Particulado:

Tomando por base a tabela III, a somatória dos fatores de emissão para material particulado é dada por:

$$\Sigma FE_{MP} = 0,041 \text{ kg/TCP} + (0,002 + 0,00016 \times \% \text{ Ci}) \text{ kg/TCG} + 5,0 \times \% \text{ Ci} \text{ kg/TCC}$$

ONDE:

$$\text{TCP} = 229,136 \text{ t/h}$$

$$\text{TCG} = 184,954 \text{ t/h}$$

$$\text{TCC} = 44,182 \text{ t/h}$$

$$\% \text{ Ci} = \text{porcentagem de cinzas no carvão redutor (RGS)} = 29,4\%$$

$ET_{MP}$  = emissão total de material particulado (kg/h)

$$ET_{MP} = 0,041 \times 229,136 + (0,002 + 0,00016 \times 29,4) \cdot 184,954 + 5,0 \times 29,4 \times 44,182$$

$$ET_{MP} = 9,395 + 1,240 + 6494,754 \text{ (kg/h)}$$

$$ET_{MP} = 6505,389 \text{ kg/h} = 6,505 \text{ t/h}$$

b. Emissões de Óxidos de Nitrogênio

$$\Sigma FE_{NO_x} = 7,5 \text{ kg/TCC} + 0,105 \text{ kg/TCG}$$

$$\text{ONDE: TCC} = 44,182 \text{ t/h}$$

$$\text{TCG} = 184,954 \text{ t/h}$$

$ET_{NO_x}$  = emissão total de  $NO_x$  (kg/h)

$$ET_{NO_x} = 331,365 + 19,420 \text{ (kg/h)}$$

$$ET_{NO_x} = 350,785 \text{ (kg/h)} = 0,351 \text{ t/h}$$

OBS.: Esta seria a emissão total de óxidos de nitrogênio caso houvesse medidas

preventivas à ocorrência acidental de combustão nas pilhas de carvão

c. Emissões de Óxidos de enxofre

$$\Sigma FE_{SO_x} = 19 \times \% S \text{ kg/TCC} + 0,020 \text{ kg/TCG}$$

ONDE: TCC = 44,182 t/h

TCG = 184,954 t/h

% S = porcentagem de enxofre no carvão Redutor = 0,36%

$ET_{SO_x}$  = emissão total de  $SO_x$  (kg/h)

$$ET_{SO_x} = 19 \times 0,36 \times 44,182 + 0,020 \times 184,954 \text{ (kg/h)}$$

$$ET_{SO_x} = 302,205 + 3,699 \text{ (kg/h)}$$

$$ET_{SO_x} = 305,904 \text{ (kg/h)} \approx 0,306 \text{ t/h}$$

OBS.: Esta seria a emissão total de óxidos de enxofre caso houvesse medidas preventivas à ocorrência acidental de combustão nas pilhas de carvão.

d. Emissões de sulfeto de hidrogênio

$$\Sigma FE_{H_2S} = (0,0028 \times \% S + 0,012 + 0,023 + 0,165) \text{ kg/TCG}$$

ONDE: TCG = 184,954 t/h

% S = porcentagem de enxofre no carvão Redutor = 0,36%

$$ET_{H_2S} = (0,0028 \times 0,36 + 0,012 + 0,023 + 0,165) \times 184,954 \text{ (kg/h)}$$

$$ET_{H_2S} = 37,177 \text{ kg/h} \approx 0,037 \text{ t/h}$$

e. Emissões de sulfeto de carbonila

As referências 4 e 5 indicam fatores de emissão "ND" para todas as operações, visto que o balanço de massa na tabela II não nos fornece valores para o sulfeto de carbonila (COS). Entretanto, as referências 1 e 4 indicam que a emissão total desse composto é cerca de 45 vezes menor que a emissão total de H<sub>2</sub>S.

Portanto:

$$ET_{\text{COS}} = (ET)_{\text{H}_2\text{S}} + 45$$

$$ET_{\text{COS}} = \frac{37,177}{45} \text{ kg/h} = 0,826 \text{ kg/h} = 0,83 \times 10^{-3} \text{ t/h}$$

f. Emissões de monóxido de carbono

$$\Sigma FE_{\text{CO}} = 1,0 \text{ kg/TCC} + 0,387 \text{ kg/TCG}$$

$$\text{ONDE: TCC} = 44,182 \text{ t/h}$$

$$\text{TCG} = 184,954 \text{ t/h}$$

$$ET_{\text{CO}} = 1,0 \times 44,182 + 0,387 \times 184,954 \text{ (kg/h)}$$

$$ET_{\text{CO}} = 115,759 \text{ kg/h} = 0,116 \text{ t/h}$$

g. Emissões de hidrocarbonetos

$$\Sigma FE_{\text{HC}} = 0,5 \text{ kg/TCC} + 0,177 \text{ kg/TCG}$$

ONDE:

$$\text{TCC} = 44,182 \text{ t/h}$$

$$\text{TCG} = 184,954 \text{ t/h}$$

$$ET_{\text{HC}} = \text{emissão total de hidrocarbonetos (kg/h)}$$

$$ET_{\text{HC}} = 0,5 \times 44,182 + 0,177 \times 184,954 \text{ (kg/h)}$$

$$ET_{HC} = 54,828 \text{ kg/h} \approx 0,055 \text{ t/h}$$

h. Emissões de aldeídos

$$\Sigma FE_{HCHO} = 0,0025 \text{ kg/TCC}$$

$$\text{ONDE: TCC} = 44,182 \text{ t/h}$$

$$ET_{HCHO} = \text{ emissão total de aldeídos (kg/h)}$$

$$ET_{HCHO} = 0,0025 \times 44,182 \text{ (kg/h)}$$

$$ET_{HCHO} = 0,110 \text{ kg/h} \approx 0,110 \times 10^{-3} \text{ t/h}$$

i. Outras emissões:

Devido às estocagens de amônia e dos produtos orgânicos obtidos no processo (subprodutos) existem emissões dos mesmos, dependendo da forma construtiva dos reservatórios.

A referência nº 4 nos fornece valores médios para uma instalação típica conforme mostrado na tabela IV, para as substâncias do processo em análise.

TABELA 4 - Emissões de subprodutos do processo de gaseificação

POLUENTE	QUANTIDADE (t/h)
Amônia (NH <sub>3</sub> )	0,590 x 10 <sup>-3</sup>
Alcatrão	2,631 x 10 <sup>-3</sup>
Fenóis	0,590 x 10 <sup>-3</sup>
Nafta	0,816 x 10 <sup>-3</sup>

### 3.2. SEGUNDO CASO

Produção das  $1,6 \times 10^4$  Gcal/dia de gás de médio poder calorífico, baseando-se na planta do fluxograma da figura 1, com as unidades de geração de vapor operando a gás produzido na própria planta sem dessulfurização

#### 3.2.1. Consumo de carvão

TCP = total de carvão processado na planta

$$TCP = TCG + TCGC$$

. TCG = total de carvão necessário à produção pré-estabelecida de gás =  
184,954 t/h

. TCGC = total de carvão necessário à produção de gás não dessulfurizado para uso nas unidades de geração de vapor - será estimado abaixo partindo-se de TCC = 44,182 t/h (primeiro caso)

$$TGC \times PCG \times \eta_G = PCC \times TCC \times \eta_C$$

ONDE:

TGC = quantidade de gás necessários ao uso nas caldeiras

PCG = poder calorífico do gás produzido sem dessulfurização = 2855 kcal/Nm<sup>3</sup>

$\eta_G$  = eficiência térmica das caldeiras operando a gás = 70%

PCC = poder calorífico do carvão reductor do RGS = 4522 kcal/kg

$\eta_C$  = eficiência térmica das caldeiras operando a carvão = 65%

TCC = quantidade de carvão alimentado nas caldeiras (primeiro caso) = 44,182 t/h

$$TGC \times 2855 \times 0,70 = 4522 \times 44,182 \times 0,65$$

$$TGC = \frac{4522 \times 44182 \times 0,65}{2855 \times 0,70} \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$TGC = 0,065 \times 10^6 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Sabendo-se que TCG = 184,954 t/h são necessários para a produção de  $0,229 \times 10^6 \text{ Nm}^3/\text{h}$  de gás nas mesmas condições (ver balanço de massa), temos:

$$TCGC = \frac{184,954 \times 0,065 \times 10^6}{0,229 \times 10^6}$$

$$TCGC = 52,498 \text{ t/h}$$

PORTANTO:

$$TCP = (184,954 + 52,498)$$

$$TCP = 237,452 \text{ t/h}$$

### 3.2.2. Emissões de poluentes

Seguindo os mesmos critérios de análise utilizados no item 3.1.2. e os fatores de emissão apresentados na tabela III podemos estimar as emissões de poluentes para este caso como segue:

#### a. Emissões de material particulado

$$\Sigma FE_{MP} = (0,041 + 0,002 + 0,00016 \times \%Ci) \text{ kg/TCP} + 0,018 \text{ kg}/10^6 \text{ kcal de TGC}$$

$$\text{ONDE: } TCP = 237,452 \text{ t/h}$$

% Ci = porcentagem de cinzas no carvão Redutor = 29,4%

$$TGC = 0,065 \times 10^6 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$PCG = 2855 \text{ kcal}/\text{Nm}^3$$

$ET_{MP}$  = emissão total de Material Particulado

$$ET_{MP} = [(0,041 + 0,002 + 0,00016 \times 29,4) \times 237,452] + (0,018 \times 10^{-6} \times 0,065 \times 10^6 \times 2855) \text{ (kg/h)}$$

$$ET_{MP} = 11,327 + 3,340 \text{ (kg/h)}$$

$$ET_{MP} = 14,667 \text{ kg/h} \approx 0,015 \text{ t/h}$$

b. Emissões de óxidos de nitrogênio

$$\Sigma FE_{NO_x} = 0,317 \text{ kg}/10^6 \text{ kcal de TGC} + 0,105 \text{ kg/TCG}$$

ONDE: TGC =  $0,065 \times 10^6 \text{ Nm}^3/\text{h}$   
 PCG =  $2855 \text{ kcal}/\text{Nm}^3$   
 TCG =  $184,954 \text{ t/h}$

$$ET_{NO_x} = \text{emissão total de } NO_x$$

$$ET_{NO_x} = (0,317 \times 10^{-6} \times 0,065 \times 10^6 \times 2855 + 0,105 \times 184,954) \text{ kg/h}$$

$$ET_{NO_x} = 58,827 + 19,420 \text{ (kg/h)}$$

$$ET_{NO_x} = 78,247 \text{ kg/h} \approx 0,078 \text{ t/h}$$

c. Emissões de óxidos de enxofre

$$\Sigma FE_{SO_x} = 5,565 \times \%S \text{ kg}/10^6 \text{ kcal de TGC} + 0,020 \text{ kg/TCG}$$

ONDE: TGC =  $0,065 \times 10^6 \text{ Nm}^3/\text{h}$   
 % S = porcentagem de enxofre no carvão redutor =  $0,36$   
 PCG =  $2855 \text{ kcal}/\text{Nm}^3$   
 TCG =  $184,954 \text{ t/h}$

$$ET_{SO_x} = \text{emissão total de } SO_x$$

$$ET_{SO_x} = 5,565 \times 10^{-6} \times 0,36 \times 0,065 \times 10^6 \times 2855 + 0,020 \times 184,954 \text{ kg/h}$$

$$ET_{SO_x} = 371,781 + 3,699 \text{ kg/h}$$

$$ET_{SO_x} = 375,480 \text{ kg/h} = 0,375 \text{ t/h}$$

d. Emissões de sulfeto de hidrogênio

$$\Sigma FE_{H_2S} = 0,0028 \times \%S \text{ kg/TCP} + (0,012 + 0,023 + 0,165) \text{ kg/TCG}$$

ONDE:

$$TCP = 237,452 \text{ t/h}$$

% S = porcentagem de enxofre no carvão

$$\text{Redutor} = 0,36\%$$

$$TCG = 184,954 \text{ t/h}$$

$ET_{H_2S}$  = emissão total de  $H_2S$

$$ET_{H_2S} = 0,0028 \times 0,36 \times 237,452 + (0,012 + 0,023 + 0,165) \times 184,954 \text{ (kg/h)}$$

$$ET_{H_2S} = 0,239 + 36,991 \text{ (kg/h)}$$

$$ET_{H_2S} = 37,230 \text{ kg/h} \approx 0,037 \text{ t/h}$$

e. Emissões de sulfeto de carbonila

Admitindo que estas emissões sejam aproximadamente 45 vezes menor que as de sulfeto de hidrogênio, como mostrado no caso anterior, temos:

$$ET_{COS} = ET_{H_2S} \div 45$$

$$ET_{COS} = \frac{37,230}{45} \text{ kg/h} = 0,827 \text{ kg/h} = 0,83 \times 10^{-3} \text{ t/h}$$

f. Emissões de monóxido de carbono

$$\Sigma FE_{CO} = 0,031 \text{ kg}/10^6 \text{ kcal de TGC} + 0,387 \text{ kg}/TCG$$

ONDE:  $TGC = 0,065 \times 10^6 \text{ Nm}^3/\text{h}$

$$PCG = 2855 \text{ kcal}/\text{Nm}^3$$

$$TCG = 184,954 \text{ t/h}$$

$ET_{CO}$  = emissão total de CO

$$ET_{CO} = 0,031 \times 10^{-6} \times 0,065 \times 10^6 \times 2855 + 0,387 \times 184,954 \text{ kg/h}$$

$$ET_{CO} = 77,330 \text{ kg/h} \approx 0,077 \text{ t/h}$$

g. Emissões de hidrocarbonetos

$$\Sigma FE_{HC} = 5,529 \text{ kg}/10^{10} \text{ kcal de TGC} + 0,177 \text{ kg}/\text{TCG}$$

ONDE:

$$\text{TGC} = 0,065 \times 10^6 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$\text{PCG} = 2855 \text{ kcal}/\text{Nm}^3$$

$$\text{TCG} = 184,954 \text{ t}/\text{h}$$

$$ET_{HC} = 5,529 \times 10^{-10} \times 0,065 \times 10^6 \times 2855 + 0,177 \times 184,954 \text{ kg}/\text{h}$$

$$ET_{HC} = 0,103 + 32,737 \text{ kg}/\text{h}$$

$$ET_{HC} = 32,840 \text{ kg}/\text{h} \approx 0,033 \text{ t}/\text{h}$$

h. Emissões de aldeídos:

$$\Sigma FE_{Ald.} = 0,023 \text{ kg}/10^6 \text{ kcal de TGC}$$

ONDE:  $\text{TGC} = 0,065 \times 10^6 \text{ Nm}^3/\text{h}$

$$\text{PCG} = 2855 \text{ kcal}/\text{Nm}^3$$

$$ET_{Ald.} = 0,023 \times 0,065 \times 2855 \text{ kg}/\text{h}$$

$$ET_{Ald.} = 4,268 \text{ kg}/\text{h} \approx 4,268 \times 10^{-3} \text{ t}/\text{h}$$

i. Outras emissões

As emissões oriundas do armazenamento de subprodutos são as mesmas apontadas no 1º caso (ver item 3.1.2.i).

### 3.3. TERCEIRO CASO

Produção das  $1,6 \times 10^4$  Gcal/dia de gás de médio poder calorífico, baseando-se na planta do fluxograma da figura 1, com as unidades de geração de vapor operando a gás dessulfurizado adicionalmente produzido na própria planta.

#### 3.3.1. Consumo de carvão

TCP = total de carvão processado na planta

$$\text{TCP} = \text{TCG} + \text{TCGC}$$

. TCG = total de carvão necessário à produ-

ção pré-estabelecida de gás =  
184,954 t/h

TCGC = total de carvão necessário à produção de gás dessulfurizado adicional para uso nas unidades de geração de vapor; - será estimado abaixo partindo-se de TCC = 44,182 t/h (primeiro caso)

$$TGC \times PCG \times \eta_G = PCC \times TCC \times \eta_C$$

ONDE:

TGC = quantidade de gás necessários ao uso nas caldeiras

PCG = poder calorífico do gás dessulfurizado produzido = 4000 kcal/Nm<sup>3</sup>

$\eta_G$  = eficiência térmica das caldeiras operando à gás = 70%

PCC = poder calorífico do carvão Redutor do RGS = 4522 kcal/kg

$\eta_C$  = eficiência térmica das caldeiras operando à carvão = 65%

TCC = quantidade de carvão alimentado nas caldeiras (primeiro caso) = 44,182 t/h

$$TGC \times 4000 \times 0,70 = 4522 \times 44182 \times 0,65$$

$$TGC = \frac{4522 \times 44182 \times 0,65}{4000 \times 0,70} \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$TGC \approx 0,046 \times 10^6 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Sabendo-se que TCG = 184,954 t/h são necessários para a produção de  $4 \times 10^6 \text{ Nm}^3/\text{dia}$  de gás dessulfurizado, temos:

$$TCGC = \frac{184,954 \times 0,046 \times 24 \times 10^6}{4 \times 10^6} \text{ t/h}$$

$$TCGC = 51,047 \text{ t/h}$$

É importante observar que existe uma pequena diminuição do consumo de carvão em relação ao 2º caso (sem dessulfurização), o que é explicado pela adição de carburantes, como propano, para a elevação do poder calorífico, conforme descrito no balanço de massa

Portanto:

$$TCP = (184,954 + 51,047) \text{ t/h}$$

$$TCP = 236,001 \text{ t/h}$$

### 3.3.2. Emissões de poluentes

Seguindo os mesmos critérios de análise utilizados nos casos anteriores (itens 3.1.2 e 3.2.2.) e os fatores de emissão apresentados na tabela III podemos estimar as emissões de poluentes como segue:

a. Emissões de material particulado:

$$\Sigma FE_{MP} = (0,041 + 0,002 + 0,00016 \times \% Ci) \text{ kg/TCP} + 0,018 \text{ kg}/10^6 \text{ kcal de TGC}$$

$$TCP = 236,001 \text{ t/h}$$

% Ci = porcentagem de cinzas no carvão Redutor = 29,4%

$$TGC = 0,046 \times 10^6 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$PCG = 4000 \text{ kcal}/\text{Nm}^3$$

$ET_{MP}$  = emissão total de material particulado

$$ET_{MP} = (0,041 + 0,002 + 0,00016 \times 29,4) \times 236,001 + 0,018 \times 10^{-6} \times 0,046 \times 10^6 \times 4000 \text{ (kg/h)}$$

$$ET_{MP} = 11,258 + 3,312 \text{ (kg/h)}$$

$$ET_{MP} = 14,570 \text{ kg/h} = 0,015 \text{ t/h}$$

b. Emissões de óxidos de nitrogênio

$$\Sigma FE_{NO_x} = 0,317 \text{ kg}/10^6 \text{ kcal de TGC} + 0,105 \text{ kg}/\text{TCP}$$

$$TGC = 0,046 \times 10^6 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$PCG = 4000 \text{ kcal/Nm}^3$$

$$TCP = 236,001 \text{ t/h}$$

$ET_{NO_x}$  = emissão total de  $NO_x$

$$ET_{NO_x} = (0,317 \times 10^{-6} \times 0,046 \times 10^6 \times 4000 + 0,105 \times 236,001) \text{ (kg/h)}$$

$$ET_{NO_x} = 58,328 + 24,780 \text{ (kg/h)}$$

$$ET_{NO_x} = 83,108 \text{ kg/h} = 0,083 \text{ t/h}$$

c. Emissões de óxidos de enxofre

$$\Sigma FE_{SO_x} = 0,278 \times \%S \text{ kg}/10^6 \text{ kcal de TGC} + 0,020 \text{ kg/TCP}$$

$$TGC = 0,046 \times 10^6 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$PCG = 4000 \text{ kcal/Nm}^3$$

$$TCP = 236,001 \text{ t/h}$$

$\%S$  = porcentagem de enxofre no carvão Redu tor = 0,36%

$$ET_{SO_x} = 0,278 \times 10^{-6} \times 0,36 \times 0,046 \times 10^6 \times 4.000 + 0,020 \times 236,001 \text{ (kg/h)}$$

$$ET_{SO_x} = 18,431 + 4,720 \text{ (kg/h)}$$

$$ET_{SO_x} = 23,151 \text{ kg/h} = 0,023 \text{ t/h}$$

d. Emissões de sulfeto de hidrogênio

$$\Sigma FE_{H_2S} = (0,0028 \times \%S + 0,012 + 0,023 + 0,165) \text{ kg/TCP}$$

$$TCP = 236,001 \text{ t/h}$$

$\%S$  = porcentagem de enxofre no carvão Redu tor = 0,36%

$ET_{H_2S}$  = emissão total de  $H_2S$

$$ET_{H_2S} = (0,0028 \times 0,36 + 0,012 + 0,023 + 0,165) \times 236,001 \text{ (kg/h)}$$

$$ET_{H_2S} = 47,438 \text{ kg/h} \approx 0,047 \text{ t/h}$$

e. Emissões de sulfeto de carbonila

Seguindo o mesmo critério dos dois casos anteriores vamos admitir que estas emissões sejam aproximadamente 45 vezes menor que as de sulfeto de hidrogênio.

Assim temos:

$$ET_{COS} \approx ET_{H_2S} \div 45$$

$$ET_{COS} = \frac{47,438}{45} \text{ kg/h} = 1,054 \text{ kg/h} = 1,054 \times 10^{-3} \text{ t/h}$$

f. Emissões de monóxido de carbono

$$\Sigma FE_{CO} = 0,031 \text{ kg}/10^6 \text{ kcal de TGC} + 0,387 \text{ kg}/\text{TCP}$$

$$TGC = 0,046 \times 10^6 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$PCG = 4000 \text{ kcal}/\text{Nm}^3$$

$$TCP = 236,001 \text{ t/h}$$

$ET_{CO}$  = emissão total de monóxido de carbono

$$ET_{CO} = 0,031 \times 10^{-6} \times 0,046 \times 10^6 \times 4000 + 0,387 \times 236,001 \text{ (kg/h)}$$

$$ET_{CO} = 5,704 + 91,332 \text{ (kg/h)}$$

$$ET_{CO} = 97,036 \text{ kg/h} \approx 0,097 \text{ t/h}$$

g. Emissões de hidrocarbonetos

$$\Sigma FE_{HC} = 7,667 \text{ kg}/10^{10} \text{ kcal de TGC} + 0,177 \text{ kg}/\text{TCP}$$

$$TGC = 0,046 \times 10^6 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$PCG = 4000 \text{ kcal}/\text{Nm}^3$$

$$TCP = 236,001 \text{ t/h}$$

$ET_{HC}$  = emissão total de hidrocarbonetos

$$ET_{HC} = 7,667 \times 10^{-10} \times 0,046 \times 10^6 \times 4000 + 0,177 \times 236,001 \text{ (kg/h)}$$

$$ET_{HC} = 0,141 + 41,772 \text{ (kg/h)}$$

$$ET_{HC} = 41,913 \text{ kg/h} \approx 0,042 \text{ t/h}$$

h. Emissões de aldeídos

$$\Sigma FE_{ald.} = 0,023 \text{ kg}/10^6 \text{ kcal de TGC}$$

$$\text{ONDE: TGC} = 0,046 \times 10^6 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$\text{PCG} = 4000 \text{ kcal}/\text{Nm}^3$$

$$ET_{ald.} = 0,023 \times 0,046 \times 4000 \text{ (kg/h)}$$

$$ET_{ald.} = 4,232 \text{ kg/h} \approx 4,232 \times 10^{-3} \text{ t/h}$$

## i. Outras emissões

As emissões oriundas do armazenamento de subprodutos são as mesmas apontadas no primeiro caso (ver item 3.1.2.i)

 3.4. comparações entre as emissões

A tabela V apresenta os resultados das emissões ao se considerar cada um dos casos analisados. Ao examiná-la concluímos:

a. O primeiro caso é pior no que se refere à emissão de:

- material particulado, com a adoção de qualquer uma das outras alternativas as emissões deste poluente se reduziriam de aproximadamente 99,8%.
- óxidos de nitrogênio; ao se considerar respectivamente o segundo e terceiro casos, teríamos 77,8% e 76,4% de redução nas emissões deste poluente;
- monóxido de carbono; ao se considerar respectivamente o segundo e terceiro casos, teríamos 33,6% e 16,4% de redução nas emissões deste poluente.
- hidrocarbonetos; ao se considerar respectivamente o segundo e o terceiro casos, teríamos 40,0% e 23,6% de redução nas emissões deste poluente.

b. O segundo caso é pior no que se refere a emis -

TABELA V - Emissões (t/h) dos principais poluentes atmosféricos na produção de  $1,6 \times 10^4$  Gcal/dia de gás combustível ( $4 \times 10^6$  Nm<sup>3</sup>/dia de gás com poder calorífico igual a 4000 kcal/Nm<sup>3</sup>)

## ALTERNATIVAS ANALISADAS

POLUENTES	ALTERNATIVAS ANALISADAS		
	primeiro caso (t/h)	Segundo caso (t/h)	Terceiro caso (t/h)
Material Particulado	6,505	0,015	0,015
Óxidos de nitrogênio (NO <sub>x</sub> )	0,351	0,078	0,083
Óxidos de Enxofre (SO <sub>x</sub> )	0,306	0,375	0,023
Sulfeto de Hidrogênio (H <sub>2</sub> S)	0,037	0,037	0,047
Sulfeto de Carboníla (COS)	$0,83 \times 10^{-3}$	$0,83 \times 10^{-3}$	$1,054 \times 10^{-3}$
Monóxido de Carbono (CO)	0,116	0,077	0,097
Hidrocarbonetos	0,055	0,033	0,042
Aldeídos	$0,110 \times 10^{-3}$	$4,268 \times 10^{-3}$	$4,232 \times 10^{-3}$
Amonia	$0,590 \times 10^{-3}$	$0,590 \times 10^{-3}$	$0,590 \times 10^{-3}$
Alcatrão	$2,631 \times 10^{-3}$	$2,631 \times 10^{-3}$	$2,631 \times 10^{-3}$
Fenóis	$0,590 \times 10^{-3}$	$0,590 \times 10^{-3}$	$0,590 \times 10^{-3}$
Nafta	$0,816 \times 10^{-3}$	$0,816 \times 10^{-3}$	$0,816 \times 10^{-3}$

são de:

- . óxidos de enxofre; ao se considerar respectivamente o primeiro e o terceiro casos, teríamos 18,4% e 93,9% de redução nas emissões deste poluente.
- c. O terceiro caso é pior no que se refere à emissão de:
  - . sulfeto de hidrogênio ( $H_2S$ ) e sulfeto de carbonila ( $CO_S$ ), ao se considerar qualquer um dos outros dois casos, as emissões deste poluente se reduziriam de 21,3%.
- d. No que se refere as emissões de aldeídos, estas se reduzem de 97,4 ao se considerar o primeiro caso relativamente aos outros dois.
- e. Para os demais poluentes (amônia, alcatrão, fenois e nafta) as emissões seriam equivalentes nos três casos considerados.

### 3.5. Técnicas de controle das emissões (referência 5)

#### 3.5.1. Controle das emissões provenientes da unidade Rectisol.

Deixando de lado as unidades de geração de vapor, cujas as emissões, como vimos, dependem do combustível utilizado; a unidade Rectisol é considerada a maior fonte de emissão em plantas de gaseificação. O gás efluente da unidade contém aproximadamente 95% do total de compostos de enxofre emitidos e cerca de 85% dos hidrocarbonetos (não metano). As características deste efluente determinarão a tecnologia de controle que poderá ser empregada.

O processo Rectisol utiliza um solvente (metanol) a altas pressões aproximadamente 4800 KPa (48atm) e baixas temperaturas ( $\sim 10^{\circ}C$ ) para eliminar, mediante absorção física, o dióxido de carbono e o sulfeto de hidrogênio do gás bruto produzido. O solvente (metanol) é regenerado em duas etapas. Na primeira, o mesmo passa através de uma série

de estágios de redução de pressão para liberar sulfeto de hidrogênio e dióxido de carbono; em seguida (segunda etapa) é submetido a uma regeneração térmica onde quantidades residuais dos mesmos compostos são eliminadas. Baseando-se em dados e informações da indústria de gás natural doméstico, dependendo das propriedades do carvão gaseificado, a composição do efluente gasoso da primeira etapa terá de 97% a 98% de dióxido de carbono, aproximadamente 0,5% de hidrocarbonetos e de 0,25% a 1,5% de sulfeto de hidrogênio.

Este efluente é denominado "pobre". Por outro lado, o efluente da segunda etapa é denominado "rico" e terá de 50% a 75% de dióxido de carbono, 5 a 10% de hidrocarbonetos e de 5% a 40% de sulfeto de hidrogênio.

A tecnologia de controle de sulfeto de hidrogênio em efluentes gasosos tem sido muito bem demonstrada em outras indústrias. Por exemplo, o efluente gasoso de fornos de coque frequentemente apresentam de 0,5% a 1% de sulfeto de hidrogênio que são controlados mediante o processo Stretford. Este processo remove o sulfeto de hidrogênio para transformá-lo em enxofre elementar.

A primeira diferença entre as composições dos efluentes dos fornos de coque e dos efluentes da unidade Rectisol se refere ao teor de dióxido de carbono. Para os primeiros, o teor é de 1% a 2%, enquanto que para o efluente "pobre" (ou para os efluentes "pobre" e "rico" combinados) da unidade Rectisol este teor é de 96% a 98%.

.../

Entretanto, o processo Stretford não é sensível a estas diferenças e reduzirá o teor de sulfeto de hidrogênio da unidade Rectisol para 0,01% (ou 100ppm).

A tecnologia de controle para o sulfeto de hidrogênio presente no efluente "rico" tem sido muito bem demonstrada na indústria de óleos e de produção de gás natural. O efluente gasoso das unidades de purificação das plantas de gás natural contém de 15% a 20% de sulfeto de hidrogênio e de 75% a 80% de dióxido de carbono. Estes gases são normalmente controlados mediante o processo Claus, que, também, remove o  $H_2S$  para transformá-lo em enxofre elementar. O processo Stretford poderia também ser utilizado, mas o Claus é mais econômico.

O efluente "rico" da unidade Rectisol, entretanto, contém de 5% a 10% de hidrocarbonetos. Porém, mesmo um teor mínimo (~ 1%) de hidrocarbonetos pode reduzir a vida dos catalisadores do processo Claus de 3-5anos para 9-10 meses. Conseqüentemente, os hidrocarbonetos do efluente "rico" devem ser eliminados para que o mesmo possa ser tratado na planta Claus.

Entretanto, a remoção seletiva do sulfeto de hidrogênio do efluente "rico" é muito mais fácil de ser realizada do que a remoção dos hidrocarbonetos. Portanto, este é o procedimento que deve ser adotado pelas Companhias que planejam utilizar o processo Claus.

Este procedimento não só alcança os mesmos objetivos da remoção dos hidrocarbonetos como, também, concentra o sulfeto de hidrogênio de 5% a 40% para 35% a 85%.

Os efluentes gasosos da unidade Claus, embo-

ra não contenham sulfeto de hidrogênio, possuirão de 0,5% a 1% de dióxido de enxofre.

O processo Claus é amplamente utilizado nas refinarias de petróleo para controlar as emissões de sulfeto de hidrogênio. Embora o mesmo trate um efluente gasoso contendo 90% de sulfeto de hidrogênio, o seu próprio efluente conterá de 0,5% a 1% de dióxido de enxofre. Este gás pode ser tratado mediante lavagem.

O uso do processo Willman - Lord, por exemplo, reduzirá as emissões de dióxido de enxofre para 0,025% (250ppm).

A tecnologia para controle dos hidrocarbonetos (não metano) já é, também, demonstrada. A concentração destes compostos presentes no efluente gasoso das diversas unidades da planta de gaseificação varia de 1% a 2% (nos alimentadores pressurizados de carvão) até 5% a 10% (no efluente rico das unidades de purificação). A incineração de efluentes contendo concentrações semelhantes de hidrocarbonetos (não metano) é muito comum na refinação do petróleo e na indústria do negro de fumo. Com um projeto e operações adequadas para se chegar a tempos de residência iguais a 0,3 segundo e temperaturas de chama na faixa de 700°C a 800°C, estes hidrocarbonetos podem ser reduzidos para 0,01% (100ppm).

### 3.5.2. Controle das emissões provenientes das outras fontes (Referência 5)

#### a. Alimentadores, pressurizados para o carvão:

Os gaseificadores Lurgi operam a uma pressão relativamente alta, aproximadamente 3000kPa (30atm). O controle das emissões ao se fazer a despressurização dos alimen

tadores de carvão, depende do tipo de gás inicialmente utilizado para se fazer a pressurização. Assim, se for utilizado  $N_2$  ou  $CO_2$  e estes forem despressurizados para aproximadamente 700kPa (17 atm), pode-se fazer uma coleta dos mesmos em um dispositivo para reutilizá-los posteriormente na pressurização. Abaixo de 1700kPa (17atm), estes gases terão pouco uso na pressurização e serão liberados para a atmosfera. Como a despressurização final é feita fazendo-se vácuo nos alimentadores mediante o uso de ejetores de ar, os gases liberados conterão alto teor de oxigênio e poderiam causar explosões se fossem coletados e comprimidos para um incinerador ou "flare".

Se, por outro lado, o próprio gás bruto produzido nos gasificadores for utilizado na pressurização, os mesmos poderão posteriormente, quando na despressurização para até 3kPa (0,03 atm), voltar à linha de gás produto. Da mesma forma, a despressurização final (abaixo de 3kPa) é conseguida através do uso de ejetores de ar. Nesta fase, os gases são liberados diretamente para a atmosfera.

b. Unidade de separação do licor do gás:

Os gases liberados desta unidade podem ser comprimidos e enviados para a unidade Stretford ou Claus, que operam na descarga da unidade Rectisol. Embora estes gases estejam a uma pressão baixa, não existe oxigênio presente e, portanto, nenhum perigo de explosão. Em adição, sendo o volume pequeno relativamente ao volume dos gases provenientes da unidade Rectisol, o mesmo não exige aumento considerável do

tamanho da unidade Stretford ou Claus.

c. Unidades de recuperação de produtos orgânicos:

Embora os gases liberados destas unidades contêm hidrocarbonetos, sulfeto de hidrogênio e outros compostos de enxofre, seu volume é muito pequeno não sendo, portanto, muito útil o seu envio para a unidade Rectisol. Para assegurar a destruição dos contaminantes, estes gases poderiam ser incinerados.

d. Regeneração dos catalizadores e gases do início de operação dos gaseificadores:

Estes gases são intermitentes e, como resultado, a contribuição para as emissões globais na planta de gaseificação é pequena. Portanto, a compressão dos mesmos para a unidade Rectisol traria pouco benefício. Da mesma forma que os gases das unidades de recuperação dos compostos orgânicos, os mesmos poderiam ser incinerados.

4. ALGUMAS CONSIDERAÇÕES REFERENTES AOS EFLUENTES LÍQUIDOS E AOS RESÍDUOS SÓLIDOS GERADOS (REFERÊNCIA 1)

A planta da figura 1 é esquematizada tendo em vista o re aproveitamento máximo das águas eliminadas nas diversas unidades.

Evidentemente há algumas perdas por evaporação e algumas quantidades que acompanham os produtos recuperados na planta.

Estas perdas são compensadas através da introdução de quantidades adicionais.

A tabela VI apresenta uma estimativa para as quantidades dos produtos gerados e recuperados na planta para cada uma das alternativas apresentadas no item 3. A seguir,

TABELA VI: Produtos recuperados na planta de produção de  $1,6 \times 10^4$  Gcal/dia de gás combustível ( $4 \times 10^6 \text{ Nm}^3$ /dia de gás de <sup>39</sup> poder calorífico igual a  $4000 \text{ kcal/Nm}^3$ )

PRODUTOS	Alternativas analisadas		
	Primeiro caso	Segundo caso	Terceiro caso
1. Alcatrão (kg/h) Teor de água (% peso) Teor de pó (% peso) densidade-40°C (kg/m <sup>3</sup> )	5359 5 -6 5 -6 1050	5359 5 -6 5 -6 1050	5421 5 -6 5 -6 1050
2. Óleo de alcatrão (kg/h) Teor de água (% peso) Teor de pó (% peso) densidade - 60°C (kg/m <sup>3</sup> )	2436 traços traços 970	2436 traços traços 970	2464 traços traços 970
3. Nafta (kg/h) Teor de água (% peso) densidade - 30°C (kg/m <sup>3</sup> )	1947 traços 840	1947 traços 840	1969 traços 840
4. Fenóis (kg/h)	808	808	817
5. Enxofre (kg/h)	566	566	573
6. Cinzas do gaseificador (kg/h) densidade (kg/m <sup>3</sup> )	57237	73483	73034
7. Cinzas das caldeiras (kg/h) densidade (kg/m <sup>3</sup> )	12990	-	-

faremos algumas considerações referentes ao destino final destes produtos.

#### 4.1. Alcatrão, óleo de alcatrão e nafta.

O alcatrão e os óleos, originados na unidade de separação do licor do gás, podem ser enviados as plantas convencionais de destilação. Com o alcatrão obtêm-se o creosoto e o piche como resíduo, enquanto que com os óleos leves e a nafta obtêm-se compostos aromáticos valiosos tais como o xileno, o tolueno e a gasolina.

O alcatrão pode também ser gaseificado, com isto obtêm-se hidrogênio que pode ser utilizado na hidrogenização.

#### 4.2. Os fenóis brutos, separados na unidade Phenosolvan, possuem componentes valiosos em alta concentração. Os mesmos, sempre que possível, devem ser comercializados.

A alternativa de incinerá-los na própria planta de gaseificação só é justificável quando não existe na região mercado para os mesmos. Quando as quantidades recuperadas forem muito altas (maior que 1700kg/h), uma terceira alternativa torna-se viável, qual seja a purificação dos fenóis brutos na própria planta, que produz frações principalmente utilizadas na indústria de plásticos.

Outras partes residuais de fenóis presentes no efluente líquido são completamente destruídas na unidade de tratamento biológico.

#### 4.3. Água

Tratamento Biológico: O licor do gás proveniente da unidade Phenosolvan contém alguns ppm de contaminantes orgânicos tais como monofenóis, fenóis multivalentes e ácidos graxos. Antes de ser utilizado nas torres de resfriamento ou na alimentação das caldeiras, este licor do gás é purificado na unidade de tratamento biológico.

4.4. Águas de condensação: As águas de condensação das caldeiras são diretamente enviadas para a unidade de tratamento biológico.

4.5. Solução saturada

A solução saturada da unidade Stretford pode ser evaporada em um incinerador especial.

4.6. Cinzas

Dependendo do teor de pirita, as cinzas podem ser utilizadas como material de construção.

## 5. BIBLIOGRAFIA

REFERÊNCIA 1: Process Study for the gasification of South Brazilian Coals for Financiadora de Estudos e Projetos (FINEP) - Lurgi Mineraltechnik - GMBH Frankfurt

REFERÊNCIA 2: Projeto 6.1.: Caracterização das Fontes de Poluição dos Processos de Gaseificação do Carvão - Item D: Gaseificação do Carvão - Processo Lurgi - CETESB/DEAM/SEAR/GFPAE/DAEN

REFERÊNCIA 3: Projeto 6.1.: Caracterização das Fontes de Poluição dos Processos de Gaseificação do Carvão - Item A: Gaseificação do Carvão/Aspectos Gerais - CETESB/DEAM/SEAR/GFPAE/DAEN - Agosto 1980.

REFERÊNCIA 4: PB-237694 - Evaluation of Pollution in Fossil Fuel Conversion Processes. Gaseification Section 1 - Lurgi Process - H. Shaw, et.al. Exxon Research and Engineering Company - Prepared for National Environmental Research Center - July 1974.

REFERÊNCIA 5: PB-279012: Control of Emissions from Lurgi Coal Gasification Plants - Environmental Protection Agency - Mar. 78

REFERÊNCIA 6: Compilation of Air Pollutant Emission Factors-3th edition with supplements 1 to 9 (march 1979)

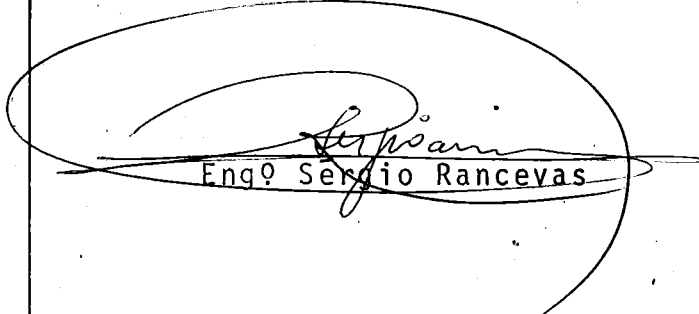
REFERÊNCIA 7: PRG-HP25-DAEN/COMB.021: Gás de baixo ou médio poder calorífico - Cálculo das emissões de material particulado, monóxido de carbono e óxidos de nitrogênio - CETESB - Agosto 1981.


REFERÊNCIA 8: PRG-HP25-DAEN/COMB.017: Cálculo da emissão de dióxido de enxofre, considerando a combustão de gás de baixo ou médio poder calorífico e partindo-se do teor de enxofre do insumo a ser gaseificado - agosto 1981.

REFERÊNCIA 9: PRG-HP25-DAEN/COMB.022: Gás de baixo ou médio poder calorífico - cálculo da emissão de hidrocarbonetos - CETESB - Agosto/1981.

REFERÊNCIA 10: Preliminary Air Pollution Survey of Aldehydes-Quade R. Stahj. Ph. D. - U.S. Department of Health, Education and Welfare - 1969.

Originado por:

  
 Engº Sergio Rancevas

  
 Engº Gabriel Murgel Branco  
 Chefe da Divisão de Combustão

Data Aquis.: 25/09/84
Indic.:
Livraria:
Preço: R\$ 100,00
Data Tomba: 04/10/84

1309/84