



FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA TÉRMICA E DE FLUIDOS

TECNOLOGIA DA GASEIFICAÇÃO

Prof. Dr Caio Glauco Sánchez

Índice do Capítulo 6

6. RESULTADOS DE AVALIAÇÃO E CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DE GASEIFICADORES	6-2
6.1 Leito Fixo	6-2
6.1.1 Dimensões características do gerador	6-2
6.1.2 Fornalha	6-3
6.1.3 Tomadas de ar e tubeiras.	6-4
6.1.4 Grelhas	6-5
6.1.5 Esquema de funcionamento	6-6
6.1.6 Perdas no gaseificador de leito fixo.	6-7
6.2 O Gaseificador Termoquip	6-9
6.3 O Gás De Lenha Como Combustível Industrial	6-10
6.3.1 Aplicações	6-10
6.3.2 Composição e características do gás de lenha	6-10
6.3.3 Eficiência energética do processo de gaseificação e equivalência energética	6-11
6.3.4 Utilização do gás de lenha em substituição a combustíveis derivados de petróleo.	6-13
6.4 Gaseificação em Leito Fluidizado	6-17
6.4.1 Informações bibliográficas	6-17
6.5 Aspectos teóricos da gaseificação	6-22
6.5.1 Balanço energético do gaseificador	6-23
6.5.2 Eficiência do gaseificador	6-25
6.6 Gaseificação de Biomassa em Leito Fluidizado: Trabalho Experimental Desenvolvido na Unicamp.	6-26
6.6.1 Equipamento	6-26
6.6.2 Resultados experimentais e comentários	6-33
6.7 Alguns parâmetros de dimensionamento de gaseificadores de leito fluidizado.	6-58
6.8 Metodologia para projeto preliminar de gaseificador de leito fluidizado.	6-59
6.9 . Conclusões gerais sobre Gaseificação	6-61

6. Resultados de avaliação e características construtivas de gaseificadores

6.1 Leito Fixo

6.1.1 Dimensões características do gerador

Podemos descrever o gerador de gás de leito fixo como:

- Um reservatório de combustível
- Um funil que encaminha o combustível para a fornalha
- Uma fornalha
- Uma grelha
- Um cinzeiro
- Tomadas de ar
- Tomada de gás.

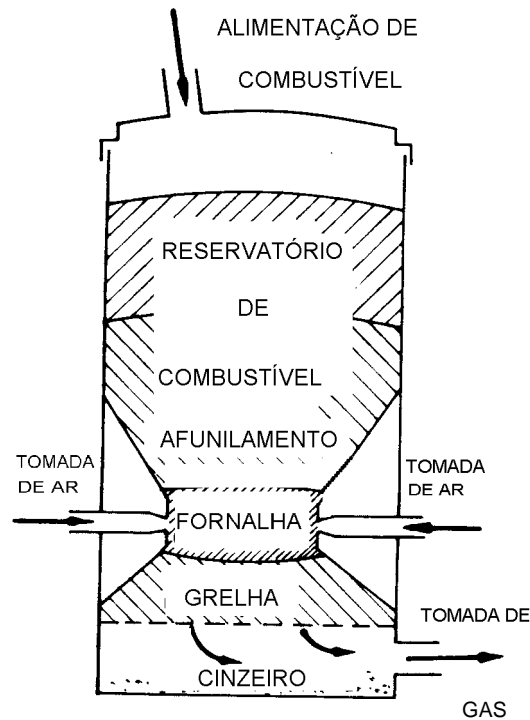


Figura 6.1. Partes de um gaseificador de leito fixo.

As características construtivas são:

- Diâmetro do reator: $450 < D_i < 3650$ mm
- granulometria do combustível sólido:
 - minimo: $5 < \phi_c < 14$ mm
 - máximo: $75 < \phi_c < 100$ mm
- Taxa de alimentação de combustível: $150 < m_c < 490$ kg/h/m²
- Taxa de vapor d'água: $0,1141 < m_v/m_{ar} < 0,1917$
- Poder calorífico superior do gás: $6000 < PCI_g < 7000$ kcal/kg

6.1.2 Fornalha

A fornalha deve ter tamanho adequado para que as reações de combustão e redução tenham lugar. Em geral seu diâmetro é menor que do reservatório, sendo esta redução feita com o preenchimento de material refratário em torno dela.

O tempo de geração do gás é da ordem de 0,35 s.

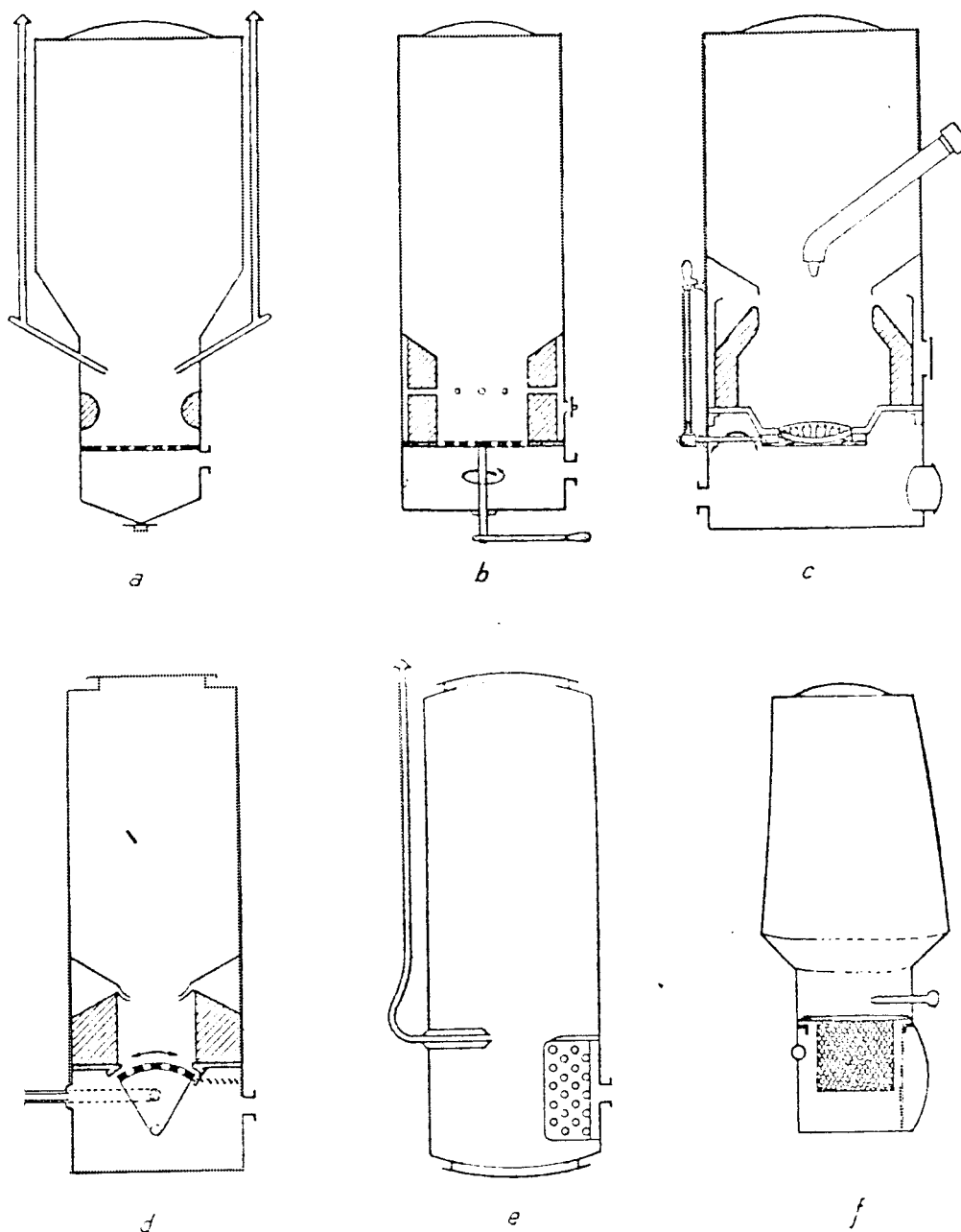


Figura 6.2. Tipos de fornalhas e de grelhas

Tabela 6.1. Composição típica do gás de gaseificador de leito fixo.

TIPO	COMB.	COMPOSIÇÃO DO GÁS							PCI _g kcal/Nm ³
		CO ₂	O ₂	CO	H ₂	C _n H _{2n}	CH ₄	N ₂	
Contra-corrente	lenha	12,13	0,89	17,02	17,02	0,33	0,76	49,40	1321
Fluxo cruzado	carvão veg.	3,70	1,10	29,85	12,89	0,00	0,38	51,95	1300
Contra-corrente	carvão veg.	1,27	1,31	30,72	5,69	0,00	0,20	61,75	1077

6.1.3 Tomadas de ar e tubeiras.

Quando a fornalha é revestida com refratário, costuma-se colocar orifícios no mesmo de modo a fornecer o ar para a combustão. Em geral o ar é proveniente de um espaço anular existente entre o refratário e a parede externa do gaseificador, onde pré-aquece.

As tubeiras são tubos de injeção de ar que substituem as tomadas de ar, de modo a melhor localizar e a diminuir o volume da zona de combustão na fornalha, aumentando a velocidade de produção de gás. Podem ser centrais ou radiais, refrigeradas com ar ou água.

Uma vantagem das tubeiras sobre as tomadas de ar é de não ser necessário o revestimento de refratário na fornalha, pois permite localizar a combustão em uma zona restrita.

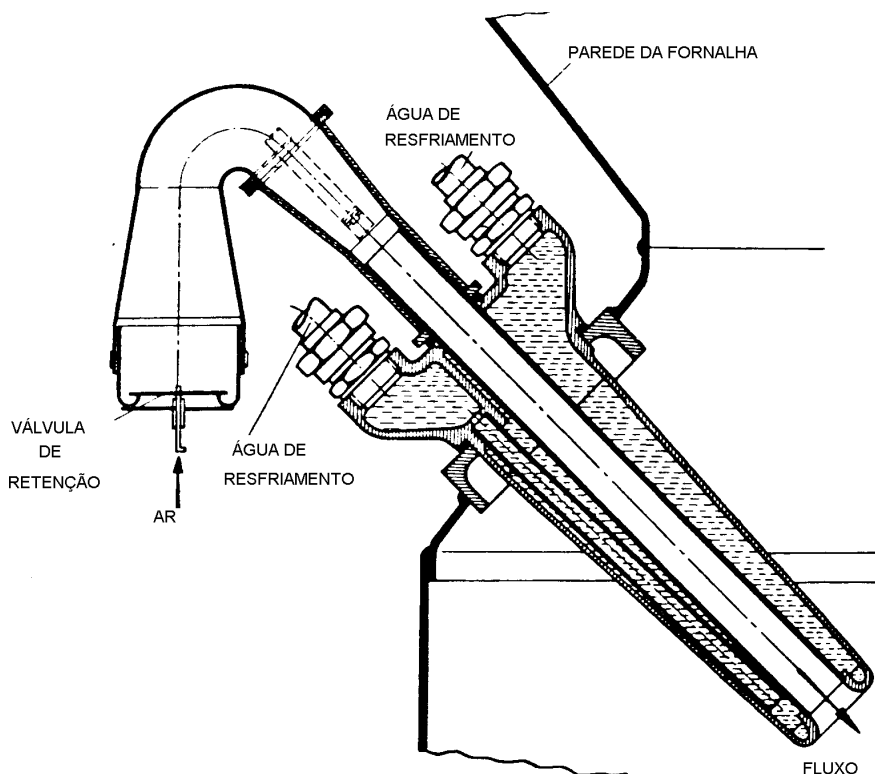


Figura 6.3. Bocal refrigerado a água para gaseificador de fluxo cruzado.

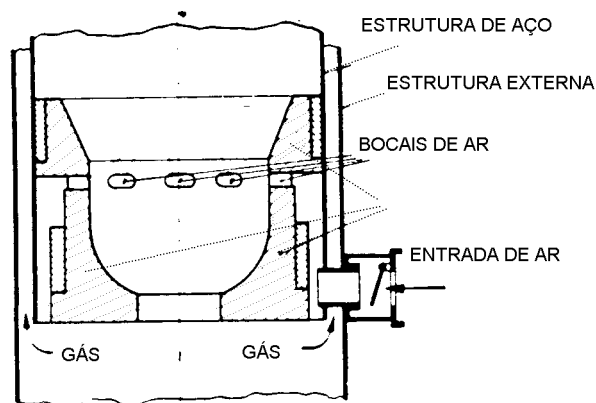


Figura 6.4. Bocais de ar em fornalha revestida com refratário.

6.1.4 Grelhas

Podem ser fixas, rotativas ou móveis, sendo esta ultima a mais usada quando a grelha é horizontal.

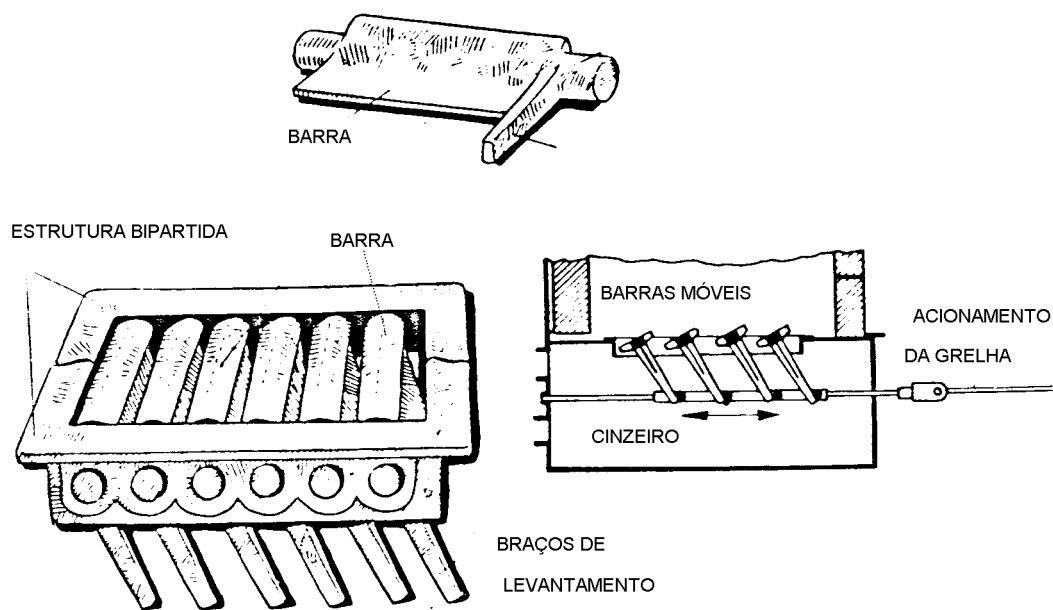


Figura 6.5. Grelha basculante

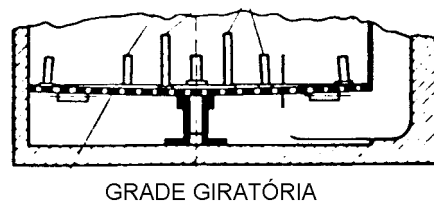


Figura 6.6. Grelha Giratória

6.1.5 Esquema de funcionamento

O combustível sólido é alimentado ao silo, através de uma porta hermética. Na fornalha se acende o combustível com uma tocha, mantendo-se insuflamento de ar suficiente para a combustão. Após a estabilização, diminui-se o ar até o início da gaseificação. Em geral injeta-se vapor d'água junto com o ar de gaseificação de modo a aumentar o PCI do gás.

A temperatura de funcionamento não deve baixar de 700°C, sendo recomendado operar acima de 900°C.

A espessura da zona de combustão é da ordem de 50 mm e a da zona de redução varia entre 200 e 500 mm.

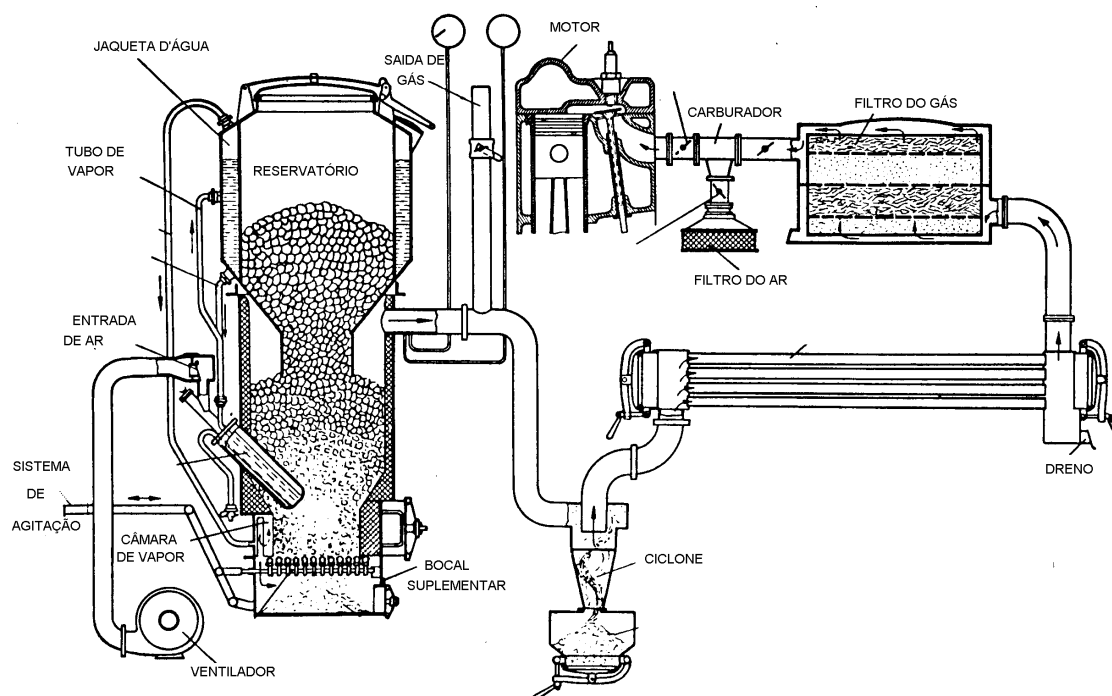


Figura 6.7a. Sistema de geração de gás acoplado a um motor.

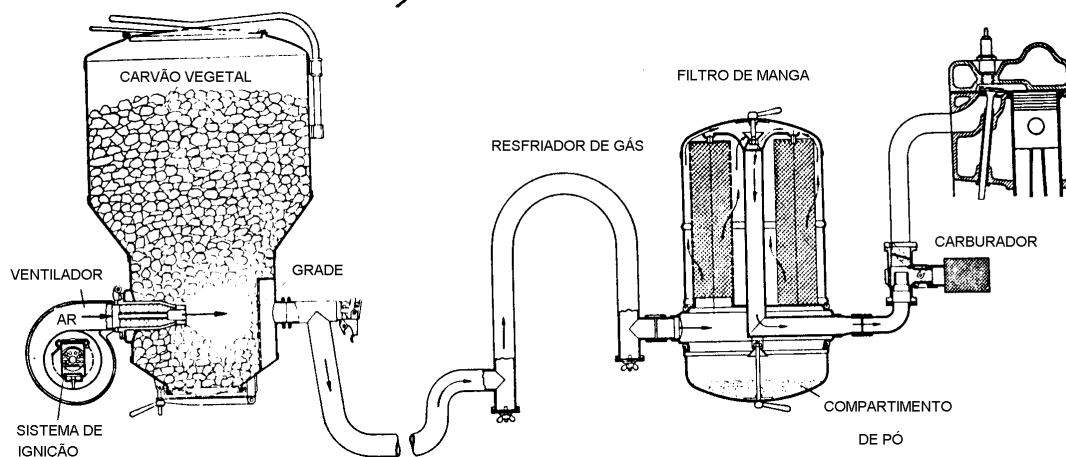


Figura 6.7b. Gaseificador de leito fixo acoplado a motor de combustão interna. Desenho desenvolvido para veículos Mercedes.

6.1.6 Perdas no gaseificador de leito fixo.

As principais perdas energéticas em um gaseificador de leito fixo são:

1. Calor sensível do gás. O gás sai em torno de 400°C.
2. Aquecimento da água do combustível.
3. Condução e radiação pelas paredes para o ambiente.
4. Calor sensível nas cinzas.

Por exemplo:

•Calor fornecido:

PCI do combustível sólido	100,0 %
Entalpia do ar	0,3 %
Entalpia do vapor	<u>2,4 %</u>
	102,7 %

•Energia útil

PCI do gás	82,0 %
------------	--------

•Perdas

Entalpia do gás	11,4 %
Entalpia do vapor não dissociável	3,4 %
Entalpia das cinzas	1,3 %
Radiação e condução pelas paredes	<u>4,6 %</u>
	102,7 %

- **Eficiência**

$$\varepsilon = \text{PCI}_g / \text{PCI}_{\text{comb}} \times 100 \%$$

Por exemplo para a Antracita: $\text{PCI} = 7800 \text{ kcal/kg}$
 1 kg gera $4,4 \text{ Nm}^3$ de gás com PCI de 1200 kcal/Nm^3

$$\varepsilon = (4,4 \times 1200 / 7800) \times 100 \% = 67,7 \%$$

Tabela 6.2. Poder calorífico do material sólido alimentado, e Poder calorífico do gás produzido

Combustível	Poder Calorífico Inferior, kcal/kg	Densidade, bruto, kg/m^3	kcal x 10^6 por m^3 no estado bruto	PCI do gás estimado kcal/Nm^3
Celulose	3500			
lenha	3700	350	1,3	1100
carvão veg.	7000	200	1,4	1400
Turfa	3400	320	1,1	950
Briquete de Linhito	4800	760	3,6	1100
Coque de linhito	5800		3,5	1300
Coque	6800		3,4	1350
Antracita	7800	800	6,2	1200

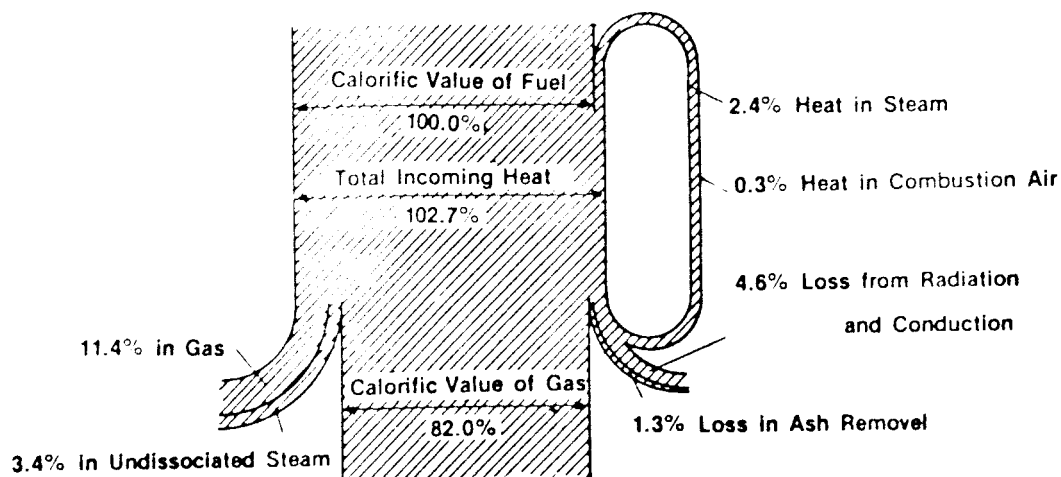


Figura 6.8. Diagrama Sankey para um gaseificador de leito fixo.

6.2 O Gaseificador Termoquip

O gaseificador industrial TERMOQUIP para lenha é do tipo fluxo co-corrente e seu reator foi projetado para produção de gás combustível com baixo teor de alcatrões.

A lenha deve ser cortada em toletes com dimensões características entre 6 e 12 cm e a alimentação é feita através do silo de carga com dupla tampa sem interrupção da produção de gás. Nos modelos de maior capacidade, a carga é feita com elevador tipo “Skip” de operação semi-automática. A remoção de cinzas é feita pelo selo de água que também atua como válvula de alívio para proteção do gaseificador.

A autonomia do gaseificador com uma carga completa é de cerca de uma hora de operação na capacidade nominal. A alimentação de lenha é solicitada automaticamente, quando necessário, por um controlador de nível através de um sistema de alarme instalado no painel.

O gaseificador opera levemente pressurizado e o gás de lenha deixa o gaseificador com pressão suficiente para distribuição até os queimadores sem necessidade de ventiladores adicionais na linha de gás quente. A pressão do sistema é mantida pelo ventilador de ar de gaseificação. O ar de gaseificação é preaquecido na camisa do ciclone ao trocar calor com o gás cuja temperatura é reduzida para cerca de 400 a 500 °C. Após a retirada de particulados no ciclone o gás está pronto para aplicação direta em grande número de processos térmicos, podendo ser conduzido por tubulação diretamente aos queimadores. A Figura 6.9 mostra um fluxograma do sistema TERMOQUIP de gaseificação.

A queima do gás é realizada em queimadores especificamente dimensionados para operar com gás de baixo poder calorífico. Opcionalmente estável em menos de dez minutos após a ignição e pode sofrer modulação na produção entre 30 e 100% da capacidade nominal.

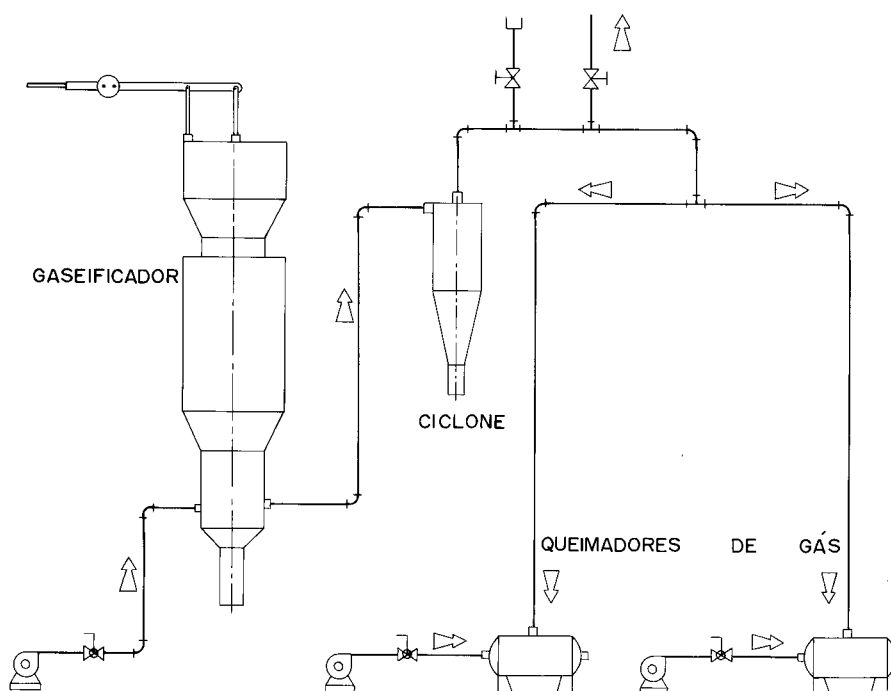


Figura 6.9. Fluxograma do sistema Termoquip.

6.3 O Gás De Lenha Como Combustível Industrial

6.3.1 Aplicações

A substituição de combustível derivado de petróleo por gás de lenha deve ser feita levando-se em consideração as necessidades térmicas do processo e características dos combustíveis como temperatura de chama, volume dos gases de combustão e quantidade de ar de combustão.

Em processos que operam até cerca de 1100 °C a substituição de combustíveis normalmente não exige modificações maiores do que a simples troca de queimadores. Em processos de temperatura próxima ou superior a 1100 °C e principalmente quando o equipamento adotar medidas para aumentar a temperatura de chama.

Como cerca de uma centena de gaseificadores de lenha em operação, a Termoquip acumula experiência em aplicações térmicas diversas, como:

- Fornos de tratamento térmico
- Fornos de queima de biscoito cerâmico
- Fornos de esmaltação de piso cerâmico
- Fornos de panificação contínuos e ciclomatérmicos
- Estufas
- Secadores para minérios do tipo rotativo e “Flash dryer”
- Fornos rotativos de calcinação
- Secadores de atomização
- Caldeiras
- Aquecedores de ar quente
- Fornos de fundição de metais não ferrosos

6.3.2 Composição e características do gás de lenha

O gás de lenha produzido pelo gaseificador TERMOQUIP é constituído de monóxido de carbono (15-23%) hidrogênio (13-16%), nitrogênio (42-45%), dióxido de carbono (9-11%) e vapor de água (11-18%).

A composição do gás depende fundamentalmente da umidade da lenha utilizada na gaseificação. A Figura 6.10, elaborada a partir de dados experimentais, mostra a influência da umidade da madeira na composição e poder calorífico do gás. A utilização de lenha com umidade elevada reduz o teor de componentes combustíveis (CO, H₂, CH₄) do gás produzido e aumenta o teor de inertes (H₂O e CO₂). A faixa de umidade de lenha recomendada para os gaseificadores TERMOQUIP é de 10 a 25%. Nessa faixa de umidade de lenha, o poder calorífico inferior do gás situa-se entre 1100 e 1400 kcal/. O poder calorífico do gás de lenha é consideravelmente menor do que o do gás natural, do GLP ou mesmo do gás de rua. Esse fato, e a baixa pressão do gás implica na necessidade de tubulações de distribuição de diâmetro relativamente grande, restringindo assim a geração do gás a áreas próximas do consumo.

Devido ao seu baixo poder calorífico não é viável armazenar a demanda e o sistema deve ser dimensionado para o consumo de pico.

Finalmente deve ser lembrado que por conter aproximadamente 20% de monóxido de carbono o gás de lenha é muito tóxico de forma que a instalação deve obedecer a critérios de segurança industrial.

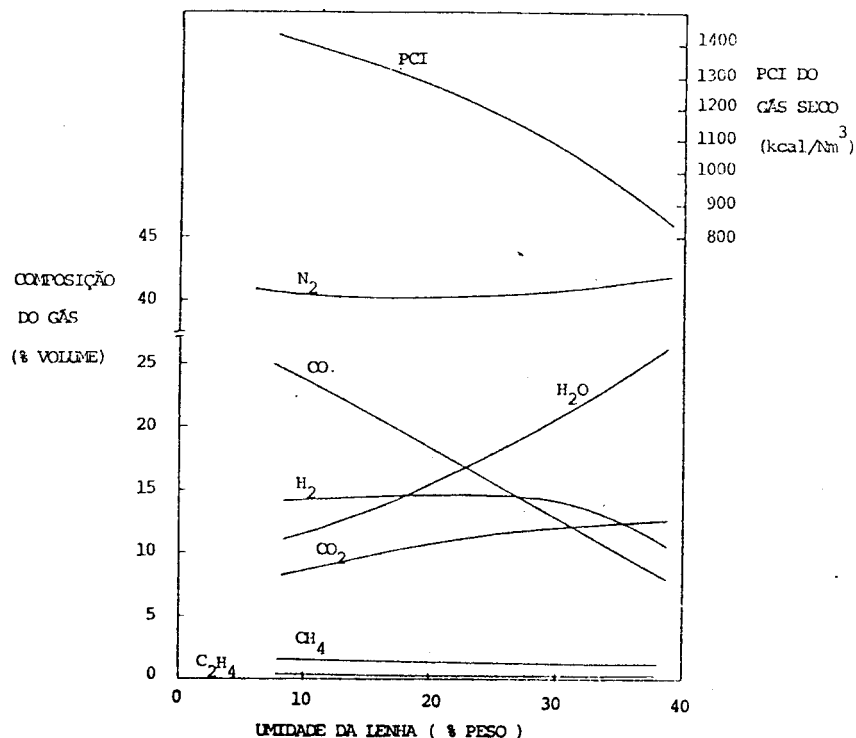


Figura 6.10. Influência da umidade da lenha na composição e pci do gás.

6.3.3 Eficiência energética do processo de gaseificação e equivalência energética

A eficiência energética do processo de gaseificação depende basicamente da quantidade de calor dissipada no sistema e quantidade de carbono não gaseificado removido. Um balanço energético típico de um gaseificador TERMOQUIP é mostrado na Figura 6.11. A alta eficiência energética do gaseificador TERMOQUIP, em torno de 90%, é obtida com o preaquecimento do ar de gaseificação, remoção controlada de carvão e cinzas e isolamento térmico do equipamento. A eficiência final do processo depende principalmente da temperatura de utilização do gás que é função do comprimento da tubulação e do seu isolamento térmico. O isolamento térmico é fundamental para se obter a alta eficiência energética pois o calor sensível do gás representa uma parcela significativa de sua energia. por exemplo, a 450 °C o calor sensível do gás representa cerca de 12,5% de sua energia.

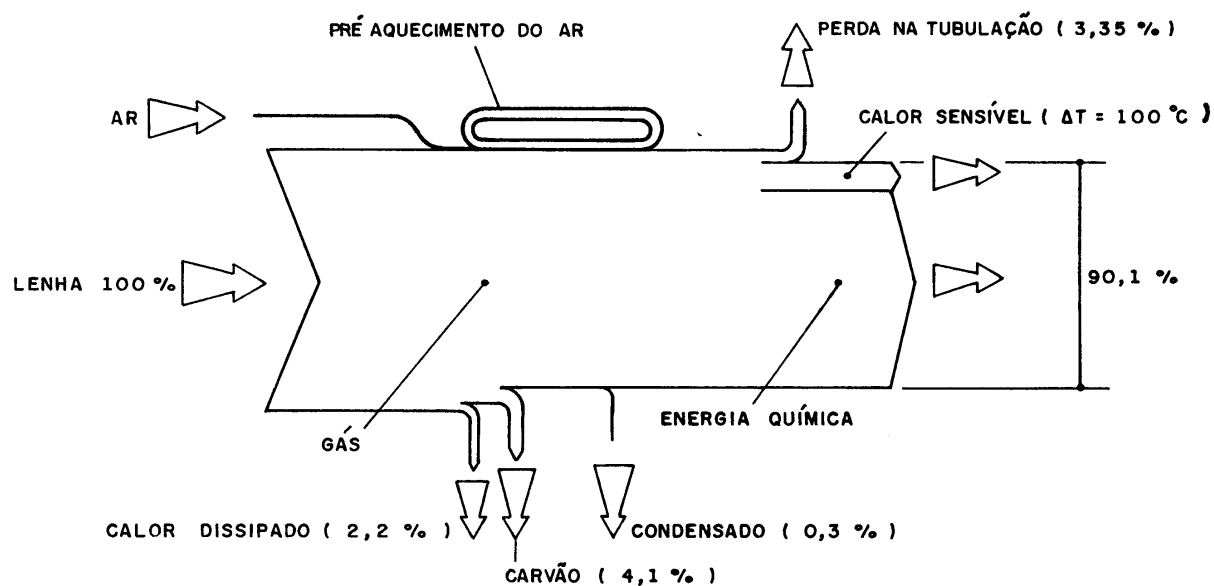


Figura 6.11. Balanço energético típico do processo Termoquip.

Com eficiência de gaseificação de 90% e utilizando-se lenha com poder calorífico de 3140/kg e densidade aparente de 375 kg/m³st, valores típicos para eucalipto, obtém-se com o gaseificador TERMOQUIP uma equivalência de 1m³ st de lenha por Gcal (1 milhão de kcal), substituindo aproximadamente 100 kg de óleo combustível.

A Tabela 6.3 mostra a capacidade nominal e a equivalência em óleo combustível dos gaseificadores TERMOQUIP.

A Tabela 6.4 mostra a equivalência energética de hidrocarbonetos combustíveis derivados de petróleo em relação à lenha gaseificada, considerando eficiência de gaseificação de 90%, lenha com 25% de umidade de 3140 kg e 375 kg/m³st e considerando também que a eficiência de queima original é mantida.

Tabela 6.3. Características técnicas dos gaseificadores Termoquip.

MODELO	CAPACIDADE DE GERAÇÃO (m ³ st/g)	CONSUMO MÉDIO DE LENHA (m ³ st/h)	EQUIVALÊNCIA COM LENHA kg/m ³ st
CD - 250	0,25	0,25	25
CD - 350	0,35	0,35	35
CD - 500	0,50	0,50	50
CD - 750	0,75	0,75	75
CD - 1000	1,00	1,00	100
CD - 1500	1,50	1,50	150
CD - 2000	2,00	2,00	200

Tabela 6.4. Equivalência energética de hidrocarbonetos derivados de petróleo e lenha.

COMBUSTÍVEL	DENSIDADE	PODER CALORÍFICO	EQUIVALÊNCIA COM LENHA kg/m ³ st
Óleo BPF	0,97 kg/l	9.770 kcal/kg	102
Óleo diesel	0,82 kg/l	10.260 kcal/kg	97
Óleo OC-4	0,86 kg/l	10.180 kcal/kg	98
Querosene	0,78 kg/l	10.380 kcal/kg	96
GLP	0,78 kg/l	10.800 kcal/kg	92

6.3.4 Utilização do gás de lenha em substituição a combustíveis derivados de petróleo.

A principal característica do gás de lenha quando comparado a combustíveis derivados de petróleo é o seu baixo poder calorífico devido à ausência de quantidade significativa de hidrocarbonetos na sua composição, associado à presença de elevado teor de inertes. Do ponto de vista térmico, a substituição de combustíveis derivados de petróleo por gás de lenha implica em operação com temperatura de chama mais baixa e com maior volume de gases de combustão.

a. Temperatura de chama e excesso de ar de combustão

A eficiência de combustão de combustíveis gasosos é superior à dos combustíveis líquidos devido ao menor excesso de ar necessário para queima completa. Devido à facilidade de se promover a mistura íntima de combustíveis gasosos com o ar, o excesso de ar necessário para a sua queima situa-se normalmente na faixa de 5 a 10% dependendo das características do queimador. Combustíveis líquidos, por outro lado, necessitam tipicamente de 20% de excesso de ar de combustão para evitar a formação de fuligem e fumaça. O excesso de ar de combustão reduz a eficiência de combustão pois parte da energia disponível é utilizada para aquecer o nitrogênio presente no ar em proporção 3,7 vezes maior que o oxigênio.

A Figura 6.12 mostra a variação da temperatura adiabática de chama do gás de lenha em função do excesso de ar de combustão empregado e da umidade da lenha. Como foi visto anteriormente (Figura 6.10) a umidade da lenha tem grande influência na composição e no poder calorífico do gás produzido. As curvas da Figura 6.12 indicam como é significativa a queda da temperatura adiabática da chama com a elevação do excesso de ar e também com o aumento da umidade da lenha gaseificada. Na realidade, devido a perdas de calor, a temperatura efetiva da chama é cerca de 350 °C inferior a temperatura adiabática. A Figura 6.12 mostra portanto que a queima com 10% de excesso de ar do gás obtido de lenha com 20% de umidade é limitada a processos com temperaturas de até cerca de 1150 °C.

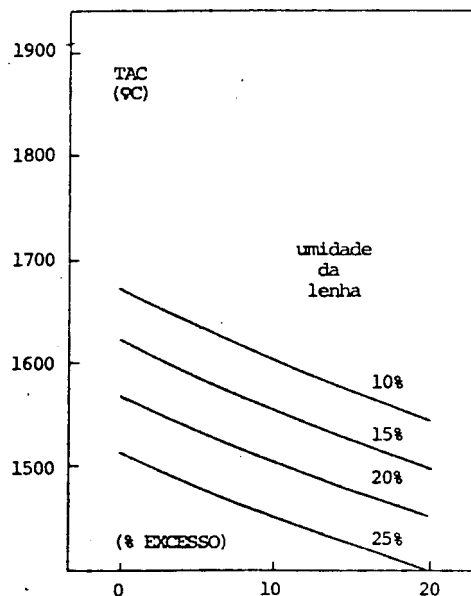


Figura 6.12. Tac x excesso de ar de combustão.

Em processos que não exigem alta temperatura, a chama mais branda do gás é até conveniente pois diminui o desgaste do forno e permite maior uniformidade térmica mesmo utilizando menor número de queimadores.

Em processos de temperatura próxima à temperatura limite será necessário analisar os efeitos da menor luminosidade e menor temperatura da chama na troca térmica por radiação para evitar que a produção seja comprometida.

O controle do excesso de ar é essencial para maximizar a eficiência de combustão e para aumentar a temperatura de chama. Normalmente o controle é feito visualmente por operadores com alguma prática, porém resultados consideravelmente mais precisos são obtidos quando o controle do excesso de ar é feito através de análises dos gases de exaustão em aparelhos como o Orsat ou Fyrite e similares. Os produtos de combustão do gás de lenha com ar em condições estequiométricas apresentam em base seca teores de CO_2 na faixa de 19 a 20% enquanto que para óleos combustíveis obtêm-se teores na faixa de 15 a 16% e com gases de médio e alto poder calorífico na faixa de 12 a 14%.

b. Volume de produtos de combustão

O gás de lenha ao ser queimado gera um volume de produtos de combustão cerca de 30 a 40% mais elevado do que a média dos volumes gerados pelos derivados de petróleo para a mesma temperatura de operação e mesma quantidade de energia liberada. As principais consequências diretas desse maior volume de produtos de

combustão e portanto maior velocidade dos fumos através do equipamento térmico são:

- Melhor troca de calor onde esta depende da convecção forçada;
- Aumento da perda de carga pelo equipamento térmico e chaminés de modo que poderá ser necessário aumentar a tiragem para rebalancear as pressões internas.

c. Métodos para elevação da temperatura de chama

Existem diversos recursos através dos quais a temperatura de chama pode ser aumentada:

— **Conservação do calor sensível do gás de lenha:**

O gás deixa o ciclone a cerca de 500 °C. A conservação do calor sensível do gás maximiza a eficiência do processo e a temperatura de chama. Para evitar perda excessiva de temperatura do gás, a tubulação deve ser isolada e as distâncias devem ser minimizadas pois a perda de 350 °C na temperatura do gás representa perdas de cerca de 10% na eficiência e 100 °C na temperatura de chama. Na confecção das Figuras 6.12 a 6.15 considerou-se que o gás chega ao queimador a 300 °C.

— **Secagem de Lenha**

A umidade da lenha tem um significativo efeito prejudicial na temperatura de chama do gás de lenha. As Figuras 6.12 a 6.15 mostram que uma redução da umidade da lenha de 25% para 15% significa uma elevação cerca de 100 °C na temperatura de chama. A secagem da lenha pode ser acelerada utilizando-se ar ou gases de combustão com temperatura entre 100 e 180 °C.

— **Preaquecimento do ar de combustão através de recuperadores de calor**

Quando houver potencial térmico nos gases efluentes dos fornos, o preaquecimento do ar de combustão até cerca de 450 °C em recuperadores de calor metálico é uma alternativa de custo relativamente baixo, que eleva a temperatura da chama em cerca de 150 °C, além de aumentar a eficiência do forno. A Figura 6.13 mostra o efeito do preaquecimento do ar de combustão na temperatura adiabática de chama do gás de lenha.

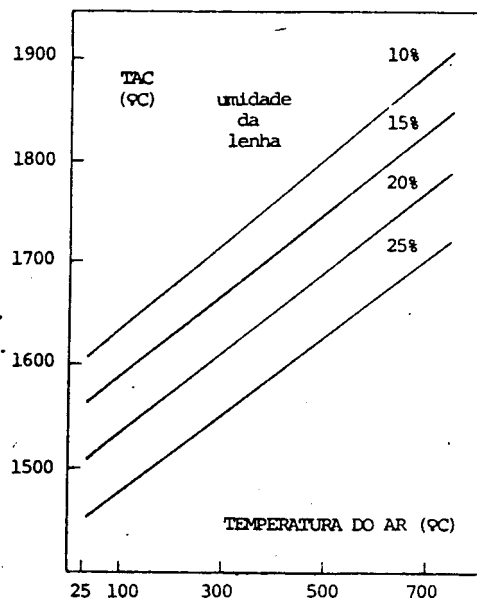


Figura 6.13. Tac x preaquecimento do ar de combustão.

— Enriquecimento do ar de combustão com oxigênio

O enriquecimento do ar de combustão reduz o volume de gases inertes que participam do processo (cada volume de oxigênio adicionado ao ar de combustão permite suprimir quatro volumes de nitrogênio), resultando em temperaturas de chama mais altas conforme mostra a Figura 6.14. Dessa forma o enriquecimento do ar de combustão de 21 para 24% de oxigênio eleva a temperatura de chama em cerca de 80 °C.

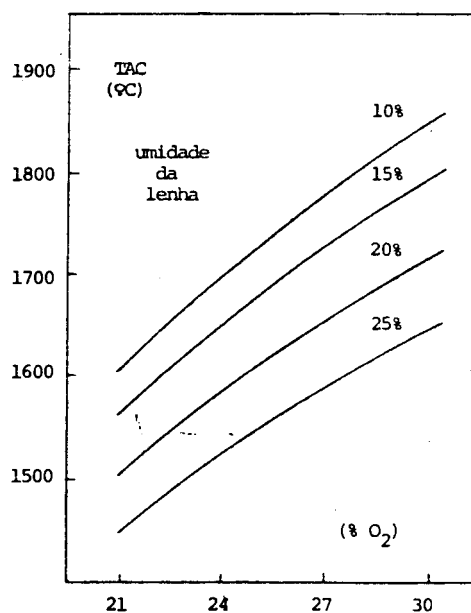


Figura 6.14. Tac x teor de O₂ no ar de combustão.

— **Queima mista com um combustível líquido ou gasoso derivado do petróleo.**

Essa é uma alternativa que significa substituição apenas parcial do derivado de petróleo.

A Figura 6.15 mostra a variação da temperatura adiabática da chama em função da proporção de óleo utilizado na queima mista.

Com o controle do excesso de ar de combustão e com a adoção de medidas simples como secagem de lenha e isolamento da linha de gás, combinadas com o preaquecimento do ar de combustão ou seu enriquecimento com oxigênio, verifica-se pelas Figuras 6.12 a 6.15 que atinge-se facilmente 1300 °C da temperatura efetiva de chama.

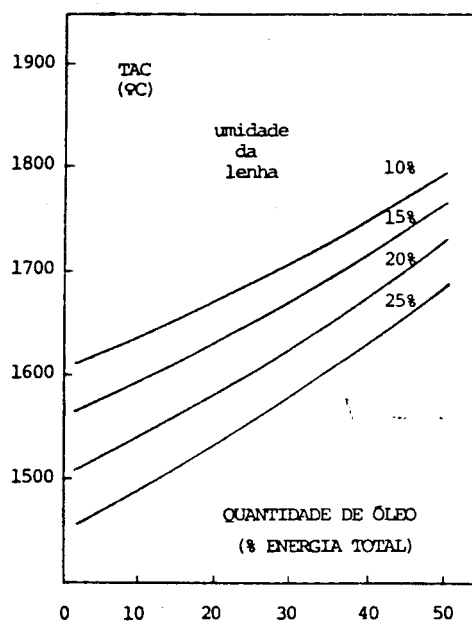


Figura 6.15. Tac x quantidade de óleo na queima mista.

6.4 Gaseificação em Leito Fluidizado

6.4.1 Informações bibliográficas

a. Resumo

Somente a partir de 1986 as pesquisas sobre gaseificação de biomassa em leito fluidizado parecem ter sido intensificadas. No período entre 1980 e 1985 foram encontrados apenas três publicações sobre o assunto, enquanto que referentes ao período entre 1986 e 1991 foram encontrados 13 trabalhos.

Na referência [44] comenta-se o fato de que os primeiros trabalhos sobre gaseificadores de biomassa em leito fluidizado são de 1974 e 1975.

Na tabela 6.5 apresentamos um resumo dos dados encontrados na literatura sobre gaseificadores de biomassa em leito fluidizado, onde se observa que a biomassa mais pesquisada é a madeira, existindo pouca informação sobre gaseificação de casca de arroz, serragem e bagaço de cana *in natura*.

A tecnologia *Biosyn* de leito fluidizado foi desenvolvida nos anos 80 para converter resíduos lignocelulósicos em gás sintético, visando a produção de metanol. Em 1990 o processo foi utilizado para converter resíduos sólidos em gás de baixo poder calorífico. Na figura 6.16 [47] mostra-se um esquema da planta piloto de 50 kg/h instalada na *Universidade de Sherbrook*, Canadá.

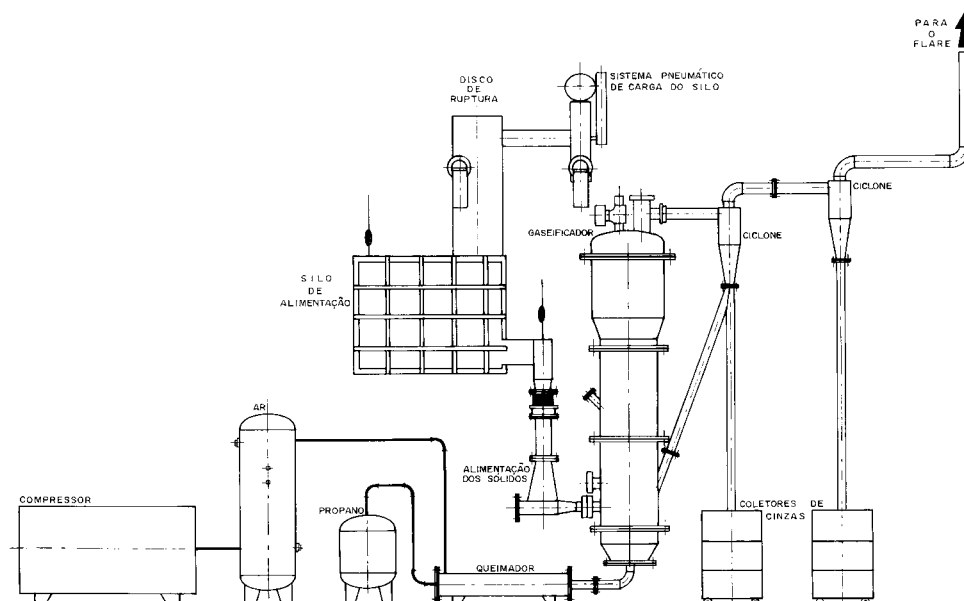


Figura 6.16. Esquema de instalação de gaseificador do leito fluidizado do GRTPC da *Université de Sherbrooke*, Canadá [47].

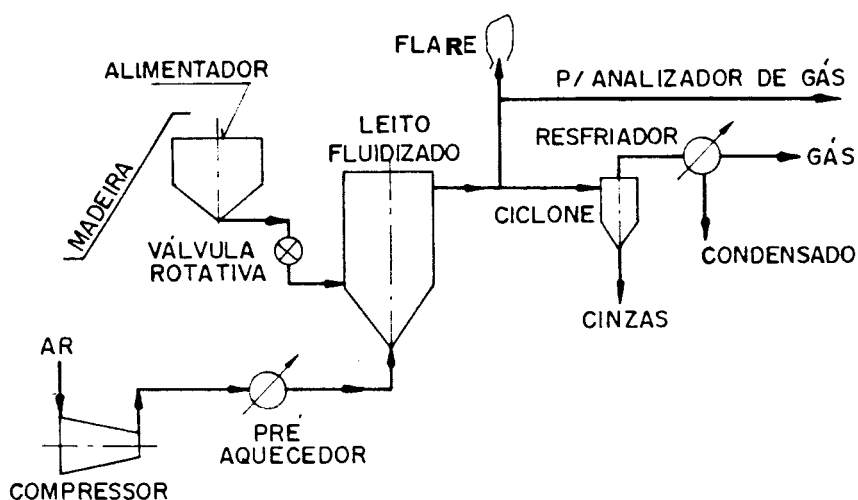


Figura 6.17. Esquema de instalação do gaseificador de leito fluidizado do *Dept. of Chem. Eng. and Ind. Chemistry, Free University of Brussels*, Bélgica [44].

Uma unidade de gaseificação de madeira em leito fluidizado, com 0,8 m de diâmetro interno, foi construída pela Universidade de Bruxelas e seu esquema é mostrado na figura 6.17 [44].

b. Dimensões do reator e parâmetros de operação do gaseificador

Pela referência [48] verifica-se a existência de problemas de sinterização da areia para temperaturas superiores a 850 °C para a casca de arroz. Nessa referência descreve-se a presença de secções isotérmicas no interior do leito e na parte superior do *free-board*. Verifica-se também que o fator de ar é o parâmetro mais importante para a operação na gaseificação.

A temperatura de leito correspondente ao maior poder calorífico do gás é de 780 °C, para serragem e aparas de madeira [23]. Não se observa alteração significativa no gás produzido com a variação da altura do leito fluidizado.

Em [49], os fatores determinantes de operação do leito são a temperatura do mesmo e a relação ar/combustível. Ressalta-se também que o processamento da casca de arroz em temperaturas acima de 900 °C é problemático devido a sinterização das cinzas.

O menor fator de ar em que se conseguiu uma temperatura constante foi de 0,2, não havendo estabilidade de temperatura com fatores de ar menores que este [44]. Um gaseificador de leito fluidizado não pode manter reações auto-térmicas com fator de ar menor que 0,2.

Verifica-se que existem dificuldades para se atingir a taxa de alimentação suficiente de bagaço em natura para uma gaseificação otimizada [40].

Existe uma dependência entre a quantidade de gás produzida por quilograma de biomassa (em base seca) e o fator de ar [50]. Em condições consideradas ótimas, esta relação vale $2,5 \text{ Nm}^3_{\text{gás}} / \text{kg}_{\text{biomassa}}$ em base seca. A referência [47] apresenta este fator como $2,4 \text{ Nm}^3_{\text{gás}} / \text{kg}_{\text{biomassa}}$ em base seca.

Ressalta-se a importância da alimentação constante de combustível para a operação do reator, sendo que uma flutuação na taxa de alimentação afeta rapidamente a composição do gás e a temperatura do leito [44].

Existem poucas informações sobre gaseificadores comerciais para biomassa. Só a Omnifuel [23] e a Studsvik [52], apresentam algumas informações, com poucos dados de operação.

c. Altura do leito e velocidade de fluidização

Na referência [47] utilizou-se uma velocidade superficial do gás de 0,74 m/s, sendo o único autor a apresentá-la.

A altura total do reator citada por alguns autores, é 4000 mm nas referências [44] e [47] 128 e 3660 mm na referência [49].

A altura do leito citada é a de leito estático, tendo valores de 600 mm [49], 800 mm [53], entre 450 e 600 mm [47] e entre 300 e 1000 mm [54].

d. Eficiência e perdas dos gaseificadores

Nota-se uma diferença significativa entre as eficiências das diversas biomassas, 84 % para serragem, 80 % para coco e palmoil e 35 % para casca de arroz.

O conteúdo de alcatrão nos gases diminui rapidamente com o aumento da temperatura de operação do leito, desde valores maiores de 10000 mg/m^3 para temperatura de 700°C até valores de 400 mg/m^3 para temperatura de 900°C . Ver figura 1.9 já comentada anteriormente [24].

e. Sistema de alimentação de combustível

São encontrados na literatura vários tipos de alimentadores, constituídos de:

- — silo, rosca primária, válvula rotativa e rosca secundária, conforme esquema da figura 6.18, com entrada de biomassa pela parte inferior do leito [44,49].

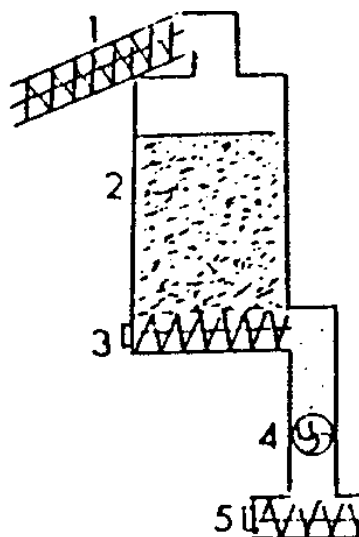


Figura 6.18. Esquema de um sistema de alimentação de biomassa em leito fluidizado [44,49].

Tabela 6.5. Dados encontrados na literatura sobre gaseificadores de biomassa em leito fluidizado.

tipo biomassa	diam. reator	T_l	fator de ar	$PC_{gás}$	composição do gás %			efici- ência	refe- rência	ano
					CO	H ₂	CH ₄			
	mm	°C		MJ/Nm ³	%	%	%	%		
casca de arroz ⁽¹⁾	406	721 a	0,48 a	6,3	12,2	4,7	6,7	63a67	[49]	1989
		871	0,86	($PCI_{gás}$)				(a frio)		
		600 a	0,24 a	5,7	10,4	4,7	6,0	35	[48]	1990
		850	0,45	($PCS_{gás}$)				⁽¹¹⁾		
coco ⁽²⁾		650 a	0,15 a	6,3	12,3	8,0	3,2	78	[48]	1990
		900	0,35	($PCS_{gás}$)				⁽¹¹⁾		
coco de dendê ⁽³⁾		720 a	0,12 a	6,6	13,4	7,6	4,0	83	[48]	1990
		970	0,37	($PCS_{gás}$)				⁽¹¹⁾		
madeira ⁽⁴⁾	800	680 a	0,26 a	6,2	13,2	10,7	5,2	65a70	[50]	1988
		975	0,90	($PCS_{gás}$)				⁽¹¹⁾	[44]	1989
faia (madeira)	300	700 a		4,5 a 6,0				68a76	[24]	1983
		950		($PCI_{gás}$)				⁽¹¹⁾		
aparas de madeira ⁽⁵⁾	150	780	0,30 a	5,0	16,0	4,2	4,2	52	[56]	1989
			1,10	($PCS_{gás}$)				(a frio)		
serragem e aparas de madeira ⁽⁶⁾		760		5,0	11,0	7,5	4,8	84	[23]	
				⁽¹¹⁾				(a frio)		
madeira(60% eucalipto) ⁽⁷⁾		750 a		6,8	17,1	12,0	4,9	75	[57]	1984
		950		($PCS_{gás}$)				(a frio)		
eucalipto ⁽⁸⁾			0,25	5,3					[58]	1989
				($PCS_{gás}$)					[59]	1990
bagaço peletizado ⁽⁹⁾	480	655 a		6,4	19,2	4,7	5,0	55	[40]	1986
		850		($PCS_{gás}$)				(a frio)		
talos de algodão		766	0,21	4,5	17,0	8,7	2,6		[60]	1981
				⁽¹¹⁾						
casca de amendoa ⁽¹⁰⁾	660	729		5,2	12,3	11,5	5,9	35,2	[36]	1986
				($PCS_{gás}$)			⁽¹⁴⁾	(a frio)		
palha de alfafa ⁽¹⁰⁾	660	755		5,6	14,8	10,7	6,1	44,5	[36]	1986
				($PCS_{gás}$)			⁽¹⁴⁾	(a frio)		
talos de algodão ⁽¹⁰⁾	660	768		5,2	12,8	9,5	6,1	42,3	[36]	1986
				($PCS_{gás}$)			⁽¹⁴⁾	(a frio)		
palha de arroz ⁽¹⁰⁾	660	761		5,0	16,0	7,4	7,4	42,2	[36]	1986
				($PCS_{gás}$)			⁽¹⁴⁾	(a frio)		
MSW (lixo urbano) ⁽¹²⁾	300	700 a	0,24	8,2	13,8	4,7	2,3		[55]	1991
		800	a 0,32	($PCS_{gás}$)						
resíduo de madeira ⁽¹³⁾	300	743	0,30	5,8	15,3	9,0	5,5		[47]	1991
				($PCS_{gás}$)			⁽¹⁴⁾			

1. —Composição e $PCI_{gás}$ para temperatura do leito de 760 °C para referência [49]. Composição do gás para temperatura do leito de 668 °C para referência [48].
2. —Composição do gás para temperatura do leito de 700 °C e $PCS_{gás}$ com FA=0,23.
3. —Composição do gás para temperatura do leito de 800 °C e $PCS_{gás}$ com FA=0,25.
4. —Composição e $PCS_{gás}$ para temperatura do leito de 800 °C.
5. —Composição e $PCS_{gás}$ com FA=0,3.
6. —Indefinida.
7. —Composição e $PCS_{gás}$ para temperatura do leito de 800 °C.
8. — $PCS_{gás}$ com FA=0,25.
9. —Composição, $PCS_{gás}$ e η_f com A/C=1,25.
10. —Valores médios.
11. — Parâmetro não definido corretamente. No caso do poder calorífico o autor não esclarece se se trata de $PCI_{gás}$ ou $PCS_{gás}$, e no caso da eficiência se se refere a eficiência a frio ou a quente.

12. —Composição e $PCS_{gás}$ para temperatura do leito de 700 °C.
13. —Composição e $PCS_{gás}$ para temperatura do leito de 743 °C.
14. —hct = hidrocarbonetos totais.

Nas referências [47,55], os autores citam o alto teor de água (18 %) e baixo teor de carbono e alcatrão não convertidos em gás (respectivamente 2,6 % e 3,4 %) no gás produzido.

- —duas entradas de combustível, a 100 mm acima da placa distribuidora de ar [50].
- —dois pontos de entrada de combustível no reator: um inferior, logo acima da placa de distribuição de ar e outro acima do leito expandido [53].
- —duas entradas, uma 290 mm acima da placa distribuidora de ar e outra a 480 mm da placa, com silo e duas roscas transportadoras, sem porém a válvula rotativa [47].

Na referência [55] comenta-se que pelo alimentador é introduzido ao leito 20 % do ar total.

f. Partida do reator

Na referência [44] é destacada a variação da temperatura do leito em função do tempo, durante a partida, estando indicadas as diferentes fases de operação. Faz-se o aquecimento pré aquecendo o ar, com tempo total de partida de 2 horas e 30 minutos.

Em [57] o aquecimento de partida deu-se com GLP até a temperatura de 510-540 °C. O desligamento do queimador de partida se dá com temperatura do leito entre 505 e 530°C.

Pela referência [55], o aquecimento para a partida se dá com propano até que o leito atinja 400 °C, passando-se a se alimentar biomassa e trabalhar em regime de combustão, passando então ao regime de gaseificação. O mesmo procedimento é feito no trabalho da referência [47].

A referência [44] apresenta um gráfico de partida, aqui reproduzido na figura 6.19. O aquecimento do leito é feito até 500 °C, com alimentação intermitente a partir de 350 °C.

6.5 Aspectos teóricos da gaseificação

Ao se proceder o modelamento de um gaseificador, pode-se determinar a composição do gás produzido através de equações termoquímicas. Estas equações prevêm o estado de equilíbrio das reações básicas envolvidas na gaseificação em função dos principais parâmetros, ou seja, pressão, temperatura, umidade do combustível, teor de oxigênio no agente gaseificador e tipo de combustível.

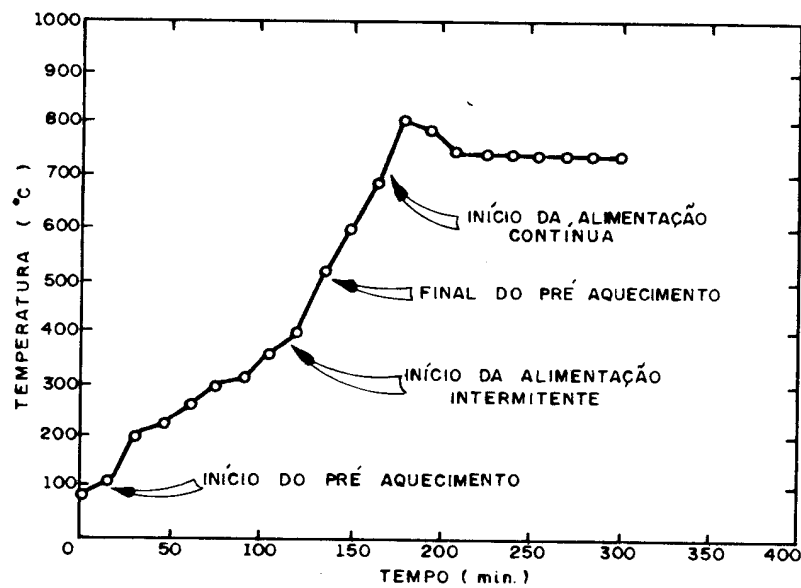


Figura 6.19. Gráfico do aquecimento do leito na partida [44].

6.5.1 Balanço energético do gaseificador

Um diagrama esquemático simplificado para ilustrar o balanço energético pode ser visto na figura 6.20.

O balanço de massa do gaseificador fica:

$$(V_{gás} \cdot I,3 + m_{cin} / V_{ar} \cdot I,2 + m_c).100 = B \quad (6.1)$$

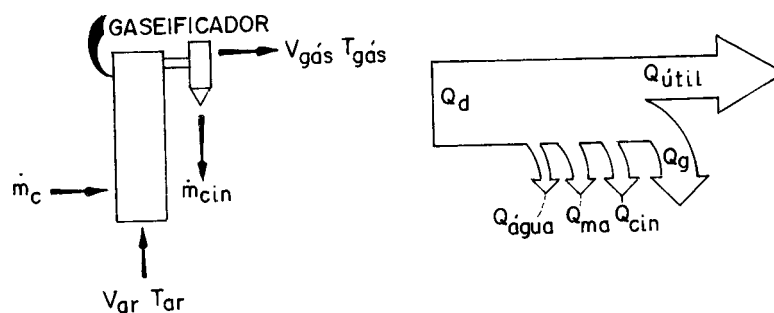


Figura 6.20. Diagrama esquemático para o balanço energético.

onde: B = fechamento do balanço de massa, igual a 100 % quando ideal.

O volume de ar necessário para a combustão estequiométrica pode ser calculado pela equação [68]:

$$VA = 0,0889 (C^t + 0,375 S^t) + 0,265 H^t - 0,033 O^t \quad (6.2)$$

C^t = teor de carbono na biomassa, % em massa,
 S^t = teor de enxofre % em massa,
 H^t = teor de hidrogênio % em massa,
 O^t = teor de oxigênio % em massa.

O cálculo do fator de ar FA é:

$$FA = (V_{ar}/m_c) / VA \quad (6.3)$$

O cálculo do poder calorífico inferior do gás pode ser calculado pela fórmula [69]:

$$PCI_{gás} = 0,126 \cdot C_{CO} + 0,358 \cdot C_{CH4} + 0,108 \cdot C_{H2} \quad (6.4)$$

O balanço energético, referenciado a base úmida, pode ser descrito como

$$Q_d = Q_{útil} + Q_g + Q_{cin} + Q_{ma} \quad (6.5)$$

$$Q_{ar} = FA \cdot (h_{a2} - h_{a1}) \quad (6.6)$$

$$h_{a2} = VA \cdot cp_{a2} \cdot t_{a2} \quad (6.7)$$

$$h_{a1} = VA \cdot cp_{a1} \cdot t_{a1} \quad (6.8)$$

$$Q_d = PCI + Q_{ar} \quad (6.9)$$

$$Q_{útil} = (V_{gás} / m_c) \cdot PCI_{gás} \quad (6.10)$$

$$Q_g = (h_{gás} - FA \cdot h_{a1}) \quad (6.11)$$

$$h_{gás} = [C_{CO} \cdot h_{CO} + \dots + C_{CO2} \cdot h_{CO2}] \cdot V_{gás} / m_c \quad (6.12)$$

$$Q_{carb} = (m_{cin} / m_c \cdot 100) \cdot [C_{carb} \cdot PCI_{carb}] \quad (6.13)$$

$$Q_{cs} = (m_{cin} / m_c \cdot 100) \cdot c_{cin} \cdot (t_s - t_e) \quad (6.14)$$

$$Q_{cin} = Q_{carb} + Q_{cs} \quad (6.15)$$

$$c_{cin} = 0,832 + 0,00167 \cdot t_{cin} \quad (6.16)$$

As perdas ao meio ambiente podem ser estimadas por [70]:

$$Q_{ma} = \sum_{i=1}^n (u_i \cdot A_i / m_c) \cdot (t_{si} - t_e) \quad (6.17)$$

onde:

Q_d = energia disponível, MJ/kg_{comb}

$Q_{útil}$ = energia útil, MJ/kg_{comb}

Q_g = perda de energia pela entalpia do gás, MJ/kg_{comb}

- Q_{carb} = perda de energia pelo carbono não queimado nas cinzas, MJ/kg_{comb}
 Q_{cs} = perda de energia pela entalpia das cinzas, MJ/kg_{comb}
 Q_{cin} = perda de energia total com o arraste das cinzas, MJ/kg_{comb}
 Q_{ma} = perda de calor ao meio ambiente, MJ/kg_{comb}
 Q_{ar} = energia do ar do compressor, MJ/kg_{comb}
 PCI = poder calorífico inferior do combustível, MJ/kg_{comb}
 h_{a2} = entalpia do ar na saída do compressor, MJ/kg_{comb}
 h_{a1} = entalpia do ar na entrada do compressor, MJ/kg_{comb}
 V_{ar} = vazão de ar, Nm³/s
 VA = volume de ar estequiométrico, Nm³/Kg_{comb}
 FA = fator de ar, Nm³/kg
 cp_{a2} = calor específico do ar a t_{a2} , MJ/Nm³ °C
 cp_{a1} = calor específico do ar a t_{a1} , MJ/Nm³ °C
 t_{a2} = temperatura do ar na saída do compressor, °C
 t_{a1} = temperatura do ar na entrada do compressor, °C
 $V_{gás}$ = vazão do gás na saída do reator, Nm³/s
 m_c = vazão massica de combustível, kg/s
 $PCI_{gás}$ = poder calorífico inferior do gás combustível, MJ/Nm³
 C_{CO} = concentração de CO nos gases, %
 C_{CH4} = concentração de CH₄ nos gases, %
 C_{H2} = concentração de H₂ nos gases, %
 $h_{gás}$ = entalpia do gás a t_s , MJ/kg_{comb}
 h_{CO} = entalpia do gás CO a t_s , MJ/kg_{comb}
 h_{CO2} = entalpia do gás CO₂ a t_s , MJ/kg_{comb}
 c_{cin} = calor específico das cinzas [68], nos gases, MJ/Nm³ °C
 C_{carb} = concentração de carbono nas cinzas [68], nos gases, %
 t_{cin} = temperatura das cinzas, no ciclone, °C
 PCI_{carb} = poder calorífico inferior do carbono fixo [71] = 32,804 MJ/kg
 t_s = temperatura do gás antes do ciclone, °C
 t_e = temperatura de entrada do combustível no reator, °C
 u_i = coeficiente de transferência de calor numa secção i , MJ/m²
 A_i = área na secção do reator numa secção i , m²
 t_{si} = temperatura externa do reator numa secção i , °C
 m_{cin} = vazão massica de cinzas, kg/s

6.5.2 Eficiência do gaseificador

Definindo-se:

$$q_{útil} = Q_{útil} \cdot 100 / Q_d \quad (6.18)$$

$$q_g = Q_g \cdot 100 / Q_d \quad (6.19)$$

$$q_{carb} = Q_{carb} \cdot 100 / Q_d \quad (6.20)$$

$$q_{carb} = Q_{carb} \cdot 100 / Q_d \quad (6.21)$$

$$q_{ma} = Q_{ma} \cdot 100 / Q_d \quad (6.22)$$

e dividindo-se a equação 6.5 por Q_d e multiplicando por 100 %, temos

$$100 = q_{\text{útil}} + q_g + q_{carb} + q_{cs} + q_{ma} \quad (6.23)$$

Podemos definir a eficiência a frio como:

$$Ef_f = Q_{\text{útil}} / Q_d \quad (6.24)$$

e a eficiência a quente como:

$$Ef_q = Ef_f + q_g \quad (6.25)$$

Q_{ma} pode ser calculado pela equação 6.23 no lugar da equação 6.17 .

6.6 Gaseificação de Biomassa em Leito Fluidizado: Trabalho Experimental Desenvolvido na Unicamp.

6.6.1 Equipamento

I. Reator de leito fluidizado

O equipamento utilizado é constituído por um tubo cilíndrico com 250 mm de diâmetro externo, de aço inox 316, revestido internamente com concreto refratário com 25 mm de espessura, resultando em um reator com 200 mm de diâmetro interno. A altura total do reator é de 2000 mm, sendo a altura do refratário de 700 mm. Externamente o reator é isolado com lã mineral Fiberfrax B6 de densidade de 96 kg/m^3 , com espessura de 50 mm na região do leito (600 mm de altura) e 25 mm na região do *free-board* imediatamente acima do leito (entre 600 mm e 1200 mm, a contar da placa distribuidora de ar). Podemos ver uma foto do equipamento na figura 6.14, um diagrama esquemático na figura 6.15 e um diagrama dimensional na figura 6.16.

Pontos de medição de temperatura interna do reator, com termopares *tipo k*, estão colocados ao longo da altura do reator, distanciados de aproximadamente 150 mm, a partir de 150 mm da placa distribuidora de ar, como podemos ver pelo diagrama apresentado na figura 6.17.

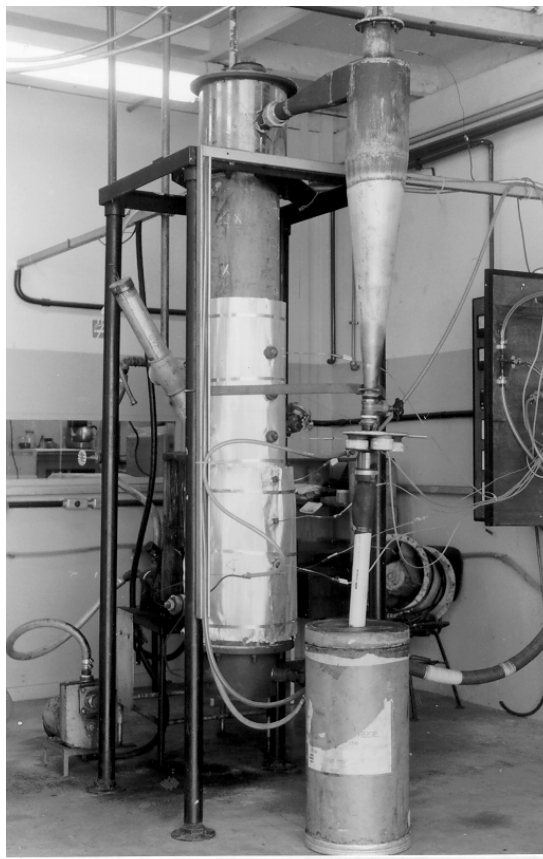


Figura 6.14. Foto do gaseificador de leito fluidizado.

O ar de alimentação é fornecido por um compressor tipo Roots (Omel SR-07-12HP), sendo a vazão medida por placa de orifício calibrada. A distribuição de ar para o leito é feita por um plenum e placa de distribuição com aproximadamente 2000 furos de 1,5 mm.

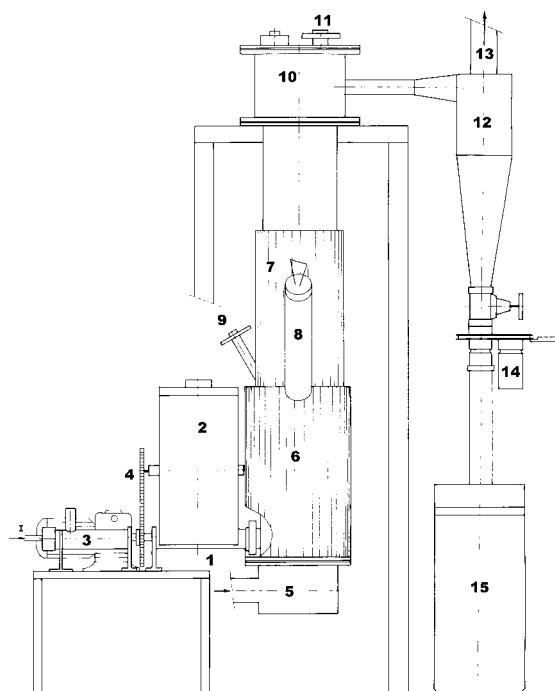


Figura 6.15. Diagrama esquemático do gaseificador de leito fluidizado.

Na saída do reator há um ciclone que permite coletar partículas não queimadas de carvão junto com as cinzas. O gás proveniente do reator é descarregado na atmosfera por uma chaminé de 6 m de altura, após passar pelo ciclone .

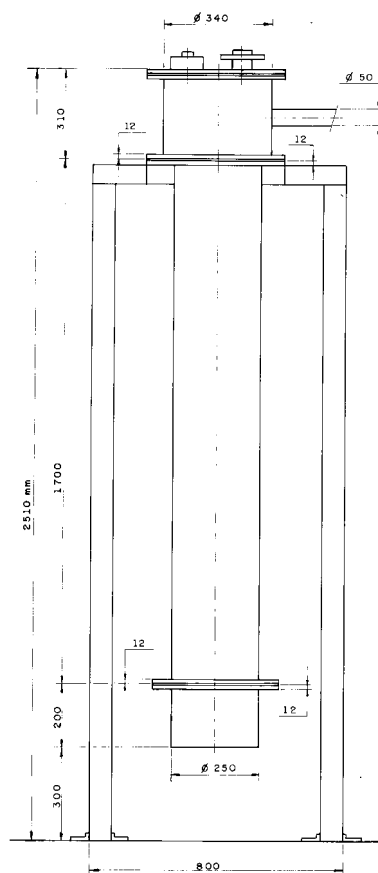


Figura 6.16. Diagrama dimensional do gaseificador de leito fluidizado.

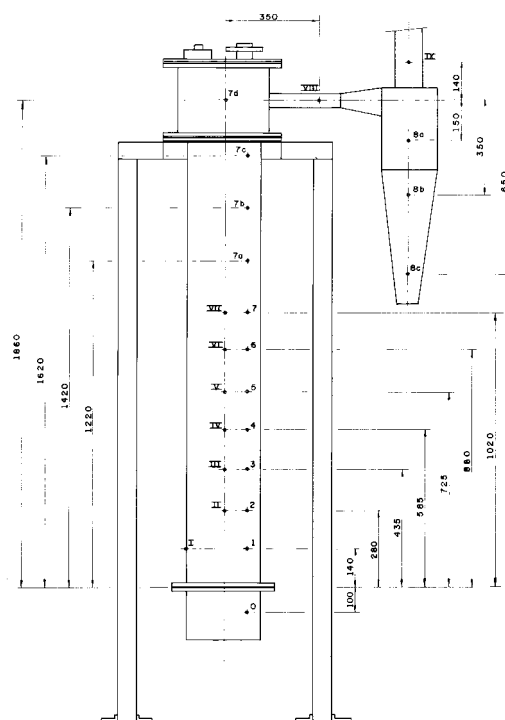


Figura 6.17. Diagrama com indicação dos pontos de medição de temperatura no reator.

A biomassa é introduzida no reator por um silo dotado de uma rosca alimentadora. A entrada da alimentação no leito se localiza a 50 mm da placa distribuidora. A rosca alimentadora é refrigerada internamente com água e sua velocidade é controlada por um moto-variador. Do mesmo modo que para outros pesquisadores[23,40,48] este foi o componente que mais problemas apresentou, sendo feitas tentativas com dois passos de rosca e três tipos de silo diferentes no alimentador, até se conseguir uma configuração que funcionasse a contento, como mostrado na figura 6.18.

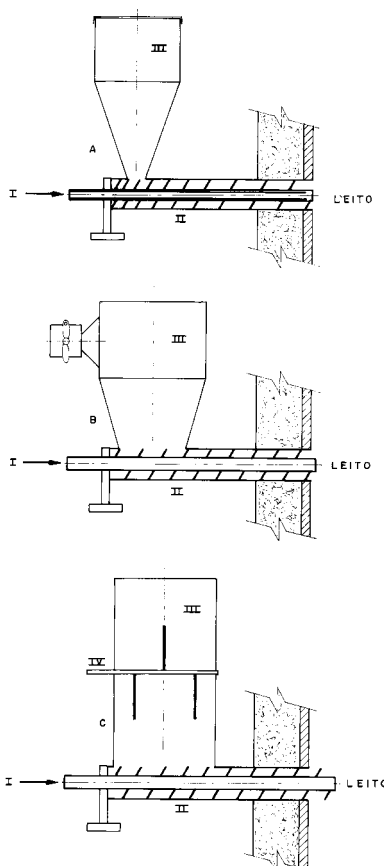


Figura 6.18. Tipos de alimentadores utilizados.

O material inerte do leito é formado por óxido de alumínio branco (alumina) com granulometria apresentada na tabela 5.8 capítulo 5. A altura do leito estacionário variou entre 280 mm e 570 mm.

II. Sistema de amostragem do gás.

A amostragem do gás foi feita logo na saída do ciclone por um sistema mostrado na figura 6.19. A amostra de gás era succionada da tubulação de exaustão de gás do reator por um tubo, passando por um filtro de estopa de algodão, por um separador de água, entrando no analisador contínuo, passando por um filtro de papel, pela bomba de vácuo, pela célula de análise, dirigindo-se por fim ao cromatógrafo a gás ou a um *by-pass* para a atmosfera.

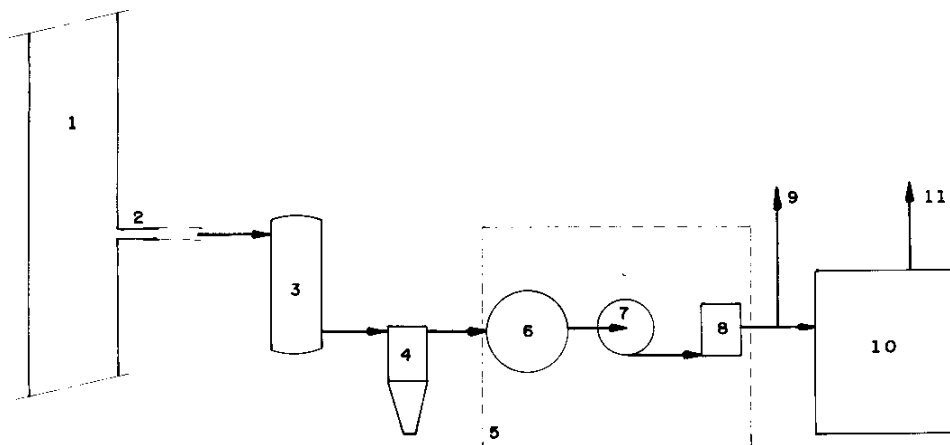


Figura 6.19. Sistema de amostragem do gás. 1. Tubulação de saída do gás do reator; 2. Tubo de amostragem do gás; 3. Filtro de estopa; 4. Separador de água; 5. Analisador contínuo de CO; 6. Filtro do analisador; 7. Bomba de vácuo; 8. Célula do analisador; 9. By-pass; 10. Cromatógrafo a gás; 11. Saída dos gases do Cromatógrafo.

III. Metodologia dos ensaios

Para o aquecimento do reator, foram tentados vários procedimentos de partida do gaseificador:

- aquecimento do reator sem material inerte e alimentação simultânea e lenta da biomassa e do material inerte;
- aquecimento do leito com gás quente gerado no plenum;

Porém o procedimento que melhor resultado apresentou foi o descrito a seguir:

Injeta-se ar e GLP no plenum e acende-se por cima do leito de alumina, por aproximadamente uma hora para aquecer o leito até a temperatura de 700°C; desliga-se o GLP e aumenta-se gradativamente o ar até o início da fluidização; alimenta-se imediatamente a biomassa em taxa suficiente para a combustão; ao atingir temperatura do leito próxima à esperada para a gaseificação, aumenta-se a taxa de alimentação de combustível ao valor desejado; espera-se a estabilização da temperatura e inicia-se o ensaio.

IV. Alimentação da biomassa e realização dos ensaios.

A recarga do silo de alimentação foi realizada a tempos que variavam de três a vinte minutos, dependendo da taxa de alimentação e da densidade da biomassa utilizada. A cada recarga era necessário esperar a estabilização da temperatura e do teor de CO do reator. Nos ensaios finais, uma recarga mais frequente reduziu significativamente o tempo necessário para a estabilização. Controlando-se estes parâmetros, aguardava-se a estabilização e então coletava-se uma amostra de gás de exaustão em um saco de amostragem de 1 l, durante um tempo de trinta segundos, sendo logo a seguir o gás injetado no cromatógrafo para sua análise. Simultaneamente anotavam-se as condições de temperatura e vazões de ar, de gás e de combustível do reator e coletava-se amostra

de cinzas e carbono no ciclone. Alguns ensaios foram repetidos de modo a verificar-se a reprodutibilidade dos mesmos.

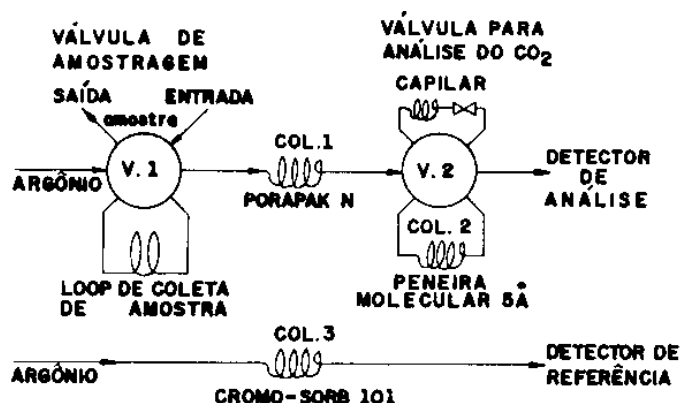


Figura 6.20. Arranjo das colunas de separação no cromatógrafo.

O cromatógrafo utilizado foi um CG-90 a gás com detetor de condutividade térmica e argônio como gás de arraste. As colunas utilizadas foram: de referência- *cromosorb 101* (1m de comprimento); de separação- *porapak-N* (6m de comprimento) e peneira molecular de 5Å(1m de comprimento). O esquema de instalação das colunas de separação é mostrado na figura 6.20.

Tabela 6.6. Vazão de ar em função da temperatura para uma velocidade de fluidização de 0,75 m/s no leito de 200 mm de diâmetro.

Temp. °C	Dens. Ar [21] Kg/Nm ³	Vazão Nm ³ /min
600	0,400	0,47
650	0,383	0,45
700	0,365	0,43
750	0,345	0,41
800	0,330	0,39
850	0,315	0,37
900	0,302	0,36
950	0,290	0,34
1000	0,277	0,33

Utilizou-se uma velocidade de gás de fluidização de aproximadamente 0,75 m/s. De acordo com a temperatura de operação do reator, variava-se a vazão de ar de modo a manter a velocidade dentro da faixa desejada, como mostrado na tabela 6.6

Trabalhar em temperaturas altas para craquear o alcatrão é importante, pois um aumento na temperatura do leito de 800°C para 850°C leva a um aumento na concentração de hidrocarbonetos leves no gás produzido em detrimento do alcatrão [114]. Entretanto existem outros limitantes para a temperatura do leito: a temperatura é função do fator de ar utilizado, portanto o regime de operação estabelece a temperatura do leito; a temperatura de fusão das cinzas não deve ser ultrapassada sob o risco de formar escoria

e perder-se a fluidização (para as cinzas de casca de arroz esta temperatura é da ordem de 900°C [49]). Portanto a faixa de temperatura pesquisada foi de 600°C a 850°C para evitar problemas de aglomeração de cinzas.

V. Metodologia de análise dos resultados.

A metodologia de análise dos resultados teve como base os seguintes objetivos:

- Otimização das condições de operação do gaseificador, com diversas biomassas, com vistas a maximização da eficiência e da qualidade do gás;
- Definição de parâmetros necessários para o dimensionamento de gaseificadores de leito fluidizado.

Portanto foram monitorados no gaseificador, os parâmetros:

- Vazão de ar alimentado ao gaseificador, V_{ar} , Nm^3/s ;
- Vazão de gás obtido, $V_{gás}$, Nm^3/s ;
- Vazão de biomassa alimentada ao gaseificador, m_c , kg/s ;
- Vazão de finos elutriados, m_f , kg/s ;
- Temperaturas do leito a diferentes alturas, tl_1 , °C;
- Temperatura do gás no *free-board*, tg_i , °C;
- Temperatura do gás na entrada e na saída do ciclone, tc_e e tc_s , °C;
- Composição do gás produzido, C_{CO} , C_{H_2} , C_{CH_4} , %;
- Teor de carbono nas cinzas elutriadas, C_{carb} , %.

E a partir destes parâmetros foram calculados outros, segundo as equações do item 2.2.2, importantes para a avaliação do reator:

- Relação ar / combustível, a/c;
- Fator de ar, FA, (fração do volume de ar estequiométrico que é injetado ao leito);
- Poder calorífico inferior do gás produzido, $PCI_{gás}$, MJ/Nm^3 ;
- Temperatura média do leito, tl , °C;
- Eficiência a frio e a quente do gaseificador, Ef_f e Ef_q , %;
- Perda por carbono não queimado nas cinzas, q_{carb} , %;
- Perda por calor sensível no gás saindo do *free-board*, q_g , %;
- Perda por calor sensível no gás saindo do ciclone, q_{gsci} , %;
- Perda por calor sensível nas cinzas, gás saindo na temperatura do *free-board*, q_{cs} , %;
- Perda por calor sensível nas cinzas, gás saindo na temperatura do ciclone, q_{csci} , %;
- Perda ao meio ambiente, considerando o gás saindo na temp. do *free-board*, q_{ma} , %;
- Perda ao meio ambiente, considerando o gás saindo na temperatura do ciclone, q_{maci} , %.

Como foi assinalado no item anterior, o fator de ar é parâmetro fundamental para a operação de um gaseificador de leito fluidizado. No capítulo 5 mostrou-se ainda que a temperatura é o parâmetro que mais influe na composição do gás produzido na

volatilização. Portanto optou-se por utilizar como variáveis independentes o fator de ar e a temperatura do leito para se avaliar as outras propriedades envolvidas na gaseificação.

A otimização das condições de operação do gaseificador foi feita a partir da análise das dependências;

$$t_l = f(FA)$$

$$PCI_{gás} = f(FA)$$

$$Ef_f = f(FA)$$

$$C_{CO} = f(FA)$$

$$C_{CH_4} = f(FA)$$

$$C_{H_2} = f(FA)$$

$$Ef_q = f(FA)$$

$$q_{carb} = f(FA)$$

$$q_g = f(FA)$$

$$q_{gsci} = f(FA)$$

$$q_{cs} = f(FA)$$

$$q_{csci} = f(FA)$$

$$q_{ma} = f(FA)$$

$$q_{maci} = f(FA)$$

$$PCI_{gás} = f(t_l)$$

$$Ef_f = f(t_l)$$

$$C_{CO} = f(t_l)$$

$$C_{CH_4} = f(t_l)$$

$$C_{H_2} = f(t_l)$$

$$Ef_q = f(t_l)$$

$$q_{carb} = f(t_l)$$

$$q_g = f(t_l)$$

$$q_{gsci} = f(t_l)$$

$$q_{cs} = f(t_l)$$

$$q_{csci} = f(t_l)$$

$$q_{ma} = f(t_l)$$

$$q_{maci} = f(t_l)$$

Os parâmetros monitorados e os calculados foram analisados com o programa de análise estatística de dados experimentais *Microstat*, para computador PC. Foi verificada a influência de cada parâmetro através da matriz de correlação e da análise de regressão dos dados, aproximados por um polinômio de segundo grau. Aqueles dados experimentais que tiveram desvio maior que o dobro do desvio médio calculado foram desprezados. Validou-se quando o valor de correlação R foi próxima de 0,8.

Com os dados consolidados foram feitos os diversos gráficos de correlação das variáveis com o programa *Origin* e levantada a curva de correlação entre elas, conforme obtido pela análise estatística, para posterior análise e comparações.

6.6.2 Resultados experimentais e comentários

A partir de dados de outros pesquisadores [44, 6, 24] inicialmente tentamos uma velocidade de fluidização de 0,5 m/s, porém logo descobrimos que o risco de aglomeração de cinzas fundidas com material inerte do leito era grande com o uso desta baixa velocidade, o que nos fez pesquisar a melhor velocidade para operação segura do reator, que mostrou ser de 0,75 m/s.

A altura do leito estático foi variada entre 280 mm e 570 mm, não tendo mostrado influência significativa na maioria dos resultados, apenas no arraste das cinzas da borra de café. Devido ao fato de que para conseguir craqueamento do alcatrão devemos ter maior tempo de residência do gás, o que se consegue com maior altura no leito, realizamos ensaios com altura entre 480 mm e 570 mm (estático), que é semelhante à altura utilizada em outros gaseificadores de leito fluidizado [23, 49, 53, 55]. Como em ensaios anteriores no mini leito [115] verificamos que o aumento na altura do leito

devido à fluidização era de 25% em relação ao leito estacionário, estimamos que a altura do leito expandido seja da ordem de 600 mm a 710 mm.

As variáveis analisadas foram portanto: temperatura do leito, taxa de alimentação de combustível, fator de ar, composição do gás combustível produzido e eficiência a frio do gaseificador.

A vazão de ar necessária para a gaseificação foi calculada previamente para podermos estimar a taxa de alimentação, assumindo-se uma composição média para cada biomassa.

Na literatura as recomendações são que para gaseificação o ar deve estar entre 0,2 e 0,4 vezes o volume estequiométrico necessário para queima completa, portanto a vazão de ar necessária para a gaseificação de cada biomassa deve situar-se em:

- casca de arroz:

$$V_A = 3,31 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

$$V_{ar} = 0,66 - 1,32 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

- bagaço de cana:

$$V_A = 3,83 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

$$V_{ar} = 0,77 - 1,53 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

- serragem:

$$V_A = 3,93 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

$$V_{ar} = 0,79 - 1,57 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

- borra de café:

$$V_A = 5,69 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

$$V_{ar} = 1,14 - 2,28 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

I. Resultados da gaseificação da casca de arroz

Foram realizados 46 ensaios, num total de 12 horas de funcionamento em regime do reator, como gaseificador.

Com os resultados e a análise estatística, foram construídos gráficos de:

Concentração dos gases combustíveis no gás produzido em função do Fator de ar, figura 6.21;

Eficiência a frio e a quente em função do Fator de ar, figura 6.22;

Perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do *free-board*, figura 6.23;

Perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do ciclone, figura 6.24;

Concentração de CO em função do Fator de ar, com diversas alturas de leito, figura 6.25;
que são apresentados a seguir.

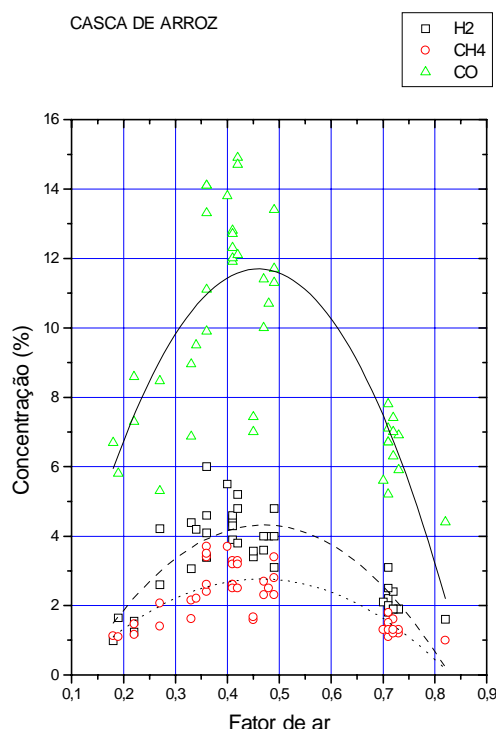


Figura 6.21. Gráfico da concentração de gases combustíveis no gás produzido em função do Fator de ar - casca de arroz.

No gráfico de concentração de CO no gás em função do fator de ar, figura 6.25, existe um fator de ar ótimo, em torno de 0,4, em que se obtém a máxima concentração de CO, entretanto em torno deste ponto se encontra a maior dispersão dos resultados. O ponto ótimo pode ser justificado, pois com fator de ar de 0,20 a temperatura do leito não é suficiente para gaseificar o carbono fixo, sendo também baixa a taxa de liberação de CO na volatilização (temperatura da ordem de 600°C). Com fator de ar alto, em torno de 0,80 o ar consome a quase totalidade do CO proveniente da volatilização e da gaseificação do carbono fixo. Nota-se que o coeficiente de correlação foi de 0,89.

No gráfico de concentração de CH₄ em função do fator de ar, figura 6.21, semelhante ao que sucede com o de concentração de CO, também temos a máxima concentração de CH₄ em torno do fator de ar de 0,4, porém com dispersão ainda maior, mostrando que a variação das condições de operação influem ainda mais na concentração de CH₄. O coeficiente de correlação neste caso foi de 0,87.

No caso do gráfico de concentração de H₂ em função do fator de ar, figura 6.21, temos resultados que apresentam o mesmo comportamento dos resultados de CO e CH₄. A dispersão é menor que nos casos anteriores. O coeficiente de correlação foi de 0,90.

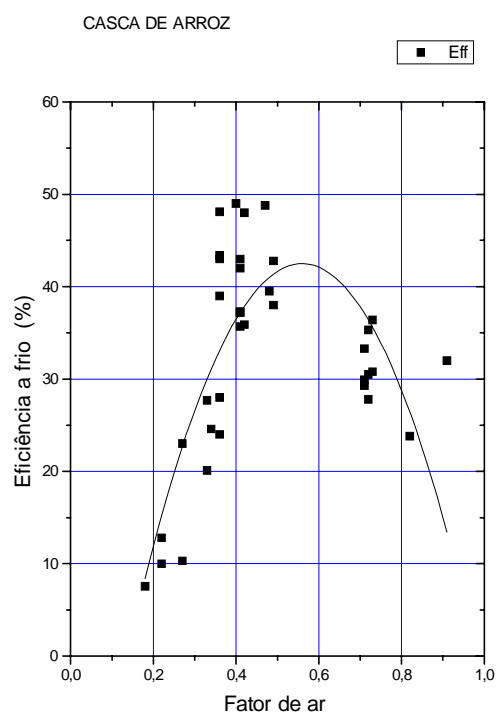


Figura 6.22. Eficiência a frio e a quente em função do Fator de ar - casca de arroz.

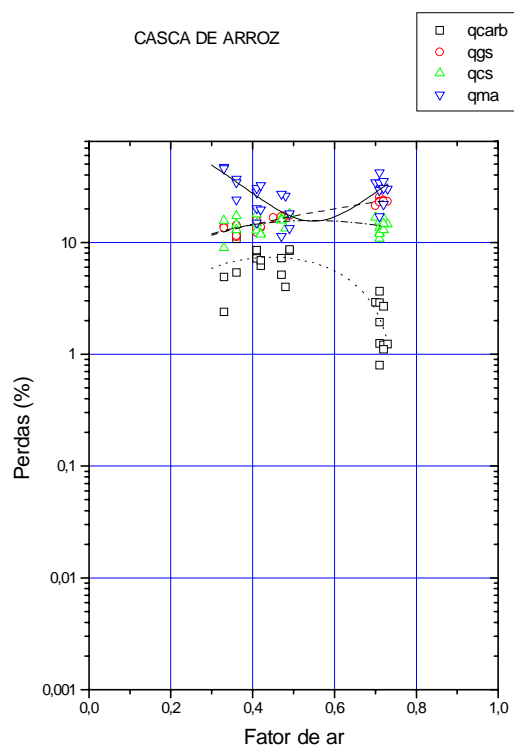


Figura 6.23. Gráfico das perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do *free-board* - casca de arroz.

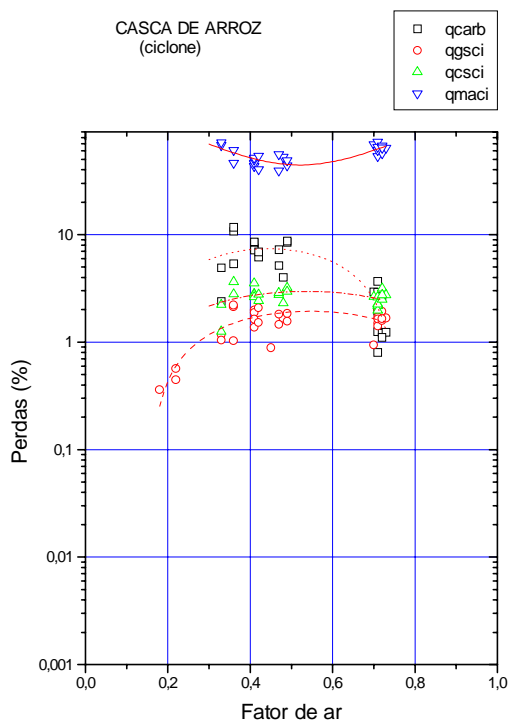


Figura 6.24. Gráfico das perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do ciclone - casca de arroz.

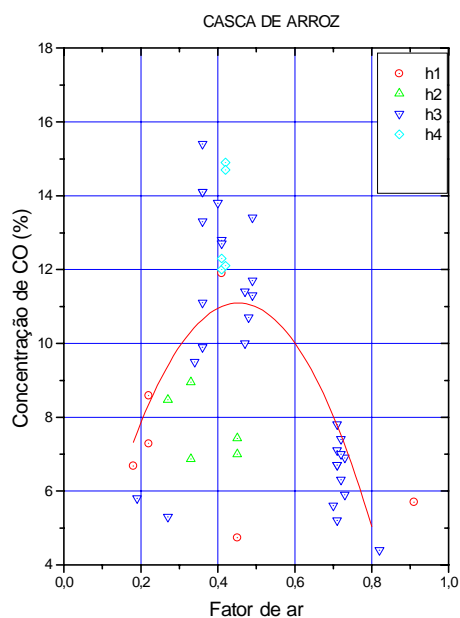


Figura 6.25. Concentração de CO em função do Fator de ar, com diversas alturas de leito estático - casca de arroz. $h_1 = 280$ mm, $h_2 = 320$ mm, $h_3 = 480$ mm, $h_4 = 570$ mm. A curva de correlação apresentada refere-se somente aos resultados obtidos com altura de leito de 480mm (h_3).

No gráfico de eficiência em função do fator de ar, figura 6.22 verifica-se que para valores de fator de ar entre 0,36 e 0,7 a eficiência a frio, segundo a curva de ajuste, é sempre maior que 35%. A máxima eficiência experimental determinada foi de 53,9 % com fator de ar de 0,49. A curva de ajuste mostra um máximo de 43 % com fator de ar 0,55. Maniatis *et al.* [50] não detectaram a existência de um máximo na relação eficiência em função do fator de ar, sendo que no caso deles, a partir de um fator de ar de 0,22 até 0,41 sempre decai a eficiência. A eficiência a quente apresenta o mesmo comportamento.

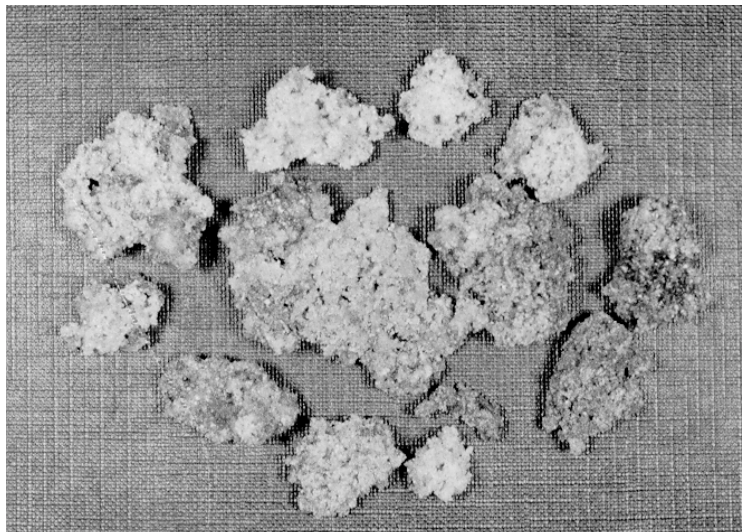


Figura 6.26. Foto do aglomerado formado pelas cinzas fundidas e a alumina do leito.

Na análise das perdas considerando o leito e o *free-board*, figura 6.23, as perdas por carbono não queimado nas cinzas arrastadas variam em função do fator de ar, na faixa de 1 a 9 % (correspondente a faixa de FA de 0,7 a 0,4), com um pequeno decaimento para FA=0,3. Nota-se que o valor de fator de ar que apresenta a maior perda por carbono não queimado é o mesmo em que foi encontrado a maior eficiência experimental (65%). As perdas por calor sensível no gás e nas cinzas, são próximas e situam-se na faixa de 11% (FA 0,3 até 0,7).

A temperatura máxima alcançada foi de 800°C (figura 6.41). A baixa temperatura do leito, em torno de 750°C, para fatores de ar próximos a 0,4, justifica o fato de termos pouca perda para o meio ambiente, situada em torno dos 20%, nessa faixa de FA, como vemos na figura 6.23. O alto conteúdo de cinzas (21%) deve também influir na baixa temperatura do leito.

Considerando o ciclone, as perdas ao meio ambiente aumentam, como mostra a figura 6.24, devido ao não isolamento do *free-board*. O aumento médio nas perdas para o meio ambiente é da ordem de 20 %.

No gráfico de concentração de CO em função do fator de ar para diferentes alturas de leito estático, figura 6.25, vemos que aparentemente a profundidade do leito não influe na concentração de CO. Mesmo com a duplicação da altura, não há nenhuma tendência perceptível. Diante deste resultado resolvemos só trabalhar com uma altura de leito.

Não se pode trabalhar a qualquer temperatura no gaseificador, pois há o perigo de haver escorificação (fusão com aglomeração) das cinzas. Quando a temperatura no *free-board* ultrapassa os 850°C deve-se tomar cuidados extras com a velocidade de fluidização, pois se ela cair abaixo da velocidade de mínima fluidização (0,4 m/s) teremos colapso do leito devido as cinzas fundidas, aglomerando-se estas com o material do leito. Este fato aconteceu quando tentamos trabalhar com velocidades de fluidização próximas da de mínima fluidização. Quando no aquecimento do reator, ou devido a fator de ar alto, a temperatura em algum ponto do reator (por exemplo, nas bolhas) ultrapassava a temperatura de fusão das cinzas, promovia-se aglomeração destas com o material do leito. Estes aglomerados, mostrados aqui na figura 6.26, impediam a fluidização, levando ao colapso do leito.

Embora alguns autores demonstrem que a fluidização incipiente evita a combustão de gases como CO e CH₄ dentro do leito [114], para temperaturas abaixo de 835°C, situação interessante para a gaseificação de biomassa, nós não trabalhamos nesta condição pelo perigo de se perder repentinamente a fluidização, como descrito acima.

Em trabalhos anteriores [115,116] mostrou-se que a velocidade de fluidização, desde que dentro do regime de fluidização borbulhante, não influe significativamente na composição do gás produzido.

Embora possa alterar o arraste das cinzas e das partículas finas, resolvemos não estudar nesta etapa a influência da velocidade de fluidização no desempenho do gaseificador, mantendo-a em um valor pré fixado, em torno de 0,75 m/s (faixa real de variação experimental de 0,7 até 1,1 m/s). Este valor foi encontrado experimentalmente, como sendo a mínima velocidade de fluidização que permite a operação segura do gaseificador, sem que as variações surgidas devido à inconstância da alimentação de combustível acarretem o colapso do leito.

II. Resultados da gaseificação de serragem

Foram realizados 42 ensaios, num total de 10 horas de funcionamento em regime do reator, como gaseificador.

Os resultados foram colocados no programa estatístico *Microstat* e, obtidos parâmetros de regressão linear dos mesmos, foram construídos gráficos de:

. Concentração dos gases combustíveis no gás produzido em função do Fator de ar. Figura 6.27

Eficiência a frio e a quente em função da temperatura do leito. Figura 6.28.

Perdas energéticas em função da temperatura do leito, gás saindo na temperatura do *free-board*, figura 6.29;

Perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do ciclone, figura 6.30;

que são apresentados a seguir.

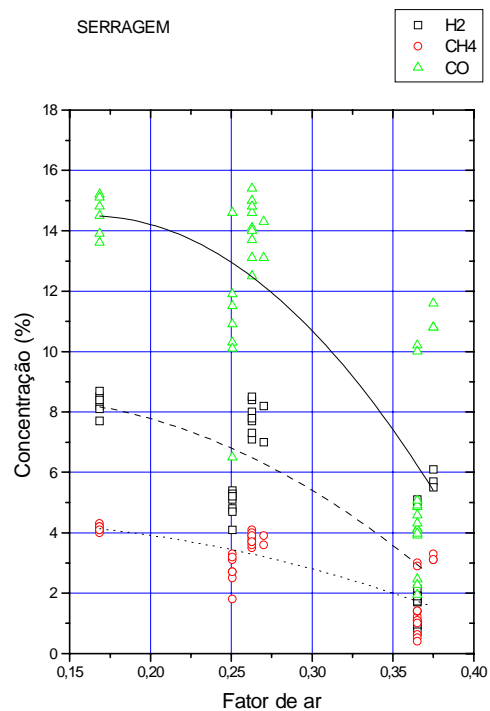


Figura 6.27. Gráfico da concentração dos gases combustíveis no gás produzido em função do Fator de ar - serragem.

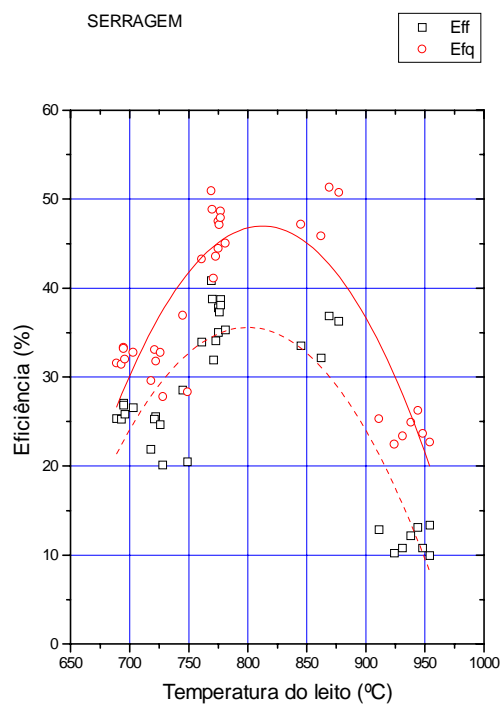


Figura 6.28. Eficiência a frio e a quente em função da temperatura do leito - serragem.

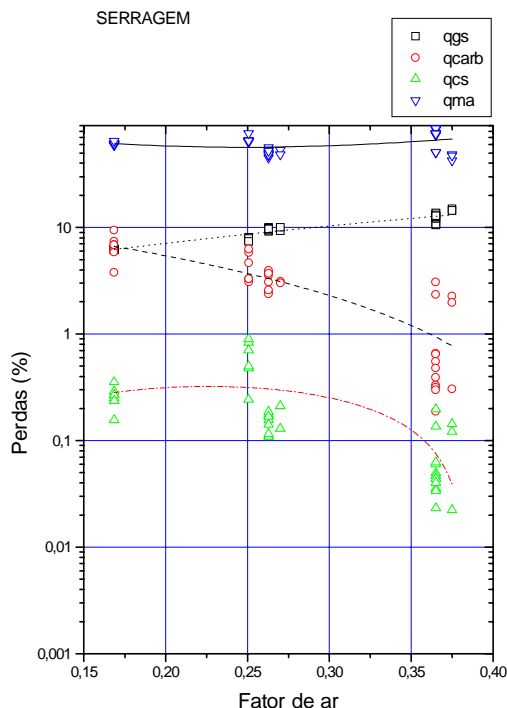


Figura 6.29. Gráfico das perdas energéticas em função da temperatura do leito, gás saindo na temperatura do *free-board* - serragem.

A concentração de CO em função do fator de ar, figura 6.27, apresenta uma curva de ajuste dos dados onde não se observa um máximo, devido a não se ter trabalhado com fatores de ar menores. A diminuição da concentração de CO com o aumento do fator de ar é devido ao aumento da sua oxidação com a maior quantia de ar que entra no gaseificador. Teoricamente devemos ter um teor nulo de CO para fator de ar acima de 1,0. A queda mais repentina da concentração possivelmente deve-se ao arrasto de carbono para fora do leito antes da gaseificação completa, pois a serragem apresenta frações granulométricas predominantemente pequenas (menores que 0,2 mm). O coeficiente de correlação foi de 0,90. Para fator de ar de 0,36 já encontramos temperaturas do leito da ordem de 870°C.

A concentração de CH₄ e a concentração de H₂ em função do fator de ar, nesta mesma figura, apresentam comportamentos semelhantes, porém com coeficientes de correlação de 0,93 e 0,90, respectivamente.

No gráfico de eficiência em função da Temperatura do leito, figura 6.28, a eficiência a frio apresenta um máximo segundo a curva de ajuste dos dados de 34% para eficiência a frio e 47% para eficiência a quente, correspondentes a um fator de ar de 0,25, e uma temperatura do leito de 800°C. Observa-se pelos dados experimentais o valor máximo de 41,7%, para um fator de ar de 0,27 e uma temperatura de 770 °C. Existe uma dispersão dos dados na faixa de máxima eficiência, variando de 32 a 39,5%. O coeficiente de correlação foi de 0,92.

A perda por carbono não queimado, como vemos na figura 6.29, está na faixa de 7% a 1% (para fator de ar de 0,16 até 0,38) decrescente e linear. Devido à baixa densidade da

serragem (dens. aparente de $0,16 \text{ g/cm}^3$), há elutriação de grande quantidade de partículas finas (12% em massa, abaixo da malha 0,71 mm, embora não se possa afirmar categoricamente que seja esta a quantidade e tipo de finos elutriados). Isto provavelmente acarreta combustão no leito, que eleva rapidamente sua temperatura, e reação dos finos elutriados no *free-board*. Apesar deste fato a eficiência máxima encontrada está próxima à encontrada para a casca de arroz, indicando que os finos gaseificam quase por completo no *free-board*.

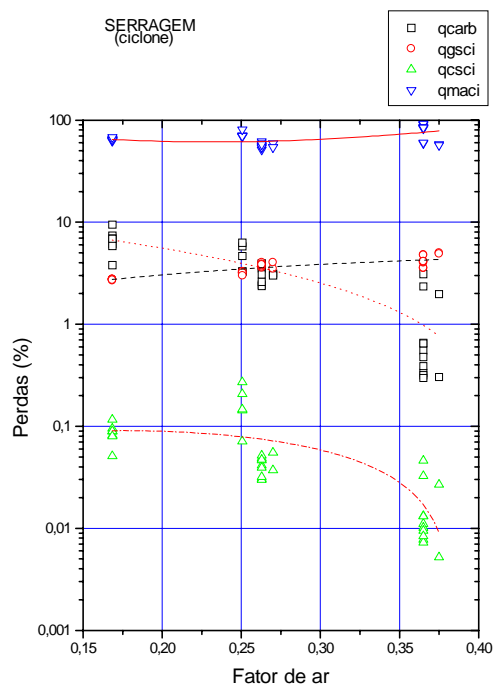


Figura 6.30. Gráfico das perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do ciclone - serragem.

A perda por calor sensível no gás produzido é da ordem de 10%, como vemos na figura 6.30, superior à encontrada para a casca de arroz, devido à maior temperatura de operação do reator (800°C para a serragem e 750°C para a casca de arroz, na máxima eficiência). Esta maior temperatura aumenta as perdas para o meio ambiente (da ordem de 55% no ponto de maior eficiência, com fator de ar de 0,25 e temperatura do leito de 800°C , para a serragem).

Diferentemente do que sucedeu com a casca de arroz, neste caso, a perda para o meio ambiente incluindo o ciclone, figura 6.30, não apresentou alteração significativa.

III. Resultados da gaseificação de bagaço de cana

Foram realizados 33 ensaios, num total de 3 horas de funcionamento em regime do reator, como gaseificador.

Com os resultados foram construídos gráficos de:

Concentração dos gases combustíveis no gás produzido em função do Fator de ar, figura 6.31;

Eficiência a frio e a quente em função do Fator de ar, figura 6.32;

Perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do *free-board*, figura 6.33;

Perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do ciclone, figura 6.34;

que são apresentados a seguir.

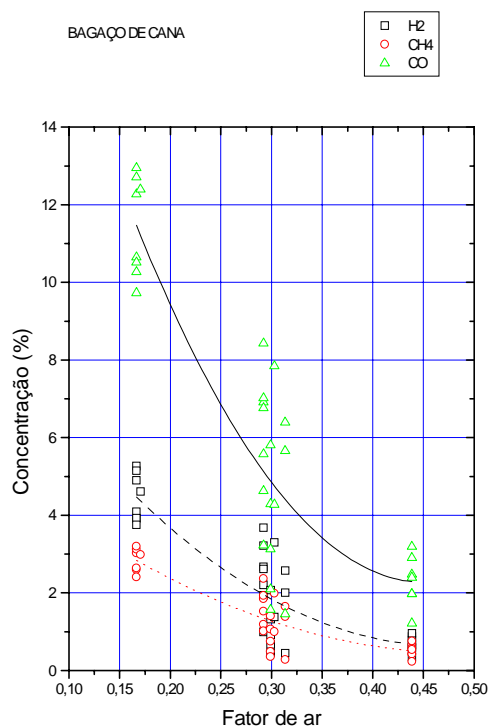


Figura 6.31. Gráfico da concentração dos gases combustíveis no gás produzido em função do Fator de ar - bagaço de cana.

A concentração dos componentes combustíveis no gás gerado apresenta uma queda rápida com o incremento do fator de ar, como podemos ver na figura 6.31.

A eficiência a frio é baixa, sendo que o maior valor encontrado pela curva de ajuste dos dados, na figura 6.32, foi de 15% para um fator de ar de 0,17, correspondente a uma eficiência a quente de 21%. Semelhante ao que acontece com a serragem, deve haver elutriação de finos (densidade aparente do bagaço é de 0,08 g/cm³, teor de finos menor que 0,71 mm é de 11,1%). Esta elutriação faz com que haja combustão no leito, porém como sua densidade é bem menor que a da serragem, uma maior quantidade de finos é elutriada, não restando no leito quantidade suficiente para aumentar sua temperatura, quando aumentamos o fator de ar. Nota-se que a temperatura máxima alcançada experimentalmente com o bagaço foi 800°C (pela curva de ajuste dos dados foi de 750°C), figura 6.41. Devido a isto não se observa um ponto ótimo nas curvas de ajuste (um ponto de máximo).

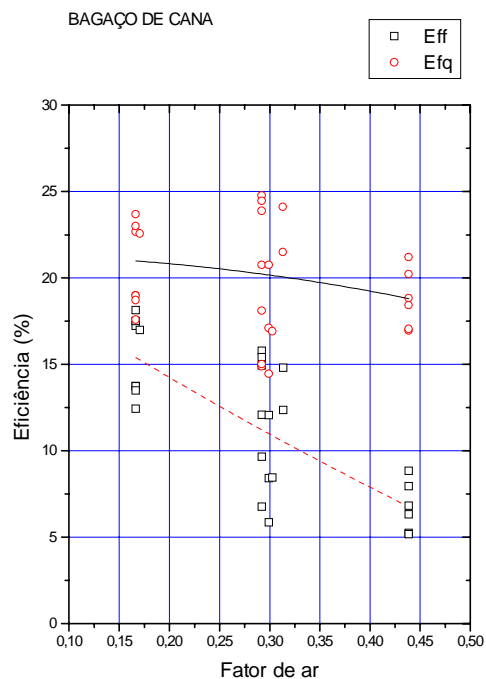


Figura 6.32. Eficiência a frio e a quente em função do Fator de ar - bagaço de cana.

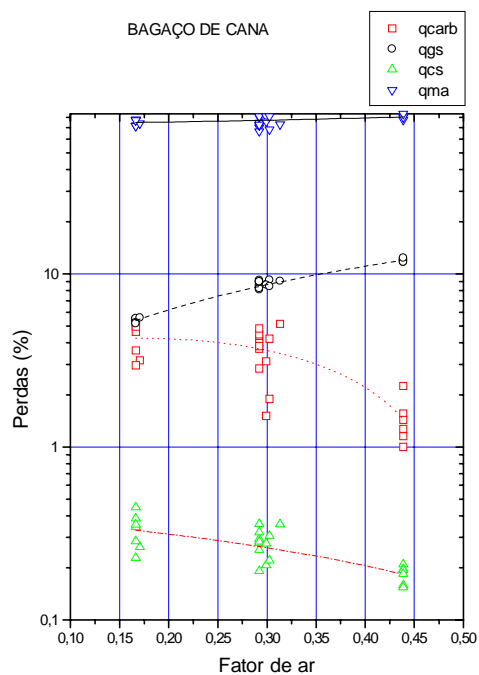


Figura 6.33. Gráfico das perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do *free-board* - bagaço de cana.

As perdas, de um modo geral apresentam um comportamento semelhante ao encontrado para a serragem, como vemos nas figuras 6.33 e 6.34.

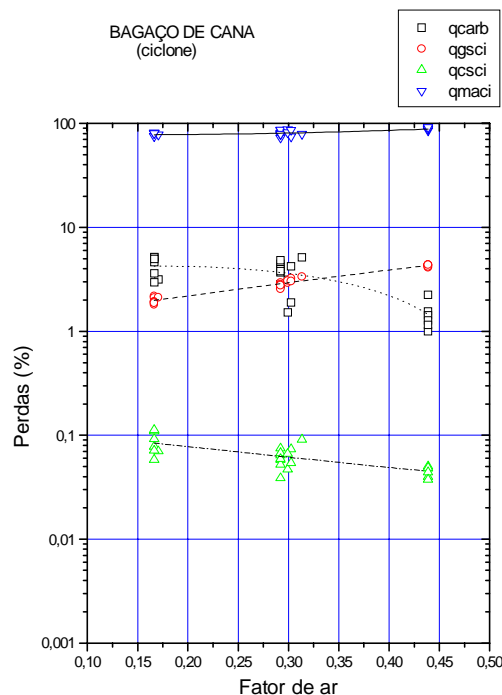


Figura 6.34. Gráfico das perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do ciclone - bagaço de cana.

IV. Resultados da gaseificação de borra de café

Foram realizados 25 ensaios, num total de 4 horas de funcionamento em regime do reator, como gaseificador.

Os resultados foram colocados no programa estatístico *Microstat* e obtidos parâmetros de regressão linear dos mesmos. Foram construídos gráficos de:

Concentração dos gases combustíveis no gás produzido em função da temperatura do leito, figura 6.35;

Eficiência a frio e a quente em função do Fator de ar, figura 6.36;

Perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do *free-board*, figura 6.37;

Perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do ciclone, figura 6.38;

Vazão de cinzas no gás em função da temperatura do leito, figura 6.39;

que são apresentados a seguir.

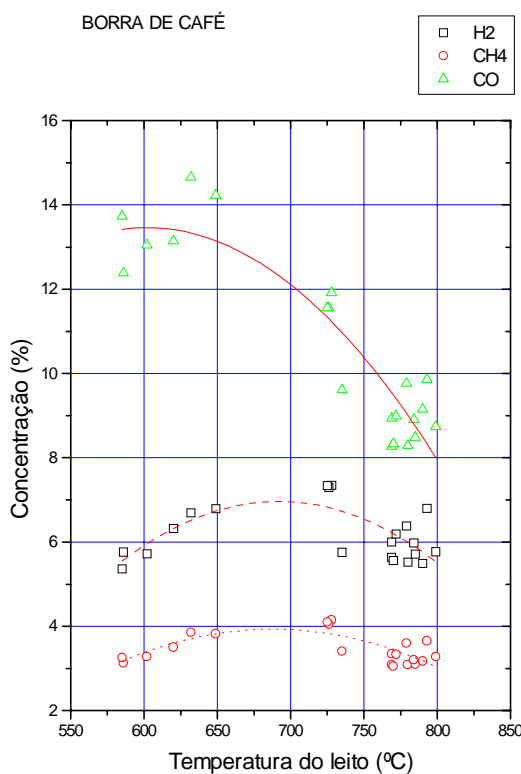


Figura 6.35. Gráfico da concentração dos gases combustíveis no gás produzido em função da temperatura do leito - borra de café.

A concentração dos componentes combustíveis no gás produzido com a gaseificação da borra de café, figura 6.35, mostra um comportamento semelhante ao do bagaço e da serragem, apresentando um decaimento com o aumento do fator de ar. Por limitações no alimentador só foi possível ensaiar a borra na faixa de fator de ar de 0,11 até 0,22. Isto limitou bastante os resultados, porém, por analogia com as outras biomassas, pode-se interpretá-los. Nota-se uma mesma tendência para as curvas de ajuste para a concentração dos componentes combustíveis no gás. As curvas dos produtos H₂ e CH₄ apresentam uma ligeira inflexão em torno da temperatura de 670 °C (FA=0,14), porém não chegando a alterar significativamente o poder calorífico inferior do gás.

A máxima eficiência obtida (a quente de 28% e a frio de 20%), figura 6.36, foi com fator de ar de 0,22, o maior conseguido experimentalmente. A maior eficiência a frio experimental foi de 25,6%. O maior poder calorífico inferior obtido foi para um fator de ar de 0,11, quando a eficiência a frio foi só de 14%.

As figuras 6.37 e 6.38, de perdas, apresentam comportamento semelhante ao encontrado para a serragem e para o bagaço. A perda por carbono não reagido situa-se na faixa de 10% (FA=0,11), apresentando queda até 1% (FA=0,15), voltando a aumentar para 10% (FA=0,28). Isto deve-se a mudanças feitas durante os ensaios, na velocidade de fluidização, de modo a alterar o fator de ar. A perda por calor sensível nas cinzas é desprezível (entre 0,2% e 0,7%) e as perdas por calor sensível no gás estão situadas na faixa de 3% a 8%. Para o fator de ar que apresentou a máxima eficiência temos a menor

perda para o meio ambiente em toda a faixa de fator de ar ensaiada, de cerca de 60%, situando-se em torno de 75% em todo o restante da faixa.

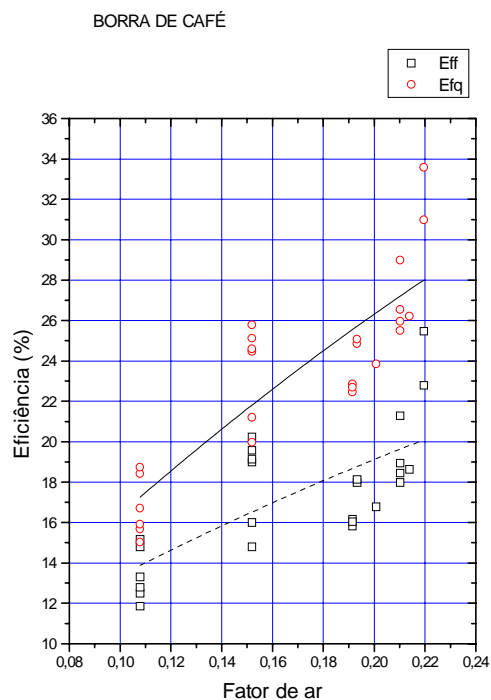


Figura 6.36. Eficiência a frio e a quente em função do Fator de ar - borra de café.

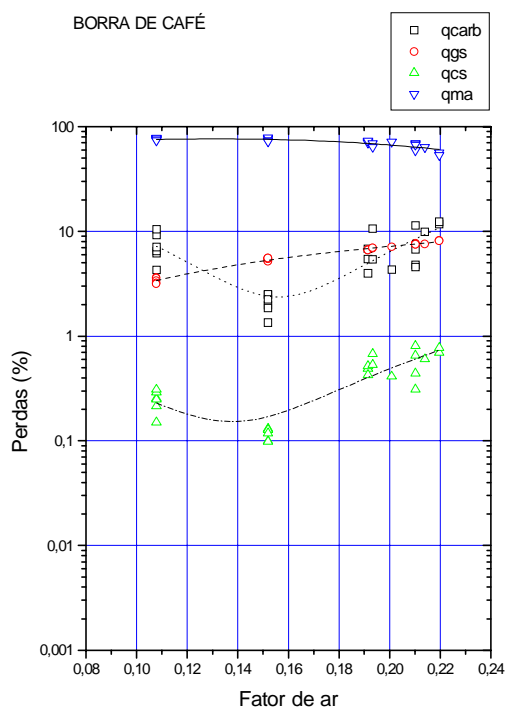


Figura 6.37. Gráfico das perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do *free-board* - borra de café.

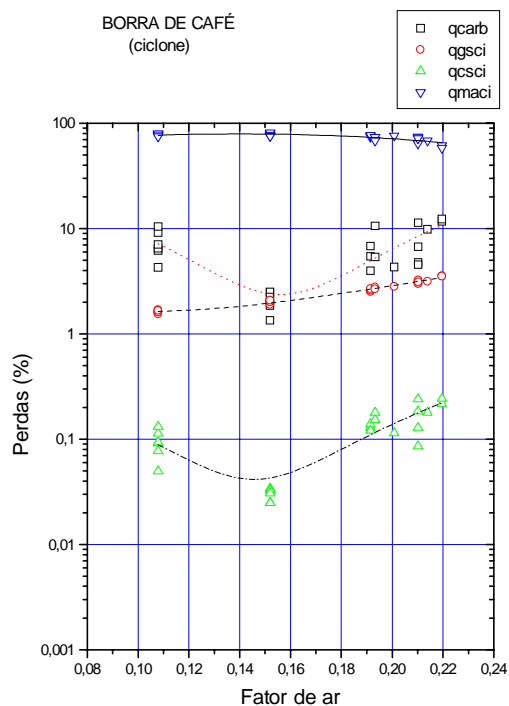


Figura 6.38. Gráfico das perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do ciclone - borra de café.

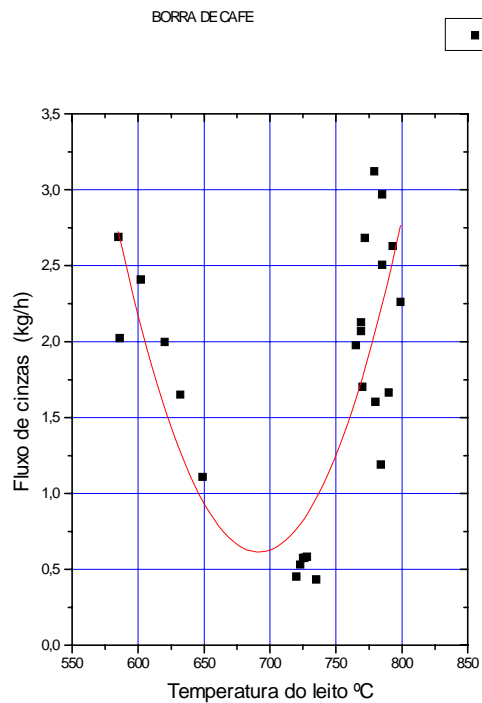


Figura 6.39. Vazão de cinzas no gás em função da temperatura do leito - borra de café.

No caso da vazão de cinzas elutriadas, figura 6.39, separados do gás pelo ciclone, percebe-se um comportamento aparentemente anômalo. Entretanto, isto é explicado

devido à necessidade de se aumentar a vazão de ar para que fosse possível trabalhar com fatores de ar mais altos no reator, o que elevou a velocidade de fluidização para até 1,1 m/s. Esta maior velocidade, que não interferiu significativamente no gás formado pela gaseificação da borra, nem nos resultados apresentados pelas outras biomassas, aumentou muito a elutriação das cinzas para a borra de café.

V. Comparação dos resultados entre as biomassas

Para melhor elucidar o comportamento do reator em função de cada biomassa, apresentamos alguns resultados conjuntamente:

Eficiência a frio em função do fator de ar, figura 6.40

Temperatura do leito em função do fator de ar, figura 6.41

Poder calorífico inferior em função do fator de ar, figura 6.42

Concentração de CO em função do fator de ar, figura 6.43

Concentração de carbono nas cinzas elutriadas em função do fator de ar, figura 6.44

Vazão de cinzas elutriadas em função do fator de ar, figura 6.45

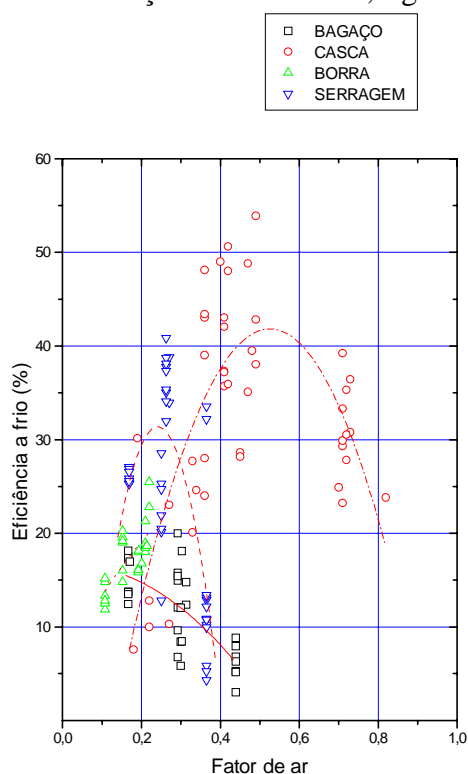


Figura 6.40. Eficiência a frio em função do fator de ar.

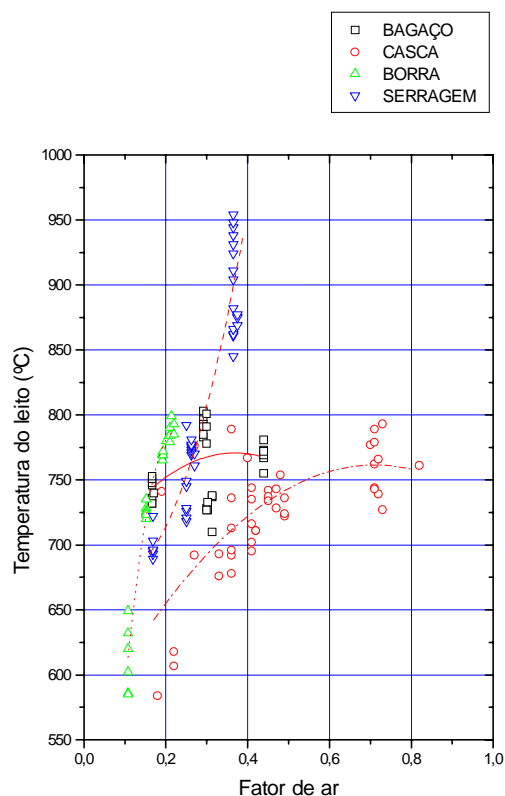


Figura 6.41. Temperatura do leito em função do Fator de ar, para as biomassas ensaiadas.

Existe uma interdependência entre o fator de ar e a temperatura do leito, já esperada pois com o aumento do fator de ar devem aumentar as reações de combustão, o que, pela geração de mais energia, deve aumentar a temperatura do leito. A maior temperatura deve portanto ser esperada com fator de ar 1,0 (relação ar/combustível estequiométrica), quando não teremos mais formação de gás combustível. Com fator de ar baixo (0,20) não há ar suficiente para a combustão de parte do gás e o leito deve resfriar rapidamente, não se auto-sustentando. No entanto para a borra de café conseguimos operar o reator até com fatores de ar da ordem de 0,1.

A temperatura do leito em função do fator de ar, figura 6.40, deve ser função de outros parâmetros (como relação área volume e isolamento externo) pois a razão de elevação da temperatura em função do fator de ar é significativamente diferente nos nossos ensaios e nos ensaios apresentados por Maniatis [48]. A taxa de elevação da temperatura apresentada nos resultados de Maniatis é muito maior que a apresentada em nossos resultados, pois com fator de ar de 0,4 ele já consegue temperatura do leito de 800°C para casca de arroz, enquanto nós precisamos de fator de ar de 0,8 para alcançar esta mesma temperatura. Assim um gaseificador com melhor isolamento térmico poderá atingir melhores condições de gaseificação para valores menores do fator de ar.

A temperatura do leito no caso da serragem, figura 6.41, aumenta com o aumento do fator de ar desde valores de 670°C para fator de ar de 0,17, até 900°C para fator de ar de 0,38. Este comportamento é o esperado, pois a combustão fica mais eficiente, com liberação de mais energia térmica do combustível, em detrimento do poder calorífico

inferior do gás formado. A inclinação da curva é mais ou menos acentuada em função das perdas de calor pela parede do reator para o ambiente. O coeficiente de correlação foi de 0,92.

A taxa de incremento da temperatura do leito com o fator de ar é muito maior nos casos da serragem e da borra que nos casos da casca de arroz e do bagaço, como consequência do maior poder calorífico e menor conteúdo de cinzas da borra e da serragem.

A curva de ajuste dos dados de eficiência a frio em função do fator de ar, figura 6.40, apresenta pontos de máximo de 42% para a casca de arroz e 32% para a serragem, enquanto que para as outras biomassas isto não foi possível. No caso da casca, devido à granulometria mais homogênea, o arraste é menor, levando a uma maior concentração de biomassa no leito, o que propicia boa condição para a gaseificação. Entretanto esta maior concentração ocasiona uma lenta elevação da temperatura do leito com o aumento do fator de ar. No caso da borra de café não foi possível trabalhar com fatores de ar maiores que 0,22, pelo que não se detetou a existência de um máximo. O reator de leito fluidizado do IPT [40] apresentou eficiência máxima de 55% para relação ar/combustível de 1,2 a 1,3 para gaseificação de *pelets* de bagaço com 9,5% de umidade. Maniatis [44] mostra para um reator semelhante uma eficiência energética de 72% com madeira.

O bagaço de cana apresentou eficiências muito baixas. Provavelmente, devido a granulometria polidispersa de pequenas dimensões e à baixa densidade, a maior parte seja elutriada, provocando gaseificação (pouco eficiente) no *free-board* e combustão dos voláteis nas bolhas do leito. Esta situação não acarreta o aumento rápido da temperatura do leito com o incremento do fator de ar, ao contrário do que acontece com a serragem, não permitindo uma boa gaseificação.

Com a borra de café acontece um grande aumento da elutriação de cinzas, devido a termos trabalhado com aumento da vazão de ar para podermos conseguir outros fatores de ar. Isto acarretou aumento na velocidade de fluidização.

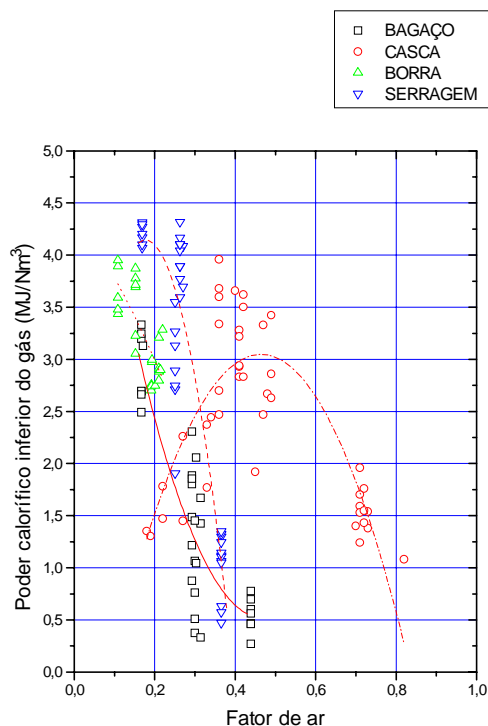


Figura 6.42. Poder calorífico inferior do gás em função do fator de ar.

A casca de arroz apresenta poder calorífico inferior máximo de $3,0 \text{ MJ/Nm}^3$ (figura 6.42) com fator de ar de 0,4 a 0,55, correspondente a uma faixa de temperatura de 650°C a 750°C . Foi a única biomassa testada que apresentou comportamento de aumento do poder calorífico inferior do gás com o fator de ar, até um máximo com posterior queda. Com a menor rotação possível no alimentador só conseguimos trabalhar com um fator de ar máximo de 0,8 (quase combustão). Hartiniati [49] observa que na faixa de temperatura do leito entre 705°C e 870°C há uma queda de $0,25 \text{ MJ/m}^3$ no poder calorífico inferior do gás. Em nossos testes, na faixa de 700°C a 810°C há uma queda da ordem de $1,5 \text{ MJ/m}^3$.

O bagaço de cana apresenta maior poder calorífico inferior do gás ($3,25 \text{ MJ/Nm}^3$, figura 6.42) com um fator de ar de 0,15, numa temperatura do leito de 750°C . Já o IPT [40] obteve para o bagaço de cana um PCS igual a $5,6 \text{ MJ/m}^3$ para a/c de 1,1.

A borra de café apresenta seu maior valor de poder calorífico inferior do gás com fator de ar de 0,1 (figura 6.42), correspondente a uma temperatura do leito entre 600°C e 650°C . A tendência é do poder calorífico inferior diminuir com o aumento do fator de ar. A menor taxa de alimentação conseguida para borra com o alimentador só permitiu trabalhar com fator de ar máximo de 0,2.

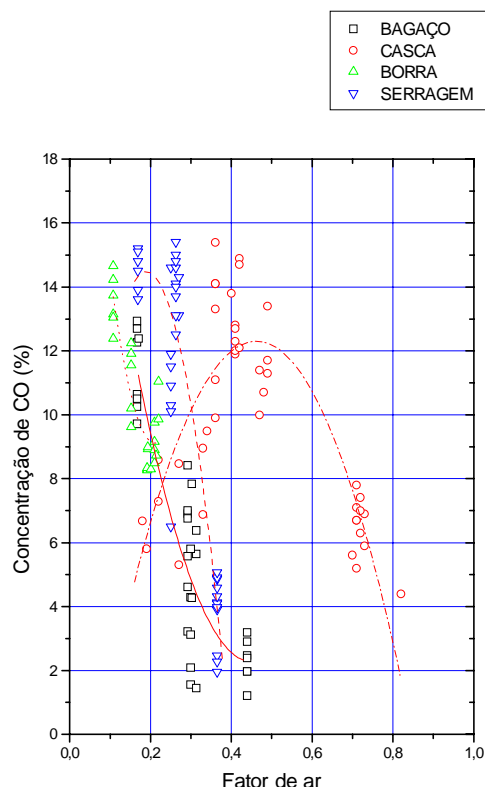


Figura 6.43. Concentração de CO em função do fator de ar.

A serragem apresenta o maior poder calorífico inferior do gás entre as biomassas testadas, $4,3 \text{ MJ/Nm}^3$, com um fator de ar de 0,2 e temperatura do leito entre 700°C e 725°C . Com a serragem foi possível elevar a temperatura do leito até 950°C (FA=0,4) e neste ponto de operação o poder calorífico inferior caiu para $1,0 \text{ MJ/Nm}^3$. Esta foi a temperatura máxima estipulada previamente para operação segura do reator. A serragem tem o maior poder calorífico e ao mesmo tempo um teor de cinzas menor, portanto precisa de um fator de ar menor para liberar a energia necessária para um processo de combustão auto sustentado. Van den Aarsen et al. [52] encontrou um poder calorífico inferior de $4,5$ a $6,0 \text{ MJ/m}^3$ para o gás produzido com madeira. Maniatis *et al.* [44] apresentam uma curva sempre decrescente entre os valores de fator de ar de 0,23 a 0,4. Para outras biomassas, como coco e coco de dendê, a curva possui um máximo.

Na curva de poder calorífico inferior do gás em função do fator de ar da figura 6.42 para a casca de arroz, há um ponto de máximo referente ao fator de ar de 0,45. Já para a serragem o máximo surge por volta de um fator de ar de 0,17, sendo que para o bagaço e para a borra obteve-se valores máximos de $3,25$ e $3,9 \text{ MJ/Nm}^3$ para fatores de ar de 0,12 e 0,15 respectivamente. O fator de ar bem mais alto para a casca de arroz deve-se ao fato que as temperaturas do leito são sempre menores para a casca de arroz a cada valor de fator de ar em relação às outras biomassas, figura 6.41.

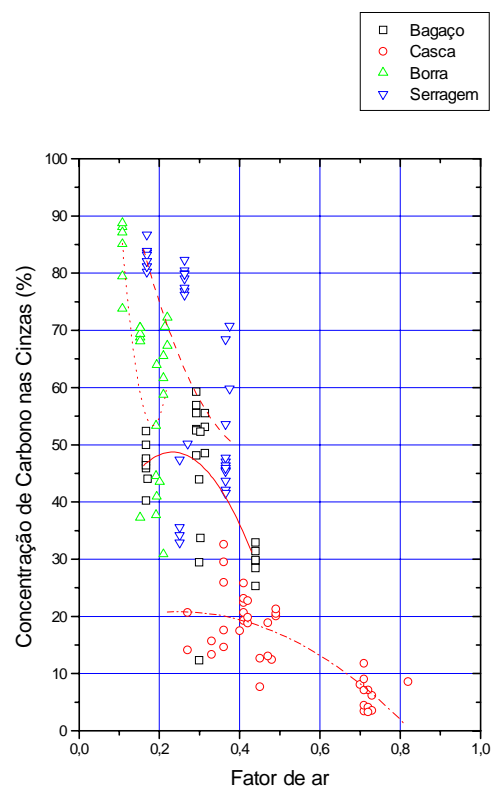


Figura 6.44. Concentração de carbono nas cinzas elutriadas em função do fator de ar.

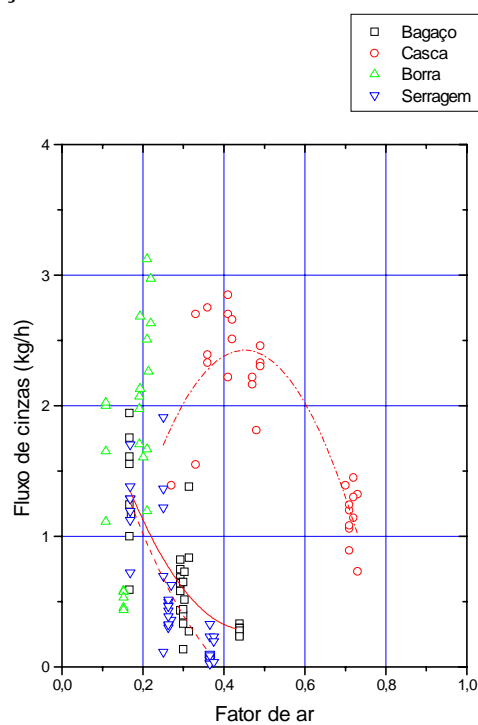


Figura 6.45. Vazão de cinzas elutriadas em função do fator de ar.

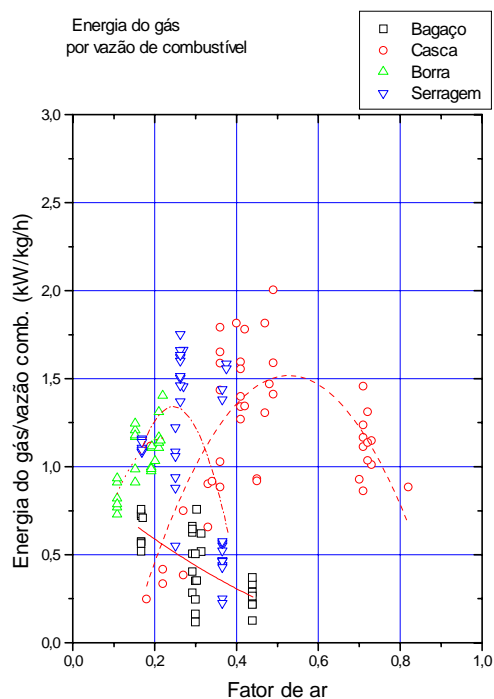


Figura 6.46. Energia específica do gás em função do fator de ar.

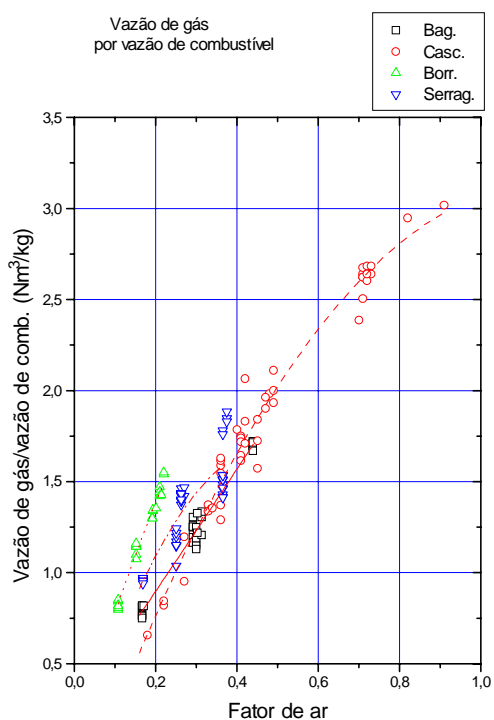


Figura 6.47. Vazão específica volumétrica de gás em função do fator de ar.

Nas curvas de poder calorífico inferior do gás em função do fator de ar, figura 6.42, há uma semelhança entre a casca de arroz e o bagaço de cana. Para uma mesma temperatura do leito, correspondem valores de poder calorífico inferior iguais. Deve-se

assinalar também que para uma mesma temperatura, correspondem fatores de ar menores para o bagaço que para a casca de arroz, figura 6.41. Isto parece confirmar o fato assinalado nas conclusões dos testes de volatilização em mini leito de que a temperatura é o fator que define a concentração de CO, H₂ e CH₄ e consequentemente o poder calorífico inferior do gás. é preciso considerar que a queda do poder calorífico inferior do gás observada a partir de 700°C para a casca de arroz e a partir de 750°C para a serragem é resultado da combustão deste gás pelo ar alimentado em maior quantidade (maiores valores de fator de ar).

A curva de ajuste dos resultados de poder calorífico em função do fator de ar (figura 6.42) para a serragem não apresenta um máximo e o valor do poder calorífico inferior do gás cai continuamente desde valores de 4,1 MJ/Nm³ com 0,17 de fator de ar, até valores de 1,0 MJ/Nm³ para fator de ar de 0,37. O coeficiente de correlação foi de 0,93. Era esperado que o poder calorífico do gás apresentasse um comportamento de crescimento com o aumento da temperatura até um valor máximo em algum momento, decaindo após, o que não aconteceu possivelmente devido a que não se conseguiu trabalhar com temperaturas do leito inferiores a 700°C. O poder calorífico inferior do gás tende a diminuir para valores de temperatura do leito perto de 700°C, porém neste ponto há uma grande dispersão dos dados experimentais. O coeficiente de correlação foi de 0,91.

Para casca de arroz, como consequência da baixa temperatura do leito, a concentração de CO diminui com fatores de ar menores que 0,4, figura 6.43. Esta diminuição também é esperada para a serragem, só que para fatores de ar menores que 0,17. Embora o valor de concentração de CO máximo, pela curva de ajuste dos dados, seja maior para a serragem (14%) que para a casca de arroz (13%), há uma queda nesta concentração, com o aumento do fator de ar, muito mais acentuada para a serragem do que para a casca de arroz. Conclusões semelhantes podem ser obtidas na comparação, para estes dois combustíveis, com relação às curvas de concentração de CH₄ em função do fator de ar e concentração de H₂ em função do fator de ar.

Podemos verificar que a curva de ajuste dos resultados experimentais de concentração de CO em função do fator de ar, figura 6.43, mostra que a máxima concentração e, portanto, o máximo poder calorífico inferior de cada biomassa é atingido com fator de ar entre 0,1 e 0,25. Exceto a casca de arroz, cujo máximo de CO está no fator de ar de 0,4.

Devido ao mau isolamento do reator (principalmente no *free-board*) as temperaturas mais altas alcançadas no leito pela borra e pela serragem aumentam as perdas ao meio ambiente. As perdas de calor para o ambiente definem a inclinação da curva de temperatura do leito em função do fator de ar. Van den Aarsen *et al.* [24], trabalhando com gaseificação de faia, conseguiu temperaturas na faixa de 700°C (com fator de ar de 0,4) a 900°C (com fator de ar de 0,45), mostrando que seu gaseificador perde menos pelas paredes que este, conseguindo um gás com poder calorífico inferior de 4,5 a 6,0 MJ/Nm³.

A comparação dos valores das perdas por carbono não reagido nas cinzas arrastadas entre casca de arroz e bagaço de cana mostra serem estas perdas maiores para a casca de arroz (o dobro da perda para o bagaço), pois sendo as partículas de bagaço menores, estas reagem de forma mais completa (figuras 6.24, 6.34).

No caso da borra de café o aumento da velocidade de fluidização aumentou consideravelmente o arrasto. A variação na velocidade foi de 0,7 a 1,1 m/s. Portanto deve-se trabalhar com a menor velocidade de fluidização possível de modo a minimizar o arraste. Neste caso o maior arrasto também levou a um aumento no teor de carbono nas cinzas elutriadas, pois não houve tempo para elas reagirem nem no leito nem no *free-board*. Segundo Silva *et al.* [81] a velocidade terminal para as frações menores que 0,42 mm de d_p é da ordem de 2,94 m/s, portanto bem superior à velocidade de fluidização utilizada neste leito, porém com a volatilização e o atrito as partículas de carvão diminuem de densidade e de tamanho.

No caso da serragem e do bagaço a eficiência a frio (figura 6.40) é afetada por causa de um arraste mais intenso, pois têm uma granulometria mais variada e uma porcentagem de finos maior. Já para a casca de arroz, a eficiência máxima é a maior encontrada, de 42% pela curva de ajuste dos dados.

O conteúdo de carbono nas cinzas em função do Fator de ar, figura 6.44, para a casca de arroz tem um máximo, segundo a curva de ajuste, de 18,5% e, pelos dados experimentais, de 27%, correspondentes a um fator de ar de 0,4. Deve-se lembrar que a máxima eficiência se dá com um fator de ar de 0,53. O decréscimo do conteúdo de carbono nas cinzas (%cin) para fatores de ar maiores que 0,4 é consequência de que a temperatura do leito toma valores acima de 700°C, garantindo uma oxidação mais completa do carbono fixo. A queda do conteúdo de carbono para fatores de ar menores que 0,4 deve-se, provavelmente, à diminuição do oxigênio disponível para a oxidação do carbono. O coeficiente de correlação foi de 0,88.

A vazão das cinzas coletadas no ciclone em função do Fator de ar para a casca de arroz, figura 6.45, aumenta à medida que o fator de ar diminui por causa de uma maior concentração de biomassa no leito. A diminuição observada para valores de fator de ar menores que 0,4 é pouco provável, já que o aumento da concentração de biomassa no leito deve sempre conduzir a um aumento do arrasto das cinzas. O coeficiente de correlação foi 0,81.

Segundo a curva de ajuste dos dados, o percentual de perdas por carbono nas cinzas em função do Fator de ar para a casca de arroz, figura 6.24, exibe um máximo de 8% de perdas para um valor de fator de ar de 0,49. Isto pode ser explicado quando verificamos que para valores de fator de ar maiores que 0,5 diminui tanto o teor de carbono como a vazão de cinzas, portanto, diminuem as perdas por carbono. O fator de correlação foi de 0,83.

6.7 Alguns parâmetros de dimensionamento de gaseificadores de leito fluidizado.

Para dimensionar gaseificadores de leito fluidizado, define-se alguns parâmetros:

I. Altura do leito expandido, m:

$$h_l = h_{lf} \cdot 1,25$$

onde: h_{lf} = altura do leito fixo (estático), m.

Esta relação empírica vale para a granulometria de inerte na faixa utilizada neste trabalho.

II. Volume do leito expandido, m³:

$$V_l = h_l \cdot \pi \cdot D_g^2 / 4$$

onde: D_g = diâmetro interno do reator na região do leito, m.

III. Potência de saída, kW:

$$P_s = PCI_{gás} \cdot V_{gás}$$

IV. Potência volumétrica de saída, kW/m³:

$$q_{vs} = P_s / V_l$$

V. Potência volumétrica específica de saída, kJ/kg . m³:

$$q_{ves} = q_{vs} / m_c$$

VI. Vazão específica de gás (referente à vazão de combustível), m³/kg:

$$V_{eg} = V_{gás} / m_c$$

VII. Vazão de combustível por volume de leito, ton/m³ . h:

$$V_{vc} = m_c / V_l$$

VIII. Razão da velocidade de fluidização do leito em relação à velocidade de mínima fluidização:

$$fv = U_f/U_{mf}$$

Estes parâmetros (tabela 6.7) foram calculados no fator de ar ótimo para a casca de arroz. Para as outras biomassas apresenta-se o maior valor encontrado.

Tabela 6.7. Parâmetros de projeto para gaseificação de biomassa em leito fluidizado.

Biomassa	h_{lf}	h_l	V_l	q_{ves}	q_{ves}	V_{vc}	fv
	m	m	m^3	MW/ m^3	MJ/kg. m^3	ton/ m^3 .h	
casca ₍₁₎	0,48	0,6	0,02	1,4	225	1,0	2,0 a 2,3
bagaço ₍₂₎	0,48	0,6	0,02	1,5	151	2,0	2,0
borra ₍₂₎	0,48	0,6	0,02	2,2	282	2,0	1,8 a 2,8
serragem ₍₂₎	0,48	0,6	0,02	2,3	315	2,0	1,9 a 2,3

Observações:

(1) valores correspondentes à curva de ajuste;

(2) valores máximos encontrados.

IX. Comentários:

O IPT calculou para *pelets* de bagaço de cana uma potência volumétrica de saída de 1,5 MW/ m^3 , com fv de 3,8.

Czernik *et al.* [47] calcula a vazão de combustível por volume de leito de seu reator como sendo de 1,12 ton/ m^3 .h.

6.8 Metodologia para projeto preliminar de gaseificador de leito fluidizado.

I. Cálculo da demanda de energia:

$$E_t = E_d \cdot f_{sec}$$

II. Cálculo da vazão total de gás a ser produzido no gaseificador:

$$F_g = E_t / PCI_{gás}$$

III. Cálculo do consumo de combustível:

$$m_c = E_t / PCI \cdot \eta_g$$

ou por V_{eg} :

$$m_c = F_g / V_{eg}$$

IV. Cálculo da vazão de ar a ser fornecido ao gaseificador:

$$V_{ar} = FA \cdot VA \cdot m_c$$

V. Vazão volumétrica corrigida para a temperatura do leito:

$$F_{at} = V_{ar} \cdot (t_l + 273)/273$$

VI. Determinação da área do gaseificador:

$$A_g = F_{at} / U_f$$

VII. Determinação do diâmetro do gaseificador:

$$D_g = (4 \cdot A_g / \pi)^{1/2}$$

onde:

E_d : demanda de calor útil, MJ/Nm³

f_{sec} : fator de segurança

E_t : energia total do gás produzido pelo gaseificador, MJ/h

$PCI_{gás}$: poder calorífico inferior do gás, MJ/Nm³

F_g : vazão total de gás, Nm³/h

m_c : vazão mássica de combustível, kg/h

F_{at} : vazão de ar na temperatura do reator, m³/h

PCI : poder calorífico inferior do combustível, MJ/kg

η_g : eficiência média do gaseificador

V_{ar} : vazão total de ar, Nm³/h

VA : volume teórico do ar para a combustão de 1 kg de combustível, Nm³/kg

A_g : área da secção transversal do gaseificador, m²

U_f : velocidade de fluidização, da ordem de 0,5 a 1,5 m/s

D_g : diâmetro do gaseificador, m

FA : fator de ar, relação entre a quantidade de ar fornecido ao gaseificador e a quantidade de ar necessária para a combustão estequiométrica. Adota-se um valor na faixa de 0,2 a 0,4 [51].

VIII. Determinação da altura do leito:

Este parâmetro é estimado a partir da altura de leito estático.

Pela literatura tradicional calcula-se a perda de pressão nos dutos de ar e gases, na placa distribuidora e no ciclone, seleciona-se o compressor de ar e dimensiona-se o alimentador de biomassa.

6.9 . Conclusões gerais sobre Gaseificação

Na tabela 6.8 são mostradas as melhores condições encontradas para este reator com base em dois critérios: máximo poder calorífico inferior do gás e máxima eficiência a frio, a partir das curvas de ajuste dos dados experimentais. Inclui-se também a máxima eficiência obtida experimentalmente.

Tabela 6.8 Resumo dos parâmetros da gaseificação de biomassa para as condições de máxima eficiência e máximo poder calorífico inferior do gás.

Tipo de biomassa	máxima eficiência						máximo PCI ajustado					
	ajustado					experiment.						
	EF _f	EF _q	FA	T _l	P _{ma}	EF _f	FA	PCI	CO	T _l	EF _f	FA
	%	%		°C	%	%		MJ/Nm ³	%	°C	%	
serragem	35,0	47,0	0,25	770	55,0	41,0	0,25	4,2	14,5	700	25,0	0,17
casca de arroz	42,0	60,0	0,55	750	20,0	50,0	0,4	2,9	11,5	730	40,0	0,45
bagaço de cana	15,5	22,0	0,16	740	73,0	17,5	0,16	3,0	12,0	750	15,5	0,16
borra de café	20,0	47,0	0,22	780	61,0	25,5	0,22	3,7	13,2	610	14,0	0,12

Dentro das condições experimentais utilizadas, podemos deduzir pelos resultados que o fator de ar é parâmetro fundamental para a operação de um gaseificador de leito fluidizado e seu valor ótimo depende do tipo de biomassa. A temperatura do leito é função do fator de ar.

O balanço de massa mostra que a medição da taxa de alimentação no sistema utilizado é um ponto crítico, influenciando muito nos resultados. O fechamento do balanço de massa apresenta resultados de 71,8% a 100,4% para a casca de arroz, de 63,6% a 74,9% para o bagaço de cana, de 77,2% a 84,8% para a borra de café e de 76,0% a 85,7% para a serragem.

A inconstância da taxa de alimentação afeta o desempenho do gaseificador, alterando rapidamente a temperatura do leito e provocando flutuações na qualidade do gás produzido. Uma taxa de alimentação de combustível constante é um importante parâmetro para desempenho estável do gaseificador.

Os problemas na alimentação da serragem e da borra de café não permitiram uma análise mais profunda nestas duas biomassas.

Biomassa fibrosa é de difícil transporte pelo alimentador do tipo que utilizamos. Portanto deve-se aperfeiçoar esta parte do equipamento.

As biomassas com maior polidispersão (serragem, borra e bagaço) apresentam altos teores de carbono nas cinzas elutriadas, devido a um arraste mais rápido, com conseqüente menor tempo de residência no reator. A velocidade de fluidização utilizada (0,7 a 1,1 m/s), é menor que a velocidade terminal das frações das biomassas ensaiadas, porém, com a reação das partículas, esta velocidade deve ser suficiente para arrastar as mais finas.

Segundo textos básicos de físico-química, a máxima energia química teórica obtida no gás produzido deve surgir com um fator de ar de 0,28. Nós encontramos um poder calorífico inferior máximo de 4 MJ/Nm^3 em torno do fator de ar de 0,4 para casca de arroz. Já Maniatis encontrou um poder calorífico inferior máximo de 6 MJ/Nm^3 entre 0,2 e 0,3 de fator de ar [48]. No caso de gaseificação de madeira, Maniatis *et al.* [44,50,58] apresenta resultados de PCS de 4 a 7 MJ/Nm^3 entre fatores de ar de 0,2 a 0,4. Nós encontramos para a serragem um poder calorífico inferior máximo de $3,7 \text{ MJ/Nm}^3$, com fator de ar de 0,25. A diferença deve-se às perdas ao meio ambiente e elutriação.

O alcatrão que sai junto com os gases está incluído nas perdas para o meio ambiente, pois não conseguimos construir um sistema adequado para sua coleta.

Vemos pela comparação das tabelas 6.6 e 1.5 que o valor do poder calorífico inferior do gás produzido por este gaseificador, ainda não otimizado, está próximo dos valores obtidos por outros pesquisadores, portanto já suficiente para, por exemplo, funcionar um grupo gerador de energia elétrica movido por um motor de combustão interna ou uma turbina a gás. Deve-se lembrar que o poder calorífico inferior foi obtido a partir do teores de CO , CH_4 e H_2 no gás produzido, portanto sem considerar o alcatrão, que por sua vez não pode ser enviado a um motor ou a uma turbina. Para usos industriais, como caldeiras, a presença do alcatrão não é crítica, sendo inclusive desejável para aumentar o poder calorífico inferior e a luminosidade da chama.

A altura do leito interfere na elutriação das partículas finas. Com a diminuição da altura do leito, diminui o espaço disponível no *free-board*, aumentando a elutriação de partículas menores e menos densas. Esta situação é problemática para as biomassas polidispersas pouca densas, como o bagaço de cana. Nestes testes a altura do leito não mostrou influência sobre as concentrações dos componentes combustíveis no gás de saída do gaseificador.

Comparando-se nossos resultados de operação com casca de arroz com os resultados realizados na Indonésia por Maniatis [48], algumas diferenças sensíveis surgem: em nossos resultados há um máximo de concentração de CO , CH_4 e H_2 com fator de ar em torno de 0,4. Maniatis encontrou um máximo em torno de 0,2 de fator de ar, decrescendo com o aumento deste, não fornecendo dados abaixo deste valor. Já o efeito da temperatura é semelhante ao encontrado por nós. O máximo de concentração dos gases combustíveis está em torno de 650°C no trabalho de Maniatis, enquanto no nosso a temperatura de máxima concentração foi de 750°C . Maniatis apresenta um número de ensaios menor, porém com menor dispersão dos resultados. Maniatis também considera que o fator de ar é o parâmetro fundamental para a operação de um gaseificador de leito fluidizado.

Ensaio de gaseificação de madeira realizados pelo CIENTEC [57] no Rio Grande do Sul mostram uma faixa ótima de operação entre 800°C e 900°C , com a conversão da madeira chegando a 95% em peso e o rendimento a frio a 75%. O PCS do gás produzido foi de $7,1 \text{ MJ/Nm}^3$, a partir de um combustível (madeira) com PCS de $19,65 \text{ MJ/kg b.s.}$ e com uma umidade média de 23%. Comparando com os nossos resultados temos que para serragem a faixa de temperatura ótima situa-se entre 700°C e 800°C , rendimento a frio máximo foi de 34% e poder calorífico inferior do gás de $3,7 \text{ MJ/Nm}^3$ a partir de um combustível com PCS de 16 MJ/kg b.s.

A potência de saída do gaseificador e a vazão de combustível obtidas (tabela 6.8) são iguais à obtida por outros pesquisadores, mostrando que este sistema é adequado para a gaseificação de biomassa.

Uma avaliação econômica simples pode ser realizada. O preço atual do óleo combustível é de aproximadamente 150 US \backslash ton_{eq}. O preço do bagaço de cana *in natura*, na usina é de aproximadamente 6 US \backslash ton. Com a eficiência obtida neste protótipo, o custo para gerar a mesma energia que uma tonelada de óleo a partir da gaseificação do bagaço será da ordem de 105 US \backslash ton_{eq}, sem considerar a secagem, mas considerando a energia elétrica consumida pelo ventilador (da ordem de 10% da potência de saída do gaseificador). Estes números mostram que este sistema é promissor, porém necessita aperfeiçoamento.

Sugestões para pesquisas:

Estudar e desenvolver um alimentador adequado às diversas biomassas a serem alimentadas no reator.

Pesquisar a partida do reator com biomassa, a fim de permitir sua utilização como gaseificador em condições de não disponibilidade de GLP.

Desenvolver um sistema de limpeza do gás adequado, seja externo ao reator, seja mediante catalisadores acrescentados ao leito, ou mediante o aumento da temperatura do reator, de modo a craquear o alcatrão, transformando-o em gás combustível.

Desenvolver estudos de gaseificação variando-se a granulometria das partículas, velocidade de fluidização e altura do leito, para verificar a influência destas variáveis no desempenho do gaseificador.

Projetar e ensaiar uma planta piloto. Sugere-se uma capacidade de 100 a 120 kW e diâmetro do reator de 300 mm, com melhor isolamento térmico que o atual. Esta instalação permitirá aprimorar o sistema de alimentação de biomassa, a filtragem dos gases e elaborar uma metodologia de partida do reator que garanta tempo e consumo de energia minimizados durante a mesma.

Desenvolver estudos de pirólise e volatilização de biomassas, sem a presença de oxigênio, a fim de levantar ainda mais parâmetros para a compreensão da cinética da gaseificação em leito fluidizado. Estes estudos deverão ser realizados em mini leito fluidizado com alimentação contínua de biomassa.