

**UNIVERSIDADE FEDERAL DA PARAÍBA  
PRÓ-REITORIA PARA ASSUNTOS DO INTERIOR  
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA  
CURSO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA**

**DESENVOLVIMENTO DE GASEIFICADORES COMPACTOS PARA  
O ACIONAMENTO DE MOTORES DOS CICLOS OTTO E  
DIESEL DE BAIXA E MÉDIA POTÊNCIA**

**Yoge Jeronimo Ramos da Costa**

**Campina Grande, PB - Brasil**

**Junho de 1993**

**UNIVERSIDADE FEDERAL DA PARAÍBA  
PRÓ-REITORIA PARA ASSUNTOS DO INTERIOR  
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA  
CURSO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA**

**DESENVOLVIMENTO DE GASEIFICADORES COMPACTOS PARA  
O ACIONAMENTO DE MOTORES DOS CICLOS OTTO E  
DIESEL DE BAIXA E MÉDIA POTÊNCIA**

**Yoge Jeronimo Ramos da Costa**

**ORIENTADOR:**

**PROF. DR. SANDOVAL FARIAS DA MATA**

**DISSERTAÇÃO APRESENTADA AO CURSO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA  
MECÂNICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DA PARAÍBA, EM CUMPRIMENTO AS EXIGÊNCIAS  
PARA OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM ENGENHARIA MECÂNICA.**

**JUNHO DE 1993**



C837d Costa, Yoge Jerônimo Ramos da.  
Desenvolvimento de gaseificadores compactos para o acionamento de motores dos ciclos otto e diesel de baixa e média potência / Yoge Jerônimo Ramos da Costa. - Campina Grande, 1993.  
101 f.

Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) - Universidade Federal da Paraíba, Centro de Ciências e Tecnologia, 1993.  
"Orientação : Prof. Dr. Sandoval Farias da Mata".  
Referências.

1. Motores Otto e Diesel. 2. Gaseificadores. 3. Motores - Acionamento. 4. Dissertação - Engenharia Mecânica. I. Mata, Sandoval Farias da. II. Universidade Federal da Paraíba - Campina Grande (PB). III. Título

CDU 621.434(043)

DESENVOLVIMENTO DE GASEIFICADORES COMPACTOS PARA ACIONAR  
MOTORES DOS CICLOS OTTO E DIESEL DE BAIXA E MÉDIA POTÊN-  
CIA

YOGÉ JERÔNIMO RAMOS DA COSTA

DISSERTAÇÃO APROVADA COM DISTINÇÃO EM 28 DE JUNHO DE 1993

  
SANDOVAL FARIAS DA MATA

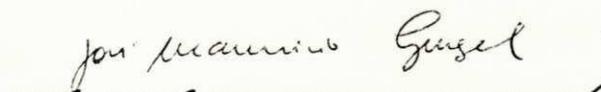
ORIENTADOR

  
INÁCIO M. DAL FABBRO

MEMBRO

  
NATANAEL VICTOR DE OLIVEIRA

MEMBRO

  
JOSÉ MAURÍCIO ALVES M. DE GURGEL

MEMBRO

EP-8-1E 552

CAMPINA GRANDE

JUNHO / 1993

## AGRADECIMENTOS

UFPA

À Universidade Federal da Paraíba - Centro de Ciências e Tecnologia Departamento de Engenharia Mecânica. Campina Grande - PB.

Aos meus pais:

**João Jeronimo da Costa**

**Maria da Guia Ramos da Costa (em memória)**

À minha esposa e filhos:

**Ilka Maria Dias Jeronimo**

**Bruna Dias Jeronimo**

**Breno Dias Jeronimo**

UFPA

A SUEP e todo o seu quadro de pessoal , aos amigos e a todos que, de forma direta ou indireta, possibilitaram a realização do presente trabalho.

## RESUMO

No presente trabalho, foram estudados gaseificadores de leito fixo de fluxo cruzado, ascendente e descendente, alimentados a carvão vegetal e tendo o ar atmosférico como comburente. Também foi estudado o comportamento destes gaseificadores com relação a: dimensões ideais do gaseificador e da câmara de combustão para alimentar com o gás produzido, motores de baixas e médias potências; os comportamentos dos gases gerados, quando se fez variar a vazão de ar, o diâmetro interno dos queimadores, a distância frontal de instalação e o espaçamento entre os queimadores. Com os resultados experimentais obtidos por análises através do aparelho de Orsat e mostrados nas tabelas em anexo, constatou-se que o melhor gás foi produzido pelo gaseificador de fluxo descendente, para as seguintes condições de funcionamento do equipamento: vazão de 8 (oito) litros por segundo, queimadores de diâmetro de 10 (dez) milímetros, instalados a uma distância frontal entre si de 10 (dez) centímetros, e um espaçamento angular entre os queimadores de 90 graus.

## ABSTRACT

In this present work, it was studied gasificator of fixed bed of cross, down and ascending flow, food for coal and having the atmospheric air as comburent. It was also studied the behavior of this gasificators with relation to: ideal dimensions of gasificator and chamber to feed with the gas produced, motors of low and medium powers, the behavior of generated gas, when it changed the air overflow, inner diameter of the burners, frontal distance of installation and espacing between burners. With experimental results obtained for analysis through Orsat apparatus and showed in the tables in annex, found out that the best gas was produced for the gasificator of down flow, to following conditions of running the equipment: overflow of 8 liters per second, burners with 10 millimeters of diameter, installed to a frontal distance among themselves of 10 centimeters, and a angular spacing between burner of 90 degree.

## ÍNDICE

1- INTRODUÇÃO	01
2-OBJETIVOS	04
2.1-OBJETIVO GERAL	04
2.2-OBJETIVOS ESPECÍFICOS	04
3- OFERTA E DEMANDA DE ENERGIA	06
3.1-INTRODUÇÃO	06
3.2-PANORAMA ENERGÉTICO MUNDIAL	06
3.3-SITUAÇÃO ENERGÉTICA BRASILEIRA	08
4-POLITICA ENERGÉTICA PARA AMPLIAÇÃO DA IRRIGAÇÃO NO ESTADO DA PARAÍBA	13
4.1-INTRODUÇÃO	13
4.2-POTENCIAL IRRIGÁVEL DA PARAÍBA	13
4.3-VIABILIDADE PARA APLICAÇÃO DE SISTEMAS DE GASEIFICAÇÃO EM PROGRAMAS DE IRRIGAÇÃO	16
4.4-JUSTIFICATIVA E IMPACTO SÓCIO-ECONÔMICO NA UTILIZAÇÃO DE SISTEMAS DE GASEIFICAÇÃO PARA IRRIGAÇÃO	16
4.4.1 - ASPECTOS QUALITATIVOS	16
4.4.2- ASPECTOS QUANTITATIVOS	17
5-REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	19
5.1 - INTRODUÇÃO	19
5.2 - GASOGÊNIOS PORTÁTEIS	21
5.3-FONTE DE ENERGIA PARA O PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO	23
5.3.1-SISTEMA ALOTÉRMICO	23
5.3.2-SISTEMA AUTO TÉRMICO	23
5.4-CLASSIFICAÇÃO DOS GASEIFICADORES QUANTO A PRESSÃO DE OPERAÇÃO	23
5.4.1-PRESSÃO ATMOSFÉRICA	23
5.4.2-ALTA PRESSÃO	24
5.5-CLASSIFICAÇÃO DOS GASEIFICADORES QUANTO AO TIPO DE LEITO	24
5.5.1-LEITO FIXO	24
5.5.1.1-CONTRA-CORRENTE	24
5.5.1.2-CO-CORRENTE	25
5.5.1.3 -TRANSVERSAL OU CORRENTE CRUZADA	25
5.5.2-LEITO EM SUSPENSÃO OU FLUIDIZADO	25
5.5.3-LEITO DE ARRASTE	25

5.6 - TIPO DE COMBURENTE PARA GASEIFICADORES	25
5.6.1-AR	25
5.6.2-OXIGÊNIO PURO	26
5.6.3-VAPOR DE ÁGUA	26
5.7-CLASSIFICAÇÃO DOS GASEIFICADORES QUANTO A FORMA DE DESCARGA DAS CINZAS	26
5.8-UTILIZAÇÃO DE BIOMASSA, CARVÃO VEGETAL, MADEIRA E RESÍDUOS AGRÍCOLAS OU FLORESTAIS	27
5.8.1 -CARVÃO VEGETAL	28
5.8.1.1-SISTEMAS MEDAS	28
5.8.1.2-SISTEMAS COM RECUPERAÇÃO DE VOLÁTEIS	28
5.8.1.3- INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA	29
5.8.2-PROCESSO PARA CONVERSÃO DE BIOMASSA EM ENERGIA	29
5.9-CLASSIFICAÇÃO DOS GASES DE GASOGÊNIO EM FUNÇÃO DO PODER CALORÍFICO	29
5.9.1-GÁS DE BAIXO PODER CALORÍFICO	30
5.9.2-GÁS DE MÉDIO PODER CALORÍFICO	30
5.9.3-GÁS DE ALTO PODER CALORÍFICO	30
5.10 - INFLUÊNCIA DA UMIDADE NA COMPOSIÇÃO DO GÁS	30
5.11-TEOR DE PIROLENHOSOS X CARACTERÍSTICAS DO GÁS	33
5.12-PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO COM AR E O DESENVOL- VIMENTO DE GASOGÊNIO	34
5.13 - PRINCÍPIOS DA GASEIFICAÇÃO DOS COMBUSTÍVEIS SÓLIDOS	35
5.13.1 -FATORES QUÍMICOS DA GASEIFICAÇÃO	36
5.13.2 - REVERSIBILIDADE DAS REAÇÕES NA PRÁTICA	41
5.13.3 - FATORES FÍSICOS NA GASEIFICAÇÃO	42
5.13.4-TEORIA DAS RESISTÊNCIAS, COMPARAÇÃO COM SISTEMAS ELÉTRICOS	44
5.14 - FATORES QUE INFLUEM NA COMPOSIÇÃO DE EQUILÍBRIO DE UM GÁS	46
5.14.1 - TEMPERATURA	46
5.14.2 - PRESSÃO	47
5.15 - UMIDADE DO COMBURENTE	48
6-BALANÇO DE MASSA E ENERGIA DE UM GASEIFICADOR	49
6.1-INTRODUÇÃO	49
6.2-EVIDÊNCIAS NO BALANÇO DE MASSA E ENERGIA DE UM GASOGÊNIO	52
7- MATERIAIS E MÉTODOS	60
7.1- MATERIAIS	60
7.1.1- COMBUSTÍVEIS	60
7.1.2 - EQUIPAMENTOS UTILIZADOS NA PESQUISA	60
7.1.2.1 - MEDIDOR DE VAZÃO	60
7.1.2.2 - APARELHO DE ORSAT	60

7.1.2.3 - CONJUNTO GERADOR DE GÁS	62
7.1.2.4 - OUTROS EQUIPAMENTOS	63
7.2 MÉTODOS	63
7.2.1 - ACONDICIONAMENTO DO CARVÃO VEGETAL	63
7.2.2 - CONTROLE DO FLUXO DE AR	63
7.2.3- METODOLOGIA USADA NO PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO	63
7.2.4 - ABASTECIMENTO DOS GASEIFICADORES	73
7.2.5 - ACENDIMENTO DOS GASEIFICADORES	73
7.2.6 - GÁS DE AR	73
7.2.7- ANÁLISE DE ORSAT	73
8- RESULTADOS	74
9- CONCLUSÕES	83
10 - SUGESTÕES	85
11- REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	86
APÊNDICE A	91
APÊNDICE B	97
APÊNDICE C	99
APÊNDICE D	102

## ÍNDICE DE FIGURAS

FIGURA 5.1 - Modelo da partícula porosa proposto por Graboski	42
FIGURA 5.2 - Efeito da temperatura sobre a transferência de massa, difusão nos poros e cinética de reações na superfície	44
FIGURA 5.3 - Influencia da temperatura nas resistências física, química e total de uma reação química	45
FIGURA 5.4 - Influencia da temperatura no equilíbrio das reações em um gaseificador	46
FIGURA 5.5 - Influencia da pressão no equilíbrio das reações em um gaseificador	47
FIGURA 7.1 - Esquema do aparelho de Orsat	61
FIGURA 7.2 - Esquema do sistema de geração de gás	62
FIGURA 7.3 - Gaseificador de fluxo cruzado tipo Siquieroli	64
FIGURA 7.4a - Gaseificador compacto de fluxo cruzado	66
FIGURA 7.4b - Queimador utilizado no gaseificador de fluxo cruzado	67
FIGURA 7.5 - Gaseificador de fluxo alternativo	68
FIGURA 7.6 - Gaseificador de fluxo descendente	69
FIGURA 7.7 - Gaseificador de fluxo descendente	70
FIGURA 7.8a - Gaseificador de fluxo descendente, modelo final	71
FIGURA 7.8b - Zona de reação do gaseificador descendente modelo final	72
FIGURA B.1 - Esquema do ciclone utilizado no gerador de gás	98
FIGURA C.1 - Esquema do medidor de vazão	99

## ÍNDICE DE TABELAS

TABELA 3.1 - Produção e reservas comprovadas de petróleo no mundo - 1979	07
TABELA 3.2 - Consumo mundial de energia	07
TABELA 3.3 - Evolução do consumo total de fontes primárias	08
TABELA 3.4 - Evolução do consumo total de fontes primárias	09
TABELA 3.5 - Evolução do consumo, produção e importação de petróleo bruto no Brasil entre 1973 e 1983	10
TABELA 3.6 - Oferta e demanda de lenha no período 74/89	11
TABELA 3.7 - Produção de álcool etílico	12
TABELA 3.8 - Produção e consumo de carvão vegetal	12
TABELA 3.9 - Produção, consumo e importação de coque de carvão mineral	12
TABELA 4.1 - Potencial das terras efetivamente irrigáveis do estado da Paraíba	14
TABELA 4.2 - Características das bacias hidrográficas da Paraíba	15
TABELA 5.1 - Teores de materiais voláteis, carbono fixo e cinzas de biomassas	27
TABELA 5.2 - Influência da umidade do combustível na composição do gás	31
TABELA 5.3 - Influência do pré-aquecimento do ar na gaseificação	31
TABELA 5.4 - Características do gás seco de madeira para diferentes teores de umidade	32
TABELA 5.5 - Influência da granulometria do combustível	33
TABELA 5.6 - Influência dos pirolenhosos nas características do gás	34
TABELA 5.7 - Energia de formação de alguns compostos a 298,1°K	36
TABELA 5.8 - Principais reações que ocorrem em um gaseificador	37
TABELA 5.9 - Influência da umidade relativa do comburente na composição do gás	48
TABELA 8.1 - Média da composição volumétrica para o gás do gaseificador de fluxo cruzado modelo Siquieroli	74
TABELA 8.2 - Média da composição volumétrica para o gás do gaseificador de fluxo cruzado modelo compacto	75
TABELA 8.3 - Média da composição volumétrica para o gás do gaseificador de fluxo cruzado	77
TABELA 8.4 - Média da composição volumétrica para o gás do gaseificador de fluxo ascendente	78
TABELA 8.5 - Média da composição volumétrica para o gás do gaseificador de fluxo descendente	78
TABELA 8.6 - Resultados das análises de gás, quando se fez variar o fluxo de ar e a distância entre os queimadores	79
TABELA 8.7 - Média da composição volumétrica para o gás do gaseificador de fluxo descendente	80
TABELA 8.8 - Resultados das análises de gás, quando se fez variar o fluxo de ar e o diâmetro dos queimadores	81
TABELA 8.9 - Média da composição volumétrica para o gás do gaseificador de fluxo descendente modelo final	82

## SIMBOLOGIA UTILIZADA

atm.	Atmosfera
a	Volume de gás residual tomado para absorção
B/C	Relação benefício custo
b	Volume do gás residual após a absorção
CaO	Óxido de cálcio
c.v.	Cavalo vapor
CO	Monóxido de carbono
CO <sub>2</sub>	Dióxido de carbono
CH <sub>4</sub>	Metano
C	Carbono
c	Volume total da amostra tomada para análise
°C	Graus centígrados
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	Acetileno
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	Benzeno
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	Etano
CH <sub>4</sub>	Metano
C <sub>p<sub>w</sub></sub>	Calor específico da água
C <sub>pf</sub>	Calor específico do combustível
C <sub>pr</sub>	Calor específico médio dos resíduos
C <sub>i</sub>	Fração em peso de carbono
cm	Centímetro
CO	Monóxido de carbono
CO <sub>2</sub>	Dióxido de carbono
C(s)	Carbono sólido
(CH <sub>3</sub> COOH)	Ácido ascético
CH <sub>3</sub> OH	Metanol
Cu <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	Cloreto cuproso
D <sub>e</sub>	Diâmetro do tubo de saída de gás do ciclone
D <sub>c</sub>	Diâmetro do cilindro do ciclone
Σ <sub>r</sub>	Somatório dos reagentes
Σ <sub>p</sub>	Somatório dos produtos
GNC	Gás não condensável
ΔH	Variação de entalpia

$(\Delta H^{\circ}_f)$	Entalpia de formação
$H_2$	Hidrogênio
$H_2O$	Água
$(H_2O)_v$	Água no estado de vapor
$H$	Hidrogênio atômico
$ha$	Hectare
$H_r$	Entalpia dos reagentes
$H_p$	Entalpia dos produtos
$(HCOOH)$	Ácido fórmico
$h_a$	Entalpia do ar atmosférico
$h_g$	Entalpia do gás gerado
$Hi$	Fração em peso de hidrogênio
$h_e$	Entalpia na entrada
$h_s$	Entalpia na saída
$h$	Entalpia
$h_g$	Eficiência térmica da gaseificação
$H_c$	Altura do tubo de entrada do ciclone
$J_c$	Diâmetro do tubo de saída de cinzas do ciclone
$^{\circ}K$	Graus Kelvin
$K_2O$	Óxido de potássio
$Km^2$	Quilômetros quadrados
$KVA$	Quilo volt ampere
$Kcal/Nm^3$	Quilo caloria por Newton metro cúbico
$Kcal/mol$	Quilo caloria por mol
$Kg$	Quilograma
$Kg/m^3$	Peso específico
$Kg/h$	Quilograma por hora
$(KOH)$	Hidróxido de potássio
$L_c$	Altura do cilindro do ciclone
$l/seg$	Litros por segundo
$m^3$	Metro cúbico
$mm$	Milímetros
$MgO$	Óxido de magnésio
$\dot{m}_g$	Fluxo de massa que entra no gasogênio

$m_f$	Vazão do combustível consumido
.	
$m_n$	Vazão do combustível transformado
.	
$m_{rc}$	Vazão dos resíduos de carvão não transformados
.	
$m_v$	Vazão de vapor da água utilizada
.	
$m_a$	Vazão do ar utilizado
.	
$m_s$	Fluxo de massa que sai do gasogênio
.	
$m_g$	Vazão do gás gerado
.	
$m_r$	Vazão dos resíduos
.	
$m_{rcin}$	Vazão dos resíduos de cinzas
.	
$m_{gc}$	Vazão do gás gerado
.	
$m_p$	Taxa de vapor produzido
.	
$m_{mm}$	Vazão mássica do ar seco
ml	Mililitro
$\eta_g$	Eficiência térmica da gaseificação
$N_2(g)$	Nitrogênio gasoso
$N_2$	Nitrogênio
$NO$	Óxido de nitrogênio
$Nm^3/Kg$	Newton metro cúbico por quilograma
$(NH_4Cl)$	Cloreto de amônio
$N$	Nitrogênio atômico
$Na_2O$	Óxido de sódio
$n_e$	Número de moles na entrada
$n_g$	Número de moles na saída
$(O_2)g$	Oxigênio gasoso
$O$	Oxigênio atômico
$O_3$	Ozônio
$OH$	Radical hidroxila
$O_2$	Oxigênio
$O_i$	Fração em peso de oxigênio
$\%v( )$	Porcentagem volumétrica

<b>p.a</b>	Para análise
<b>Pv</b>	Pressão parcial do vapor d'água
<b>P<sub>vm</sub></b>	Pressão parcial do vapor d'água na saturação
<b>P*<sub>vm</sub></b>	Pressão parcial do vapor d'água na saturação à t* <sub>bu</sub>
<b>P</b>	Pressão atmosférica
<b>PCI<sub>(comb)</sub></b>	Poder calorífico inferior do combustível
<b>Q<sub>v.c.</sub></b>	Calor a volume constante
<b>· Q<sub>e</sub></b>	Fluxo de energia que entra no gasogênio
<b>· Q<sub>1</sub></b>	Calor de combustão do combustível sólido
<b>· Q<sub>2</sub></b>	Calor sensível do combustível sólido
<b>· Q<sub>3</sub></b>	Calor do ar utilizado
<b>· Q<sub>4</sub></b>	Calor sensível da água utilizada
<b>· Q<sub>m</sub></b>	Fluxo de energia que sai do gasogênio
<b>· Q<sub>5</sub></b>	Perda por transferência de calor
<b>· Q<sub>ir</sub></b>	Perda de calor transferido por irradiação
<b>· Q<sub>cov</sub></b>	Perda de calor transferido por convecção
<b>· Q<sub>cod</sub></b>	Perda de calor transferido por condução
<b>· Q<sub>6</sub></b>	Calor de combustão do combustível sólido não transformado
<b>· Q<sub>7</sub></b>	Calor sensível dos resíduos
<b>· Q<sub>8</sub></b>	Calor sensível do gás gerado
<b>· Q<sub>9</sub></b>	Energia do combustível gerado
<b>· Q<sub>10</sub></b>	Outras perdas de calor,
<b>rpm</b>	Rotação por minuto
<b>R</b>	Resistência
<b>R<sub>fis</sub></b>	Resistência física
<b>R<sub>qui</sub></b>	Resistência Química

$\text{SiO}_2$	Óxido de silício
$\text{SO}_3$	Trióxido de enxofre
$\text{SO}_2$	Bióxido de enxofre
Si	Fração em peso de enxofre
$S_c$	Diferença de altura entre a entrada e saída no ciclone
T.E.P.	Tonelada equivalente de petróleo
T	Tonelada
$t_s$	Temperatura do bulbo seco
$t^*_{bu}$	Temperatura do bulbo úmido
$T(^{\circ}\text{C})$	Temperatura em graus centígrados
$t = t_0$	Temperatura
$v_{fis}$	Velocidade física
v	Velocidade
$v_{qui}$	Velocidade química
$V'_{\text{H}_2\text{O}}$	Teor de umidade
$\dot{V}_{mm}$	Vazão de ar seco
$\dot{V}_{gm}$	Vazão do gás seco
$\dot{V}_g$	Vazão do gás gerado
$V_t$	Volume total de mistura admitida pelo motor
$W_i$	Fração em peso da umidade absoluta do combustível sólido
$W^*$	Razão de umidade
$W^*_s$	Razão de umidade do ar úmido na saturação
$W^*_u$	Razão de umidade do ar úmido
$W^*_m$	Razão de umidade do ar úmido na saturação à $t^*_{bu}$
$W_{Au}$	umidade absoluta do ar umidificado com vapor d'água
U	Grau de saturação
$U_r$	Umidade relativa
U	Grau de saturação
$Z_c$	Altura do cone do ciclone

## 1- INTRODUÇÃO:

Durante a crise energética provocada pela segunda grande guerra, muitos dos veículos, foram movidos por gás, proveniente da combustão parcial de carvão vegetal em gaseificadores. O gás resultante desta combustão parcial, era um gás de baixo poder calorífico, em virtude do sistema empregado, que utilizava basicamente o ar atmosférico como agente oxidante.

Transcorridos 47 anos da primeira grande crise energética em 1945, o país durante este período, desenvolveu vários trabalhos sobre sistemas de gaseificação, possuindo uma tecnologia capaz de produzir gaseificadores que podem gerar gás de poder calorífico mais alto do que os gases gerados pelos equipamentos produzidos durante aquela crise.

Com a possibilidade de esgotamento de uma das fontes de energia mais usual, o petróleo, justifica-se ainda mais o uso de gasogênios na alimentação de motores, sobretudo os estacionários, que são utilizados na agricultura, mesmo reconhecendo-se a escassez de vegetação de grande porte na região Nordeste.

Segundo o BALANÇO ENERGÉTICO NACIONAL de 1990, em 1974, a lenha participava com 32,6% do consumo total de fontes de energia primária. Em 1989, este percentual caiu para 17,2%. Tal fato pode ser explicado, tendo-se em vista a devastação das florestas, o que provoca no seio da sociedade, a necessidade de preservação do meio ambiente.

Como os gaseificadores utilizam carvão de baixa granulometria, encontra-se neste fato, a justificativa para o não desmatamento das florestas, pois o combustível a ser utilizado na alimentação dos gasogênios, poderá ser obtido através dos processos de destocamento e dos tratos culturais, o que ocorre periodicamente na zona agrícola, no período que antecede os plantios e até a fase da colheita. Esse combustível poderá ser convertido em carvão e utilizado nos gaseificadores.

As outras variantes energéticas não convencionais e passíveis de utilização tais como: a energia eólica, a solar e a biomassa (biodigestores), apresentam os seguintes inconvenientes quanto ao seu uso: inconstância e baixa velocidade nos ventos de nossa região, o que não inviabiliza mas dificulta o emprego da energia eólica; para a utilização da energia solar, existe a necessidade de uma mão de obra mais qualificada para operar tal equipamento; finalmente com relação a energia produzida por biodigestores, esta apresenta como inconveniente básico a impossibilidade de deslocamento do conjunto, implicando em sistemas para armazenamento e transporte de gás. Dentre as fontes alternativas de energia, o sistema de gaseificação apresenta-se como uma das formas mais viáveis, principalmente se os gaseificadores forem projetados em módulos compactos, visando permitir mudanças subsequentes do local de trabalho.

A difusão da tecnologia de baixo custo a ser desenvolvida nos gaseificadores, permitirá aos motores uma diminuição da ordem de 80% no consumo de óleo diesel e 100% no consumo de gasolina, o que, poderá despertar o interesse imediato dos fabricantes desses equipamentos, atendendo assim, a uma demanda suprimida por energia, principalmente nas regiões não eletrificadas.

Neste trabalho estudou-se o comportamento operacional de gaseificadores de leito fixo, com fluxos cruzado, ascendente e descendente, as análises dos componentes dos gases e os desempenhos dos motores monocilíndricos, ciclos Otto e Diesel de baixas e médias potências. Com base nas análises dos resultados obtidos dos sistemas anteriores, foi estudado, dimensionado e construído um sistema de gaseificador de leito fixo e fluxo descendente, utilizando-se vazões que variaram de 2 a 8 l/s.

Foram também estudadas as zonas de oxidação, redução, os diâmetros internos dos queimadores de 6 a 14 mm, assim como as distâncias frontais de instalação (de 6 a 14 cm), e a distribuição periférica entre eles na câmara de combustão.

Os gases obtidos através do novo sistema de geração de fluxo descendente, foram utilizados como fontes alternativas de energia, para alimentar pequenos motores de

veículos, tratores agrícolas, e principalmente motores monocilíndricos dos ciclos Otto e Diesel de baixas e médias potências, empregados para o acionamento de máquinas forrageiras e bombas para irrigação.

## 2-OBJETIVOS.

### 2.1-OBJETIVO GERAL.

Com o presente trabalho, pretende-se através do controle da vazão e de análises dos gases produzidos por gasogênios de fluxo cruzado, ascendente e descendente, determinar o tipo e as dimensões de um gasogênio de pequeno porte, compatível com as condições funcionais de motores de combustão interna, monocilíndricos, de baixas e médias potências, empregados de forma mais intensa no acionamento de máquinas agrícolas ou em sistemas de irrigação.

### 2.2-OBJETIVOS ESPECÍFICOS:

-Projetar, construir e testar, gasogênios de fluxo cruzado, ascendente e descendente, todos de leitos fixos, utilizando-se o ar atmosférico como comburente.

-Analisar, através do aparelho de ORSAT, os gases produzidos por estes equipamentos e, controlando-se a vazão de forma que esta seja compatível com os motores a serem acionados, classificar os gases com relação aos maiores percentuais dos componentes combustíveis presentes, tendo-se desta forma, uma definição mais exata sobre o tipo e as dimensões dos equipamentos, viabilizando portanto, as suas utilizações em motores de combustão interna de baixas e médias potências.

-Desenvolver um sistema de gaseificação com gaseificador compacto para acionar motores dos ciclos Otto e Diesel de baixas e médias potências, com as seguintes características:

a)- produzir o menor percentual de alcatrão;

b)- ter um tempo de acendimento curto;

c)- não apresente variações sensíveis quando da mudança do regime de trabalho do motor.

### **3- OFERTA E DEMANDA DE ENERGIA.**

#### **3.1-INTRUDUÇÃO.**

Poucos assuntos tem para a humanidade hoje em dia, a importância daqueles ligados a combustíveis e numa perspectiva mais ampla, a fontes de energia.

Com o embargo da venda de petróleo em 1973 estabelecida pelos países árabes, ocorreu uma tomada de consciência generalizada sobre o problema, assim como, colocou no plano da crua realidade a dependência dos países importadores e levantou o fantasma da disponibilidade.

#### **3.2-PANORAMA ENERGÉTICO MUNDIAL**

Fontes de energia, é hoje para a humanidade, uma das questões básicas, visto que até 1973, marco referencial entre a era do petróleo barato e a transição à era da energia de alto custo, até então, a nossa civilização não tinha tomado a consciência da dependência, pois todas as atenções com relação a este tipo de energia existiram como uma preocupação a longo prazo, muito mais ligadas a disponibilidade que a preço.

Para que se possa ter uma visualização melhor do quadro da situação energética mundial, a tabela 3.2, mostra dados do Banco Mundial de 1980, em milhões de barris de equivalente de petróleo, relativos ao consumo de energia comercial, (histórico, atual e projetado).

Tabela 3.1 - PRODUÇÃO E RESERVAS COMPROVADAS DE PETRÓLEO NO MUNDO - 1979.

REGIÃO	PRODUÇÃO	RESERVAS TOTAIS
Ásia e Pacífico	1.055	19.000
Europa Ocidental	827	24.000
Oriente Médio	7.732	362.000
África	2.450	55.000
Hemisfério ocidental	5.616	90.000
Economias de planificação centralizada	5.160	90.000
Total	22.840	640.000

(dados em B. P. x 10<sup>6</sup>)

Fonte: La Energia en los países en desarrollo (agosto de 1980)

Tabela 3.2 - CONSUMO MUNDIAL DE ENERGIA (HISTÓRICO E ATUAL).

SETOR	1975	1980	1985	1990
Total mundial	122.1	137.8	166.0	201.5
Só países em desenvolvimento	13.9	16.7	22.3	30.6
Só países em desenvolvimento importadores de petróleo (inclui o Brasil)	10.4	12.4	16.8	22.8

(Dados em milhões de barris de equivalentes de petróleo por dia)

Fonte: La Energia en los países en desarrollo (agosto de 1980)

Fazendo-se uma rápida análise das tabela acima, verifica-se que entre a produção e as reservas mundiais comprovadas em 1979, existe um diferencial que assegura a utilização desta fonte energética por vários anos. No entanto os dados da tabela 3.2, mostram uma evolução acentuada para um consumo projetado, o que torna imperativo a procura de novas fontes energéticas como saída a longo prazo, assim como também é de fundamental importância um esforço concentrado na preservação das reservas existentes, pelas vias da economia e da eficiência de utilização.

Do ponto de vista de custo das importações, a situação torna-se dramática para os países importadores, que, por outro lado precisam manter um nível mínimo de progresso econômico. O custo das importações foi decuplicado durante o decênio passado e, de acordo com estimativas do Banco Mundial (1980), se previa acontecer nova duplicação até 1990, o que praticamente aconteceu.

### 3.3-SITUAÇÃO ENERGÉTICA BRASILEIRA.

Quando o Brasil optou por um desenvolvimento acelerado na década de 50, passou-se a viver uma dependência muito grande da energia proveniente do petróleo e seus derivados. Por ser um país em desenvolvimento e importador de petróleo, a situação brasileira a partir de 1973, ficou complexa. Analisando-se os dados estatísticos do balanço energético nacional de 1990, apresentados na tabela 3.3, verifica-se que o consumo de energia proveniente de fontes primária não renovável, representa 43,2% do consumo total de energéticos no Brasil em 1974.

Tabela 3.3- EVOLUÇÃO DO CONSUMO TOTAL DE FONTES PRIMÁRIAS

ORIGEM DA ENERGIA	CONSUMO	%
-Energia primária não renovável		
Petróleo	39.793	40.3
Gás natural	519	0.5
Carvão vapor	628	0.6
Carvão metalúrgico	1.785	1.8
-Energia primária renovável		
Energia hidráulica	19.047	19.3
Lenha	32.191	32.6
Produtos da cana de açúcar	4.535	4.6
Outras fontes renováveis	344	0.3
Total	98.842	100.0

(dados em T.E.P. x 10<sup>3</sup>).

Fonte: Balanço Energético Nacional - 1990

Com a necessidade de redução do consumo de energia proveniente do petróleo, o governo brasileiro foi obrigado a adotar medidas e incentivar a utilização de outras fontes alternativas de energia, tais como a energia hidráulica, que além de reduzir o consumo de petróleo, também serviram para conter o uso indiscriminado de energético primário renovável como a lenha, o que, após 15 anos (1980), apresenta modificação significativa do perfil total de consumo destes energéticos, conforme mostra a tabela 3.4.

Tabela 3.4 EVOLUÇÃO DO CONSUMO TOTAL DE FONTES PRIMÁRIAS

ORIGEM DA ENERGIA	CONSUMO	%
<b>-Energia primária não renovável</b>		
Petróleo	59771	31.8
Gás natural	4174	2.2
Carvão vapor	2249	1.2
Carvão metalúrgico	7696	4.1
<b>-Energia primária renovável</b>		
Energia hidráulica	62129	33.0
Lenha	32278	17.2
Produtos da cana de açúcar	17949	9.5
Outras fontes renováveis	1879	1.0
<b>Total</b>	<b>188.125</b>	<b>100.0</b>

(dados em T.E.P. x 10<sup>3</sup>).

Fonte: Balanço Energético Nacional - 1990

Fazendo-se uma comparação das tabelas 3.3 e 3.4, pode-se verificar que houve um crescimento do consumo energético, o qual foi praticamente duplicado no período 74/89, o que representa um crescimento significativo no consumo de energia de origem hidráulica e da cana de açúcar. Observa-se também, um decréscimo no percentual do consumo de lenha (de 32,6 a 17,2 %), isto mostra que houve uma conscientização para conter o uso desta fonte energética, à base simplesmente da extração predatória, o que provocaria desequilíbrios do eco-sistema.

O aumento dos preços do petróleo, assim como os resultados das medidas e incentivos nacionais para o uso de fontes energéticas alternativas, são visualizados na análise estatística da evolução do consumo, produção e importação de petróleo bruto no Brasil, entre 1973 e 1983, conforme mostra a tabela 3.5.

Tabela 3.5 - EVOLUÇÃO DO CONSUMO, PRODUÇÃO E IMPORTAÇÃO DE PETRÓLEO BRUTO NO BRASIL ENTRE 1973 E 1983.

	1973	1975	1977	1979	1981	1983
Produção	10295	9959	9331	9607	12384	19141
Importação	40261	41683	47330	58197	49026	42231
Exportação	-774	-1257	-1573	0	-856	-59
Perdas	-2409	771	612	-3180	325	-2689
consumo total	47373	51156	55700	64624	60879	58714

(dados :  $10^3 \text{ m}^3$ )

Fonte: Balanço Energético Nacional - 1990

Baseado nas informações do "Balanço Energético Nacional - 1990", as importações brasileiras em 1981 se concentraram em petróleo e carvão metalúrgico. Do consumo total nacional nesse ano, foi importado cerca de 32,9%. Neste total estão incluídas importações de aproximadamente 80,0% do consumo nacional de petróleo.

Com relação a origem da energia há modificações interessantes que sem dúvida constituem resultados encorajadores originados nas políticas governamentais. Pode-se citar:

- O crescimento do consumo de energia elétrica, praticamente em todos os setores, demonstrou uma elevada substituição de uma fonte energética importada (petróleo), por um energético de produção nacional. A disponibilidade de energia elétrica de origem hidráulica, tem tido uma importância básica nesse sentido.
- Observa-se ainda uma queda no consumo de óleo combustível no setor industrial, (siderúrgico, cimento, papel e celulose), resultante de um esforço na área de substituição e conservação de energia.
- Apresenta-se também com resultados satisfatório, a utilização do álcool carburante e do GNC (gás natural comprimido) no setor transporte rodoviário, em substituição ao combustível importado.

Dentre as fontes primárias de energia, uma das mais expressiva é constituída pela biomassa, por ser esta proveniente de uma fonte renovável e de grande disponibilidade no país. De acordo com o balanço energético nacional de 1990, a tabela 3.6, mostra que

das biomassas consumidas no Brasil, a lenha foi a que envolveu maior produção com  $105.486 \times 10^3$  T. em 1989.

Tabela 3.6 - OFERTA E DEMANDA DE LENHA NO PERÍODO 74/89

ITEM	1974	1979	1984	1989
Produção	105.199	97.429	106.789	105.486
<b>Consumo</b>				
Residencial	59.304	49.481	38.097	28.735
Comercial	570	520	560	370
Público	32	20	15	8
Agro-pecuário	13.500	11.000	9.035	7.500
Transporte	65	16	10	8
Industrial	11.980	10.779	19.081	17.903
Outros	1.500	1.440	2.586	2.500

(dados em  $10^3$  T)

Fonte: Balanço Energético Nacional - 1990

Da tabela acima e de dados fornecidos pelo balanço energético nacional de 1990, pode-se concluir que: o decréscimo no consumo de lenha nos diversos setores, foi decorrente de uma política de substituição deste produto, por derivados de petróleo, o que representa uma grande necessidade na busca de elevação da produção interna desse combustível, bem como, um controle no sistema de importação.

Dentre os combustíveis alternativos, não se pode deixar de citar a importância do bagaço de cana, o qual segundo o balanço energético nacional de 1990, durante o ano de 1989 foram produzidos  $55.248 \times 10^3$  T, contribuindo de forma significativa para um melhor equilíbrio do consumo energético do país.

Contribuição de elevada importância, tem também o álcool combustível, o qual não se poderia deixar de explicitar. Segundo o mesmo balanço energético nacional, conforme mostrado na tabela 3.7, durante o período de 1974 a 1979 ocorreu uma elevação considerável na produção desse combustível:

Tabela 3.7 - PRODUÇÃO DE ALCÓOL ETÍLICO.

ITEM	1974	1976	1978	1980	1982	1984	1986	1988	1989
Produção	400	370	399	1501	2091	7059	7863	9837	10315
Exportação	-58	-33	-24	-384	-86	-296	-215	-85	0
Consumo	309	287	323	749	2052	5229	9062	10381	10251
Perdas	-33	-50	-52	-368	47	-1534	1414	629	-64

(Dados em  $10^3 \text{ m}^3$ )

Fonte: Balanço Energético Nacional - 1990

Analisando-se o comportamento do consumo e produção de carvão, verifica-se que é de vital importância a sua contribuição na modificação do balanço energético brasileiro. De acordo com as tabelas 3.8 e 3.9 a seguir, pode-se ver que houve uma evolução no consumo de carvão, a qual pode ser atribuída as políticas adotadas com relação a substituição de combustíveis importados.

Tabela 3.8 - PRODUÇÃO E CONSUMO DE CARVÃO VEGETAL.

•ITEM	1974	1976	1978	1980	1982	1984	1986	1988	1989
•Produção	4779	5234	5351	7103	7141	9655	10570	10924	12268
•Consumo	4301	4711	4816	6535	6641	9172	10041	10378	11655

(Dados em  $10^3 \text{ T}$ )

Fonte: Balanço Energético Nacional - 1990

Tabela 3.9 - REDUÇÃO, CONSUMO E IMPORTAÇÃO DE COQUE DE CARVÃO MINERAL.

ITEM	1974	1976	1978	1980	1982	1984	1986	1988	1989
Produção	1802	2877	3575	4265	4020	6357	7320	8114	8041
Consumo	1898	2715	3879	4635	4144	6437	7171	9042	8944
Importação	207	123	480	527	116	60	93	822	1101

(Dados em  $10^3 \text{ T}$ )

Fonte: Balanço Energético Nacional - 1990

Decorridos 18 anos, o consumo de carvão vegetal, não chegou a ser triplicado. Para o carvão mineral, ocorreu um comportamento diferente, por ser este um combustível utilizado de forma mais direta pelo setor industrial. Um outro fator a ser destacado é a estabilização apresentada nos últimos anos, tanto a nível de consumo como de produção, para o carvão vegetal.

## 4-POLITICA ENERGÉTICA PARA AMPLIAÇÃO DA IRRIGAÇÃO NO ESTADO DA PARAÍBA.

### 4.1-INTRODUÇÃO

O semi-árido Nordeste representa uma área de 839.395,5 Km<sup>2</sup>, ocupando 51% do território da região, na Paraíba abrange uma área equivalente a 77,1% do território estadual, que além dos baixos índices pluviométricos, média de 600mm anuais, 97,7% desta área está inserido na faixa do polígono das secas de maior incidência de estiagem, onde ocorrem de 81 a 100% das secas registradas na região. Por outro lado, as outras regiões naturais do estado - o agreste e a zona da mata - apresentam índices pluviométricos médios anuais de 800 a 1600 mm, com distribuição concentrada em alguns meses do ano, que são suficientes para garantir a exploração agrícola com segurança por um período de apenas 3 a 6 meses. Assim sendo, a agricultura no estado da Paraíba é limitada pelas condições pluviométricas e tem na irrigação uma solução viável onde o solo e a disponibilidade de água possibilitarem o seu emprego.

### 4.2-POTENCIAL IRRIGÁVEL DA PARAÍBA.

A Paraíba possui um potencial de terras irrigável da ordem de 954.442 ha, para uma disponibilidade de água estimada em 6,3 bilhões de metros cúbicos, suficientes para irrigar efetivamente uma área de apenas 244.220 ha, que é 25,6% do potencial irrigável.

Os recursos hídricos originam-se em 18 bacias hidrográficas que ocupam uma área de 56.183 Km<sup>2</sup>, representando 99,7% da superfície, abrigando 88% da população do estado. A população das bacias distribui-se em 54% na zona rural que representa 99% da população rural estadual e 46% na zona urbana, que constitui 77% da população urbana

do estado (11 e 38). A distribuição por região natural das terras efetivamente irrigáveis do estado é representada na tabela 4.1.

Tabela 4.1 - POTENCIAL DAS TERRAS EFETIVAMENTE IRRIGÁVEIS POR REGIÃO NATURAL DO ESTADO DA PARAÍBA.

Região natural	Terras efetivamente irrigáveis	
	(ha)	%
Sertão	72.755	29,8
Agreste	15.055	6,2
Zona da mata	156.410	64,0
TOTAIS	244.220	100,0

Fonte: Secretária de agricultura do estado da Paraíba.

A área irrigada atualmente na Paraíba está estimada, aproximadamente, em 24.000 ha, o que representa 10% das terras efetivamente irrigáveis, sendo que mais de 70% dessas terras estão localizadas no sertão, que já beneficiou com irrigação algo em torno de 20% das suas terras efetivamente irrigáveis. Na zona da mata e no agreste, estes valores são inferiores a 6% e 1% respectivamente. No sertão, destacam-se as microrregiões Depressão do Alto Piranhas e sertão de Cajazeiras com áreas irrigadas superiores a 6.000 ha e 3.000 ha, respectivamente.

O planejamento da irrigação na Paraíba, como em outras regiões, particularmente as semi-áridas, é antecedido pela planificação dos recursos hídricos, priorizando o consumo humano e animal.

Na tabela 4.2, são apresentadas as características das bacias, através dos parâmetros área, população, densidade demográfica e terras efetivamente irrigáveis.

Tabela 4.2 - CARACTERÍSTICAS DAS BACIAS HIDROGRÁFICAS DO ESTADO DA PARAÍBA EM ÁREA, POPULAÇÃO, DENSIDADE DEMOGRÁFICA E TERRAS EFETIVAMENTE IRRIGÁVEIS.

Bacias hidrográficas	Área Km <sup>2</sup>	População		Densidade demográfica hab./Km <sup>2</sup>	Terras efetivamente irrigáveis
		Total rural	(%)		
Rio do peixe	3.886	197.300	53.1	50.8	19.840
Alto piranhas	1.672	47.820	73.6	26.6	3.660
Rio piancó	9.761	265.782	71.1	27.2	24.235
Médio piranhas	3.936	128.801	65.7	32.7	6.490
Rio espinharas	2.994	115.542	40.6	38.6	6.820
Rio seridó	3.355	71.772	38.6	21.4	1.320
Rio taperoá	7.924	122.156	70.0	15.4	3.460
Alto paraíba	5.005	76.387	63.7	15.3	2.820
Médio paraíba	4.993	449.722	39.3	90.1	4.465
Rio Jacú	1.156	28.773	52.9	28.9	-
Rio Curimataú	2.214	11.519	75.2	50.4	11.470
Rio Gramame	578	26.246	66.7	45.4	14.830
Rio pitanga	228	9.169	58.8	40.2	9.190
Rio goiana	219	17.168	64.0	81.5	8.310
Baixo paraíba	2.971	328.473	34.0	110.5	42.330
Rio jacuípe	83	6.352	77.3	76.5	2.640
Rio camaratuba	638	31.740	48.7	49.7	11.480
Rio mamanguape	4.570	404.927	58.3	88.6	70.850
<b>TOTAIS</b>	<b>56.183</b>	<b>2.440.254</b>	<b>54.0</b>	<b>43.3</b>	<b>244.220</b>

Fonte: Secretaria de agricultura do estado da Paraíba.

#### 4.3-VIABILIDADE PARA APLICAÇÃO DE SISTEMAS DE GASEIFICAÇÃO EM PROGRAMA DE IRRIGAÇÃO.

A Paraíba possui solos aptos à irrigação em quantidades superiores aos recursos hídricos disponíveis que possibilitam irrigar efetivamente 244.220 ha, correspondentes a 25,6% do potencial irrigável. A maior concentração das terras irrigáveis encontram-se na zona da mata com 64%, seguidos pelo sertão e agreste com 29,8% e 6,2% respectivamente.

#### 4.4-JUSTIFICATIVA E IMPACTO SÓCIO-ECONÔMICO NA UTILIZAÇÃO DE SISTEMAS DE GASEIFICAÇÃO PARA IRRIGAÇÃO.

##### 4.4.1 - Aspectos qualitativos.

A predominância de pequenas e médias propriedades agrícolas não eletrificadas, tem dificultado e mesmo impossibilitado a implantação de novos perímetros irrigados.

Se por um lado, a eletrificação da zona rural está impedida pela inexistência de recursos financeiros, por outro lado, a irrigação de todas as áreas agricultáveis com motores alimentados a diesel e a gasolina, inviabilizaria os projetos pois, além do produto final obtido ficar seriamente onerado e subordinado as constantes majorações do combustível importado, o balanço de pagamento ainda iria sofrer um imprevisível desequilíbrio, provocado pelo aumento substancial da demanda de derivados de petróleo, como decorrência natural da expansão das fronteiras agrícolas.

A impossibilidade de se irrigar essas áreas com fontes convencionais de energia, somada a crise mundial do petróleo iniciada em 1973, ao regime de contenção de despesas adotado pelo país e a necessidade imperiosa do aproveitamento global de todas as zonas agrícolas da região, para que a mesma venha contribuir de forma efetiva com o esforço

nacional de "promover o abastecimento interno e gerar excedentes exportáveis", tem incentivado cada vez mais, a procura por novas e renováveis fontes de energia, visando substituir esse combustível fóssil não renovável, cujo volume de importação tem sido motivo de preocupação por parte de todos os brasileiros.

A difusão da tecnologia de baixo custo a ser utilizada, poderá promover uma diminuição da ordem de 80% no consumo de combustível (diesel), o que irá despertar o interesse imediato dos fabricantes de equipamentos e proprietários rurais da região, que disporão de uma forma eficaz e exequível para beneficiar suas terras, inclusive as inaproveitadas pela sua baixa produtividade, pois usarão como fonte de energia, a matéria-prima desperdiçada na própria fazenda, resultante dos tratos culturais e convencionais.

A utilização de gaseificadores compactos na irrigação do semi-árido nordestino, já foi firmada como prioridade pela SUDENE, visto que em 1981, teve início um trabalho conjunto com o laboratório de Técnica e Fluidos do DEM/CCT, visando alimentar motores do ciclo Otto e Diesel a gás de gasogênio.

#### 4.4.2- Aspectos quantitativos.

A utilização de sistemas de bombeamento acionados por gaseificadores, poderá promover a expansão das fronteiras agrícolas da região, através da irrigação de baixo custo das culturas tradicionais e de outras que por ventura venham a ser implantadas.

O projeto prevê uma redução no consumo de óleo diesel de 80%, com a substituição por gás de gasogênio, promovendo desta forma uma economia mensal da ordem de 6% do valor do investimento, por unidade de até 10 c.v. de potência por hectare irrigado.

1- Custo da implantação.

1.1 - investimento inicial

Aquisição de um gaseificador X

1.2 - Custo anual

Carvão produzido na própria fazenda(100 Kg dia x 200 dias x Cr\$ 0,0083X)

0,17X

Combustível (óleo diesel 4 l dia x 200 dias x 0,5 X)

0,4X

2- Valor dos benefícios.

2.1- Redução no consumo de óleo diesel (16 l dia x 200 dias x 0,5 X)

1,6 X

3 - Valor total dos custos.

3.1 - Investimento inicial X

3.2 - Valor dos custos anuais 0,56 X

4 - Relação benefício/custo.

$$\frac{B}{C} = \frac{1,6 X}{1,56X} = 1.0256$$

## 5-REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

### 5.1 - INTRODUÇÃO

Gaseificador ou gasogênio é o equipamento empregado para converter um combustível sólido em gasoso. A este processo chama-se gaseificação, e ocorre mediante processo de oxidação e redução. O combustível produzido é denominado gás pobre, devido ao seu baixo poder calorífico e, constitui-se de uma mistura de monóxido de carbono, hidrogênio, hidrocarbonetos leves e alcatrões, dióxido de carbono, oxigênio, nitrogênio e vapor de água. Apenas os 4 primeiros gases são combustíveis, os demais componentes são indesejáveis, pois diluem o gás e baixam o seu poder calorífico. Esses gaseificadores já eram conhecidos desde o século passado (1846), quando o francês Ebelmen, teve a idéia de construir um aparelho especialmente para produção do gás combustível, com características parecidas ao gás de auto-forno (4,5,6).

No Brasil, como em todo mundo, a procura por combustíveis alternativos só foi intensificada em épocas de crise energética. A utilização de gasogênios no Brasil, data de 1925, quando foram feitas as primeiras experiências da utilização de gaseificadores pelos engenheiros Francisco de Assis Figueiredo e Jan Hasek (22). Em 1939 foi criado no instituto de engenharia de São Paulo, a divisão do gasogênio, e em 1940 foi criada a Comissão Nacional do Gasogênio, destinada a incrementar o estudo e a fabricação dos aparelhos (2). Em 1945, já operavam no país mais de 20.000 gasogênios, utilizando o carvão vegetal e a lenha. Com o término da guerra, quase todas as unidades de gaseificação foram desativadas e esquecidas, devido aos baixos preços dos combustíveis derivados de petróleo (41).

A tecnologia para utilizar gasogênios alimentando motores de combustão interna, data do fim do século XIX, quando foram usados em motores estacionários. A idéia de acoplar um motor alimentado a gás diretamente a um gasogênio, suprimindo o gasômetro,

foi patenteada em 1862 pelo professor espanhol Jaime de Arbós, dando origem ao "Gasogênio de Aspiração". A redução de peso e volume possibilitaria a sua utilização em veículos automotores. Em 1901, J.W. Parker, acionou um automóvel com gasogênio a carvão mineral na Inglaterra (2).

O aperfeiçoamento de tecnologias para a gaseificação de carvões com elevado teor de cinzas e combustíveis vegetais, ocorreu com maior ênfase, na Alemanha, no fim do século XIX e principalmente no período entre as duas guerras. A gaseificação em leito fluidizado, foi desenvolvida em 1922 com o processo Winkler (28,46).

A madeira é facilmente gaseificável, pois possui uma alta reatividade e baixo teor de cinzas. A única dificuldade é o alto teor de gases condensáveis produzidos durante a pirólise. Esse fato tornava-se um impecilio ao desenvolvimento de gaseificadores específicos para a madeira. Procurando destruir os produtos de pirólise, fazendo-os passar por um leito de coque incandescente, surgiram os primeiros gaseificadores de duplo estágio, dupla zona de oxidação, recirculação de produtos de pirólise e finalmente os gaseificadores do tipo concorrente (20,28).

Os gaseificadores concorrente, tiveram um grande avanço na década de 40, durante a segunda guerra mundial, quando devido a crise de petróleo, grande parte da frota de ônibus, caminhões, tratores e automóveis da Europa, teve que ser adaptada para funcionar com gás gerado a partir de combustíveis sólidos. Foi na Alemanha, com o gaseificador Imbert e Deutz e na Suécia, com o gaseificador Hasselman, entre outros, que apareceram os gaseificadores concorrente de maior sucesso (28). Os gaseificadores de fluxo cruzado foram considerados os mais rápidos nas respostas às solicitações de aceleração dos motores e, portanto tiveram uma boa aceitação nesta aplicação, além de terem sido considerados ótimos para utilizar o carvão como combustível (28,40).

No início da década de 40, os gasogênios para automóveis foram muito empregados, estima-se que durante a segunda guerra mundial, o número de veículos adaptados ao uso de gasogênios em todo o mundo foi de 750.000 (4).

Os gaseificadores podem ter uma ampla aplicação como é mostrado a seguir:

a)-Na alimentação de geradores de vapor e fornos. Para este fim, pode-se utilizar qualquer tipo de gaseificador, sendo apenas recomendado que a instalação deste se dê o mais próximo possível da caldeira ou do forno, para que seja aproveitado o calor sensível.(2)

b)-Em motores do ciclo OTTO ou DIESEL. Para utilização em tais motores é aconselhável o gasogênio em concorrente, visto que neste equipamento a quantidade de pirolenhosos (alcatrão, óleos, etc) é reduzida, não acarretando uma impregnação dos mesmos no interior do motor, devido as alterações que eles poderão provocar na taxa de compressão, além de um amarramento do sistema móvel do motor. A remoção desta impregnação é de difícil execução, exigindo que o motor seja totalmente desmontado .(2)

## 5.2 - GASOGÊNIOS PORTÁTEIS.

Os gasogênios portáteis seguiram outra linha de desenvolvimento. Com o aparecimento de automóveis no início do século, procurou-se construir modelos mais leves e menos volumosos, mas foi só um pouco antes da segunda guerra, com a escassez do petróleo e seus derivados, que a pesquisa foi acelerada. Só na Alemanha, estima-se que durante a segunda guerra, cerca de 70 mil veículos foram adaptados para funcionar com gasogênios(41). Três tipos de gasogênios portáteis foram desenvolvidos: os de tiragem ascendente, semelhantes aos modelos estacionários citados, os de tiragem descendente onde os produtos de pirólise são obrigados a passar pela zona de reação onde são em grande parte decompostos, e os de tiragem cruzada, uma tentativa de combinação das características dos tipos anteriores. Os combustíveis utilizados eram o carvão mineral, o carvão vegetal e a madeira em menor escala. Na Alemanha foi desenvolvido um gasogênio de tiragem descendente para madeira, tendo este um grande

sucesso. Com o fim da guerra os gasogênios foram praticamente esquecidos e apenas a Suécia manteve um programa de desenvolvimento de gasogênios para madeira, visando a sua utilização em caminhões e tratores. O programa começou com o fechamento do canal de Suez em 1956 e o resultado foi um modelo aperfeiçoado do gasogênio Alemão de tiragem descendente. Recentemente, na Universidade da Califórnia, construiu-se uma unidade cerca de 30 vezes maior com as características do gasogênio suéco portátil aperfeiçoado e foi testado com sucesso no fornecimento de gás para uma caldeira de 3 toneladas de vapor por hora e também num grupo gerador de 100 KVA. Até há pouco, apenas a Duvant Moteurs, na França, comercializava unidades estacionárias de grandes dimensões, acopladas a grupos geradores.(20,28,46)

Na UNICAMP, dentro de um programa de fontes alternativas de energia, foi desenvolvido um gasogênio de tiragem descendente, semelhante ao modelo alemão e suéco e foi testado, utilizando como combustível madeira e vários resíduos agrícolas. No projeto foi previsto a instalação de um grupo gerador de 20 KVA, acionado por um motor originalmente alimentado por gasolina, e também a instalação de uma caldeira para queima direta do gás quente.(28)

Em 1973, teve início uma nova crise do petróleo e a tecnologia de gaseificação volta a ser cogitada. Novamente o governo e as indústrias voltam-se para o combustível sólido nacional, como alternativa para a falta e os altos preços dos derivados de petróleo (13). Universidades, centros de pesquisas e empresas particulares, começaram o trabalho de avaliação e aperfeiçoamento das tecnologias utilizadas no passado e a partir de 1981 surgiram os primeiros gaseificadores comerciais a ar (28).

Assim sendo, surgiram vários fabricantes de equipamentos de gaseificação de madeira no país (16). Dentre outros, podem ser citados: a Industrial Conventos e em menor escala a Riedhammer, as quais instalaram algumas dezenas de gaseificadores contracorrentes (28).

A Codetec, empresa de desenvolvimento de tecnologia, vinculada à Unicamp foi pioneira no desenvolvimento do gaseificador concorrente industrial para aplicações térmicas. A Termoquip Energia Alternativa, a partir de 1981, assumiu o trabalho iniciado pela Codetec e hoje é a líder do mercado de gaseificadores industriais de madeira no Brasil (28).

Existe no Brasil, além dos gaseificadores industriais, várias centenas de pequenos gaseificadores a carvão vegetal, utilizados para acionamento de pequenos motores, bombas de água, barcas e mesmo camionetas e caminhões (28).

### 5.3-FONTE DE ENERGIA PARA O PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO.

5.3.1-SISTEMA ALOTÉRMICO -Neste processo a energia provém de outra fonte que não do próprio combustível, como por exemplo no gaseificador eletrotérmico, que utiliza energia elétrica como fonte de calor necessária a gaseificação. A zona de reação é mantida à temperatura da ordem de  $1000^{\circ}\text{C}$ , mediante a passagem de uma corrente elétrica que aquece a massa de carvão por efeito Joule. Este processo é pouco empregado devido ao seu elevado custo e dependência de outra fonte de energia.

5.3.2-SISTEMA AUTO TÉRMICO -A energia provém da combustão parcial do próprio combustível que está sendo gaseificado, liberando portanto, o calor necessário para promover a gaseificação. Este é o sistema mais utilizado.

### 5.4-CLASSIFICAÇÃO DOS GASEIFICADORES QUANTO A PRESSÃO DE OPERAÇÃO .

5.4.1-PRESSÃO ATMOSFÉRICA -Neste sistema o comburente entra com uma pressão próxima da atmosférica, isto é, pode ser com pressão positiva, onde o comburente

penetra no sistema por insuflamento, ou negativa, conseguida por aspiração. Este sistema é o empregado na alimentação dos motores a combustão interna, os quais fazem a aspiração no gasogênio. Tem-se ainda o chamado sistema misto, que é uma combinação dos dois sistemas anteriores.

5.4.2-ALTA PRESSÃO -Neste sistema o comburente é injetado mediante uma pressão bem superior à pressão atmosférica, sendo produzido gases ricos em metano e com alto poder calorífico. Este processo usa atualmente como comburente o oxigênio puro com uma pressão em torno de 100 atm.

#### 5.5-CLASSIFICAÇÃO DOS GASEIFICADORES QUANTO AO TIPO DE LEITO:

Os gaseificadores se enquadram em quatro tipos: leito fixo, leito fluidizado, leito arrastado e sais fundidos. (14)

5.5.1-LEITO FIXO -Leito onde o combustível fica praticamente estático, descendo a medida que vai sendo consumido. Podemos classifica-los como: Contracorrente, concorrente, transversais e, gaseificadores mistos. No gaseificadores de leito fixo, o combustível se movimenta devido a ação da gravidade, portanto, o fluxo é vertical e descendente.

5.5.1.1-CONTRA-CORRENTE- Um gaseificador funciona em contra corrente, quando o combustível sólido e os gases se movimentam em direções contrárias. A alimentação neste, é feita pelo topo, enquanto o agente gaseificador é introduzido pela base do equipamento e os gases produzidos são retirados pela parte superior.(38)

Os primeiros gaseificadores eram do tipo contracorrente e assemelhavam-se aos auto-fornos das siderúrgicas (2)

5.5.1.2-CO-CORRENTE- Este processo ocorre quando o combustível sólido, o comburente e os gases gerados, fluem na mesma direção, através das zonas de reação.

Os gasogênios concorrente surgiram da necessidade de se obter um gás mais limpo e com baixo teor de alcatrão (20).

5.5.1.3 -TRANSVERSAL OU CORRENTE CRUZADA -Neste caso os fluxos de combustível sólido e dos gases se cruzam a 90 graus. Este é o sistema mais utilizado para acionar os motores a combustão interna, devido a saída de gás com baixa porcentagem de alcatrão e gases condensáveis, que obstruem parte das instalações que estejam a baixa temperatura.(40)

Quando o sistema opera com mais de uma das condições acima mencionadas, é dito que este gasogênio é de circulação mista.(25)

5.5.2-LEITO EM SUSPENSÃO OU FLUIDIZADO -Quando as partículas do combustível são mantidas em suspenso no comburente, durante o processo de gaseificação. Para este sistema ainda não existe um domínio completo da sua tecnologia (40)

5.5.3-LEITO DE ARRASTE - Também chamado de corrente fluida, ocorre quando as partículas do combustível, finamente pulverizado, são misturadas com o comburente, e a mistura é injetada numa câmara onde ocorre a gaseificação.(40)

## 5.6 - TIPO DE COMBURENTE PARA GASEIFICADORES.

5.6.1-AR- É o comburente mais empregado nos sistemas de gaseificação, devido principalmente a sua grande disponibilidade.

5.6.2-OXIGÊNIO PURO- É o melhor comburente, porém é o mais caro, o que praticamente inviabiliza a sua utilização para aplicações em gaseificação.

5.6.3-VAPOR DE ÁGUA- É o comburente empregado na obtenção do gás de médio poder calorífico. Os gaseificadores que empregam este sistema de vapor de água, ainda são em número bastante reduzido.

Quando se utiliza uma combinação dos sistemas acima mencionados, diz-se que este gaseificador funcionar de forma mista. Este é portanto, o comburente utilizado nos gasogênios destinados aos motores de combustão interna.

## 5.7-CLASSIFICAÇÃO DOS GASEIFICADORES QUANTO A FORMA DE DESCARGA DAS CINZAS.

O teor de cinzas da biomassa é um fator importante a ser considerado, quando projetando ou operando um gaseificador. As cinzas, geralmente se liquefazem a cerca de 1300°C. Gaseificadores que operam com temperaturas desta ordem, podem então favorecer a formação de cinzas fundidas, formando incrustações deste material no interior do gaseificador, prejudicando a sua performance.

Na tabela 5.1, são mostrados os teores de materiais voláteis, carbono fixo e cinzas de algumas biomassas:

Tabela 5.1 - TEORES DE MATERIAIS VOLÁTEIS, CARBONO FIXO E CINZAS DE ALGUMAS BIOMASSAS

BIOMASSA	MATERIAIS VOLÁTEIS	CARBONO FIXO	CINZAS % EM PESO
SABUGO DE MILHO	80	18	1.6
PINHO	87	13	0.4
BLOCOS DE MADEIRA	75	25	0.2
LASCAS DE MADEIRA	72	25	3.0
CANA DE MILHO	73	20	6.0

Fonte: Silva, J. N.(42)

As cinzas geralmente são formadas por óxidos, como por exemplo:  $K_2O$ ,  $CaO$ ,  $Na_2O$ ,  $SiO_2$ ,  $MgO$  e outros. (10)

Os gasogênios podem ser classificados ainda de acordo com a forma de descarga das cinzas, que podem ser fundidas ou sólidas.

#### 5.8-UTILIZAÇÃO DE BIOMASSA, CARVÃO VEGETAL, MADEIRA E RESÍDUOS AGRÍCOLAS OU FLORESTAIS.

A forma mais comum de gaseificação de madeira é através de processos auto térmicos. Foi realizada no passado utilizando-se principalmente processos de baixa pressão, leito fixo, e ar como comburente. O gás produzido, é de baixo poder calorífico e possui um alto teor de nitrogênio.

Quando se utiliza processos de leito fixo, e em contracorrente, os gases contêm razoável quantidade de pirolenhosos, uma vez que nos gaseificadores, a madeira passa por várias fases, a saber: secagem, destilação e gaseificação. Os gases produzidos na zona de reação, carregam os destilados formados. Dependendo da aplicação do gás, esses destilados contidos nos gases podem ser um inconveniente ou não. (3)

### 5.8.1 -CARVÃO VEGETAL

A gaseificação de carvão vegetal do ponto de vista técnico é bem mais simples que a gaseificação direta da madeira. Praticamente pode substituir o carvão mineral, com vantagens, em todos os processos existentes de gaseificação, pois tem maior reatividade, baixo teor de cinzas e possui baixo teor de enxofre. O grande problema com a utilização do carvão vegetal está ligado ao processo de carbonização necessário para obtê-lo. Os rendimentos de produção de carvão vegetal a partir de madeira, oscilam entre 25 e 35% dependendo do processo utilizado, os restantes 65 a 75 % constituem a fração de voláteis que se divide entre gases não condensáveis, a fração orgânica e a fração aquosa (9,11,46).

Há basicamente duas alternativas para obtenção do carvão vegetal; que passaremos a delinear-las como ilustração:

5.8.1.1-SISTEMAS MEDAS- Bastante primitivo, não possui recuperação de voláteis. O rendimento térmico é bastante baixo. A carbonização é feita com baterias de fornos estrategicamente localizados na floresta.

5.8.1.2-SISTEMAS COM RECUPERAÇÃO DE VOLÁTEIS- O rendimento térmico é melhor, porém, envolvem investimentos e custos maiores, particularmente aqueles custos ligados ao transporte de madeira, pois as instalações são centralizadas e fixas.

A alternativa de produção intermediária de carvão vegetal para gaseificação, não deve ser descartada, pois é sabido que, a realização da pirólise em dois estágios permite um melhor controle de cada um deles. Em veículos automotivos a utilização de carvão vegetal é mais interessante pois produz menor teor de voláteis, particularmente por trabalhar com sistemas de chama invertida (10)

A densidade do carvão vegetal depende da madeira que o produziu, ou seja, madeiras densas produzem carvões densos.(10)

5.8.1.3- INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA. - Siciliano (40) verificou que para combustíveis com alto teor de matéria volátil, é preferível trabalhar-se com temperaturas moderadas, a fim de que na destilação, os hidrocarbonetos possam se juntar ao gás final sem se decomporem e assim, aumentar o poder calorífico do gás. Para combustíveis com baixo teor de matéria volátil (carvão de lenha bem carbonizado), altas temperaturas produzem melhor gás.

Makray d'Avila, utilizando o processo de gaseificação com madeira em um intervalo de temperatura variando de 427 a 827°C, concluíram que o aumento de temperatura à pressão de uma atmosfera, diminuíam consideravelmente o teor de CO<sub>2</sub> e água, o metano decrescia lentamente, enquanto que o CO e hidrogênio, cresciam progressivamente em função da temperatura de operação.

## 5.8.2-PROCESSO PARA CONVERSÃO DE BIOMASSA EM ENERGIA.

Biomassa, ou seja, madeira, resíduos agrícolas, etc, são sem dúvida, uma importante fonte de energia para o Brasil e constitui uma alternativa inteligente para substituição do petróleo, que é caro e que deve ser usado somente na fabricação de produtos químicos nobres, e nunca queimado para a produção de calor.

A conversão da biomassa em outra forma de energia, combustível sólido, líquido, gasoso ou calor, envolve eficiências energéticas. Via de regra, ao passar para formas de utilização mais convenientes, perde-se em eficiência e aumentam-se os custos. Como a conveniência é relativa, em muitos casos não se justifica chegar ao combustível líquido, que é a forma mais versátil de utilização.

## 5.9-CLASSIFICAÇÃO DOS GASES DE GASOGÊNIO EM FUNÇÃO DO PODER CALORÍFICO.

5.9.1-GÁS DE BAIXO PODER CALORÍFICO- Quando o gaseificador utiliza como agente oxidante, uma mistura de ar e vapor ou simplesmente ar atmosférico e, dependendo do tipo do combustível usado no processo de gaseificação, o gás produzido apresenta-se com um poder calorífico de 800 a 1600 Kcal/Nm<sup>3</sup>. (46)

5.9.2-GÁS DE MÉDIO PODER CALORÍFICO- Este gás pode ser obtido nos gaseificadores comuns, desde que seja empregado como comburente:

- OXIGÊNIO PURO (O<sub>2</sub>)<sub>g</sub>

- OXIGÊNIO MAIS VAPOR DE ÁGUA [(O<sub>2</sub>)<sub>g</sub> + (H<sub>2</sub>O)<sub>v</sub>]

- VAPOR DE ÁGUA PURO (H<sub>2</sub>O)<sub>v</sub>

-São considerados gases com médio poder calorífico os que se apresentam na faixa de 2700 a 3600 Kcal/Nm<sup>3</sup>.(46)

5.9.3-GÁS DE ALTO PODER CALORÍFICO- São aqueles que apresentam um poder calorífico superior a 4500 Kcal/Nm<sup>3</sup>. Este tipo de gás praticamente só é obtido em gaseificadores que operam a alta pressão, o que favorece a formação do metano.

## 5.10 - INFLUÊNCIA DA UMIDADE NA COMPOSIÇÃO DO GÁS

A umidade da matéria-prima é fator muito importante nos gaseificadores de leito fixo concorrente (chama invertida). Na tabela 5.2, têm-se alguns resultados da composição calculada do gás de madeira para diferentes valores da umidade. Os cálculos foram feitos considerando o ar entrando a 20°C, com 80% de saturação em vapor d'água e uma perda para o exterior de 7,5 %. (3)

Tabela 5.2 - INFLUÊNCIA DA UMIDADE DO COMBUSTÍVEL NA COMPOSIÇÃO DO GÁS DE GASEIFICADORES CONCORRENTES.

COMPONENTE (% VOL.)	0 %	10 %	20 %	30 %
CO	21.0	16.5	12.0	6.8
CO <sub>2</sub>	10.0	12.7	15.3	17.9
H <sub>2</sub>	18.1	18.2	18.9	17.5
CH <sub>4</sub>	0.7	1.1	1.7	2.7
H <sub>2</sub> O	4.6	6.7	9.4	13.7
N <sub>2</sub>	45.6	44.8	42.7	41.4
PCI(Kcal/Nm <sup>3</sup> )	1162	1071	992	887
EFICIÊNCIA (%)	77.8	76.4	75.4	72.9

FONTE: GUMZ, W. Producer gás and blast furnaces, New York, 1950. (21)

Como se pode observar, na tabela 5.3, o poder calorífico do gás produzido é bastante influenciado pela umidade da madeira e, se não houver fornecimento adicional de calor, esse tipo de gaseificador não pode operar com umidades superiores a 30%.

Tabela 5.3 - INFLUÊNCIA DO PRÉ-AQUECIMENTO DO AR NA GASEIFICAÇÃO DE MADEIRA COM 30% DE ÁGUA.

COMPONENTE (% vol.)	AR SEM PRÉ- AQUECIMENTO	AR PRÉ-AQUECI- DO A 650°C
CO	7.91	23.0
CO <sub>2</sub>	20.71	13.9
H <sub>2</sub>	20.21	35.5
CH <sub>4</sub>	3.15	2.6
N <sub>2</sub>	48.02	25.0
PCI(Kcal/Nm <sup>3</sup> )	1028	1829

FONTE: GUMZ, W. Producer gás and blast furnaces, New York- 1950. (21)

A temperatura de reação também decresce com a umidade e como consequência, há um maior teor de hidrogênio nos gases, uma vez que temperaturas baixas favorecem a

reação homogênea de deslocamento da água. Isso é confirmado pela redução do teor de CO e aumento do teor de CO<sub>2</sub>.

Nos gaseificadores contracorrente, a umidade do combustível tem uma influência menor, uma vez que os gases quentes provenientes das zonas de pirólise e gaseificação, promovem a secagem da madeira e a água removida não influi nas características dos gases gerados nessas zonas. Podem admitir combustíveis com teor de umidade até 50 %. Mantidas constantes as condições na zona de reação, ocorre um maior esfriamento dos gases que saem a temperatura mais baixa. Este fator, aliado ao alto teor de vapor d'água nos gases, pode provocar condensações indesejáveis ao sistema.(2,3)

Do ponto de vista do gás seco, efluente do gaseificador contracorrente, a influência maior é da umidade relativa do ar de alimentação na zona de reação. Na tabela 5.4, tem-se valores para o gás seco obtido com madeira, considerando ar saturado a 25°C e ar com quantidade de vapor d'água equivalente a saturação a 57°C.

Pode-se verificar que a proporção de vapor d'água influi na temperatura da zona de reação, no poder calorífico dos gases e na eficiência da gaseificação.

Tabela 5.4 - CARACTERÍSTICAS DO GÁS SECO DE MADEIRA PARA DIFERENTES TEORES DE UMIDADE DO COMBURENTE.

COMPONENTE (% vol.)	AR SATURADO A 57°C	AR SATURADO A 25°C	REF
CO	30.0	31.9	29.0
CO <sub>2</sub>	6.4	3.9	6.6
H <sub>2</sub>	18.0	8.8	13.0
CH <sub>4</sub>	4.9	----	----
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	0.1	4.8	4.2
O <sub>2</sub>	----	----	0.2
N <sub>2</sub>	40.6	50.5	47.0
PCI(Kcal/Nm <sup>3</sup> )	1.772	1.615	1.570

Fonte: CTCP/IPT

A granulometria da matéria-prima é também um fator que tem certa influência na seleção do sistema de gaseificador a leito fixo, conforme mostrado na tabela 5.5. A uniformidade da matéria-prima, pode influenciar o funcionamento do gaseificador, pois o

material de menor granulometria tenderá a queimar mais rapidamente na zona de combustão e pode ocasionar deslocamento da mesma para determinados pontos do gaseificador, com formação de regiões quentes e frias e, eventualmente, bolsões de gás que são indesejáveis. Caso a granulometria do material seja heterogênea, a distribuição de tamanhos em cada carga deve ser razoavelmente constante.(3)

Tabela 5.5 - INFLUÊNCIA DA GRANULOMETRIA DO COMBUSTÍVEL.

COMPONENTE (% VOL.)	BLOCOS	CAVACOS	SERRAGEM
CO	29.0	21.0	18.2
CO <sub>2</sub>	6.6	10.0	12.2
H <sub>2</sub>	13.0	18.0	10.2
CH <sub>4</sub>	4.2	3.6	3.2
N <sub>2</sub>	47.0	46.6	55.4
O <sub>2</sub>	0.2	0.6	0.8
PCI(Kcal/Nm <sup>3</sup> )	1.570	1.406	1.090

Fonte: BASS, G. O. & MILNER, G. "Producer gás", reprinted from paper presented at Midland Section of Coke Oven Managers Association, april - 1953. (6)

#### 5.11-TEOR DE PIROLENHOSOS X CARACTERÍSTICAS DO GÁS.

O teor de pirolenhosos nos gases efluentes do gaseificador é muito mais crítico em gasogênios contracorrente que nos concorrente.

Nos gaseificadores concorrentes, os pirolenhosos gerados na pirólise da madeira, atravessam a zona de oxidação, onde são craqueados pelas altas temperaturas nesta região. Pode no entanto haver arraste de pirolenhosos com os gases, principalmente se o gaseificador não tiver uma boa distribuição do ar ao longo do diâmetro da zona de oxidação. Esse problema é mais crítico em gaseificadores de maior diâmetro com entradas laterais de ar, pois podem surgir zonas frias no centro do reator. (2,3)

Nos gaseificadores em contracorrente, os pirolenhosos são arrastados pela corrente gasosa, seja na forma de vapor ou de névoa, e isso depende da temperatura dos gases efluentes. Quando o gaseificador pode ser colocado próximo aos queimadores da

caldeira, de forma a evitar a condensação dos vapores e ou coalescência da névoa, os alcatrões de madeira podem até ser importantes dentro de certos limites, pois tendem a melhorar o poder calorífico dos gases, uma vez que compensam, de certa forma, o vapor de água contido nos gases efluentes e que tem um efeito de diluição. Dão chamas mais longas e mais luminosas devido a menor velocidade de combustão e as partículas de carbono incandescente que se formam no processo. Na tabela 5.6, é apresentado o efeito dos pirolenhosos sobre o poder calorífico do gás. (8)

Tabela 5.6 INFLUÊNCIA DOS PIROLENHOSOS NAS CARACTERÍSTICAS DO GÁS PRODUZIDO POR GASEIFICADOR CONTRACORRENTE (MADEIRA COM 25 % DE UMIDADE).

COMPONENTE (% VOL.)	AR SATURADO 57°C	AR SATURADO 25°C
CO	21.5	23.2
CO <sub>2</sub>	4.6	2.8
H <sub>2</sub>	12.9	6.4
H <sub>2</sub> O	25.5	25.2
CH <sub>4</sub>	3.5	3.5
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	0.1	0.1
N <sub>2</sub>	29.2	36.6
ORGÂNICOS LEVES	1.6	1.6
ORGÂNICOS PESADOS	0.7	0.6
PCI (COM PIROLENHOSOS) Kcal/Nm <sup>3</sup>	1.772	1.652
PCI (SEM PIROLENHOSOS + VAPOR D'ÁGUA) PRODUÇÃO(Nm <sup>3</sup> /Kg de madeira seca)	1.330	1.200
	2.3:1	2.3:1

Fonte: CTCP/IPT.

#### 5.12-PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO COM AR E O DESENVOLVIMENTO DE GASOGÊNIOS.

Gaseificação por oxidação parcial com o ar é a reação onde as temperaturas são superiores a 750°C. A temperatura do leito incandescente é mantida pela própria reação de combustão parcial. O gás resultante pode conter cerca de 25% de monóxido de

carbono e porcentagem reduzida de hidrogênio, diluídos em nitrogênio e um pouco de dióxido de carbono.(9).

Os primeiros gaseificadores ou gasogênios, eram unidades de grande porte e o gás gerado era utilizado para a queima em caldeiras e fornos, ou para alimentar grandes motores estacionários. Nesse tipo de gasogênio, os gases quentes ascendentes pirolisam parte do combustível e o resultado é um gás com alto teor de alcatrões que devem ser eliminados antes da utilização em motores. Com o tempo verificou-se ser possível gaseificar também a madeira e vários resíduos agrícolas, mas o baixo preço do combustível importado interrompeu o desenvolvimento desses gaseificadores estacionários logo após a segunda guerra mundial.

### 5.13 - PRINCÍPIOS DA GASEIFICAÇÃO DOS COMBUSTÍVEIS SÓLIDOS.

A gaseificação está caracterizado pela conversão das partes de carbono e hidrogênio em monóxido de carbono (CO), metano (CH<sub>4</sub>) e outros hidrocarbonetos leves. Trata-se portanto, de transformações químicas envolvendo mudanças de estado e constituição do combustível.

Durante a gaseificação, as reações químicas que ocorrem, são de oxi-redução, envolvendo fases sólidas, líquida e gasosas, sendo um sistema heterogêneo.

A gaseificação pode ser dividida em:

- processo físico
- processo químico

Compõe o processo físico, o transporte dos reagentes para a zona de reação, o que é a condição necessária para que ocorra a reação química entre eles. O processo físico, é essencialmente uma transferência de massa e calor, no qual estão envolvidos fenômenos

de difusão, absorção, convecção e radiação, os quais dependem das características das fases sólida, líquida e gasosa, tais como:

- Superfície de contato;
- Tamanho da partícula;
- Empacotamento;
- Fluxo de massa;
- Velocidade dos reagentes;
- Diferença de pressão, etc.

### 5.13.1 - FATORES QUÍMICOS DA GASEIFICAÇÃO.

A tabela 5.7 - APRESENTA A ENERGIA DE FORMAÇÃO DE ALGUNS COMPOSTOS A 298,1°K.

Simbolo químico	Nome	Estado	DH <sup>0</sup> <sub>t</sub> (Kcal/mol)
C	Carbono	Vapor	126.36
N	Nitrogênio	Gás	112.75
O	Oxigênio atômico	Gás	59.16
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	Acetileno	Gás	54.19
H	Hidrogênio atômico	Gás	52.09
O <sub>3</sub>	Ozônio	Gás	34.00
NO	Óxido nítrico	Gás	21.60
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	Benzeno	Gás	19.80
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	Benzeno	Líquido	11.70
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	Etano	Gás	12.50
OH	Radical hidroxila	Gás	10.06
O <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> , N <sub>2</sub>	Oxigênio, hidrogênio, nitrogênio	Gás	0.00
C	Carbono	Sólido	0.00
CH <sub>4</sub>	Metano	Gás	-17.89
CO	Monóxido de carbono	Gás	-26.42
H <sub>2</sub> O	Água	Vapor	-57.80
H <sub>2</sub> O	Água	Líquido	-68.32
CO <sub>2</sub>	Dióxido de carbono	Gás	-94.05
SO <sub>3</sub>	Trióxido de enxofre	Gás	-94.45
SO <sub>2</sub>	Dióxido de enxofre	Gás	-71.00

Fonte: Glassman, Irvin - Combustion - Copyright 1977, by Academic Press, Inc.

As reações clássicas no processo químico podem ser vistas na tabela 5.8; onde se tem uma indicação das principais reações oxidantes envolvendo carbono, hidrogênio e oxigênio. As reações de (a) a (f) são aquelas que envolvem o oxigênio livre, enquanto que as reações de 1 a 8 envolvem oxigênio combinado.

Tabela 5.8 - APRESENTA AS PRINCIPAIS REAÇÕES QUE OCORREM NO GASEIFICADOR

Equação das reações	Em função do sistema de reações intermediárias.		Variação da entalpia $h^{\circ} 273 (^{\circ})$
	Sistema I	Sistema II	
<u>Com oxigênio livre</u>			
(a) $C + O_2 = CO_2$	As reações de (a) a (d) compõem o sistema I	As reações (1), (2) e (3), compõem o sistema II	- 94,045
(b) $H_2 + 0,5 O_2 = H_2O$			- 57,740
(c) $CO + 0,5 O_2 = CO_2$			- 67,592
(d) $CH_4 + 2O_2 = CO_2 + 2H_2O$			- 191,819
(e) $C + 0,5 O_2 = CO$	(a) - (c)		- 26,451
(f) $CH_4 + 0,5 O_2 = CO + 2H_2$	(d)-(c)-2(b)		- 8,747
<u>Com oxigênio combinado</u>			
(1) $CO+H_2O = CO_2 + H_2$	(c) - (b)		-9,852
(2) $C + CO_2 = 2 CO$	(a)-2(c)		+41,139
(3) $C + 2H_2 = CH_4$	(a)+2(b)-(d)		-17,706
(4) $C + H_2O = CO + H_2$	(a)-(b)-(c)	(1)+(2)	+31,287
(5) $C + 2H_2O = CO_2 + 2H_2$	(a)-2(b)	2(1)+(2)	+21,435
(6) $CH_4 + H_2O = CO + 3H_2$	(d)-(c)-3(b)	(1)+(2)-(3)	+48,993
(7) $CH_4 + 2H_2O = CO + 4H_2$	(d)-4(b)	2(1)+(2)-(3)	+39,141
(8) $CH_4 + CO_2 = 2CO + 2H_2$	(d)-2(c)-2(b)	(2)-(3)	+58,845

(\*) Em Kcal/mol para água na fase vapor e grafite B.

Fonte: MEUNIER, J. - Gazification et oxydation des combustibles, 1958.(29)

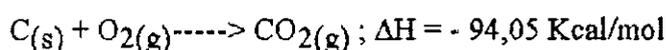
Das 14 reações que figuram na tabela 5.8, apenas quatro (a até d) são independentes. Todas as demais podem ser obtidas por combinação dessas reações, desde que envolvam os sete compostos indicados, carbono, hidrogênio, oxigênio, dióxido de carbono, monóxido de carbono, água e metano. Se faltar um desses compostos, perde-se um grau de liberdade e tem-se apenas três reações independentes como indicado pelo sistema II da tabela 5.8.

Nos sistemas em contracorrente, aos gases gerados na zona de reação, se somam os produtos da pirólise. Nesses sistemas, apesar das reações oxidantes do carbono serem várias, conforme indicado na tabela 5.8, as principais reações consideradas são:

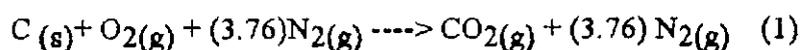
#### (a) COMBUSTÃO DO CARBONO NA ZONA DE OXIDAÇÃO.

Nesta zona de oxidação, também chamada de zona de combustão, em temperaturas de 1000<sup>o</sup>C a 1300<sup>o</sup>C, o carvão incandescente, em contato com o agente oxidante introduzido, é oxidado, produzindo dióxido de carbono e liberando o calor necessário ao processo de gaseificação.

Reação de oxidação:



Assim, as reações exotérmicas são quem fornecem a energia, na forma de calor, possibilitando a realização das reações endotérmicas, suprindo o sistema através da combustão de parte da matéria-prima a ser gaseificada. Esse fornecimento de energia caracteriza o processo de gaseificação como sendo auto térmico.



Aplicando-se a primeira lei da termodinâmica a esse processo, chega-se a seguinte expressão:

$$Q_{v.c.} + H_r = H_p$$

onde os índices r e p referem-se respectivamente aos reagentes e produtos. É conveniente escrever a primeira lei para tal processo na forma:

$$Q_{v.c.} + \sum_r n_e h_e = \sum_p n_s h_s$$

Atribuindo-se o valor zero para a entalpia de todos os elementos a 25°C e pressão de 1 atm. Nesse caso, a entalpia dos reagentes é nula, fornecendo:

$$Q_{v.c.} = H_p = - 94.05 \text{ Kcal/mol}$$

Assim, a entalpia de formação do CO<sub>2</sub> a 298°K, é:

$$(\Delta H^0_f)_{298^{\circ}\text{K}} = - 94.05 \text{ Kcal/mol}$$

Na zona de oxidação, ocorre:

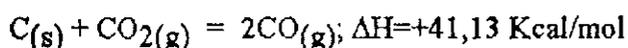
- Oxidação do combustível;
- Oxidação parcial do combustível;
- Produção e consumo de energia;
- Formação de CO<sub>2</sub>, CO e liberação de H<sub>2</sub>.

#### (b) GASEIFICAÇÃO NA ZONA DE REDUÇÃO.

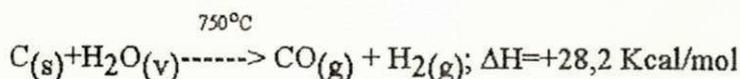
A zona de redução, também chamada de zona de gaseificação, é a mais importante, porque é nela que se forma o principal componente do gás combustível, que é o monóxido de carbono (CO). Esta zona opera numa faixa de temperatura entre 750°C a 1000°C, com reações endotérmicas, excluindo-se a reação de formação do metano.

As principais reações desta zona são:

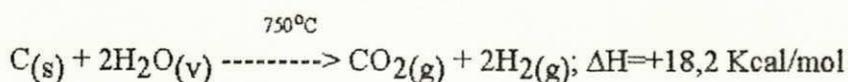
**b.1)** reação de Boudouard: em contato com o carbono a alta temperatura, o dióxido de carbono se reduz a monóxido de carbono.



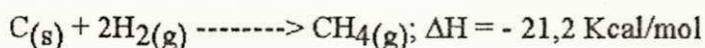
b.2) reação do gás de água: dissociação do vapor de água no contato com o carbono incandescente, formando monóxido de carbono e liberando o hidrogênio.



b.3) decomposição do vapor em presença do carbono, formando dióxido de carbono e liberando hidrogênio.



b.4) reação de formação do metano.



As velocidades destas reações dependem das condições de operação do gaseificador, bem como das pressões e temperaturas em seu interior.

As reações 2 e 3 da tabela 5.8, estão relacionadas pela reação de deslocamento da água.

b.5) na zona de redução, tem-se:

- Redução do (CO<sub>2</sub>);
- Pequena hidrogenação do (C) ou (CO) pelo H<sub>2</sub>;
- Formação do metano (CH<sub>4</sub>);
- Troca de calor entre o gás e o combustível sólido.

ZONA DE SECAGEM - Nesta zona a madeira perde inicialmente toda a água ligada higroscopicamente (água livre oriunda da umidade), sendo em seguida parcialmente desidratada perdendo água combinada ou de constituição. Esta desidratação tem continuidade na zona de pirólise.

ZONA DE PIRÓLISE - Nesta zona, também chamada de destilação ou carbonização, a madeira é decomposta, dando origem a um produto sólido, o carvão vegetal e a gases voláteis, compostos de uma fração que pode ser liquefeita, o líquido pirolenhoso, e de uma fração de gás não condensável (GNC), que é basicamente composto de:  $\text{CO}_2$ ,  $\text{N}_2$ ,  $\text{H}_2$  e  $\text{C}_n\text{H}_m$  ).(10)

O líquido pirolenhoso é constituído de duas fases:

-Ácido pirolenhoso: solução aquosa de coloração marrom, com vários componentes: ácido acético ( $\text{CH}_3\text{COOH}$ ), ácido fórmico ( $\text{HCOOH}$ ), metanol ( $\text{CH}_3\text{OH}$ ), alcatrão solúvel e outros constituintes menores;

-Alcatrão insolúvel: produto de coloração negra, denso e viscoso, que se separa do ácido pirolenhoso por gravidade. É um composto de caráter fenólico contendo ácidos orgânicos e compostos oxigenados e hidrocarbonetos.

### 5.13.2 - REVERSIBILIDADE DAS REAÇÕES NA PRÁTICA.

Brame e King (5), estudando as reações no processo de gaseificação, verificaram que quando o oxigênio penetra no reator, existe carbono incandescente, monóxido de carbono e dióxido de carbono. As proporções desses elementos são controladas pela reversibilidade da reação:  $\text{C} + \text{CO}_2 \rightleftharpoons 2\text{CO}$ .

Rhead and Wheeler (J.Chem. Soc. 1910), mostraram que a  $850^\circ\text{C}$ , o equilíbrio dessa reação só era alcançado em 240 horas, enquanto que a  $1000^\circ\text{C}$  ou a temperaturas superiores, o equilíbrio era alcançado em 48 horas. Eles também mostraram que a  $850^\circ\text{C}$  a reação  $\text{CO}_2 + \text{C} = 2\text{CO}$  processava-se 166 vezes mais rápido do que na reversibilidade.

A composição de equilíbrio da mistura obtida por Rhead e por Falke e Fischer foi a seguinte:

T °C	600	700	800	900	1000	1100	1200
% de CO	31.5	63.4	86.2	97.8	99.4	99.8	99.9

Na prática, isto foi o máximo da formação do monóxido de carbono alcançado. Essa formação foi beneficiada pela elevação de temperatura, enquanto que o aumento de pressão favoreceu a reversibilidade, visto que o volume de CO é duas vezes maior que o do CO<sub>2</sub>.

### 5.13.3 - FATORES FÍSICOS NA GASEIFICAÇÃO.

O modelo da partícula porosa proposto por Graboski (19), para representar esse fenômeno na zona de reação de um gaseificador de carvão, é mostrado na figura 5.1. Os fenômenos que ocorrem, considerando-se essa hipótese da partícula porosa, podem ser divididos nos seguintes estágios:

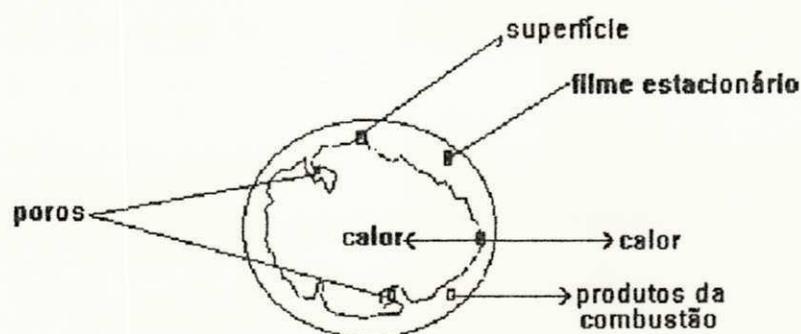


Figura 5.1- MODELO DA PARTÍCULA POROSA

1- Difusão dos reagentes através do filme estacionário que envolve a superfície externa da partícula;

2- Difusão do gás e reagente no poro em direção ao centro da partícula;

3- Absorção, reação na superfície e dessorção na parede do sólido;

4- Difusão do produto de reação para fora através dos poros;

5- Difusão do produto de reação através do filme estacionário.

Considera-se também, as transferências de calor que devem suprir as necessidades energéticas para que as reações ocorram nos níveis desejados.

Os estágios 1 e 5 são transferências externas, e estudos mostram que na faixa de 800 a 1000°C, o coeficiente de transferência de massa dos estágios 1 e 5 não é afetado significativamente pela temperatura.

Os estágios 2 e 4 são estudados pela teoria da difusão em poros. Assim, quando a difusão é rápida em relação à cinética das reações que ocorrem na superfície, estas ocorrem dentro dos poros. Quando porém, a difusão é lenta em relação à cinética das reações, estas ocorrem quase que exclusivamente na superfície externa da partícula, e o gás reagente não penetra nos poros.

O estágio 3, por sua vez, é regido pela cinética das reações químicas que ocorrem entre o carbono e os diferentes gases.

A expressão cinética global da reação combina os efeitos de transferência externa de massa, difusão nos poros e cinética de reações na superfície.

A figura 5.2, mostra o efeito da temperatura na velocidade de reação de processos heterogêneos.

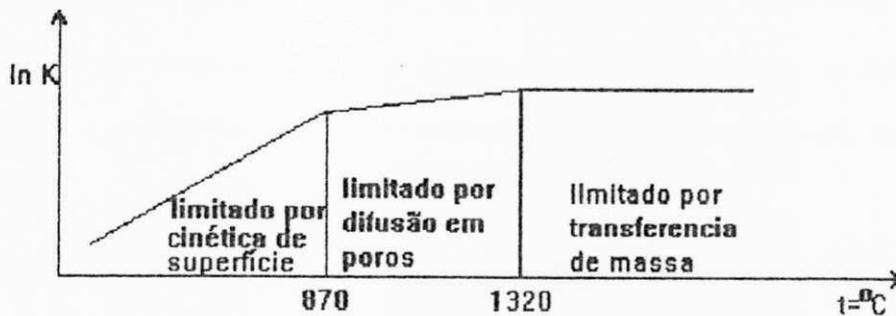


Figura 5.2 - EFEITO DA TEMPERATURA NA VELOCIDADE DE REAÇÃO DE PROCESSOS HETEROGÊNIOS. FONTE ASSUNÇÃO (3).

#### 5.13.4-TEORIA DAS RESISTÊNCIAS, COMPARAÇÃO COM SISTEMAS ELÉTRICOS.

A combustão de sólidos ou a gaseificação podem ser comparadas a um sistema elétrico, onde considera-se as velocidades de reações como uma corrente elétrica circulando entre duas resistências diferentes. As velocidades (física e química), são inversamente proporcionais as resistências dos fenômenos físico e químico.

Englobando-se todos os fatores físicos num termo  $v_{fis}$  e todos os fatores químicos num termo  $v_{qui}$ , a velocidade total do processo será dada pela expressão:

$$1/v = 1/v_{fis} + 1/v_{qui} \text{ ou } v = 1/(1/v_{fis} + 1/v_{qui})$$

$$R = R_{fis} + R_{qui}$$

Dessa forma, a resistência total será obtida pela soma das resistências em série, tendo a maior delas, uma influência decisiva em relação a resistência total.

A resistência química à reação, na zona de combustão, é pequena e, pode em muitos casos, ser desprezada. O fator decisivo passa a ser a resistência física. A figura 5.3 mostra o comportamento das resistências física, química e total, na reação de combustão.

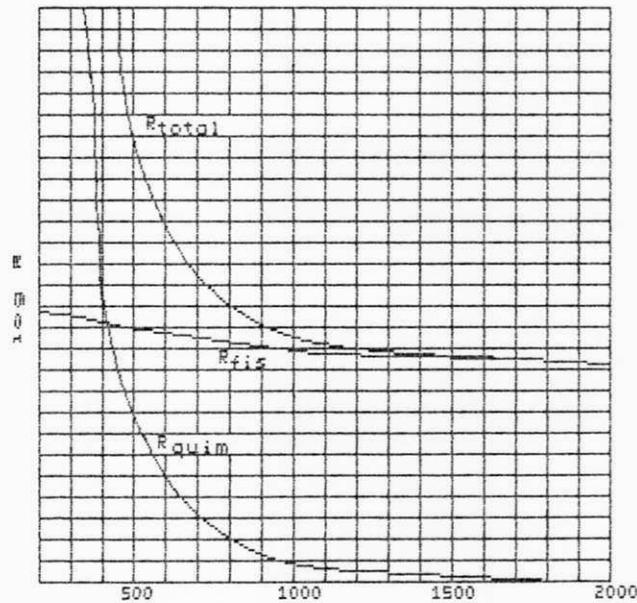


Figura 5.3 - INFLUENCIA DA TEMPERATURA NAS RESISTÊNCIAS FÍSICA, QUÍMICA E TOTAL DE UMA REAÇÃO QUÍMICA. FONTE: GUMZ (41)

## 5.14 - FATORES QUE INFLUEM NA COMPOSIÇÃO DE EQUILÍBRIO DE UM GÁS.

### 5.14.1 - TEMPERATURA

Na zona de reação dos gaseificadores, a temperatura tem uma influência muito grande sobre as reações que ocorrem, pois as constantes de reações podem ser bastantes afetadas pela temperatura.

Na figura 5.4, pode-se ver a influencia da temperatura no equilíbrio das principais reações que ocorrem num gaseificador.

Temperaturas elevadas, podem provocar a fusão das cinzas do combustível, o que força a alterações no tipo de mecanismo de descarga.

De modo geral, temperaturas elevadas favorecem as reações endotérmicas.

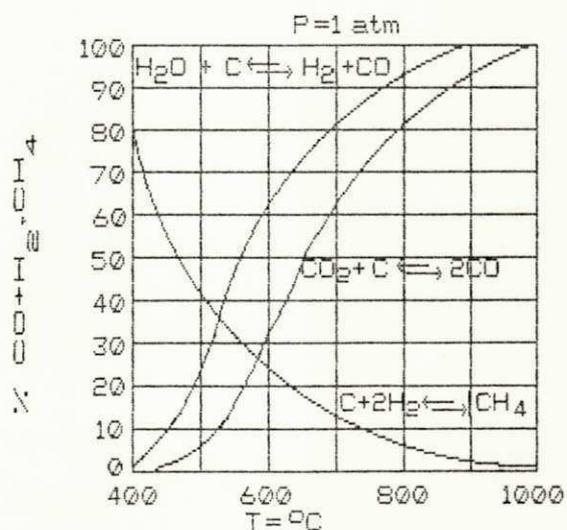


Figura 5.4 - INFLUENCIA DA TEMPERATURA NO EQUILÍBRIO DAS REAÇÕES QUE OCORREM NUM GASEIFICADOR. FONTE: GUMZ (21)

### 5.14.2 - PRESSÃO

A elevação da pressão pode favorecer a formação de metano. Este aumento de pressão pode ter uma grande influencia na composição dos gases gerados, pois favorece aquelas reações onde há redução do número de moles. Pode-se observar na figura 5.5, que pressões elevadas, favorecem a formação do metano.

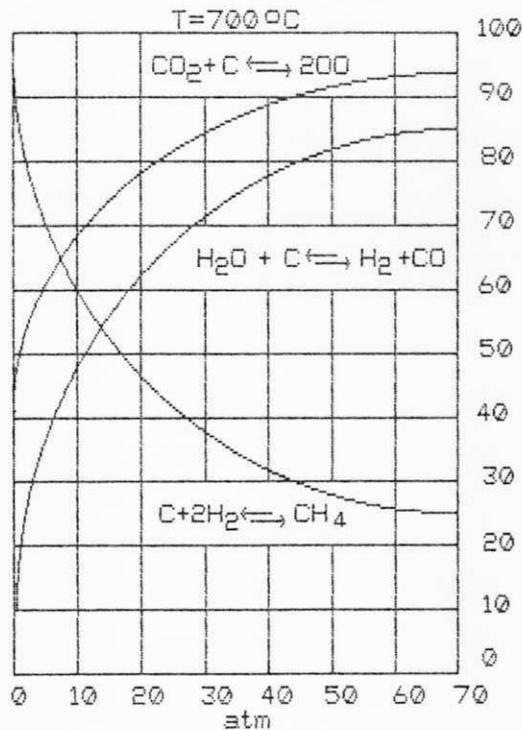


Figura 5.5 - EFEITO DA PRESSÃO SOBRE AS PRINCIPAIS REAÇÕES QUE OCORREM NUM GASEIFICADOR. FONTE: GUMZ (21)

### 5.15 - UMIDADE DO COMBURENTE.

A umidade do comburente para gaseificação tem uma influencia considerável na composição dos gases gerados por gaseificadores auto térmicos, onde o teor de CO<sub>2</sub> tende a aumentar, o que significa um favorecimento da reação de deslocamento da água, em fase de vapor. O poder calorífico máximo ocorre na faixa de umidade de 10% nos gases, ou correspondente a uma temperatura de saturação da ordem de 40 a 55°C. Na tabela 5.9, tem-se algumas características de gases obtidos em diferentes umidades relativas do comburente.

Tabela 5.9 - INFLUÊNCIA DA UMIDADE RELATIVA DO COMBURENTE NA COMPOSIÇÃO DOS GASES (%V).

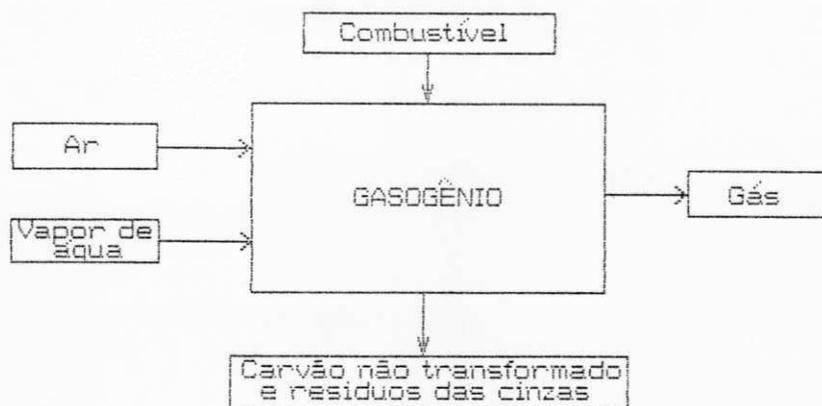
V' H <sub>2</sub> O	0.40	0.30	0.20	0.1745	0.05	0.00
T(°C)	601	646	698.5	716	960	1200
CO	13.79	20.23	27.37	29.29	35.69	34.69
CO <sub>2</sub>	17.44	12.48	7.05	5.59	0.14	0.01
H <sub>2</sub>	24.08	19.43	13.91	12.39	3.99	0.00
CH <sub>4</sub>	0.57	0.21	0.06	0.04	0.00	0.00
N <sub>2</sub>	44.12	47.65	51.61	52.69	60.18	65.30

Fonte: Gumz.(21)

## 6-BALANÇO DE MASSA E ENERGIA DE UM GASEIFICADOR.

### 6.1-Introdução:

O diagrama abaixo representa os fluxos de massas que entram e que saem no gaseificador.



**Fluxo de massa que entra no gasogênio : ( $\dot{m}_e$ )**

$$\dot{m}_e = \dot{m}_f + \dot{m}_w + \dot{m}_a \quad [\text{Kg/h}](3.1)$$

onde:

$$\dot{m}_f = \text{vazão do combustível consumido} \quad [\text{Kg/h}]$$

$$\dot{m}_f = \dot{m}_n + \dot{m}_{rc} \quad [\text{kcal/h}](3.2)$$

$$\dot{m}_n = \text{vazão do combustível transformado} \quad [\text{Kg/h}]$$

$$\dot{m}_{rc} = \text{vazão dos resíduos de carvão não}$$

transformados [Kg/h]

$\dot{m}_w$  = vazão de vapor da água utilizada [Kg/h]

$\dot{m}_m$  = vazão do ar utilizado [Kg/h]

**Fluxo de massa que sai do gasogênio: ( $\dot{m}_s$ )**

$\dot{m}_s = \dot{m}_g + \dot{m}_r$  [Kg/h](3.3)

$\dot{m}_g$  = vazão do gás gerado [Kg/h]

$\dot{m}_r = \dot{m}_{rc} + \dot{m}_{rcin}$  [Kg/h](3.3.1)

$\dot{m}_{rcin}$  = vazão dos resíduos de cinzas [Kg/h]

**Fluxo de energia que entra no gasogênio: ( $\dot{Q}_e$ )**

$\dot{Q}_e = \dot{Q}_1 + \dot{Q}_2 + \dot{Q}_3 + \dot{Q}_4$  [kcal/h]

$\dot{Q}_1$  = calor de combustão do combustível sólido [kcal/h]

$\dot{Q}_1 = PCI_{(comb)} \cdot \dot{m}_f$  [kcal/h](3.4)

$PCI_{(comb)}$  = poder calorífico inferior do combustível [cal/Kg]

$\dot{Q}_2$  = calor sensível do combustível sólido [kcal/h]

$\dot{Q}_2 = \dot{m}_f \cdot Cp_f \cdot (t - t_o)$  [kcal/h](3.5)

$Cp_f$  = calor específico do combustível [kcal/Kg°C]

$t$  = temperatura do combustível [°C]

$t_o = 0^\circ\text{C}$  (temperatura do combustível) [°C]

$\dot{Q}_3$  = calor do ar utilizado [kcal/h]

$$\dot{Q}_3 = h_m \cdot \dot{m}_m \quad [\text{kcal/h}](3.6)$$

$$h_m = \text{entalpia do ar atmosférico} \quad [\text{kcal/Kg}]$$

$$\dot{Q}_4 = \text{calor sensível da água utilizada} \quad [\text{kcal/h}]$$

$$\dot{Q}_4 = \dot{m}_w \cdot C_{p_w} \cdot (t - t_0) \quad [\text{kcal/h}](3.7)$$

$$C_{p_w} = \text{calor específico da água} \quad [\text{kcal/Kg}^\circ\text{C}]$$

$$t = \text{temperatura da água, com } (t_0 = 0^\circ\text{C}) \quad [^\circ\text{C}]$$

**Fluxo de energia que sai do gasogênio.**

$$\dot{Q}_m = \dot{Q}_5 + \dot{Q}_6 + \dot{Q}_7 + \dot{Q}_8 + \dot{Q}_9 + \dot{Q}_{10} \quad [\text{kcal/h}](3.8)$$

onde:

$$\dot{Q}_5 = \text{perda por transferência de calor} \quad [\text{kcal/h}](3.9)$$

$$\dot{Q}_{ir} = \text{perda de calor transferido por irradiação} \quad [\text{kcal/h}]$$

$$\dot{Q}_{cov} = \text{perda de calor transferido por convecção} \quad [\text{kcal/h}]$$

$$\dot{Q}_{cod} = \text{perda de calor transferido por condução} \quad [\text{kcal/h}]$$

$$\dot{Q}_6 = \text{calor de combustão do combustível sólido não transformado} \quad [\text{kcal/h}]$$

$$\dot{Q}_6 = PCI_{(comb)} \cdot \dot{m}_{rc} \quad [\text{kcal/h}](3.10)$$

$$\dot{Q}_7 = \text{calor sensível dos resíduos} \quad [\text{kcal/h}]$$

$$\dot{Q}_7 = \dot{m}_r \cdot C_{p_r} \cdot (t - t_0) \quad [\text{kcal/h}](3.11)$$

$$C_{p_r} = \text{calor específico médio dos resíduos} \quad [\text{kcal/Kg}^\circ\text{C}]$$

$$t = \text{temperatura dos resíduos, com } (t_0 = 0^\circ\text{C}) \quad [^\circ\text{C}]$$

$\dot{Q}_8$  = calor sensível do gás gerado [kcal/h]

$$\dot{Q}_8 = h_g \cdot \dot{m}_g \quad [\text{kcal/h}](3.13)$$

$h_g$  = entalpia do gás gerado [kcal/Kg]

$\dot{m}_g$  = vazão do gás gerado [Kg/h]

$\dot{Q}_9$  = energia do combustível gerado [kcal/h]

$$\dot{Q}_9 = \text{PCI}_{(\text{gás})} \cdot \dot{V}_g \quad [\text{kcal/h}](3.14)$$

$\text{PCI}_{(\text{gás})}$  = poder calorífico inferior do gás [kcal/Nm<sup>3</sup>]

$\dot{V}_g$  = vazão do gás gerado [Nm<sup>3</sup>/h]

$\dot{Q}_{10}$  = outras perdas de calor, ou seja:  
-perdas de calor no regime de partida;  
-perdas de calor nas paradas;  
-perdas por vazamentos, etc.

## 6.2-Evidências no balanço de massa e energia de um gasogênio.

### Fluxos de entrada:

#### a) Consumo de combustível sólido

Torna-se difícil mensurar a vazão do combustível sólido consumido devido aos seguintes fatores:

- Os gaseificadores de leito fixo, geralmente são alimentados intermitentemente;
- Durante o regime de partida há sempre um consumo inicial, não quantificado, do combustível;

-Após a parada do gasogênio, o combustível que se encontra na zona de reação continua reagindo, por um certo período de tempo, impossibilitando a medida da massa do combustível restante.

Uma maneira de se obter o consumo de combustível é, por intermédio da composição do gás gerado, obtida por análise, considerando que a perda de combustível não transformado em gás seja nula, através da seguinte reação:

$$m_f = 0,536 \cdot V_g [\%v(\text{CO}_2) + \%v(\text{CH}_4)] / \%p(\text{C}) \quad (3.14)$$

sendo:

$$0,536 = 12 / 22,4 \text{ (1 kmol de carbono / volume de 1 Kg mol de gás perfeito.)}$$

$\%p(\text{C})$  = porcentagem ponderal do carbono no combustível sólido.

Com relação ao poder calorífico do combustível sólido, o mesmo pode ser obtido através de medidas diretas em calorímetro, ou seja, determinado analiticamente, desde que se conheça a composição elementar do combustível e o calor de combustão dos elementos ou compostos gasosos, através da seguinte expressão:

$$\text{PCI} = 8080 \cdot C + 339.960 (H - O/8) + 2.214 \cdot S - 600 (W + 9H)$$

Esta expressão, com o nome de FORMULA DE DULONG'S, se simplifica, assumindo a forma:

$$\text{PCI} = 8080C_i + 29000 (H_i - O_i/8) + 2500S_i - 600W_i \text{ [kcal/Kg]} \quad (3.15)$$

sendo:

$C_i$  = fração em peso de carbono

$H_i$  = fração em peso de hidrogênio

$O_i$  = Fração em peso de oxigênio

$S_i$  = fração em peso de enxofre

$W_i$  = fração em peso da unidade absoluta do combustível sólido

A aplicação da expressão anterior resulta em erros da ordem de 2 a 3% do valor real.

**b) Comburente:**

Geralmente o comburente utilizado nos sistemas de gaseificação é o ar atmosférico, ou mistura de ar atmosférico e vapor de água.

O ar atmosférico é constituído de uma fração seca, o ar seco, mais uma fração úmida, o vapor d'água correspondente a umidade do ar.

**Ar seco:** O ar seco pode ser considerado, para efeito de cálculo, em base volumétrica, composto de 21% de oxigênio e 79% de nitrogênio, e, portanto, para cada mol de oxigênio estão envolvidos  $79,0 / 21,0 = 3,76$  moles de nitrogênio. Assim, quando o oxigênio para a combustão do carbono é fornecido junto com o ar, a reação, em base volumétrica, pode ser escrita:



A relação em peso entre no nitrogênio e oxigênio é de:

$$Kg \text{ de } N_2 / Kg \text{ de } O_2 = 76,8/23,2 = 3,31$$

Assim, em base mássica, tem-se:



O peso específico do ar atmosférico a 278,16 °K e a pressão de 0,10133 Mpa (760 mm Hg) é 1,293 Kg/Nm<sup>3</sup> e, como o mesmo é uma mistura, o seu peso molecular é uma média ponderada dos pesos moleculares dos seus componentes; para efeito de cálculo pode-se utilizar o valor de 28,968 (Kg/mol).

**Fração úmida:** A fração úmida constitui o vapor d'água presente no ar atmosférico. A quantidade de vapor d'água existente na mistura (ar seco - vapor d'água) pode variar de zero a um valor correspondente a condição de saturação. Assim, cabe aqui fazer-se as seguintes definições:

**Ar seco:** É a mistura de gases que constitui o ar atmosférico, com exclusão do vapor d'água.

**Ar úmido:** Ar seco mais vapor d'água numa quantidade abaixo da saturação.

**Ar saturado:** É uma mistura de ar seco e vapor d'água saturado.

**Razão de umidade (W\*):** É a razão da massa de vapor d'água para a massa de ar seco em um dado volume da mistura, visto que o ar seco e o vapor d'água ocupam, cada um, o volume todo da mistura.

**Grau de saturação (U):** É a relação da razão de umidade da mistura (ar seco - vapor d'água) pela umidade da mistura na condição de saturação à mesma temperatura e pressão.

**Umidade relativa (Ur):** É a razão da massa de vapor d'água na mistura (ar seco - vapor d'água) pela massa de vapor d'água saturada a mesma temperatura.

A determinação dessas variáveis, pode ser feita através de carta psicrométrica, ou de maneira analítica, como por exemplo, através do seguinte desenvolvimento:

**a) Entrada de dados:**

$t$  = temperatura do bulbo seco

$t_{bu}^*$  = temperatura de bulbo úmido

$P$  = pressão atmosférica ( para cálculo  $P=14,6959 \text{ lbf/pol.}^2$ )

$R_a$  = constante específica para o ar seco ( $R_a= 287,05 \text{ J/Kg}^\circ\text{K}$ )

**b) Conversão das temperaturas em  $^\circ\text{C}$  para  $^\circ\text{K}$**

a)  $T = t + 273,16$  [ $^\circ\text{K}$ ]

b)  $T_{bu} = t_{bu} + 273,16$  [ $^\circ\text{K}$ ]

**c) Cálculo da pressão de vapor saturado e razão de umidade usando-se  $T_{bu}$ .**

c.1)  $P_{vm}^*$  ----> pressão parcial do vapor d'água na saturação à  $T_{bu}$

$$[60,433 - 6834,271 / T_{bu} - 5,16923 \ln (T_{bu})]$$

$$P_{vm}^* = \exp[60,433 - 6834,271 / T_{bu} - 5,16923 \ln (T_{bu})]$$

[ $\text{N/m}^2$ ]

c.2)  $W_m^*$  ----> razão de umidade do ar úmido na saturação à  $T_{bu}$

$$W_m^* = 0,62198 ( P_{vm}^* / P - P_{vm}^* ) \quad [\text{kg}(\text{H}_2\text{O})_v / \text{kg ar s\~{e}co}]$$

**d) Cálculo da pressão de vapor saturado e razão de umidade na saturação, usando-se  $T$ .**

d.1)  $P_{vm}$  ----> pressão parcial do vapor d'água na saturação

$$[60,433 - (6834,271 / T) - 5,16923 \ln (T)]$$

$$P_{vm} = \exp[60,433 - (6834,271 / T) - 5,16923 \ln(T)] \quad [N/m^2]$$

d.2)  $W^*s$ ---> razão de umidade do ar úmido na saturação.

$$W^*s = 0,62198 \cdot (P_{vm} / P - P_{vc}) \quad [kg(H_2O)_v/kg \text{ de ar seco}]$$

e) Cálculo das propriedades do ponto de estado definido por T e  $T^*bu$ .

e.1)  $W^*u$ ---> razão de umidade do ar úmido.

$$W = \frac{[2502,08697 - 2,3232 (T-273,16)]W^*m - [1,00675(T-T^*bu)]}{[2502,08697 - 1,863 (T-273,16) - 4,186 (T^*bu - 273,16)]} \quad [kg(H_2O)_v / kg \text{ de ar seco}]$$

e.2) U-----> grau de saturação.

$$U = (W^*u / W^*m)$$

e.3)  $U_r$ -----> umidade relativa do ar.

$$U_r = [U / ((1 - (1-U) (P_{vm}/P)))]$$

e.4)  $P_v$ -----> pressão parcial do vapor d'água

$$P_v = [(P \cdot W) / (0,62198 + W)] \quad [N/m^2]$$

e) h-----> entalpia do ar úmido.

$$h = 1006,75 (T-255,38) + W[2502086,97 + 186279(T-273,16)] \quad [J/kg]$$

A vazão do ar poderá ser obtida por intermédio de um medidor de vazão, ou através da vazão do gás gerado e da porcentagem de nitrogênio no mesmo. A expressão a seguir não considera o nitrogênio presente na composição do combustível sólido e, portanto, só é aplicável aos combustíveis sólidos isentos desse elemento ou de baixo teor do mesmo, como é o caso do carvão vegetal que contém menos de 1% de  $N_2$ , considera

também que o oxigênio presente no gás gerado tenha sido incorporado ao gás, após a câmara de gaseificação.

$$\dot{V}_{mm} = 1,266 \dot{V}_{gm} [\%v(N_2) - 3,76 \% (O_2)] / 100$$

onde:

$$\dot{V}_{gm} = \text{vazão de gás seco.} \quad [Nm^3/h]$$

$$(m^3 \text{ ar seco} / m^3 \text{ de nitrogênio}) = 1,266$$

$\% v (N_2)$  = porcentagem volumétrica de nitrogênio no gás gerado.

#### f) Água.

A água que entra no sistema de gaseificação é transformada em vapor, para umidificar o ar comburente. A vazão da água consumida pode ser obtida através da taxa de vapor produzido, obtida através da diferença da umidade absoluta do ar umidificado ( $W_{mu}$ ) e da umidade absoluta do ar atmosférico ( $W_a$ ), de acordo com a seguinte expressão:

$$\dot{m}_v = \dot{m}_{mm} (W_{mu} - W_a)$$

onde:

$$\dot{m}_v = \text{taxa de vapor produzido} \quad [Kg/h]$$

$$\dot{m}_{mm} = \text{vazão mássica do ar seco} \quad [Kg/h]$$

$$W_{Au} = \text{umidade absoluta do ar umidificado} \quad [Kg(H_2O)/Kg \text{ ar seco}]$$

com vapor d'água.

#### g) Fluxos de saída:

a) Resíduos- Denomina-se de resíduos, à mistura de cinzas e resíduos de combustível não transformados em gás, coletados no cinzeiro e no ciclone. A carga média de resíduos, será obtida após o consumo de uma carga de combustível consumido. A quantidade de resíduos depende da quantidade e da qualidade do combustível sólido.

b) Gás gerado - A composição do gás gerado, varia conforme sejam variadas as condições de operação, tais como: geometria do gasogênio, tipo, geometria e colocação dos queimadores, temperatura das reações, tipo de combustível sólido usado e comburente.

O seu poder calorífico inferior pode ser determinado pela seguinte expressão:

$$PCI_{(gás)} = 30,2 \% v (CO) + 25,8 \% v (H_2) + 85,6 \% v (CH_4)$$

% v(CO), % v (H<sub>2</sub>) e % v (CH<sub>4</sub>) = porcentagem volumétrica do monóxido de carbono, hidrogênio e metano, no gás gerado. Esta fórmula foi montada com base no apêndice D.

#### **h) Eficiência térmica da gaseificação ( $h_g$ )**

A eficiência térmica da gaseificação é a relação do calor de combustão do gás gerado pelo calor de combustão do combustível sólido consumido.

$$h_g = V_g \cdot PCI_{(gás)} / m_f \cdot PCI_{(comb)}$$

onde:

$$h_g = \text{eficiência térmica da gaseificação} \quad [\text{adimensional}]$$

$$V_g = \text{vazão do gás gerado} \quad [Nm^3/h]$$

## 7- MATERIAIS E MÉTODOS

### 7.1- MATERIAIS

#### 7.1.1- Combustível

Para a realização do trabalho de pesquisa, foi utilizado como combustível, carvão vegetal, produzido de madeiras da região, adquirido em carvoarias da cidade de Campina Grande - PB. 600 Kg do material foram transportados para o Laboratório de Térmica e Fluidos do Departamento de Engenharia Mecânica do CCT-UFPB.

#### 7.1.2 - Equipamentos utilizados na pesquisa.

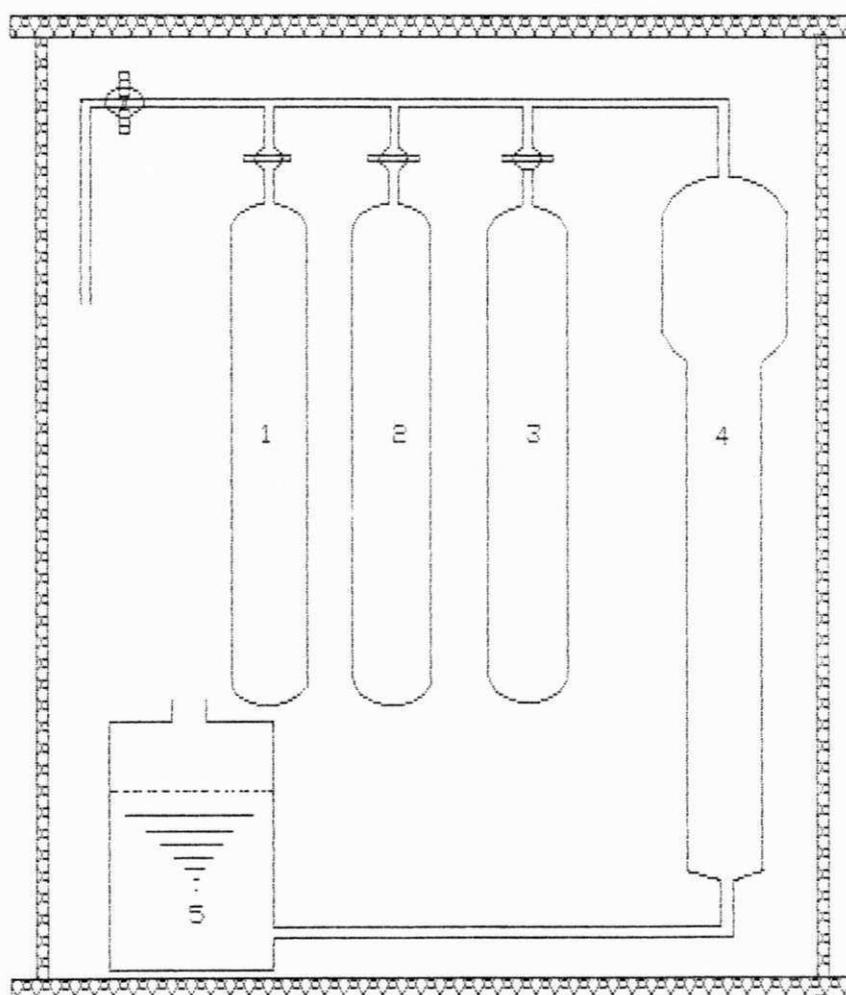
##### 7.1.2.1 - Medidor de vazão

Foi utilizado um medidor de vazão construído no laboratório de Térmica e Fluidos do Departamento de Engenharia Mecânica, o qual consistia de um tubo de Pitot instalado em um tubo de aço, tendo 60 cm de comprimento e 1,7 cm de diâmetro. Ao Pitot, foi conectado um manômetro diferencial de coluna de água tendo o sistema sido aferido com um anemômetro tipo velômetro, modelo 6006P, fabricado pela Alnor Instrument Company. A tabela contendo informações sobre o medidor de vazão, encontra-se no apêndice C

##### 7.1.2.2 - Aparelho de Orsat

O aparelho de Orsat, mostrado na figura 7.1, é constituído por uma bureta graduada com divisões de 0 (zero) a 100 (cem) mililitros. A essa bureta encontra-se acoplado um

tubo de comunicação, com o exterior e com três pipetas, as quais contêm soluções que absorvem os constituintes dos gases ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{O}_2$ ,  $\text{CO}$ ), além de uma garrafa niveladora que se comunica por meio de um tubo de borracha.



- 1 pipeta para absorção de  $\text{CO}_2$
- 2 pipeta para absorção de  $\text{O}_2$
- 3 pipeta para absorção de  $\text{CO}$
- 4 bureta medidora graduada
- 5 frasco nivelador

Figura 7.1 - ESQUEMA DO APARELHO DE ORSAT.

### 7.1.2.3 - Conjunto gerador de gás

O sistema de geração de gás é composto de um gaseificador, o qual pode ser substituído em função do modelo a ser ensaiado. Compondo o conjunto tem-se ainda: um ciclone cujos cálculos encontram-se no apêndice B, um trocador de calor, um filtro, um exaustor do tipo radial centrífugo, acionado por um motor elétrico monofásico de 220 volts, 3 ampères a 4500 rpm, com controlador de velocidade, e um carrinho suporte para deslocamento do conjunto.

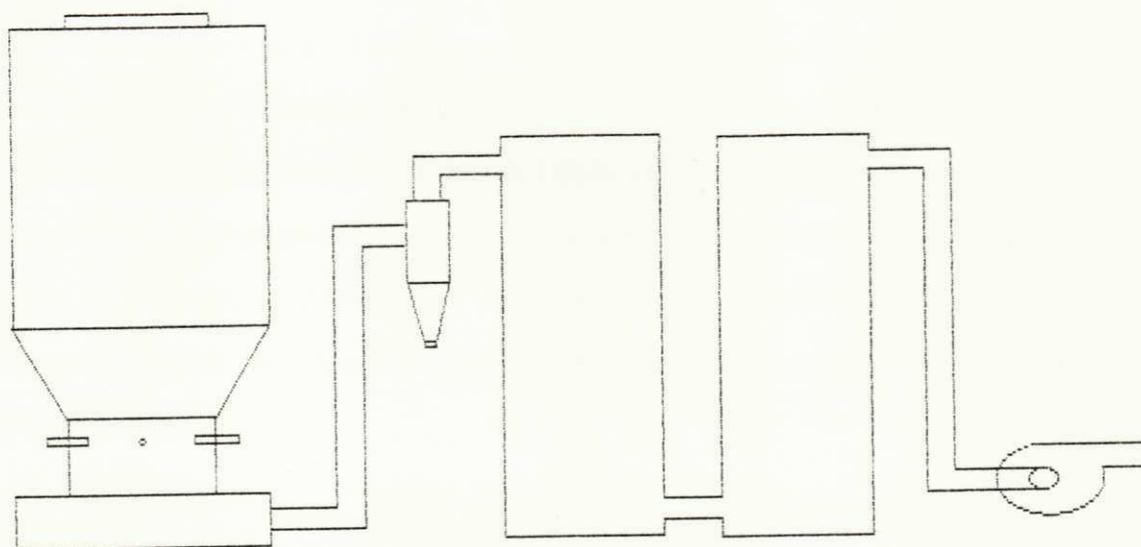


Figura 7.2 - ESQUEMA DO SISTEMA DE GERAÇÃO DE GÁS.

#### 7.1.2.4 - Outros equipamentos.

Motores de combustão interna dos ciclos Otto e Diesel, estufa com circulação de ar e regulada para a temperatura de 105 graus centígrados, bomba de vácuo, balança analítica de precisão com capacidade até 200 g, balança filizola com capacidade até 500 Kg, bomba de ar de bicicleta com duas solas em sentido contrário, balões para coleta de gás, cadinhos, Erlenmeyer contendo sílica gel para secagem do gás analisado, cronômetro, termopares, multímetro, registrador de temperaturas.

## 7.2 MÉTODOS

### 7.2.1 -Acondicionamento do carvão vegetal.

O carvão antes de ser usado foi exposto ao sol e picado em pedaços variando de 2 (dois) e no máximo 4 (quatro) centímetros de comprimento com a finalidade de diminuir o teor de umidade e facilitar a combustão.

Após a secagem, o carvão foi pesado e colocado no gerador de gás. Desse carvão, foram retiradas várias amostras, sendo determinado o peso específico real ( $400 \text{ Kg/m}^3$ ), através do princípio de Arquimedes, e o teor de umidade (10%), segundo o método "Standard Method for Chemical Analysis of Wood Charcoal ASIM D 1762-64 (Reapproved 1968)".

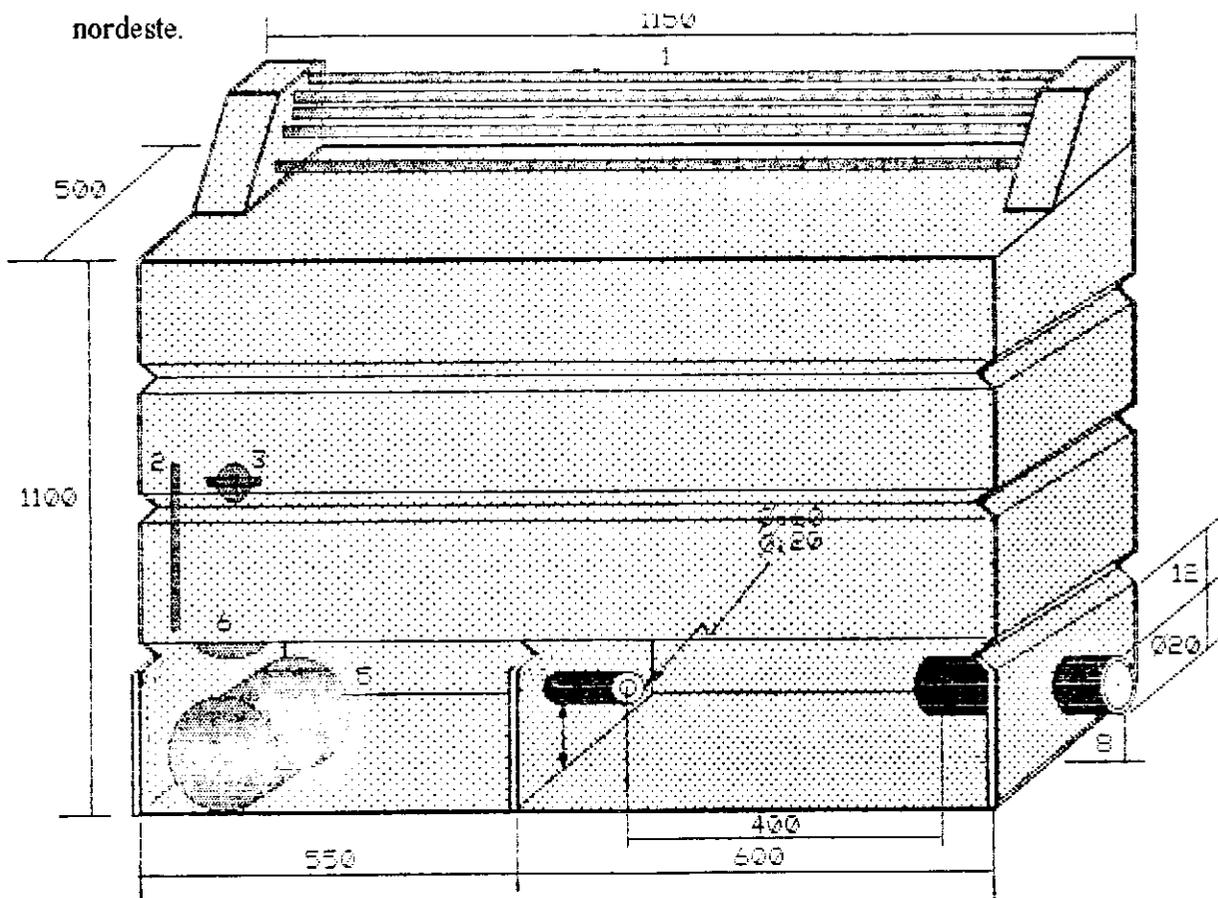
### 7.2.2 - Controle do fluxo de ar.

O controle do fluxo de ar foi feito através do controlador de velocidade acoplado a ventoinha. As variações do fluxo foram registradas pelo manômetro diferencial instalado no tubo medidor de vazão e a leitura foi interpretada pela tabela apresentada no apêndice C.

### 7.2.3- Metodologia usada no processo de gaseificação

No processo de gaseificação, foi obtido gás de ar, usando-se os seguintes gaseificadores:

a) Gaseificador de fluxo cruzado, de fabricação Siquieroli, mostrado na figura 7.3, foi projetado para acionar motores de potências elevadas e grande número de cilindros. Esse equipamento cedido pela SUDENE foi utilizado para iniciar os trabalhos da pesquisa, ligado ao sistema de gaseificação de biomassas, como fontes alternativas de energia, através do programa de melhoria do semi-árido para o desenvolvimento do nordeste.



- |                                  |                      |
|----------------------------------|----------------------|
| 1 Trocador de calor              | 5 Filtro de gas      |
| 2 Nivel de agua                  | 6 Deposito de agua   |
| 3 Local de abastecimento de agua | 7 Retirada de cinzas |
| 4 Cebilha                        |                      |

Figura 7.3 - GASEIFICADOR DE FLUXO CRUZADO TIPO SIQUIEROLI

**b) Gaseificador de fluxo cruzado modelo compacto**, mostrado na figura 7.4a, é um modelo reduzido do gaseificador Siquieroli mostrado na figura 7.3, reprojeto e construído pelo laboratório de Térmica e Fluidos do DEM/UFPB, de forma a acionar motores de baixa ou média potência. Esse gaseificador, assim como o original, funcionou com queimador refrigerado por água, o qual tem um diâmetro interno de 200 mm, conforme mostrado na figura 7.4b

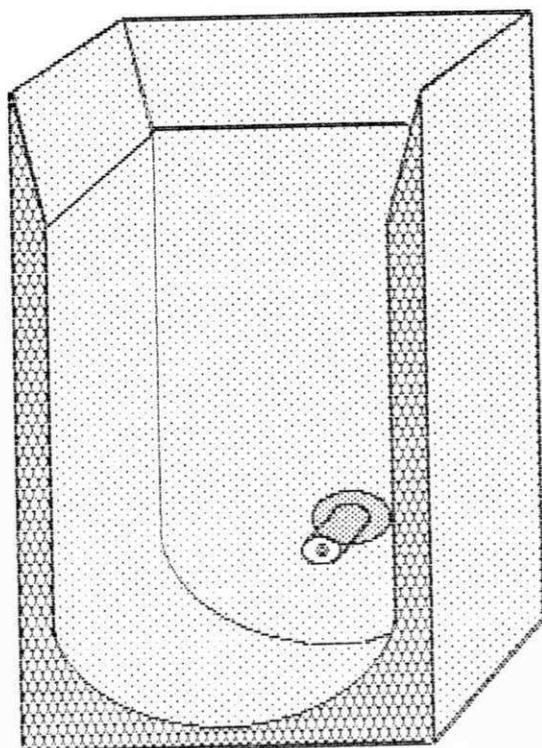


Fig. A

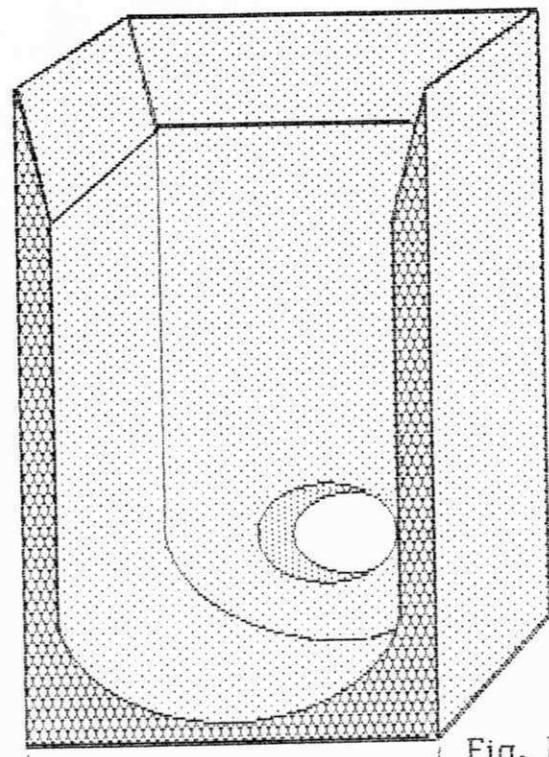


Fig. B

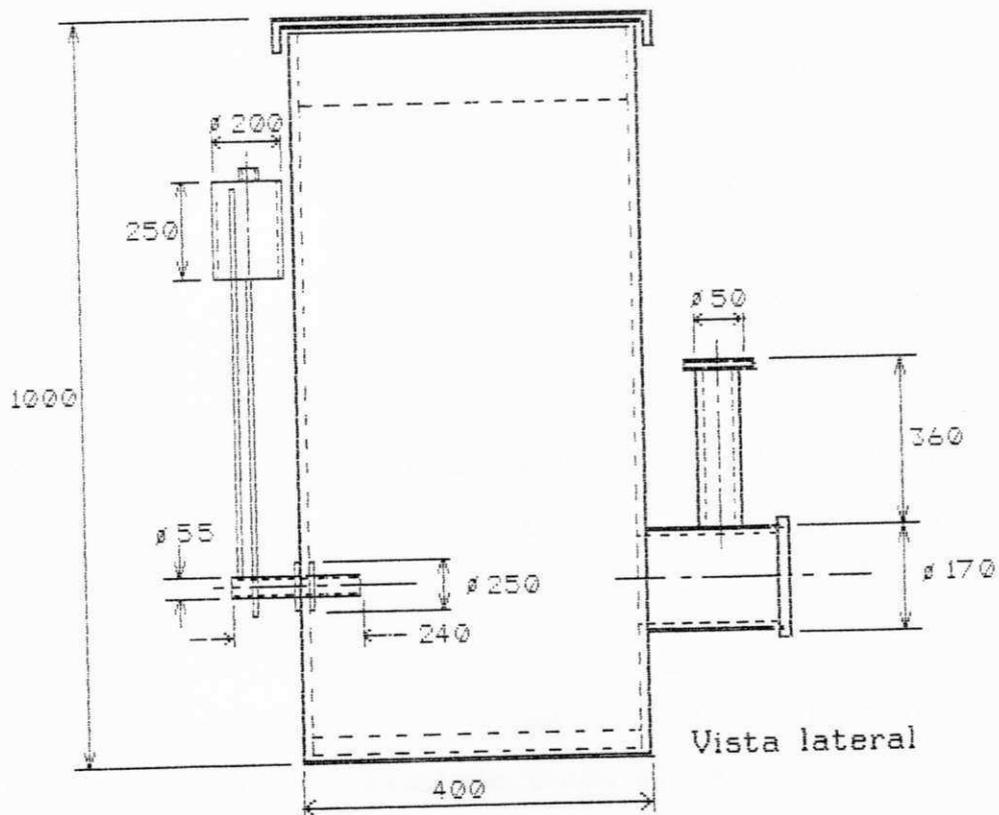


Figura 7.4a - GASEIFICADOR COMPACTO DE FLUXO CRUZADO.

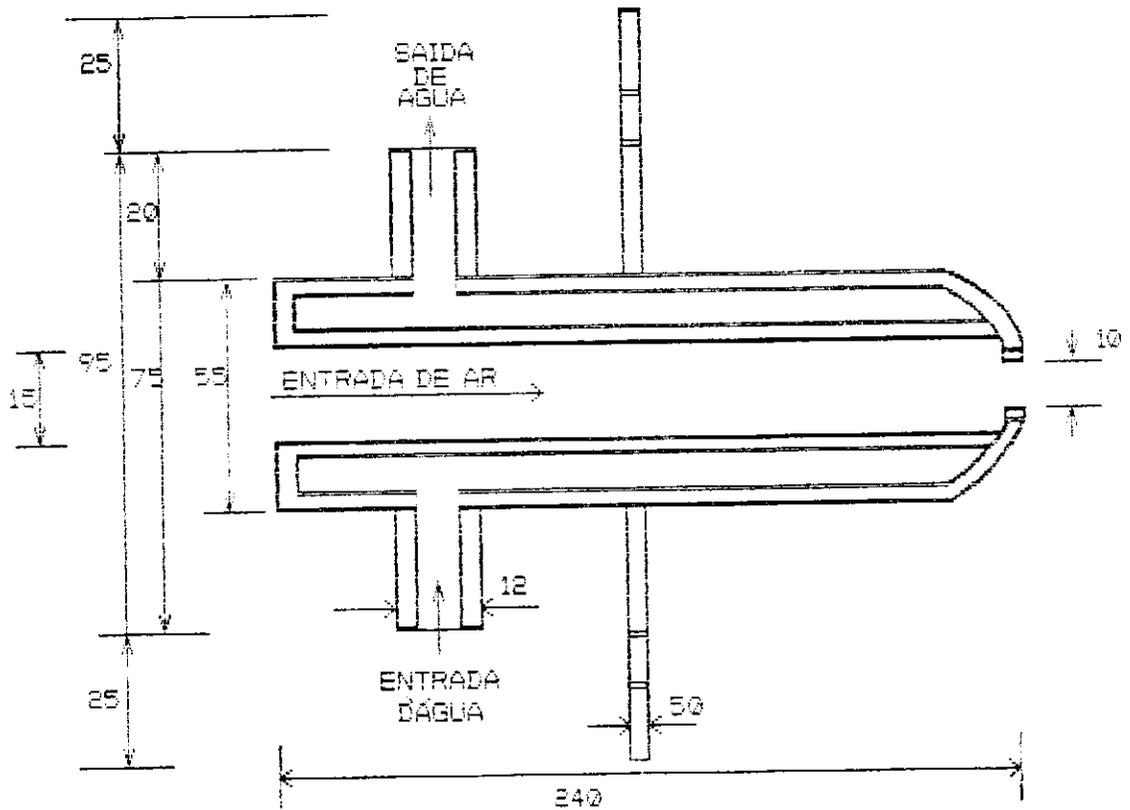


Figura 7.4b - QUEIMADOR UTILIZADA NOS GASEIFICADORES DE FLUXO CRUZADO.

c) O gaseificador mostrado na figura 7.5 apresenta condições de se trabalhar com sentidos de fluxos cruzado, ascendente, e descendente, assim como, viabiliza a substituição dos queimadores de diâmetros interno variando de 10 mm a 20 mm, o que possibilita a definição do fluxo e do diâmetro da queimador. Esse gaseificador tem 920

mm de altura, 330 mm de diâmetro externo, 290 mm de diâmetro interno, possuindo isolamento em argila refratária de 20 mm de espessura. Projetado com 5 queimadores distribuídos verticalmente na parede do gasogênio, 5 pontos de captação de gás, sendo 4 (quatro) opostos aos queimadores e 1 (um) situado na parte inferior do gaseificador.

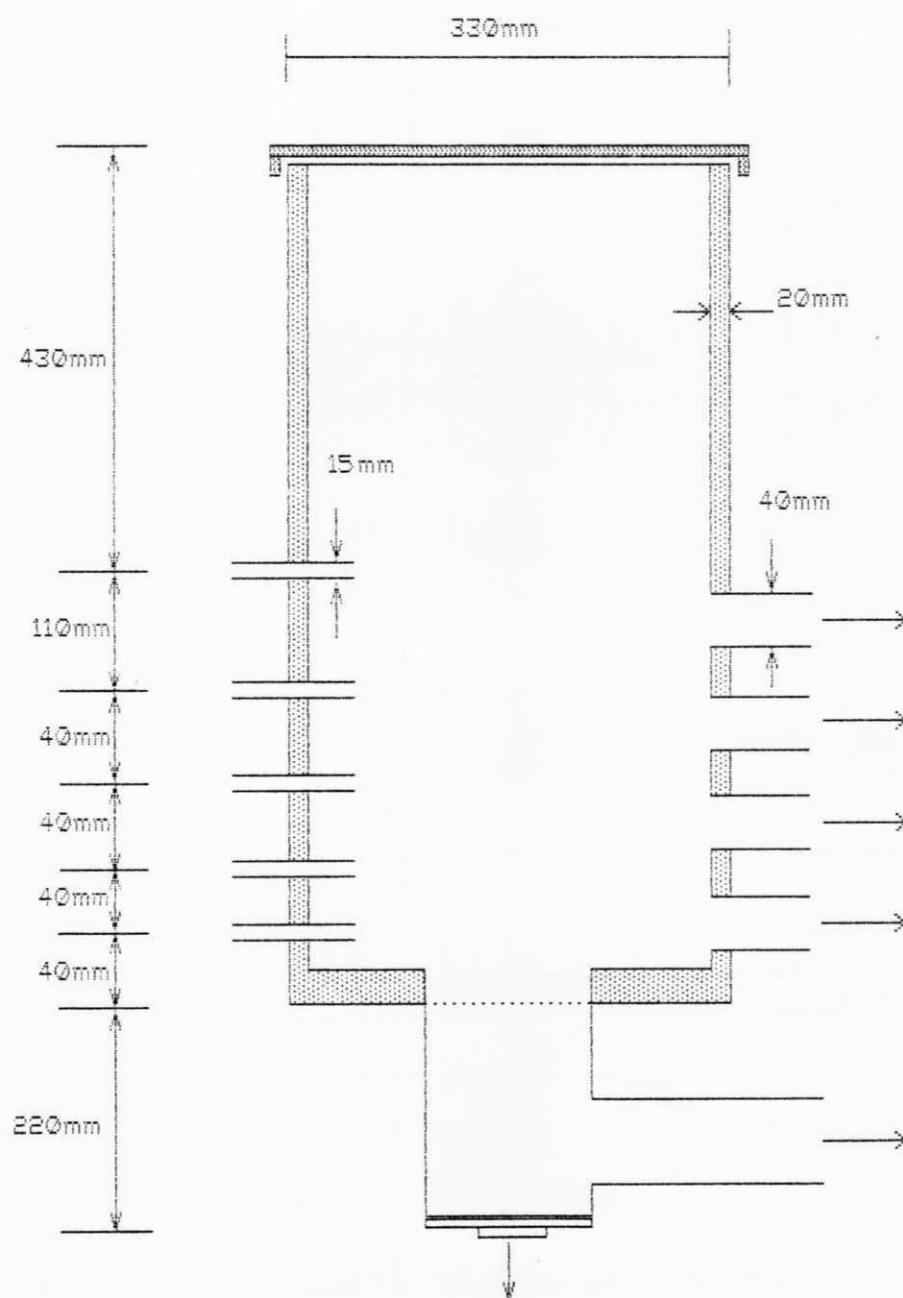


Figura 7.5 - GASEIFICADOR DE FLUXO VARIÁVEL.

d) O gaseificador de fluxo descendente mostrado na figura 7.6, é um modelo onde se utilizam 4 (quatro) queimadores, localizadas a 300 mm da base, sendo distribuídas radialmente em intervalos de 90 graus ao longo da parede cilíndrica do gaseificador. Este gaseificador foi projetado de forma a possibilitar estudos sobre as dimensões ideais para a câmara de combustão.

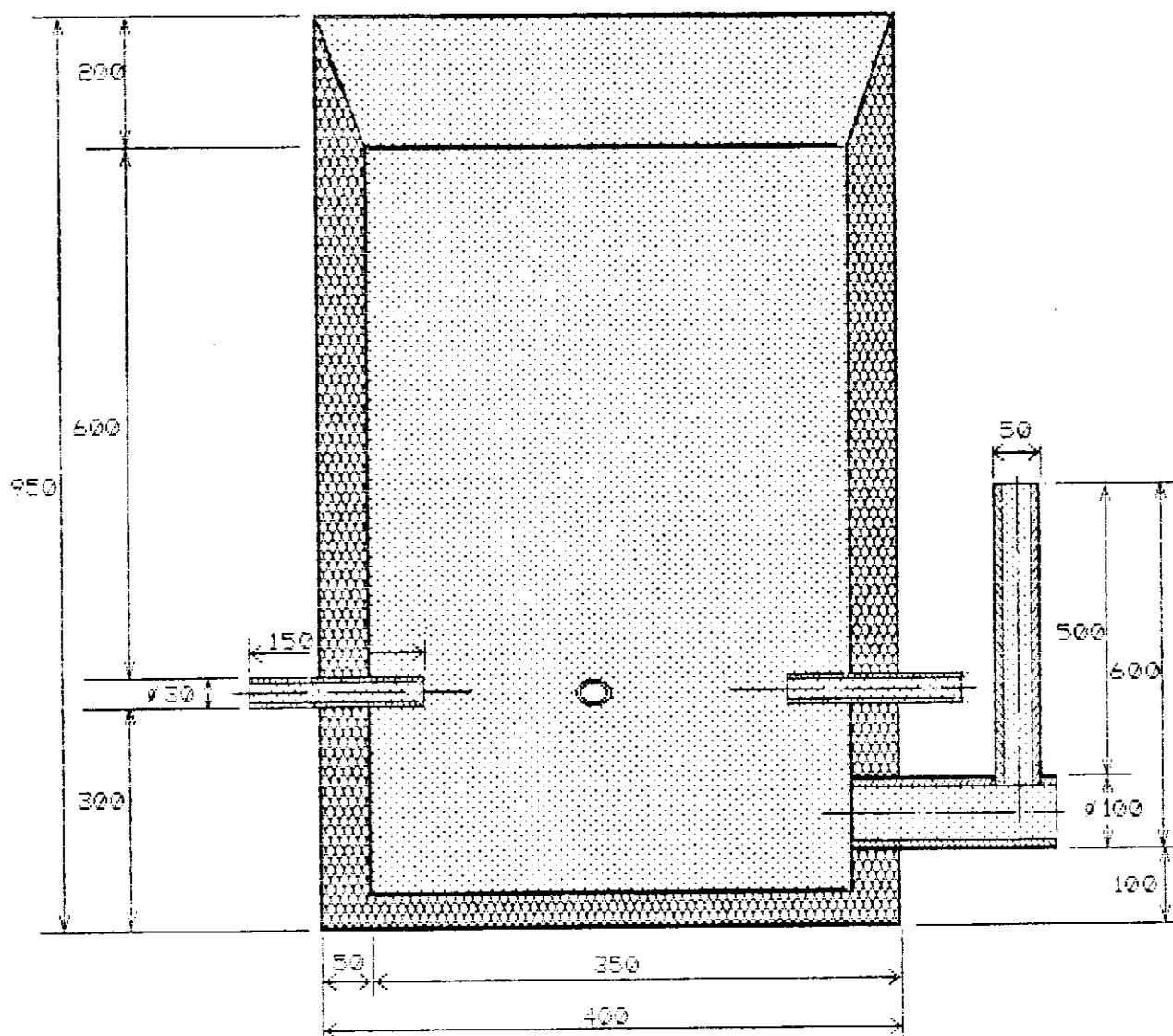


Figura 7.6 - GASEIFICADOR DE FLUXO DESCENDENTE.

e) O gaseificador de fluxo descendente mostrado na figura 7.7, foi projetado de forma que se possibilita tanto o estudo das dimensões da câmara de combustão, visto neste gaseificador ser possível variar as distâncias frontais entre os queimadores, assim como o diâmetro interno das queimadores utilizadas. Este gaseificador recebeu uma camada de argila refratária, que funcionava como barreira térmica, impedindo a perda de calor para o exterior.

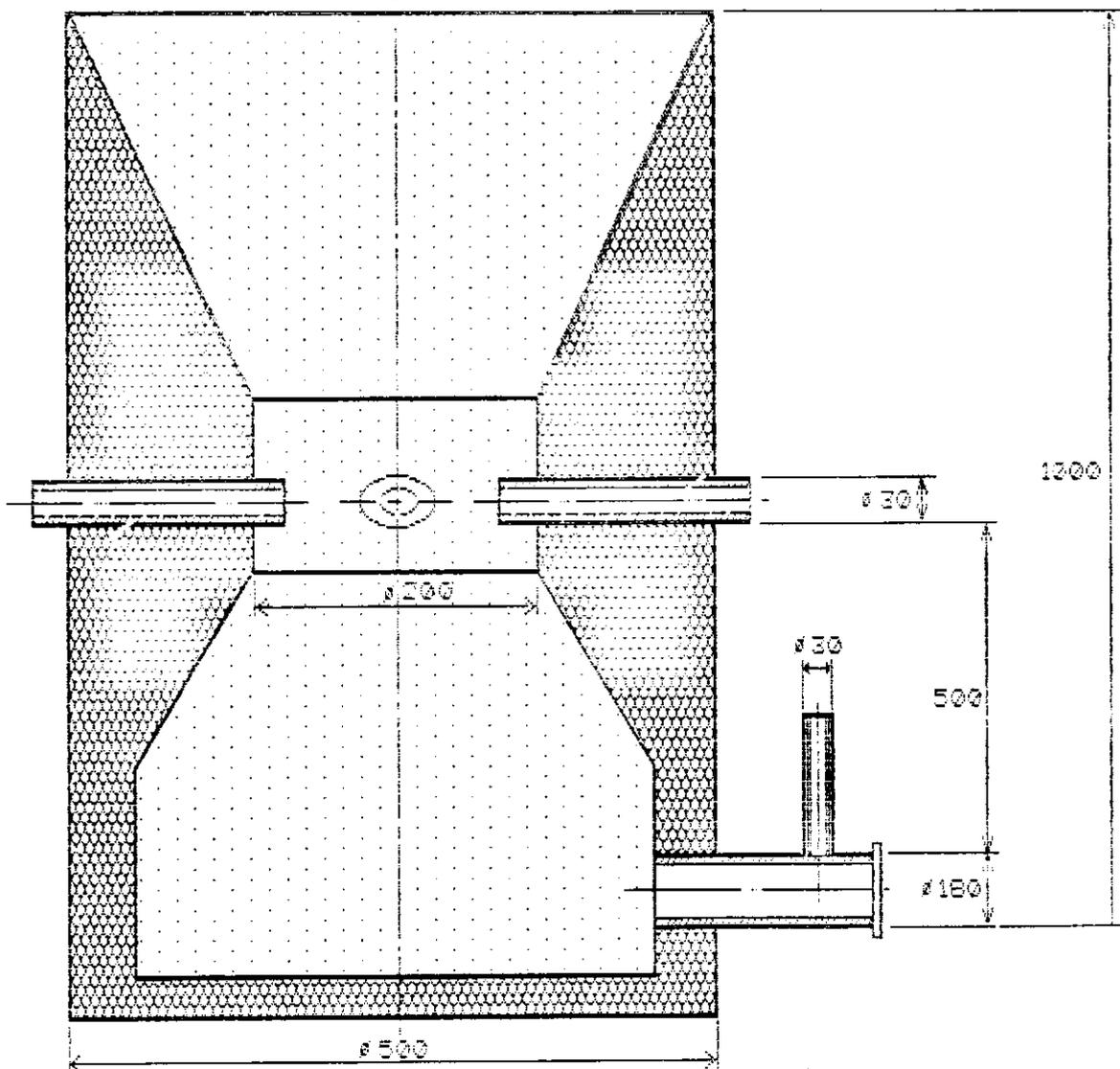


Figura 7.7 - GASEIFICADOR DE FLUXO DESCENDENTE.

f) O gaseificador de fluxo descendente mostrado na figura 7.8a, teve a sua zona de reação, as queimadores e o cinzeiro contruídos em ferro fundido, visto que as experiências anteriores com este material se mostraram satisfatórias. O sistema foi projetado para 4 (quatro) queimadores de diâmetros variando de 6 a 14 mm., e proporcionando condições de se variar as distâncias frontais entre estas. A figura 7.8b apresenta os detalhes do dimensionamento da zona de reação.

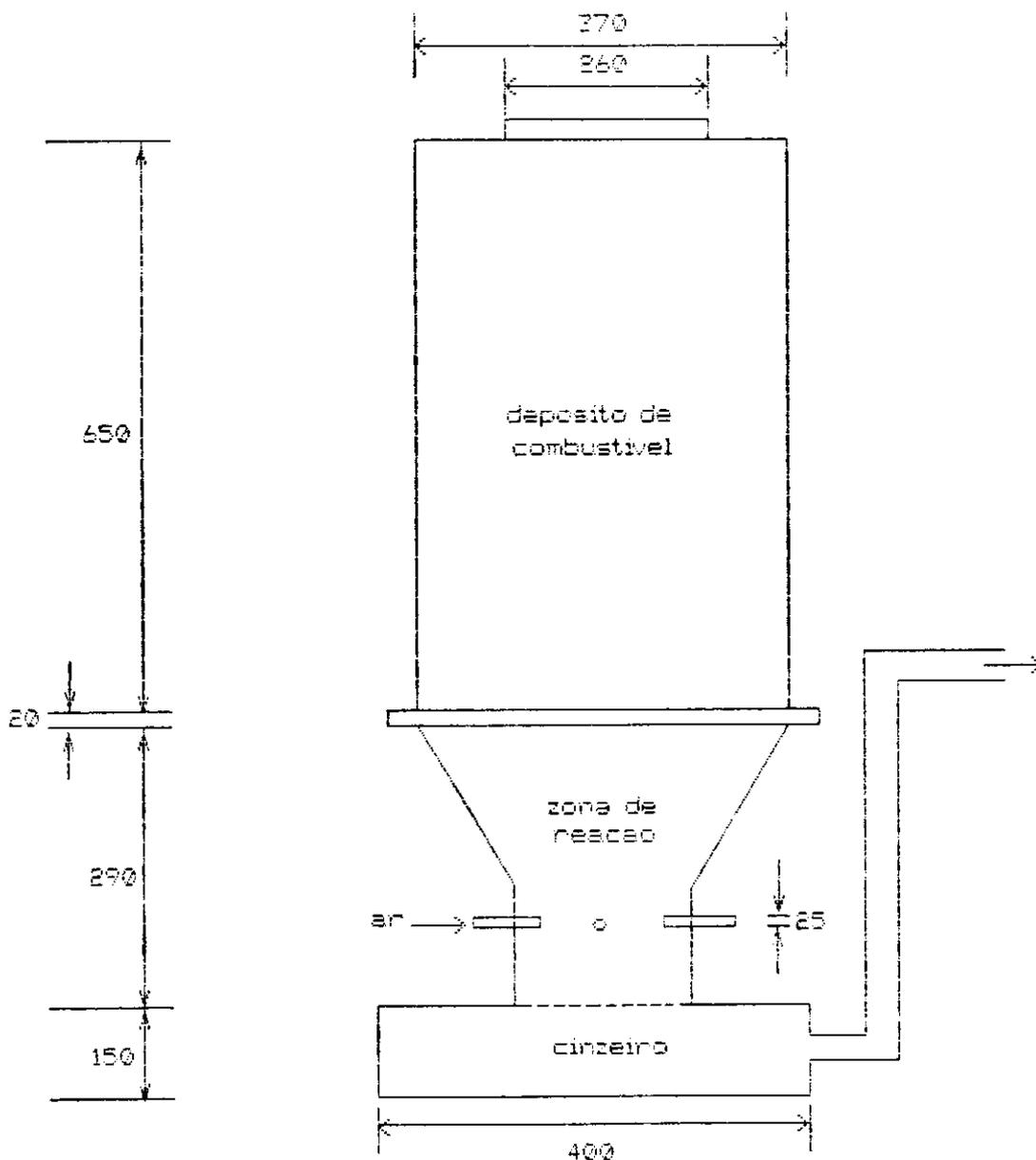


Figura 7.8a - GASEIFICADOR DE FLUXO DESCENDENTE.

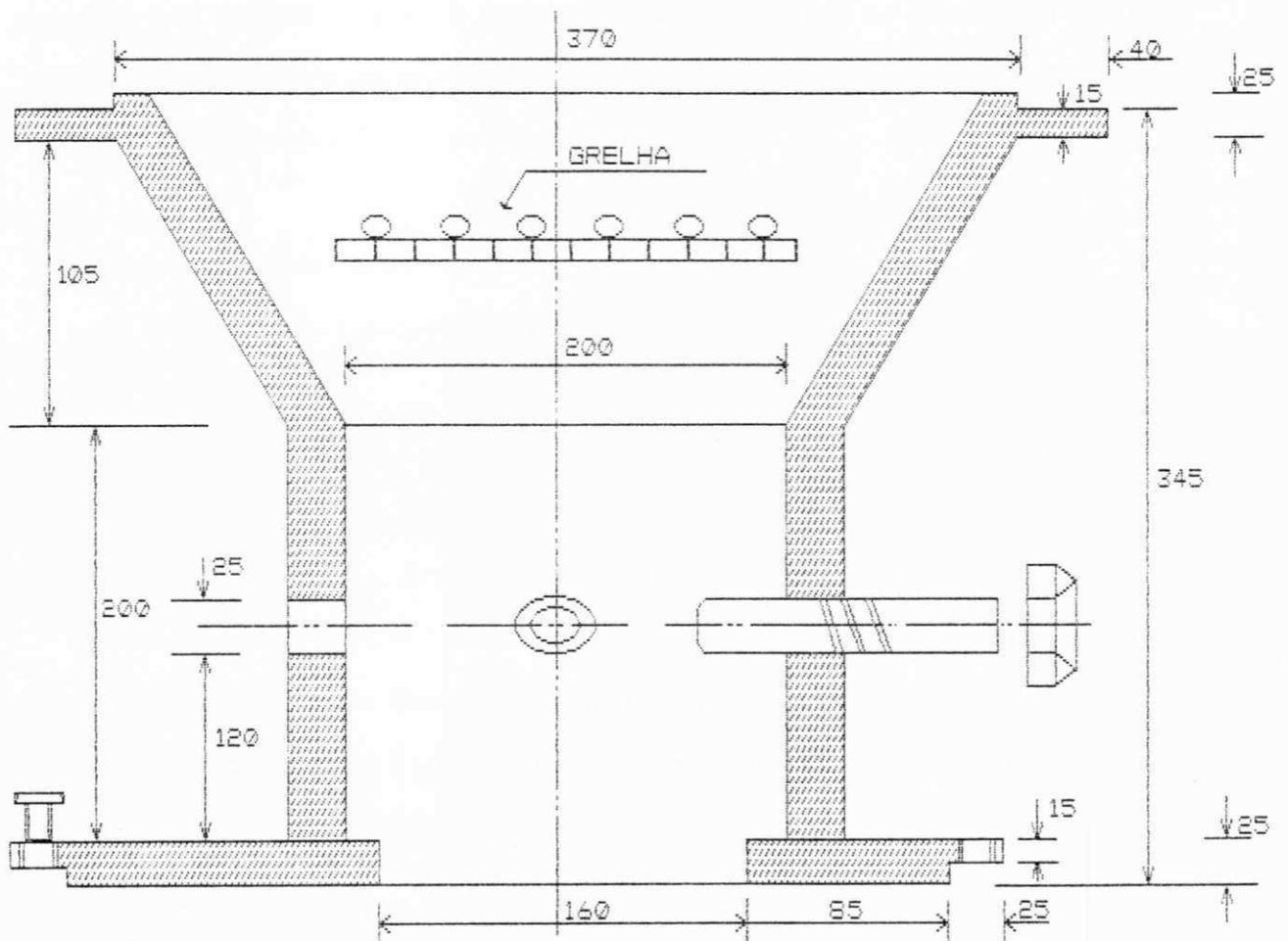


Figura 7.8b - ZONA DE REAÇÃO DO GASEIFICADOR DE FLUXO DESCENDENTE.

#### 7.2.4 - Abastecimento dos gaseificadores.

Os geradores foram abastecidos com uma carga de carvão vegetal (combustível), variando de 10 a 35 Kg, esta variação na carga, ocorreu em função do modelo ensaiado, conforme descrito na metodologia. A alimentação foi feita do topo para a base, a corrente de ar teve o mesmo sentido de deslocamento do combustível no gaseificador de fluxo descendente, sentido contrário para o gaseificador de fluxo ascendente e sentido perpendicular no gaseificador de fluxo cruzado.

#### 7.2.5 - Acendimento dos gaseificadores.

Uma chama foi colocada na entrada de ar de cada gerador e iniciada a combustão.

#### 7.2.6 -Gás de ar

Na obtenção do gás de ar foram introduzidos nos geradores, os fluxos de ar de 2, 4, 6 e 8 l/seg. Os cálculos dos fluxos de ar encontram-se no apêndice B. Para cada fluxo de ar, após um período de funcionamento de 15 minutos, necessários a estabilização do sistema, foram coletadas 5 (cinco) amostras do gás para análise no aparelho de Orsat, e em seguida extraídas as médias.

#### 7.2.7- Análise de Orsat

Todo o procedimento de preparação de soluções e análises, obedeceu a norma NB 1610, a qual se encontra anexa no apêndice A. Através da análise de Orsat, foram obtidos os valores percentuais volumétricos do CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub> e CO sendo o N<sub>2</sub> obtido por diferença.

## 8- RESULTADOS EXPERIMENTAIS

Os resultados obtidos das experiências desenvolvidas no presente trabalho obedeceram a seqüência da ordem dos gaseificadores descritos na metodologia, tendo sido variados alguns parâmetros para escolha e ajuste do modelo, e sendo fixados outros parâmetros, tais como: carga de carvão combustível de 10 Kg/h; vazões de entrada de ar, com variações de 2 a 8 l/s; período de funcionamento de 1 hora, sendo 15 minutos para estabilização do sistema, e intervalos de 10 minutos entre as coletas das amostras; para cada vazão foram recolhidas 5 amostras do gás, as quais foram submetidas à análises dos componentes através do aparelho de Orsat, e extraídas as médias, sendo apresentadas nas tabelas que seguem os respectivos experimentos.

### a) Gaseificador de fluxo cruzado Siquieroli.

O gaseificador de fluxo cruzado de fabricação Siquieroli, mostrado na figura 7.3, foi utilizado para se iniciar a pesquisa, com os resultados apresentados na tabela 8.1, servindo de parâmetros para avaliação do modelo.

Tabela 8.1 - MÉDIA DA COMPOSIÇÃO VOLUMÉTRICA PARA O GÁS DO GASEIFICADOR DE FLUXO CRUZADO.

Componentes	Vazão	2 l/s	4 l/s	6 l/s	8 l/s
	CO		14,8	15.6	18.2
CO <sub>2</sub>		7,0	6.4	5.4	5.0
O <sub>2</sub>		2.0	3.0	2.8	2.0
N <sub>2</sub>		76.2	75.0	73.6	72.4
Alcatrão		presente	presente	presente	presente
PCI (Kcal/Nm <sup>3</sup> )		447	471	549	622

Os dados experimentais apresentados na tabela 8.1, representam os percentuais dos componentes do gás, os quais são relativamente significativos e compatíveis com os valores encontrados na literatura, entretanto, uma análise dos componentes que constituem todo o sistema de gaseificação, revelou um percentual bastante acentuado de alcatrão, o que praticamente inviabiliza o uso do referido gás, no acionamento de motores de combustão interna.

**b)- Gaseificador de fluxo cruzado modelo compacto.**

O gaseificador mostrado na figura 7.4, é um modelo compacto do gaseificador apresentado na figura 7.3. Para este gaseificador foi feito um estudo do redimensionamento, compactando a câmara de combustão, para se obter na zona de redução uma elevação e distribuição uniforme do perfil de temperatura, com a finalidade de aumentar o percentual de monóxido de carbono e o desdobramento do teor de alcatrão, conforme dados experimentais apresentados na tabela 8.2.

Tabela 8.2 - MÉDIA DA COMPOSIÇÃO VOLUMÉTRICA PARA O GÁS DO GASEIFICADOR DE FLUXO CRUZADO, MODELO COMPACTO.

Componentes	Vazão	2 l/s	4 l/s	6 l/s	8 l/s
	CO		15.4	17.2	19.6
CO <sub>2</sub>		6.2	6.0	5.2	5.0
O <sub>2</sub>		4.0	3.8	4.0	2.0
N <sub>2</sub>		74.4	73.0	71.2	71.0
Alcatrão		presente	presente	presente	presente
PCI (Kcal/Nm <sup>3</sup> )		465	519	591	664

As modificações introduzidas no referido modelo, resultaram em uma conseqüente elevação do perfil de temperatura, ocasionando um pequeno aumento no percentual de monóxido de carbono, e uma redução acentuada, mas não a eliminação completa do teor de alcatrão.

Vale ressaltar que durante os trabalhos realizados com estes gaseificadores, quando do acionamento de motores de combustão interna, ocorria a impregnação quase que total do alcatrão no sistema de alimentação do motor, o que dificultava o seu funcionamento em etapas posteriores. Ficou constatado que após um período de funcionamento do motor com o gás de gasogênio, era necessário a sua desmontagem para limpeza, contudo, ao longo do trabalho, detectamos que se o motor funcionasse com álcool etílico hidratado por um período de 10 minutos, todo o alcatrão impregnado era dissolvido e o motor estava limpo.

A mudança do nível de temperatura na zona de oxidação, trouxe como inconveniente a fusão das cinzas, além da necessidade de um novo dimensionamento do queimador o qual trabalha com um sistema de refrigeração com circulação de água, evitando o seu processo de fusão.

Como os resultados obtidos não foram significativos, a pesquisa teve de ser direcionada para outro modelo de gaseificador, com opções de fluxos ascendente e descendente, além do cruzado.

#### **c)- Gaseificador compacto de fluxo variável:**

O gaseificador mostrado na figura 7.5, foi utilizado para dar continuidade a pesquisa por ser um modelo versátil que pode operar com os fluxos cruzado, ascendente ou descendente, e que já vinha sendo empregado em pesquisas no laboratório de Térmica e Fluidos do Departamento de Engenharia Mecânica do CCT/UFPB.

Na versão fluxo cruzado foi ensaiado um único experimento cujos resultados que se encontram na tabela 8.3, serviram de parâmetros para comparar o modelo em operação com o modelo testado anteriormente.

Tabela 8.3 - MÉDIA DA COMPOSIÇÃO VOLUMÉTRICA PARA O GÁS DO GASEIFICADOR DE FLUXO CRUZADO.

Componentes	Vazão			
	2 l/s	4 l/s	6 l/s	8 l/s
CO	13.9	15.0	17.6	18.4
CO <sub>2</sub>	6.2	7.0	5.6	4.6
O <sub>2</sub>	3.8	2.8	2.8	1.8
N <sub>2</sub>	76.1	75.2	74.0	75.2
Alcatrão	presente	presente	presente	presente
PCI (Kcal/Nm <sup>3</sup> )	419	453	531	556

Comparando-se os dados da tabela 8.3 com os dados da tabela 8.2, verificou-se que o novo modelo teve praticamente o mesmo comportamento do anterior, o que levou a pesquisa a abandonar o modelo fluxo cruzado, e concentrar os estudos nas versões fluxos ascendente e descendente, no referido gaseificador.

Para as versões fluxos ascendente e descendente foram desenvolvidos alguns experimentos com mudanças nas localizações, diâmetros e comprimento dos queimadores, pontos de captação do gás, assim como nas zonas de oxidação e redução, objetivando-se elevar e uniformizar os perfis de temperatura dentro dos limites que favorecem as reações de oxidação e redução, bem como o desdobramento do teor de alcatrão. Os melhores resultados obtidos nos experimentos encontram-se nas tabelas 8.4 e 8.5, passando a ser o modelo de fluxo descendente considerado como ideal e adotado para dar continuidade aos estudos e pesquisas no processo de gaseificação.

Tabela 8.4 - MÉDIA DA COMPOSIÇÃO VOLUMÉTRICA PARA O GÁS DO GASEIFICADOR DE FLUXO ASCENDENTE.

Componentes	Vazão			
	2 l/s	4 l/s	6 l/s	8 l/s
CO	15.8	17.2	19.2	21.2
CO <sub>2</sub>	5.4	6.0	5.6	4.6
O <sub>2</sub>	2.6	1.8	3.8	2.2
N <sub>2</sub>	76.2	75.0	71.4	72.0
Alcatrão	presente	presente	presente	presente
PCI (Kcal/Nm <sup>3</sup> )	477	519	579	640

Tabela 8.5 - MÉDIA DA COMPOSIÇÃO VOLUMÉTRICA PARA O GÁS DO GASEIFICADOR DE FLUXO DESCENDENTE.

Componentes	Vazão			
	2 l/s	4 l/s	6 l/s	8 l/s
CO	16.0	18.8	22.8	26.2
CO <sub>2</sub>	5.0	4.6	5.0	3.0
O <sub>2</sub>	4.2	4.2	2.0	2.0
N <sub>2</sub>	74.8	72.4	70.2	68.6
Alcatrão	traços	traços	traços	traços
PCI (Kcal/Nm <sup>3</sup> )	483	568	689	791

**d)- Gaseificador de fluxo descendente.**

O gaseificador mostrado na figura 7.6, construído para dar sequência a pesquisa, foi dimensionado de forma a se utilizar quatro queimadores, o que proporcionaria uma melhor distribuição do fluxo de ar na câmara de combustão, para tanto, houve a necessidade de se aumentar a câmara de combustão, o que possibilitaria entre outras coisas: estudar a distribuição radial, a altura relativa à base e a distância entre as partes frontais dos queimadores. Os resultados obtidos são mostrados na tabela 8.6.

**Tabela 8.6- RESULTADOS DAS ANÁLISES DE GÁS, QUANDO SE FEZ VARIAR O FLUXO DE AR E A DISTANCIA ENTRE OS QUEIMADORES.**

Distancia	Gás	60 mm	80 mm	100 mm	120 mm	140 mm	
Vazão							
	2 l/s	CO <sub>2</sub>	2.64	2.80	3.04	3.38	4.29
		O <sub>2</sub>	6.64	5.55	4.94	4.98	5.44
		CO	13.98	15.22	16.46	14.85	12.68
N <sub>2</sub>		76.74	76.36	75.56	69.14	77.59	
4 l/s	CO <sub>2</sub>	3.52	3.56	1.64	2.59	3.50	
	O <sub>2</sub>	3.88	4.34	6.04	5.20	4.26	
	CO	16.78	16.88	19.76	18.27	17.24	
	N <sub>2</sub>	75.82	75.22	72.56	74.08	75.00	
6 l/s	CO <sub>2</sub>	2.62	2.56	1.68	2.32	2.84	
	O <sub>2</sub>	4.35	5.44	5.69	4.82	5.62	
	CO	16.81	18.18	20.21	17.74	16.44	
	N <sub>2</sub>	76.22	73.82	72.30	73.34	75.10	
8 l/s	CO <sub>2</sub>	4.40	2.32	2.30	2.16	2.88	
	O <sub>2</sub>	3.86	4.92	4.08	4.75	4.96	
	CO	17.61	19.52	25.46	21.84	20.80	
	N <sub>2</sub>	66.81	73.24	68.16	71.45	71.36	

A tabela 8.7, apresenta resultados dos componentes do gás, bastante satisfatórios e provenientes do estudo que definiu os parâmetros para as distâncias frontais entre os queimadores (100mm) e conseqüentemente as dimensões aproximadas da câmara de

combustão (200 mm de diâmetro por 200 mm de altura), as quais foram empregadas no modelo subseqüente.

Tabela 8.7 - MÉDIA DA COMPOSIÇÃO VOLUMÉTRICA PARA O GÁS DO GASEIFICADOR DE FLUXO DESCENDENTE.

Componentes	Vazão			
	2 l/s	4 l/s	6 l/s	8 l/s
CO	16.8	18.6	21.2	25.8
CO <sub>2</sub>	5.0	4.8	4.6	2.2
O <sub>2</sub>	3.4	3.8	2.4	2.4
N <sub>2</sub>	74.8	72.8	71.8	69.6
Alcatrão	traços	traços	traços	traços
PCI (Kcal/Nm <sup>3</sup> )	507	562	640	779

**e)- Gaseificador de fluxo descendente.**

O gaseificador mostrado na figura 7.7, foi construído com uma câmara de combustão de diâmetro interno de 200 mm , considerando-se as definições obtidas no modelo mostrado na figura 7.6, e a necessidade de atender a alimentação de motores de combustão interna com variação entre 500 e 1500 cilindradas. A tabela 8.8, mostra os resultados da pesquisa para se definir o diâmetro interno do queimador. Também, foi pesquisado para construção do queimador, um material que suportasse temperaturas na faixa de até 1400°C na câmara de combustão, chegando-se ao ferro fundido como o ideal, já que no modelo anterior a argila refratária fundiu ao alcançar este nível de temperatura.

Tabela 8.8 - RESULTADOS DAS ANÁLISES DE GÁS, QUANDO SE FEZ VARIAR O FLUXO DE AR E O DIÂMETRO DOS QUEIMADORES.

Diâmetro	Gás	6 mm	8 mm	10 mm	12 mm	14 mm
2 l/s	CO <sub>2</sub>	6,63	6,55	4,47	4,30	5,59
	O <sub>2</sub>	2,77	2,98	4,05	4,68	2,99
	CO	14,75	15,21	17,01	15,76	14,53
	N <sub>2</sub>	75,33	75,20	73,97	75,26	76,91
4 l/s	CO <sub>2</sub>	5,98	5,80	5,00	5,07	5,60
	O <sub>2</sub>	3,23	3,18	4,09	3,43	2,75
	CO	15,47	16,71	18,04	16,59	15,36
	N <sub>2</sub>	75,42	73,81	72,77	74,71	76,29
6 l/s	CO <sub>2</sub>	5,67	5,68	5,25	6,18	6,62
	O <sub>2</sub>	2,94	3,64	2,83	2,40	3,46
	CO	18,29	19,33	20,30	17,20	15,86
	N <sub>2</sub>	73,10	71,35	71,76	74,22	74,46
8 l/s	CO <sub>2</sub>	5,51	4,69	2,47	5,21	5,82
	O <sub>2</sub>	2,22	2,00	2,47	2,47	2,50
	CO	18,71	20,25	26,23	17,92	16,92
	N <sub>2</sub>	73,56	73,26	68,92	74,40	74,76

Verificando-se a tabela 8.8, pode-se concluir que a melhor condição de funcionamento do gaseificador foi quando este operou com o diâmetro dos queimadores de 10mm, para todas as condições de vazão empregadas.

#### f)- Gaseificador de fluxo descendente.

O gaseificador mostrado na figura 7.8, foi projetado e construído dentro das condições e características favoráveis pesquisadas nos modelos anteriores, portanto a sua construção obedeceu o seguinte dimensionamento: depósito de combustível, 650 mm de altura por 370 mm de diâmetro, tendo uma tampa para alimentação com diâmetro de 250 mm; zona de reação: tem a forma de um tronco de cone invertido sobre um cilindro, com 305 mm de altura, diâmetro de 370 mm, o qual vai sendo reduzido até o valor de

200 mm , permanecendo constante até a base de apoio sobre o cinzeiro , que tem 150 mm de altura por 370 mm de diâmetro. Os resultados dos componentes do gás, são bastantes expressivos e estão mostrados na tabela 8.9.

Os dados finais obtidos na conclusão da pesquisa, resultaram em um gaseificador simples, compacto e eficiente, capaz de atender as necessidades operacionais de motores de pequenas e médias potências, utilizáveis em quaisquer sistema ligado a produção rural.

Tabela 8.9 - MÉDIA DA COMPOSIÇÃO VOLUMÉTRICA.

Componentes	Vazão			
	2 l/s	4 l/s	6 l/s	8 l/s
CO	17.4	20.0	23.0	27.0
CO <sub>2</sub>	5.2	6.0	4.8	2.0
O <sub>2</sub>	4.4	4.0	2.0	2.6
N <sub>2</sub>	73.0	70.0	70.2	68.4
Alcatrão	ausente	ausente	ausente	ausente
PCI (Kcal/Nm <sup>3</sup> )	525	604	695	815

## 9- CONCLUSÕES

As conclusões apresentadas a seguir, são frutos dos resultados obtidos e mostrados no capítulo anterior.

9.1 - Durante os ensaios com os gaseificadores de fluxo cruzado, constatou-se que em função do alto teor de alcatrão presente no gás, o motor ficava com o seu sistema de alimentação totalmente impregnado por alcatrão. Ao longo dos ensaios, verificou-se que se após um período de funcionamento com gás de gasogênio o motor funciona-se por mais um período de 10 minutos com álcool etílico hidratado, esta impregnação deixava de existir pois o alcatrão era solubilizado pelo álcool.

9.2 - O gaseificador mostrado na figura 7.8a, é o protótipo final do trabalho. Com este equipamento é possível funcionar motores de baixas e médias potências, tanto do ciclo Otto como Diesel.

9.3 - Este gaseificador não apresentou produção de alcatrão, o qual se mostrava como um inconveniente ao funcionamento dos motores de combustão interna.

9.4 - Um outro fator positivo na utilização deste equipamento é o seu tempo de acendimento. Durante os trabalhos contamos várias vezes que o tempo de 3 minutos era suficiente para ter-se gás sendo produzido pelo gaseificador, o que em outros equipamentos era quase impossível.

9.5 - O ferro fundido utilizado na confecção dos queimadores e da zona de reação, apresentou resistência ótimas com relação a fusão, visto que outros materiais como a argila refratária não suportaram as temperaturas alcançadas nestas regiões. Não foram testadas cerâmicas especiais, tendo-se em vista o alto custo deste material e a finalidade a que se destinava o presente trabalho.

Finalizando, queremos ressaltar que durante os ensaios realizados, este gaseificador não apresentou variações sensíveis na qualidade do gás, e que o seu tempo de equilíbrio é

bastante curto, o que se mostra de forma favorável para o seu emprego em motores de combustão interna.

## 10 - SUGESTÕES

Os resultados obtidos durante o desenvolvimento do presente trabalho, possibilitam que se apresentem as seguintes sugestões:

10.1 - Repetir todos os parâmetros estudados, utilizando-se o calor despendido pelo gaseificador, como fonte de calor para o pré-aquecimento do ar de combustão, visto que este equipamento possibilita esta condição.

10.2 - Repetir todos os parâmetros estudados, fazendo-se injeção de vapor d'água, considerando-se que o sistema para tal fim está disponível no gaseificador, não tendo sido ensaiado sob tais condições por indisponibilidade de tempo.

10.3 - Testar outros combustíveis de origem vegetal, para que se tenha uma idéia mais precisa da eficiência do projeto deste equipamento.

10.4 - Objetivando viabilizar a utilização de gaseificadores compactos, é fundamental o desenvolvimento de um trabalho na linha de briquetagem de carvão vegetal.

10.5 - Desenvolver uma pesquisa específica para estudar com mais detalhes os efeitos da lavagem pelo álcool etílico do sistema de alimentação dos motores de combustão interna, após os mesmos terem trabalhado com gás de gasogênio

## 11- REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. ANÁLISE DE GÁS DE COMBUSTÃO. Método do aparelho de Orsat. Petrobrás, N - 1610, fev. 1979.
2. ANTUNES, R. C. Aplicação de gasogênios em motores ciclo Otto e ciclo Diesel. Seminário: Encontro Técnico de Sistemas de gasogênio. Confederação Nacional da indústria - CNI, Curitiba, 1981. 23 p.3.
3. ASSUNÇÃO, R. M. V. Gaseificação de madeira e carvão vegetal. In: Energias - Fontes Alternativas, vol. 3, Nº 16, set./out. 1981, pp 23 - 42.
4. BAIRD, M. J. ;REIMERS, G.W.; KHALAFALLA,S. - Reactivity and gasification characteristics of lowranking coals and potentialy reducing waste materials. PERG/RT-76/2 - 1976.
5. BRAME, J.S.S. & KING,J.G.- Fuel solid, liquid end gaseous. 5 th ed. Printed in Great Britain by Butler & Tanner Ltd. London, 1956.
6. BASS,G.O. & MILNER,G - Producer gas (reprinted from paper presented at Midland Section of Coke oven Managers Association, april,1953).
7. CHU,J.C.; KALIL,J; WETTEROTH,W.A. - Chemical engeeneering progress, 1953. - v. 49, p 141.
8. COUSINS,W.J. - A theoretical studyn of gasification process."New journal of science, v.21, 1978.
9. -----. Gaseificação de madeira e carvão vegetal; pricipios e aplicações. Seminário: Gaseificação de Biomassas, Belo Horizonte, 1981, pp. 101 - 122.
10. CURSO DE APERFEIÇOAMENTO POR TUTORIA À DISTÂNCIA - Fontes Alternativas de energia para a agricultura. Módulo 1- parte A. Combustão de Biomassa. MEC/CAPES.

11. ----- . Fontes Alternativas de Energia para a Agricultura. Módulo 1 - parte 2. Pirólise de Biomassa. MEC/CAPES.
12. FARIA, J. B. Projeto de uma bancada de teste de gasogênio para motores de combustão interna. Dissertação de Mestrado na Universidade Federal de Minas Gerais. dez. 1984.
13. FIGUEROA, M. - O problema agrário no nordeste brasileiro. São Paulo - SP, Hucitec Ltda. Sudene, Recife - PE, 1977.
14. FILHO, L. W. Gaseificadores para carvão mineral. In: Energia - Fontes Alternativas, vol. 3, Nº 16, set./out. 1981. pp 13 - 21.
15. FILHO, R. V. Preços do petróleo inibem novos projetos. In: Energia & Produção. Nº 04, fev. 1987, pp. 38 - 44.
16. FONTES, C. A. M. Produção de gás combustível de baixo poder calorífico. Seminário: Encontro Técnico de Sistemas de Gasogênios. Confederação Nacional da Indústria - CNI, Curitiba, 1981.
17. GOUPILLON, J. F. Produção de energia mecânica em pequenas e médias por gaseificação de biomassa: pareceres e trabalhos do CEMAGREF. In: Energia - Fontes Alternativas, vol. 6, Nº 33/34, mai./out.1984, pp 34 - 43.
18. GERATOR GAS , THE SWEDISH EXPERIENCE FROM 1939- 1945. Seri/SP-33-140. January,1970.
19. GRABOSK , - Principles of gasification. Seri/tr-33-239,july 1970.
20. GROENEVELD, M. J. & VAN SWAAIJ, W. P. M. Gasification of solid waste. Potential and application of co-current moving bed gasifiers. Dept. of Chemical Engineering, twente University of Technology. P.O. Box, 217. 7500 AE Ensched, The Netherlands. 1979.

21. GUMZ, W Producer Gas and Blast Furnaces, New York, 1950.
22. HASEK, J. Gasogênio para veículos de transporte rodoviário e ferroviário a serviço da defesa e economia nacional. Revista Brasileira de Engenharia, 29 (3): 7 - 9, mar. 1942.
23. INSTITUTO DE PESQUISAS TECNOLÓGICAS DE ESTADO DE SÃO PAULO - IPT. Manual de recomendações para conservação de energia na indústria cerâmica. São Paulo, IPT, 1980. (publicação IPT Nº 1161).
24. KARCHERY, J. & KOCH, P. - Energy production from hardwoods growing on Souther Pine Sites. U.S. Department of agriculture, forest service, general technical report, 50- 24, 1979.
25. KALLSCHEUER, H.A. & DUARTE, L.A.M.S. Gaseificação industrial Seminário: Gaseificação de Biomassas, Belo Horizonte, 1981, pp. 254 - 260.
26. LA ENERGIA EN LOS PAÍSES EN DESARROLO. Publicação do Banco Mundial , (agosto de 1980).
27. MATA, S.F. Gaseificação de carvão vegetal em gasogênio de sucção ascendente. Gás de ar e de água. Dissertação de mestrado apresenada a Faculdade de Engenharia de Alimentos e Agrícola- Departamento de Engenharia Mecânica (UNICAMP)- Fev. 1981.
28. MAKREY, Y.T. Gaseificação de madeira. In: Capacitação para a Tomada de Decisões na Área de Energia. Subsídio para uma Política Científica e Tecnológica. 1985, pp. 45 - 68.
29. MEUNIER, J. - Gaseification et oxydation des combustibles. Paris, Masson, 1958.
30. ----- . Gaseificação de madeira e seus aspectos práticos. Companhia de Desenvolvimento Tecnológico - CODETEC, Nota Técnica, out. 1981, 18 p.

31. NETO, L.A. & FILHO, R.V. Tópicos sobre gaseificação e gaseificadores: Controle e medição das variáveis do processo. Agrupamento de Engenharia Térmica, Divisão de Engenharia Mecânica - IPT, set./out. 1981.
32. PERA, H. Geradores de vapor. São Paulo, Editora da USP, 1966.
33. PREEY, R. H. & CHILTON, C. H. - Chemical engineer's handbook. 5 ed. McGraw-Hill Kogakusha, 1973.
34. PINHEIRO, N. - Redução direta. (capítulo 9 das notas de aula do curso de "Energia nos processos siderúrgicos", ABM, 1980).
35. POSSELIUS, J.; MYERS, C. & STOUT, B. An updraft producer gas generator. Agricultural Engineering Dept. Michigan State University and Jun Sakau, Agricultural Machinery Dept. Mie University, Tsu City, Japan, march, 1979.
36. RESFELT, E. ; BLOMKVIST, G.; EASTROM, C.; ESPERAS, B.G.; LINANKIL, L. - "Basic gasification studies for development of biomass medium - BTU gasification process. "in Energy Biomass Waste, IGT, 14 aug. 1978.
37. SATTERFIELD, C. N. - Mass transfer in heterogeneous catalysis cambridge, MIT, 1970.
38. SCHWARZ, H. Instalação de gasogênios industriais a carvão vegetal. Metalúrgia - ABM, vol. 37, Nº 283, jun. 1981 pp. 325 - 329.
39. SECRETARIA DE RECURSOS HÍDRICOS. PROJETO CANAÃ. João Pessoa - PB, 1983.
40. SICILIANO, L.B. Gasogênios para automóveis e outros fins. Divisão de combustíveis do Instituto de Engenharia de São Paulo. 1945.
41. SIQUEIRA, A.B. Gasegênio para motores. Seminário: gaseificação de Biomassas, Belo Horizonte, 1981, pp. 103 - 112.

42. SILVA, J. N. e SAGLIETTI, J. R. C. 1984. "Gasificación de biomassa: Una fuente Alternativa de Energia Inteligente para Secaje de Granos" Postcosecha - Año 1 - Numero2. Alagran - FAO - Centreinair- Viçosa - MG.
43. VAN WYLEN, G.J. & SONNTAG, R.E. Fundamentos da termodinâmica clássica.
44. VELOSO, W.O. Informações sumárias sobre gaseificação de lenha. Seminário: Encontro Técnico se Sistemas de Gasogênio. Confederação Nacional da Indústria - CNI, Goiânia, 1981. pp. 53 - 70.
45. WILLIAMS, R.O. & GOSS, J.R. An assesment of the gasification characteristics of some agricultural and forest energy residues using a laboratory gasiflers. Dept. of Agricultural Engeneering. University of california, Davis, CA 95616 USA.
46. ZAGATTO, A.J.A.G. Gaseificadores de médio e grande porte. In: Energia - Fontes Alternativas, vol. 3, Nº 16, set./out. 1981, pp 44- 53.

## Apêndice A

N-1610     ANÁLISE DE GÁS DE COMBUSTÃO  
Fev-79     (MÉTODO DO APARELHO DE ORSAT)

### A.1- OBJETIVO

Esta norma prescreve o modo de se proceder a determinação quantitativa do dióxido de carbono, oxigênio e monóxido de carbono em gases de combustão.

### A.2- RESUMO

A amostra de gás é admitida, em sequência definida, em uma série de pipetas, contendo, cada uma, um reagente, para remoção do componente individual. Após o contato com cada reagente, o gás retorna a bureta. A diferença no volume residual indica a quantidade do componente absorvido. Desta forma são determinadas as percentagens de dióxido de carbono, oxigênio e monóxido de carbono.

### A.3- APARELHAGEM

O aparelho analisador de gás é compacto e portátil, permitindo ao operador conduzir a análise diretamente na fonte. A unidade apresentada na figura 7.1 consiste das seguintes partes:

A.3.1- Pipetas de absorção, do tipo borbulhador ( números 1, 2, 3, e 4).

A.3.2 - Câmara de expansão de borracha.

A.3.3 - Bureta (B) de 100 ml, graduada em divisões de 0,2 ml.

A.3.4 - Pipeta lavadora ( numero 5).

A.3.5- Ampola de amostragem de gás (A), com capacidade de 300 a 400 ml (desnecessária se a análise é feita diretamente na fonte da amostra).

A.3.6 - Frasco nivelador, com 250 ml de capacidade.

A.3.7 - Tubo de borracha natural.

A.3.8 - Tubo transparente de borracha, sem emenda.

#### A.4 - REAGENTES

Todos os reagentes aqui mencionados serão do grau - p.a., e qualquer referência a água se entenderá como água reagente, conforme método N-1351. A relação seguinte dos reagentes usados contém orientação para sua preparação na quantidade de um litro, cada um. As pipetas nas quais se verificará o uso dos mesmos serão identificadas pela ordem numérica, da esquerda para a direita.

##### A.4.1 - SOLUÇÃO DE CLORETO CUPROSO AMONIACAL.

Esta solução será usada nas pipetas 3 e 4, para determinação do monóxido de carbono.

##### A.4.1.1 - SOLUÇÃO 1

Dissolver 200 g de cloreto cuproso ( $\text{Cu}_2\text{Cl}_2$ ) e mais 200 g de cloreto de amônio ( $\text{NH}_4\text{Cl}$ ) em 750 ml de água. Adicionar aproximadamente 50 g de cobre, limpo, em fios ou aparas, e deixar repousar, no mínimo por 24 horas, em frasco de vidro de boca esmerilhada.

NOTA - Certificar-se de que os fios ou aparas de cobre estão suficientemente limpos para serem usados na solução de cloreto cuproso.

A.4.1.2 - Solução 2. Hidróxido de amônio, densidade entre 0,896 a 0,890.

A.4.1.3 - Usar, para cada pipeta, 125 ml da solução 1 e 45 ml da solução 2. Adicionar cerca de 10 g de fio de cobre ou aparas do cobre limpo em cada pipeta.

NOTA- Deve-se tomar cuidado para que seja recente a solução de cloreto cuproso usada na segunda pipeta.

#### A.4.2 - SOLUÇÃO DE HIDRÓXIDO DE POTÁSSIO A 33%.

Dissolver 513 g de hidróxido de potássio (KOH) em 805 ml de água recém fervida e guardar em frasco de polietileno. Usar 170 ml da solução na pipeta 1 do sistema analisador de gás, que absorverá dióxido de carbono, gás sulfídrico e outros gases ácidos.

#### A.4.3 SOLUÇÃO DE PIROGALATO DE POTÁSSIO.

A.4.3.1 Solução 1: Dissolver 891 g de hidróxido de potássio (KOH) em 625 ml de água.

A.4.3.2 solução 2: Dissolver 15g de pirogalol em 25 ml de água.

Usar 140 ml da solução 1 e a quantidade total da solução 2. Adicionar ambas as soluções diretamente na pipeta e fecha-la de imediato. Esta solução absorverá oxigênio.

#### A.4.4 SOLUÇÃO SELANTE DE SULFATO DE SÓDIO.

Dissolver 142 g de sulfato de sódio anidro em 965 ml de água e juntar a esta solução 17 ml (30 g) de ácido sulfúrico concentrado ( $d= 1,84$ ). Em seguida adicionar a solução indicadora de alaranjado de metila, com o objetivo de tornar colorida a solução de sulfato.

NOTA= Esta solução será usada como liquido confinante no frasco nivelador, bureta, "minifold" e pipeta lavadora numero 5. Conservar a solução selante levemente acidificada, o que ficará evidenciado pela cor vermelha.

#### A.4.5 - LUBRIFICANTE PARA TORNEIRA.

## A.5 - EXECUÇÃO.

A.5.1 Com um mínimo de lubrificante, lubrificar cuidadosamente todas as torneiras. Introduzir os vários reagentes em suas respectivas pipetas de acordo com instruções apresentadas no item 4.

Para prevenir a oxidação das soluções em contato com excesso de ar, selar a abertura de cada pipeta com rolha de borracha encaixada em um tubo de vidro e este a câmara de expansão de borracha.

Conectar as torneiras das pipetas com tubo de borracha transparente, sem costura, formando um "minifold" para transferência da amostra de gás para as pipetas.

Com um tubo de borracha natural, conectar o frasco nivelador a bureta. Encher o frasco nivelador, bureta, pipeta lavadora e "minifold" com a solução selante de sulfato de sódio, tomando o cuidado para que não se formem bolhas de ar.

A.5.2 Antes de começar uma análise e quando da remoção do gás residual, após a absorção, a solução contida em cada pipeta devera ser conduzida ao nível de referência, aproximadamente 0,3 cm abaixo da torneira. Quando o aparelho não estiver sendo usado, introduzir cerca de 50 ml de gás inerte em cada pipeta. Isto eliminará a aderência das torneiras, devido as contato com soluções fortemente alcalinas.

A.5.3 Conectar a fonte de amostra a torneira da bureta, que dispõe de uma passagem em "L" conectada a direita ou esquerda do "minifold" e uma passagem em "U" para permitir a drenagem da bureta para a atmosfera.

A.5.4 Purgar completamente as linhas e medir exatamente 100ml do gás na bureta. Para isto, introduzir aproximadamente 101 a 102 ml da amostra na bureta e girar sua torneira, para alinha-la ao "minifold" e a pipeta lavadora; elevar o frasco nivelador, para comprimir o gás até próximo da marca de 99 ml, e pinçar o tubo de borracha entre o polegar e o indicador. Baixar o frasco nivelador e aliviar a pressão no tubo de borracha, de modo a medir exatamente 100 ml de amostra. Girar a torneira da bureta por um instante,

para deixar fluir para a atmosfera o ligeiro excesso de gás. A amostra de gás encontra-se agora pronta para análise.

A.5.5 Introduzir o gás na pipeta 1, pelo deslocamento da solução de sulfato de sódio no "minifold", ate a torneira.

NOTA = Não permitir que a solução selante penetre nas pipetas de absorção e nem deixar que reagente algum penetre no "minifold".

A.5.6 Passar o gás através da solução de hidróxido de potássio a 33%, até a leitura de um volume constante na bureta. Usualmente 3 a 4 passagens são suficientes. Anotar o volume final do gás residual e indicar a contração como dióxido de carbono, quando houver certeza da ausência de gás sulfídrico. No caso de suspeita de sua presença, determinar seu conteúdo pelo método N-1483.

Para obter a porcentagem de dióxido de carbono, subtrair a de gás sulfídrico da total do gás absorvido na solução de hidróxido de potássio a 33%

NOTA = Sempre que se medir o gás, deve-se ter o cuidado de eliminar bolhas de gás nas pipetas e no "minifold".

A.5.7 Os volumes residuais finais, após a remoção de cada componente, serão lidos, depois de deslocar o gás do "minifold" para a bureta, com a solução de sulfato de sódio da pipeta 5.

NOTA = Uma bureta limpa é essencial para leituras exatas dos volumes. Limpa-las por drenagem e enxaguadura com tetracloreto de carbono, em seguida acetona e por fim água.

A.5.8 Passar o gás residual da determinação de dióxido de carbono através da solução alcalina de pirogalol, pipeta 2, da mesma maneira como foi feito no item 5.6 . Serão feitas absorções em grupos de 4 passagens, até que leituras constantes sejam obtidas. Se forem necessários mais de 12 grupos de passagens para se obter uma leitura constante, deverá a solução ser substituída. Anotar o volume do gás residual e indicar a contração como oxigênio.

A.5.9 Transferir o gás para a pipeta 3, que contem a primeira solução de cloreto cuproso. Após 10 passagens, remover o gás para a bureta, ler o volume e passa-lo para a pipeta 4, que contem reagente recente de cloreto cuproso. Fazer suficientes passagens em grupo de 3, até que leituras constantes sejam obtidas.

Anotar o volume final do gás residual e indicar a contração total de volume nas pipetas 3 e 4 como monóxido de carbono. É essencial ter cloreto cuproso recente na segunda pipeta, para remover traços de monóxido de carbono. Após terem sido absorvidos 10 ml de monóxido de carbono na pipeta 4, deslocar esta para a posição 3. Substituir a solução da pipeta 3 e coloca-la na posição 4.

NOTA = Para obter leituras constantes, como as descritas no item 5, necessário se faz um número suficiente de passagens quando do contato da amostra com os reagentes. No caso de ser preciso um número excessivo de passagens, mudar o reagente envolvido.

#### A.6 - CALCULOS.

Calcular pela equação seguinte a porcentagem molar individual de dióxido de carbono, oxigênio e monóxido de carbono:

$$\text{Componente, mol \%} = 100 ( a-b) / c$$

onde:

a = Volume de gás residual tomado para absorção

b = Volume do gás residual após a absorção

c = Volume total da amostra tomada para análise

#### A.7 - PRECISÃO

Se um mesmo operador obtiver resultados em duplicata, estes serão considerados suspeitos, se divergirem, no máximo, pelas quantidades seguintes:

- Dióxido de carbono +- 0,2 %
- Oxigênio +- 0,3 %
- Monóxido de carbono +- 0,3 %

## APÊNDICE B

### Cálculo do fluxo de ar e do ciclone.

#### B.1. - Fluxo de ar

Tomando-se como referência um motor do ciclo Diesel de 4 (quatro) tempos, monocilíndrico, tendo diâmetro e curso 10 cm x 12 cm, respectivamente, com uma cilindrada total de  $942 \text{ cm}^3$ , uma taxa de compressão de 18:1 e uma potência máxima de 18CV a 3000rpm. Adotando-se um coeficiente de enchimento de 75% e a relação ar/combustível de 1:1 para o gás pobre, teremos:

Volume total de mistura admitida pelo motor  $V_t = 31,8 \text{ m}^3/\text{h}$ , isto equivale a uma vazão de 8,8 l/s. Como as potências dos motores podem variar, adotou-se ainda as vazões de 2 a 8 l/s. Esta variação foi conseguida por meio de um conjunto motor-ventoinha, acoplados a um variador de velocidade.

#### B.2. - Ciclone

Para o dimensionamento do ciclone foi utilizada a vazão de 10 l/s, de modo a se obter um ciclone super-dimensionado.

- Vazão  $Q = 10 \text{ l/s}$

- Velocidade de operação: 50 m/seg

- Área de entrada do ciclone  $S \text{ (mm}^2\text{)}$ .  $S = H_c \times B_c$

-  $Q = S \cdot V \rightarrow 10 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{seg} = 50 \text{ m/seg} \cdot S \rightarrow S = 0,0066 \text{ m}^2$  ou  $S = 20 \text{ cm}^2$ .

-  $S = D_c^2 / 8$        $D_c^2 = 160$        $D_c = 12,6 \text{ cm}$

-  $B_c = D_c / 4$        $B_c = 3,16 \text{ cm}$

-  $D_e = D_c / 2$        $D_e = 6,32 \text{ cm}$

-  $H_c = D_c / 2$        $H_c = 6,32 \text{ cm}$

-  $L_c = 2D_c$        $L_c = 25,2 \text{ cm}$

-  $S_c = D_c / 8$        $S_c = 1,57 \text{ cm}$

-  $J_c = D_c / 4$        $J_c = 3,15 \text{ cm}$

-  $Z_c = 2 \times D_c$        $Z_c = 25,2 \text{ cm}$

A figura B.2.1, representa o esquema do ciclone utilizado no gerador de gás.

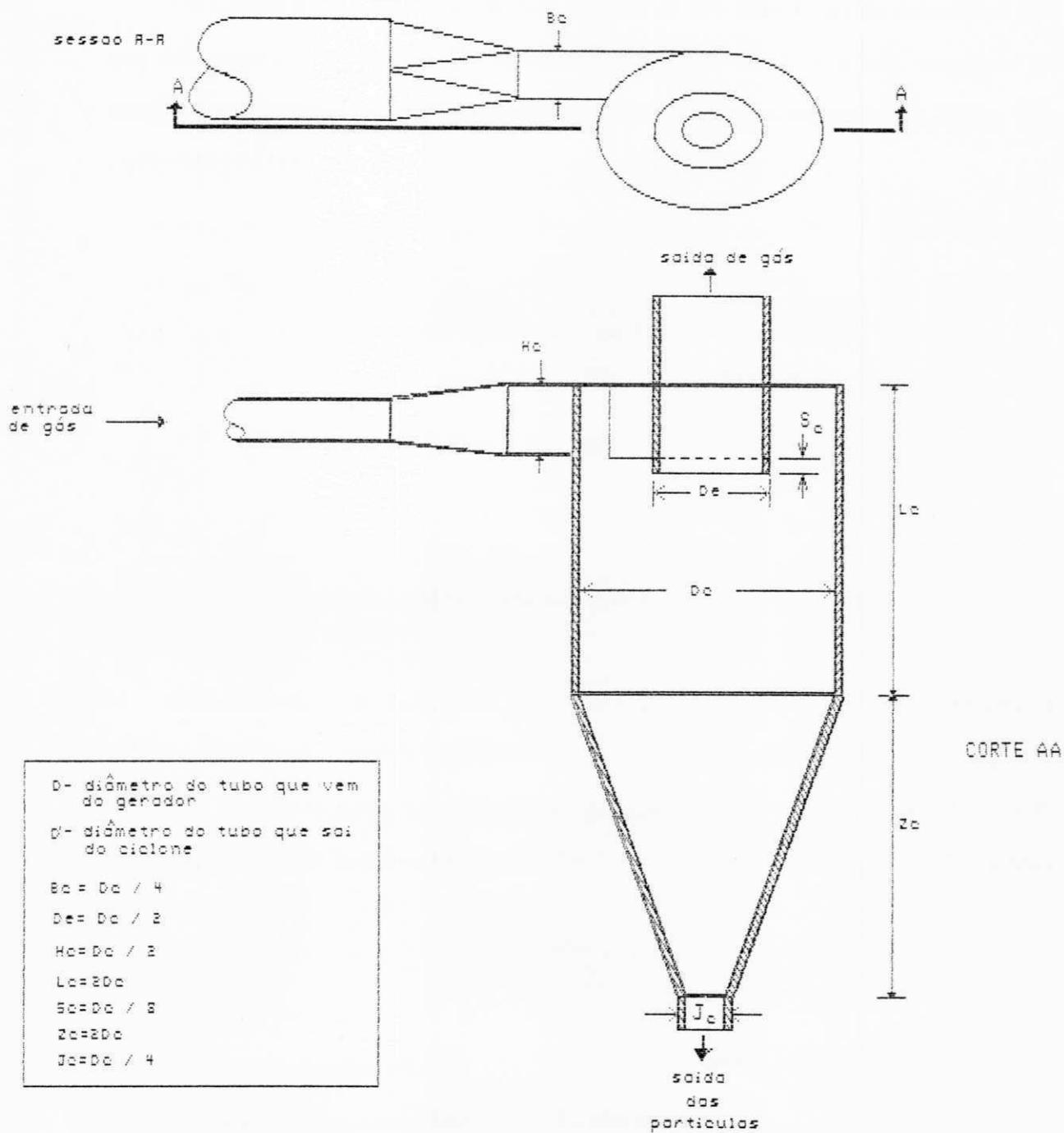


Figura B.1 - CICLONE EMPREGADO NA PESQUISA.

## APÊNDICE C

### C.1 - Medidor de vazão tubo de Pitot.

Para medição da vazão, foi utilizado um tubo de aço com 17mm de diâmetro e 600 mm de comprimento, no qual foi instalado um tubo de Pitot, e a este acoplado um manômetro diferencial de coluna inclinada, o que facilita as medições. A figura C.1, representa este tubo.

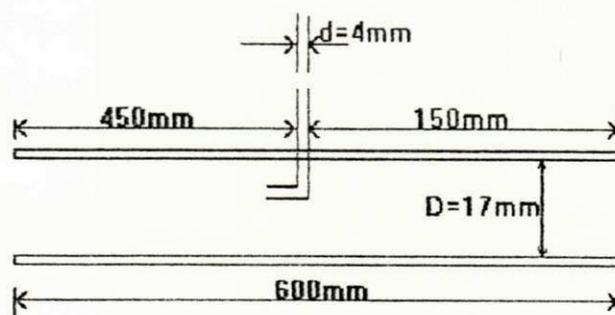


Figura C.1 - MEDIDOR DE VAZÃO TUBO DE PITOT.

O medidor de vazão da figura C.1, foi construído e aferido no laboratório de térmica e fluidos do Departamento de Engenharia Mecânica da Universidade Federal da Paraíba, campus II. Na sua aferição, foi utilizado um anemômetro tipo velômetro, modelo 6006P, fabricado pela Alnor Instrument Company, tendo-se considerado os seguintes fatores para a sua utilização:

- Recomendado para gases;
- Aplicável a temperaturas altas;
- Aplicável a tubulações com diâmetro de 10 a 600 mm;
- Precisão padrão de 0,5%;
- Escala linear;

- Sinal analógico

A tabela a seguir, representa a conversão das medidas do manômetro diferencial para o tubo medidor de vazão.

Tabela C.1 -

mm água	Velocidade m/seg.	Vazão l/seg.
2.5	6.62	1.50
3.75	8.70	1.97
5.0	13.23	2.32
6.25	12.01	2.73
7.5	12.90	2.93
8.75	13.84	3.14
10	14.73	3.34
11.25	15.62	3.55
12.5	16.51	3.75
13.75	17.45	3.96
15.0	18.05	4.10
16.25	18.93	4.30
17.5	19.83	4.50
18.75	20.12	4.57
20.0	20.41	4.63
21.25	21.65	4.91
22.5	22.25	5.05
23.75	22.84	5.18
25.0	24.02	5.45
26.25	24.97	5.67
27.5	25.86	5.87
28.75	26.15	5.94
23.0	26.46	6.00
31.25	27.03	6.14
32.5	27.63	6.27
33.75	27.93	6.34
35.0	27.93	6.34
36.25	28.28	6.42
37.5	28.28	6.42
40.0	28.58	6.49
42.5	29.47	6.69
45.0	30.64	6.95
47.5	31.24	7.09
50.0	31.83	7.22
52.5	33.07	7.51
55.0	34.84	7.91
57.5	36.09	8.19
60.0	37.57	8.53

APÊNDICE D

CARACTERÍSTICAS DOS COMBUSTÍVEIS DA GASEIFICAÇÃO

ELEMENTO	CALOR DE FORMAÇÃO A 273°K P=Cte				RELAÇÃO ESTE- QUIOMÉ- TRICA		CALOR DE COMBUSTÃO DA MISTURA AC	TEMPERATURA DE IGNIÇÃO DA MISTURA AC	LIMITE DE INFLAMA- BILIDADE
	PCS	!	PCI		AR-COMBUSTÍVEL AC	AC			
	Kcal/ Kg	kcal/ Nm <sup>3</sup>	kcal/ Kg	kcal/ Nm <sup>3</sup>	kg a/ kg c	m <sup>3</sup> a/ m <sup>3</sup> c	Kcal/Nm <sup>3</sup>	°C	% V no ar
H <sub>2</sub>	33.98 x10 <sup>3</sup>	3058	28.64 x10 <sup>3</sup>	2578	34.48	2.38	763	574	4.1 A 75
CH <sub>4</sub>	13.30 x10 <sup>3</sup>	9523	11.96 x10 <sup>3</sup>	8563	17.30	9.52	814	632	5.0 A 15
CO	2414	3018	2414	3018	2.47	2.38	893	609	12.5 A 75
C*	7837	-	7837	-	11.50	-	-	-	-

\* Carbono grafite B