

GASEIFICAÇÃO DE MADEIRA EM GASEIFICADOR
CO-CORRENTE PARA PRODUÇÃO DE GÁS DE
MÉDIO PODER CALORÍFICO E GÁS DE SÍNTESE

026/84

Este exemplar corresponde à redação final
da tese defendida por Zolt Tamas Matray
e aprovada pela comissão julgadora em
09/07/84

Luiz Maria

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA DE CAMPINAS
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

GASEIFICAÇÃO DE MADEIRA EM GASEIFICADOR CO-CORRENTE PARA
PRODUÇÃO DE GÁS DE MÉDIO PODER CALORÍFICO E GÁS DE SÍNTESE

Autor: Zsolt Tamas Makray

Orientador: João A.F. Rocha Pereira

Tese submetida à Comissão de Pós-Graduação da
Faculdade de Engenharia de Campinas - UNICAMP
como parte dos requisitos necessários para
obtenção do Grau de DOUTOR EM ENGENHARIA MECÂNICA.

Campinas, SP - Brasil

Abril de 1984

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL

À Elaine,
Milena e João Filipe,
aos meus pais

AGRADECIMENTOS

Ao Prof. João Alexandre F. da Rocha Pereira, pela orientação e incentivo que permitiram a concretização do presente trabalho.

Ao Prof. Saul Gonçalves d'Ávila, um agradecimento especial pelo interesse e apoio que sempre manifestou.

Ao Prof. José Cláudio Moura e aos colegas da Termoquip, Themístocles Rocha Neto e Paulo Sergio Gabarra que direta ou indiretamente me ajudaram.

A Marcia Maria de Lima Duarte, cuja colaboração foi de grande valor na realização dos ensaios experimentais.

Ao Prof. Mário de Jesus Mendes, pelo empréstimo do integrador, e ao Prof. Sergio Ravagnani pela ajuda no computador.

A Odette Ropello pelo paciente trabalho de datilografia e ao Wilton Furquim pelos desenhos.

Um agradecimento sincero à sempre companheira Elaine pela paciência e compreensão.

A CESP - Companhia Energética de São Paulo, pelo apoio financeiro que deu início ao presente trabalho.

A FAPESP - Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo, pelo auxílio financeiro que permitiu que o trabalho fosse concluído.

A RIPASA - Celulose e Papel S.A., pelo fornecimento dos cavacos de eucaliptus.

RESUMO

O gaseificador de leito fixo co-corrente é considerado um dos mais adequados para gaseificar madeira uma vez que produz um gás com baixo teor de alcatrões. No entanto, entre os diversos processos propostos para produção de gás de síntese e gás de médio poder calorífico são poucas as referências à utilização desse tipo de gaseificador. No presente trabalho é feito um estudo detalhado das variáveis operacionais do gaseificador co-corrente tendo em vista fundamentalmente a produção de gás de síntese de metanol e gás de médio poder calorífico a partir da madeira.

Utilizou-se nos ensaios de gaseificação os seguintes agentes de gaseificação: ar enriquecido com oxigênio, oxigênio puro e misturas de oxigênio e vapor. Foram estudados os efeitos da umidade da madeira assim como da vazão e composição do agente de gaseificação sobre a taxa e eficiência de gaseificação e composição, poder calorífico inferior e temperatura adiabática de chama do gás.

Um gás com poder calorífico inferior (PCI) entre 2300 e 2600 Kcal/Nm³ (base seca) foi obtido utilizando-se oxigênio puro. Utilizando-se ar enriquecido até 35-45% em volume de O₂ obteve-se um gás com PCI entre 1700 e 1900 Kcal/Nm³. Gaseificando-se com oxigênio e vapor obteve-se um gás de síntese cpm relação H₂/CO igual a 2,0.

Um modelo termodinâmico do processo de gaseificação foi desenvolvido e os resultados dos cálculos de equilíbrio mostraram-se compatíveis com os resultados experimentais.

Finalmente, as condições ótimas de operação de gasei

ficador para produção de gás de síntese e gás de médio poder calorífico são analisadas e discutidas.

ABSTRACT

Due to its characteristics of producing a low tar content gas, the fixed-bed co-current gasifier is considered as the most adequate for wood gasification. The use of this gasifier has been recommended and proposed for the production of syngas and medium heat value (MHV) gas, however few references to the use of the co-current gasifier are found in the literature.

The present work was undertaken to carry out a detailed study of the operational variables of the co-current gasifier, with the objective of producing methanol synthesis gas or MHV gas from wood. Air enriched with oxygen, pure oxygen and oxygen/steam mixtures were used as gasification agents. Wood moisture, flow rate and composition of the gasification agents were varied and its effects on the gasification rate, energy conversion efficiency, gas composition and lower heating value and adiabatic flame temperature of the gas were studied in detail.

The results show that gas with a lower heating value between 9600 and 10800 KJ/m³ (dry basis) is obtained when pure oxygen is used. Air enriched with oxygen (35 to 40% by volume) permits to obtain a gas with a lower heating value in the range of 7100 to 7900 KJ/m³.

A syngas with a H₂/CO ratio of 2.0 is obtained when the gasification agent is composed of oxygen and steam mixtures. The optimum operational conditions of the gasifier for syngas and MHV gas production are analysed and discussed.

Finally, a thermodynamic model of the gasification

process is developed, and the results based on the chemical equilibrium at the reduction zone are found to be compatible with the experimental results.

ÍNDICE GERAL

pág.

Resumo	iii
Abstract	v
CAPÍTULO 1 - Introdução	1
CAPÍTULO 2 - O Gaseificador Co-corrente	5
2.1. Breve histórico da tecnologia de gaseificação de carvões e madeira	7
2.2. Gaseificação co-corrente	14
2.2.1. Gaseificação com ar	14
2.2.2. Gaseificação com oxigênio e vapor	24
2.3. Características do gaseificador co-corrente	31
2.3.1. Descrição do processo	33
2.3.2. Principais parâmetros do processo	37
2.4. Conclusões	40
CAPÍTULO 3 - Equipamentos e Métodos Experimentais	41
3.1. Introdução	43
3.2. Projeto e construção do gaseificador	44
3.2.1. Características gerais	44
3.2.2. Dimensionamento e detalhes construtivos	45
3.3. Montagem experimental	51
3.3.1. Introdução	51
3.3.2. Fornecimento dos agentes de gaseificação	52
3.3.3. Amostragem do gás e condicionamento da amostra	56
3.3.4. Instrumentos e equipamentos de medida	58
3.3.5. Equipamento de análise cromatográfica	60
3.4. Procedimento experimental	66
3.4.1. Preparo da madeira	66
3.4.2. Controle da vazão dos agentes de gaseificação	68
3.4.3. Os ensaios	69

CAPÍTULO 4 - Resultados Experimentais e Análise dos	
Resultados	71
4.1. Introdução	73
4.2. As medidas experimentais	74
4.2.1. Taxa de consumo da madeira	74
4.2.2. Variação da composição do gás com o tempo	82
4.2.3. Temperatura da zona de redução	89
4.3. Balanços de massa e energia e cálculos das	
propriedades do gás	95
4.3.1. Composição e poder calorífico da madeira	95
4.3.2. Balanços de massa e cálculo da composição	
base úmida do gás	97
4.3.3. Eficiência energética da gaseificação	101
4.3.4. Cálculo das propriedades	103
4.4. Gaseificação com mistura de ar e oxigênio;	
umidade da madeira constante	104
4.4.1. Composição do gás	105
4.4.2. Discussão dos resultados	105
4.5. Gaseificação com oxigênio puro	114
4.5.1. Influência da umidade da madeira na	
qualidade do gás produzido	114
4.5.2. Composição do gás	115
4.5.3. Propriedades do gás e eficiência de	
gaseificação	119
4.5.4. Influência da vazão de oxigênio	123
4.6. Gaseificação com oxigênio e vapor: Produção de	
gás de síntese de metanol	123
4.6.1. Discussão dos resultados	123

4.6.2. Parâmetros de avaliação do gaseificador para produção de gás de síntese de metanol	127
4.7. Discussão Final	130
CAPÍTULO 5 - Análise Termodinâmica de Processo de Gaseificação	131
5.1. Introdução	133
5.2. Cálculo de equilíbrio	133
5.3. Resultados do modelo termodinâmico	140
5.3.1. Gaseificação com ar enriquecido com oxigênio	140
5.3.2. Gaseificação com oxigênio	143
5.3.3. Gaseificação com oxigênio e vapor	146
5.4. Conclusões	149
CAPÍTULO 6 - Conclusões e Sugestões para Trabalhos Futuros	152
6.1. Conclusões	154
6.2. Sugestões para trabalhos futuros	156
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	157
NOMENCLATURA	166
ANEXO A - Medidas Experimentais	168
ANEXO B - Programa de Cálculo dos Balanços de Massa e Energia e Propriedades do Gás	195
ANEXO C - Balanços de Massa e Energia	202
ANEXO D - Programa de Cálculo do Modelo Termodinâmico de Equilíbrio	219
ANEXO E - Resultados do Modelo Termodinâmico de Equilíbrio	229

CAPÍTULO 1

Introdução

Privilegiado em termos de clima e extensão territorial e com produção interna de petróleo insuficiente para atender suas necessidades energéticas, o Brasil reúne as condições ideais para se tornar um grande produtor de energia derivada de biomassa e em particular da madeira de florestas plantadas.

A energia de biomassa é uma forma de energia renovável, podendo ser produzida regionalmente e trazendo como benefício social a criação de empregos no campo. Como vantagens adicionais, a madeira de reflorestamento é pouco exigente em qualidade de solo, exige pouca adubação e tratos culturais, dispensa irrigação, é pouco susceptível a pragas, é de alta produtividade além de ser uma das formas de biomassa de maior densidade energética.

A utilização da madeira como combustível sólido para queima direta - sua forma tradicional de utilização energética - exige no entanto, fornalhas especiais, permite pouca flexibilidade quanto a controle e automação da queima e frequentemente exige equipamentos adicionais para controle de poluição por particulados e fumaça. Combustíveis líquidos e gasosos, por outro lado, são convenientemente distribuídos por tubulação, são intercambiáveis entre si com pouca ou nenhuma necessidade de alteração na câmara de queima e queimadores, são de queima facilmente controlada e automatizada e podem inclusive ser utilizados em motores de combustão interna. A gaseificação da madeira é portanto uma forma de transformar a madeira sólida em uma forma mais nobre de energia com potencial

de substituição de derivados de petróleo muito maior que a queima direta.

Diversos processos de gaseificação da madeira por conversão termoquímica estão sendo desenvolvidas para transformar a madeira em um gás combustível de baixo ou médio poder calorífico e também em gás de síntese para metanol.

A gaseificação com ar, devido à diluição do gás com N_2 , produz um gás de baixo poder calorífico (800 a 1400 Kcal/ Nm^3), com temperatura de chama limitada na prática em cerca de $1200^{\circ}C$ e com raio de distribuição econômica do gás limitado a algumas centenas de metros. Desde 1980, gaseificadores a ar estão sendo instalados em um número crescente de indústrias no Brasil.

A gaseificação com ar enriquecido (ar + oxigênio) ou com oxigênio puro, produz um gás de médio poder calorífico (2000 a 2600 Kcal/ Nm^3) com temperatura de chama e raio de distribuição econômica substancialmente superiores aos obtidos na gaseificação com ar.

A gaseificação com oxigênio puro, ou com oxigênio e vapor, produz um gás que pode ser usado como matéria prima para síntese de metanol. A produção de metanol a partir da madeira está sendo estudada em diversos países por ser o metanol, tal qual o etanol, um combustível substitutivo à gasolina em motores de combustão interna.

O objetivo do presente trabalho é o estudo da gaseificação da madeira em um gaseificador de leito fixo co-corrente, tendo em vista a produção de gás de médio poder calorífico e um gás apropriado para síntese de metanol. Para tanto,

é projetado e construído um gaseificador experimental e são realizados ensaios de gaseificação com ar + O_2 , O_2 puro e O_2 + vapor. O teor de O_2 no agente de gaseificação é variado de 21 a 100%, e é estudado o efeito da umidade da madeira na gaseificação com oxigênio puro e o efeito da adição de vapor ao oxigênio para produção de gás de síntese.

O gaseificador de leito fixo co-corrente foi escolhido para o presente trabalho por ser particularmente adequado para a gaseificação de madeira, uma vez que produz um gás praticamente isento de alcatrões, além de ser comprovadamente de operação simples e estável. No gaseificador co-corrente, devido à disposição em sequência das zonas de secagem, pirólise, oxidação e redução, os gases provenientes da zona de oxidação atravessam um leito de carvão a alta temperatura com um tempo de residência suficiente para que a composição se aproxime da composição de equilíbrio. As composições de gás experimentais são comparadas com composições calculadas para o equilíbrio. Para tanto é desenvolvido um modelo termodinâmico do processo de gaseificação que permite prever o efeito de variações na composição da madeira e do agente de gaseificação e da perda de calor para o ambiente sobre a composição e temperatura de equilíbrio.

Finalmente são apresentadas as conclusões e são feitas sugestões para trabalhos futuros.

CAPÍTULO 2

0 Gaseificador Co-corrente

CAPÍTULO 2 - O Gaseificador Co-corrente

2.1. Breve histórico da tecnologia de gaseificação de carvões e madeira.

2.2. Gaseificação co-corrente

2.2.1. Gaseificação com ar

2.2.2. Gaseificação com oxigênio e vapor

2.3. Características do gaseificador co-corrente

2.3.1. Descrição do processo

2.3.2. Principais parâmetros do processo

2.4. Conclusões

2.1. Breve histórico da tecnologia de gaseificação de carvões e madeira.

Os primeiros gaseificadores de combustível sólido foram desenvolvidos no início do século XIX com a revolução industrial já em andamento em países com amplas reservas de carvão mineral.

Em 1812 Londres conheceu a primeira usina de gás de carvão, utilizando o processo de carbonização em retorta (aquecimento na ausência de ar). O gás de carvão foi utilizado na Europa por mais de um século como gás de rua para iluminação e posteriormente aquecimento residencial e cozinha.

A gaseificação com ar surgiu em torno de 1840 na França e Alemanha e teve um desenvolvimento notável a partir de 1861 com o gaseificador Siemens. O gás pobre produzido nos gasogênios, ou gaseificadores a ar, se destinava ao consumo imediato em fornos industriais e motores a gás. Esses gasogênios sofreram alguns aperfeiçoamentos importantes entre 1900 e 1910 (grelha rotativa, camisa de vapor) quando tomaram a forma dos atuais gaseificadores do tipo contra-corrente. A Figura 2.1 mostra um gaseificador contra-corrente típico. Nesses gaseificadores o carvão é alimentado pela parte superior através de um silo de carga. Ar ou uma mistura de ar e vapor é insuflado na base do leito através de uma grelha cônica. Essa grelha distribui o ar, sustenta o leito e desmancha eventuais caminhos preferenciais ou blocos de cinzas através de um lento movimento rotativo. As cinzas são descarregadas através do selo de água que é solidário com a grelha. A camisa de água tem por função gerar o vapor necessário ao processo.

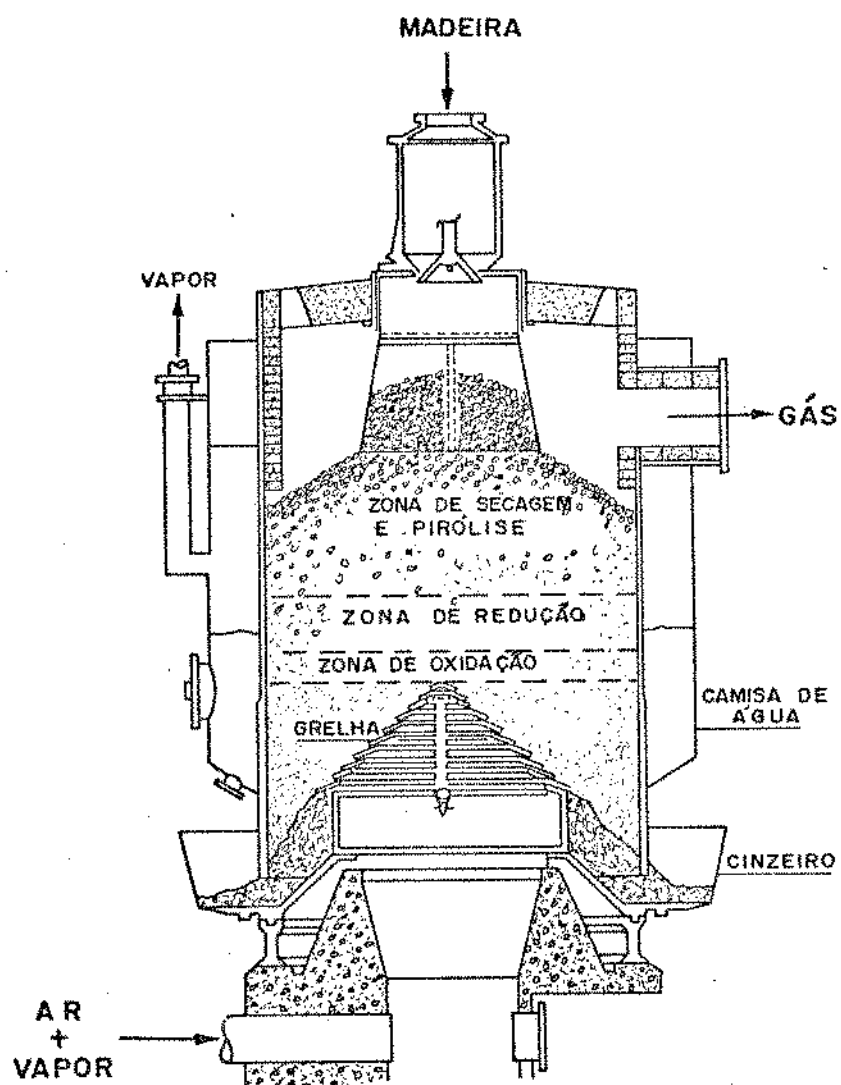


Figura 2.1 - Gaseificador contra-corrente típico

Esses gaseificadores apresentam um bom desempenho com coque e carvão vegetal, no entanto, não são adequados para carvões aglomerantes, carvões de baixa granulometria ou muito frágeis ou ainda combustíveis sólidos com alto teor de voláteis como é o caso de carvões betuminosos, linhito e as biomassas em geral.

Para suplementar a produção de gás de carvão começou a ser utilizado a partir de 1880 o gás d'água obtido por um processo cíclico de gaseificação do coque ou antracito pela injeção alternada de ar e vapor de água no leito de carvão. Esse gás era em geral enriquecido ou carburado com o gás formado pelo craqueamento de óleos leves em uma câmara de tijolos refratários aquecida ao rubro.

O maior esforço para o desenvolvimento de tecnologias para a gaseificação de carvões de qualidade inferior (principalmente o linhito) e combustíveis vegetais ocorreu na Alemanha. Desde o início do século XX e principalmente no período entre as duas Guerras Mundiais surgiram gaseificadores de duplo estágio, gaseificadores de cinzas fundidas, processos de gaseificação em leitos fluidizados como o processo Winkler (1926) e gaseificação sob pressão como o processo Lurgi (1936). Foram postas em operação diversas usinas de produção de gás de síntese do metanol, amônia e gasolina sintética a partir do linhito. Meunier (1) descreve os diversos processos existentes até essa época.

Com a retomada do comércio internacional do petróleo após a Segunda Guerra Mundial, a descoberta das reservas de gás natural nos Estados Unidos e no Mar do Norte e o rápido

desenvolvimento da Petroquímica, a gaseificação do carvão perdeu a sua posição de destaque. Somente na década de 1970, com a crise do petróleo, foi retomado o esforço de desenvolvimento de novas tecnologias de gaseificação de carvão. A ênfase atual é nos processos de produção de gás natural sintético. Em sua revisão sobre as tecnologias de gaseificação, Littlewood (2) descreve diversos processos de gaseificação de carvão desenvolvidos recentemente ou ainda em desenvolvimento para produção de gases substitutos do gás natural.

Devido ao alto preço da madeira e sua relativa escassez nos países industrializados, a utilização da madeira para transformação em gás pobre só se justificou economicamente em épocas de crise como a da Segunda Guerra Mundial. A madeira no entanto, é facilmente gaseificável devido à sua alta reatividade e baixo teor de cinzas. A única dificuldade é o alto teor de gases condensáveis produzidos durante a pirólise. Os alcatrões e ácidos pirolenhosos, sem considerar a água, podem representar até 20% em peso da madeira seca. Esse fato tornava mandatório o desenvolvimento de gaseificadores específicos para a madeira.

Já em 1940 Ebelman (1) havia notado que os alcatrões podiam ser gaseificados ao passar os produtos de pirólise por um leito de coque incandescente. Para eliminar o problema da formação de alcatrões surgiram os gaseificadores de duplo estágio, dupla zona de oxidação, recirculação dos produtos de pirólise e finalmente os gaseificadores co-correntes. Nesses últimos, a madeira é alimentada pelo topo do gaseificador, o ar é introduzido acima da zona de gaseificação e os gases pro

duzidos são removidos pela parte inferior. Dessa forma, a zona de oxidação situa-se entre as zonas de pirólise e redução, de modo que os alcatrões são obrigados a atravessar as zonas de reação de alta temperatura onde são destruídos por reações de oxidação e decomposição térmica.

A utilização de gaseificadores de madeira do tipo co corrente difundiu-se durante a Segunda Guerra Mundial quando devido ao racionamento da gasolina uma parte considerável da frota de caminhões, tratores e automóveis da Europa foi adaptada para funcionar com gás de madeira, carvão vegetal e em menor escala antracito.

Os gaseificadores do tipo co-corrente serão tratados com maior detalhe nos itens seguintes desse capítulo.

Ainda durante a Guerra, a França teve uma usina de produção de gás de síntese a partir da madeira pelo processo Distibois-Delacotte. Esse gaseificador utilizando oxigênio e vapor produzia um gás com a relação H_2/CO praticamente igual a 2 e com um teor tão baixo de hidrocarbonetos que após simples remoção do CO_2 podia ser diretamente utilizado para síntese de metanol (1).

A partir de 1973, com a escalada dos preços do petroleo, começaram a ser desenvolvidos vários processos para transformar biomassas e a madeira em particular, em um gás de baixo ou médio poder calorífico e gás de síntese. Para produção de gás de baixo poder calorífico para uso industrial a partir da madeira já existem gaseificadores a ar do tipo co-corrente e contra-corrente e também gaseificadores de leito fluidizado. (3,4).

A tecnologia disponível para produção de gás de síntese a partir da madeira é adaptação de tecnologias desenvolvidas para carvão. É o caso dos gaseificadores Davy Powergas, Moore-Canada e Purox (5), todos do tipo contra-corrente utilizando oxigênio. De acordo com um estudo do Instituto Real de Tecnologia da Suécia (6), entre os gaseificadores disponíveis, um dos que apresenta melhores possibilidades para ser adotado para gaseificação de madeira e para produção de gás de síntese é o leito fluidizado Winkler de alta temperatura, desenvolvido para gaseificação de linhito. As principais dificuldades estão relacionadas às características inadequadas de fluidização da biomassa moída e na formação de pontos quentes e sinterização de cinzas no leito fluidizado com oxigênio.

Estão atualmente em desenvolvimento diversos processos novos para produção de gás de médio poder calorífico e gases de síntese a partir da biomassa. Por ser o metanol um combustível líquido possivelmente substitutivo à gasolina, têm recebido especial atenção os processos de produção de metanol a partir da madeira via gás de síntese. Para evitar a diluição do gás produzido com nitrogênio, inevitável na gaseificação por oxidação parcial com ar, os processos em desenvolvimento para gás de médio poder calorífico e gases de síntese ou utilizam oxigênio como agente de gaseificação, ou recorrem a métodos de aquecimento indireto. Boas revisões das tecnologias de gaseificação de biomassa em desenvolvimento podem ser encontradas no relatório da Mitre Corp. (3) e do Instituto de Pesquisa de Energia Solar (Solar Energy Research Institute - SERI) (7) e nos anais dos Simpósios "Energia de Biomassa e Re

síduos", organizada anualmente pelo Instituto de Tecnologia do Gás (Institute of Gas Technology - IGT) (8, 9, 10, 11).

Os trabalhos de pesquisa mais recentes estão concentrados no desenvolvimento de reatores de leito fluidizado de baixa e média pressão e também na gaseificação com oxigênio em reatores de leito móvel co-corrente (11).

Entre os processos em fase de planta piloto merecem destaque os seguintes:

- Processo Batelle Columbus de gaseificação com vapor em leito fluidizado. A energia para gaseificação é fornecida pela circulação de areia aquecida entre o gaseificador e um combustor no qual o carbono residual é queimado (12). Um processo semelhante, utilizando um reciclo de parte do gás produzido como agente de fluidização no reator de pirólise está sendo proposto por Bailie (13).
- Processo Pacific Northwest Laboratory. Leito fluidizado pressurizado utilizando vapor superaquecido para gaseificação de biomassa na presença de catalisadores para produção de produtos gasosos específicos (14).
- Gaseificador SERI. É um gaseificador de leito móvel co-corrente pressurizado utilizando oxigênio (15, 16, 17, 18).
- Os processos acima estão sendo desenvolvidos nos Estados Unidos. Na Europa a Comissão da Comunidade Européia está patrocinando a construção de quatro plantas piloto de demonstração que devem estar em operação no final de 1983. Serão aplicados os processos de gaseificação em leito fluidizado convencional com oxigênio, leito fluidizado rápido

(circulante) com oxigênio, leito fluidizado duplo com circulação de sólido e pirólise em leito fluidizado aquecido externamente, seguido de gaseificação com oxigênio (19).

Ainda na Comunidade Européia está sendo conduzido pela Noveler, na França, o desenvolvimento de um gaseificador de leito móvel co-corrente com zona de oxidação externa operando com oxigênio e vapor (19, 20).

Na Suécia também está previsto o início de operação de uma planta de demonstração de um processo de gaseificação em leito fluidizado com oxigênio e vapor desenvolvido pelo Instituto Real de Tecnologia (6, 21).

No Brasil a CESP - Companhia Energética de São Paulo também tem um programa de construção de uma usina de demonstração de metanol utilizando três diferentes tecnologias de gaseificação: leito móvel contra-corrente, leito fluidizado e gaseificação eletrotérmica (22).

Os dois gaseificadores de leito móvel co-corrente em desenvolvimento acima citados serão descritos com mais detalhes no item 2.2 deste capítulo.

2.2. Gaseificação co-corrente

2.2.1. Gaseificação com ar

No começo da década de 1920 já se encontra na literatura referência aos gaseificadores para madeira do tipo co-corrente, também conhecidos como gaseificadores de tiragem descendente ou invertida (23). Nesses gaseificadores, devido ao fluxo co-corrente da madeira e do gás, os produtos de pirólise são obrigados a atravessar a zona de oxidação obtendo-

-se assim um gás com baixo teor de alcatrões. O gás de madeira obtido nos gaseificadores co-correntes, após ser submetido a operações de limpeza relativamente simples como despoeiramento, filtração e lavagem, pode ser utilizado para acionar motores de combustão interna. O gaseificador co-corrente conheceu grande desenvolvimento nos anos imediatamente anteriores à Segunda Guerra Mundial, quando na falta de gasolina, grande parte da frota de onibus, caminhões, tratores e automóveis da Europa teve que ser adaptada para funcionar com gás gerado a partir de combustíveis sólidos. Estima-se que nessa época cerca de um milhão de veículos foram adaptados para o uso de gaseificadores de carvão vegetal e madeira. Foi na Alemanha com os gaseificadores Imbert e Deutz e na Suécia com o gaseificador Hasselman, entre outros, que apareceram os gaseificadores co-correntes de maior sucesso.

A Figura 2.2 mostra dois gaseificadores co-correntes da época da Segunda Guerra Mundial.

Schl  pfer e Tobler (24) e a publicação "Gengas" da Academia Sueca de Engenharia (25) fazem uma revisão detalhada da tecnologia da época com análise de detalhes construtivos e de dimensionamento.

Com o término da Guerra em 1945, a tecnologia de gaseificação co-corrente, juntamente com a maioria das tecnologias de utilização de combustíveis sólidos foi praticamente abandonada. Apenas a Suécia, através do Instituto Nacional de Teste de Maquinário Agrícola (26, 27, 28) continuou os trabalhos de desenvolvimento de gaseificadores, concentrando seus esforços no aperfeiçoamento do gaseificador co-corrente para

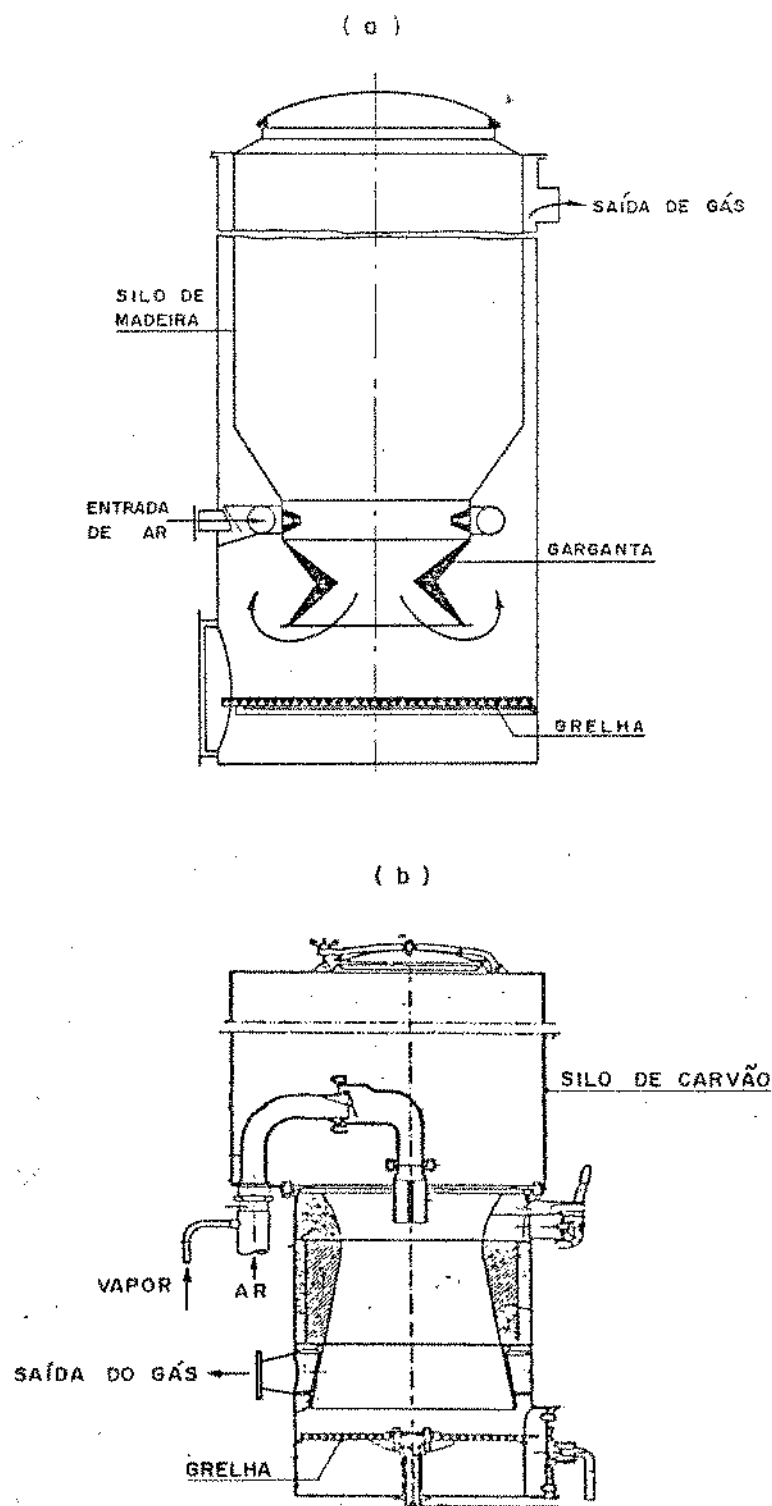


Figura 2.2 - Dois gaseificadores co-correntes de uso veicular da época da Segunda Guerra Mundial

a) Gaseificador Imbert para madeira

b) Gaseificador Swedlung para carvão vegetal

madeira para uso em tratores e caminhões utilizando motores do ciclo diesel. Esse trabalho foi desenvolvido a partir de 1956 (Crise de Suez) por se considerar a tecnologia dos gaseificadores de importância estratégica para o caso da crise de suprimento de petróleo.

A partir da segunda metade da década de 1970, após a primeira crise do petróleo, as tecnologias para o aproveitamento energético das biomassas começaram a ser reavaliadas. Entre as tecnologias existentes, o gaseificador co-corrente foi logo identificado como um dos mais promissores. O Departamento de Engenharia Agrícola da Universidade da Califórnia em Davis testou as características de gaseificação de vários resíduos agrícolas e madeira (29, 30, 31) identificando as potencialidades do gaseificador co-corrente para uso industrial e geração de energia elétrica (32, 33) e também projetou, construiu e testou uma planta piloto com capacidade nominal de 2 milhões de kcal/h (34, 35, 36).

Na Universidade de Twente, na Holanda, a tecnologia do gaseificador co-corrente foi estudada com ênfase nos aspectos de processo químico e com o objetivo de obtenção de dados para ampliação de escala. Em seu estudo sobre o gaseificador co-corrente, Groeneveld (37, 38) contribuiu para a compreensão dos diversos processos que ocorrem dentro do gaseificador co-corrente, tendo analisado a influência da geometria das zonas de pirólise e oxidação na eliminação da alcatrão e desenvolvendo um modelo cinético para simulação da zona de redução. Hos (39) propôs a utilização do gaseificador co-corrente para gaseificar lixo urbano e realizou alguns testes com cavacos de

madeira. Em um gaseificador co-corrente com reciclo interno de produtos de pirólise e uma câmara para combustão desses produtos de pirólise com ar antes da reinjeção no leito, Susanto (40) obteve um gás com um teor de alcatrão de apenas $0,1\text{g/Nm}^3$, teor esse consideravelmente menor que o obtido em gaseificadores co-corrente convencionais do mesmo porte (entre $0,5$ e 3 g/Nm^3). Segundo o autor, esse sistema oferece vantagens no "scale up" para unidades de grande porte e na gaseificação de combustíveis que apresentam problemas de fusão de cinzas, uma vez que a temperatura máxima no gaseificador é reduzida em cerca de 200°C .

No Brasil, o Departamento de Engenharia Química - DEQ da Unicamp iniciou os trabalhos de gaseificação com ar em um gaseificador co-corrente em 1979 (41). A CODETEC, Empresa de Desenvolvimento de Tecnologia vinculada à Unicamp interessou-se pelo projeto e iniciou o desenvolvimento de um gaseificador co-corrente para madeira para geração de energia térmica em substituição ao óleo combustível, óleo diesel e GLP em indústrias. A tecnologia do gaseificador desenvolvido na CODETEC foi transferida em 1981 para a Termoquip Energia Alternativa que atualmente fabrica e comercializa gaseificadores industriais de pequeno e médio porte para madeira, tendo várias dezenas de unidades instaladas em fornos cerâmicos, secadores de areia e caulim, caldeiras, fornos de panificação e de tratamento térmico, com modelos entre 100 mil kcal/h e 1 Gcal/h (42).

Os gaseificadores do tipo co-corrente comercialmente existentes ainda estão limitados em capacidade. No entanto, já estão em desenvolvimento gaseificadores

de maior capacidade e acredita-se que em breve existirão gaseificadores co-correntes de 10 Gcal/h.

No Departamento de Engenharia Química da Unicamp foi construído um gaseificador co-corrente experimental utilizado para estudos de gaseificação de madeira. Na tese de mestrado, "Estudos sobre a gaseificação de madeira com ar em um gaseificador co-corrente" Duarte (44) apresenta resultados experimentais com análises de gás e balanços de massa e energia completos para diversas condições de vazão de ar e umidade da madeira. Os resultados experimentais são também comparados aos resultados teóricos do modelo termodinâmico descrito no capítulo 5. Os testes de gaseificação com ar foram realizados no gaseificador construído para o presente trabalho e os resultados foram obtidos utilizando-se dos mesmos procedimentos experimentais. Por esse motivo os resultados de Duarte são usados como referência ao longo desse trabalho. A Figura 2.3 é um gráfico da composição experimental do gás e seu poder calorífico inferior (PCI) em função da umidade da madeira. A Figura 2.4 mostra a influência da umidade da madeira na eficiência da gaseificação e na temperatura adiabática de chama-TAC para os casos de gás frio (25°C) e seco e gás úmido quente a uma temperatura arbitrária de 450°C (os valores da TAC para gás frio foram recalculados por ter sido detectado um erro no programa publicado). A Figura 2.5 compara a composição experimental média do gás com a composição calculada pelo modelo termodinâmico ~~co considerando uma perda de energia de 5% para o ambiente (relativo ao PCI da madeira).~~ *de equilíbrio em condições adiabáticas*

As principais conclusões de Duarte são:

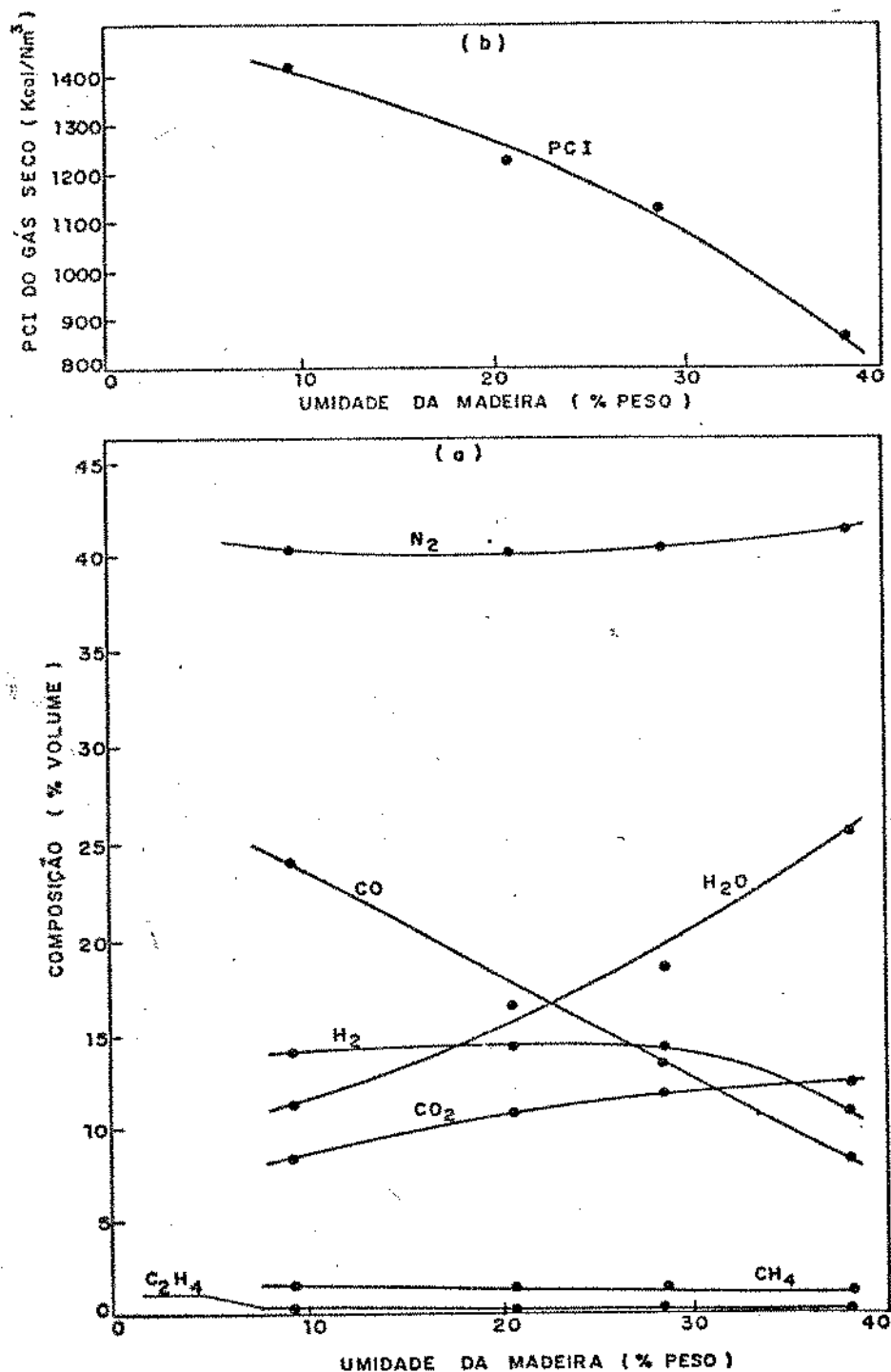


Figura 2.3 - Gaseificação com ar

a) Composição do gás (base úmida) em função da umidade da madeira

b) Poder Calorífico Inferior do gás seco em função da umidade da madeira

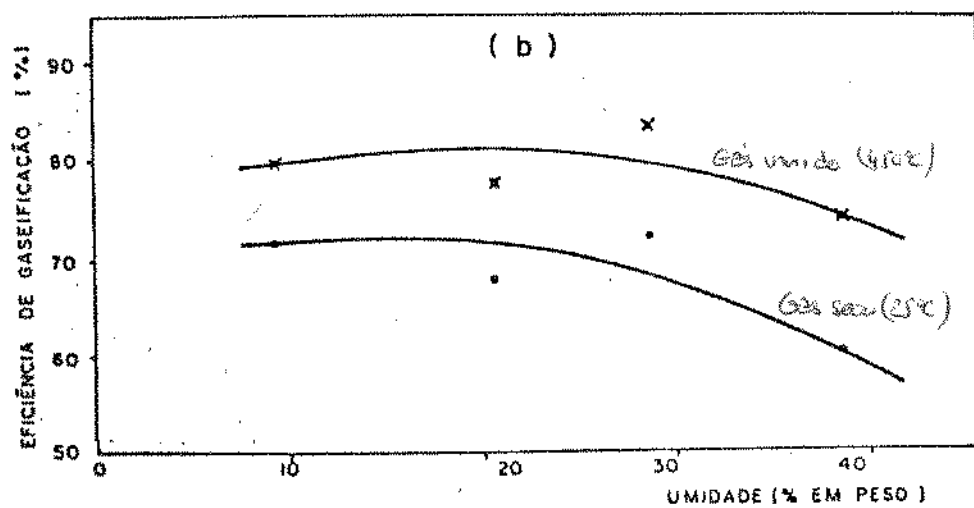
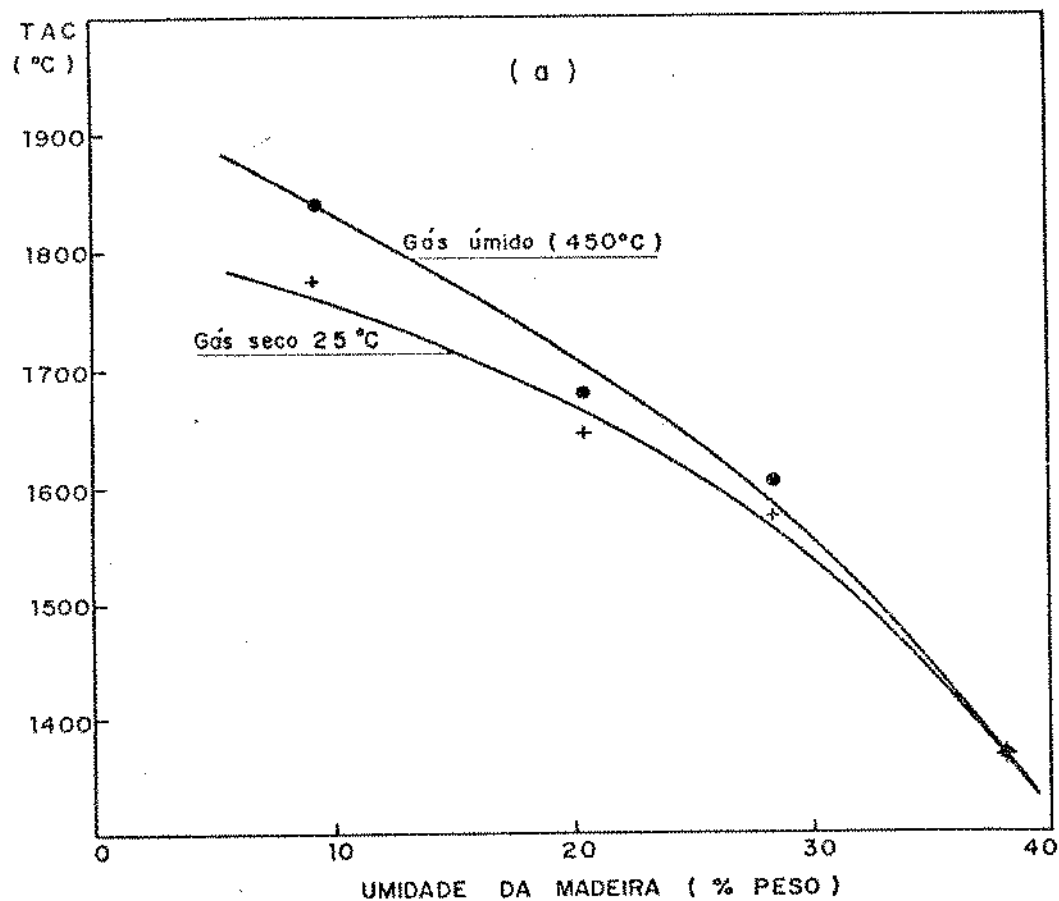


Figura 2.4 - Gaseificação com ar

a) Temperatura Adiabática de chama do gás

b) Eficiência de gaseificação

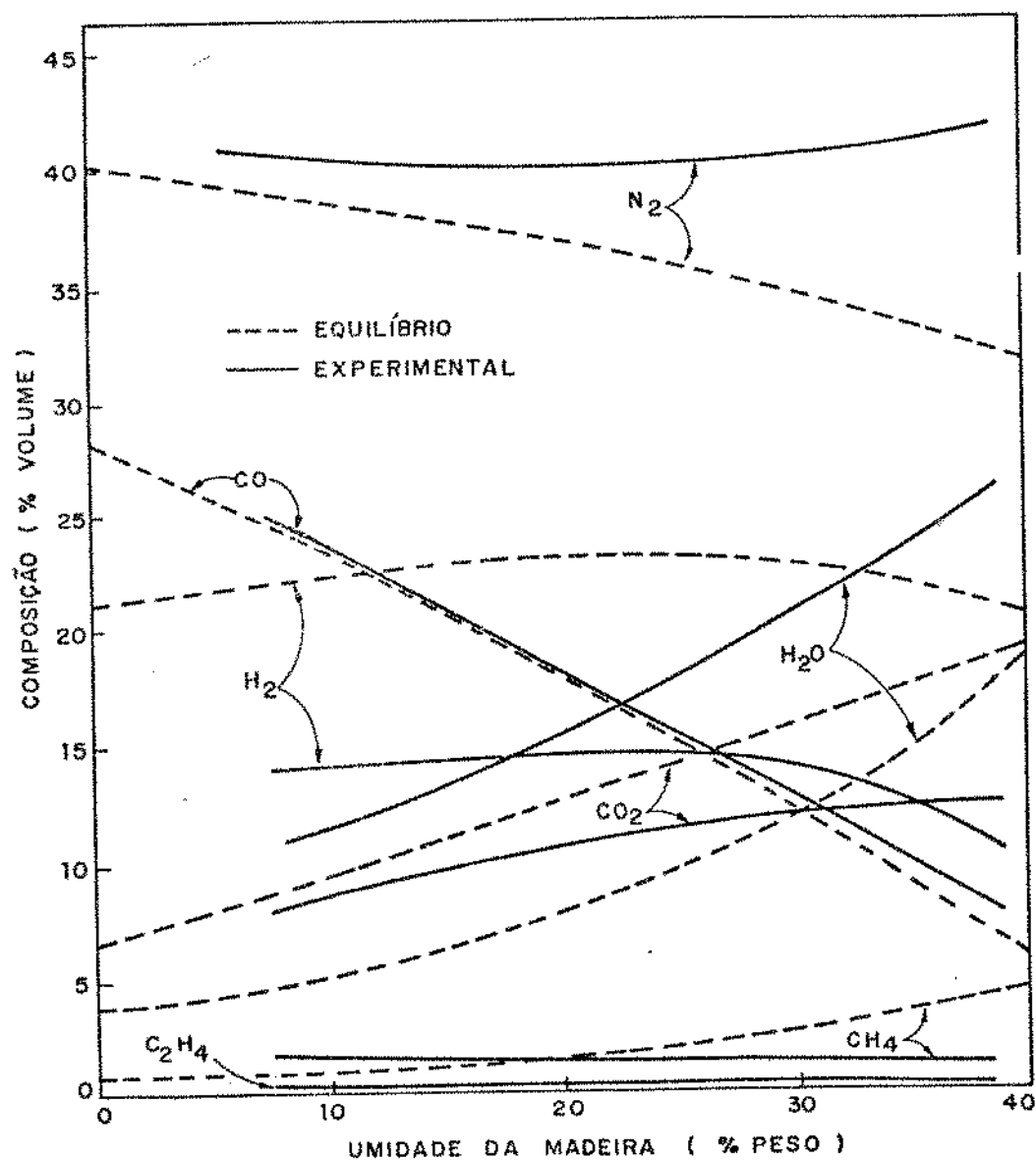


Figura 2.5 - Gaseificação com ar

Comparação da composição do gás calculada pelo modelo de equilíbrio em condições adiabáticas com a composição experimental

- 1) O teor de umidade da madeira afeta consideravelmente a composição do gás produzido. O PCI do gás frio e seco cai de 1416 kcal/Nm³ para 861 kcal/Nm³ quando a umidade da madeira aumenta de 9,2 para 38,1%.
- 2) A eficiência de gaseificação baseada no PCI do gás frio relativo ao da madeira gaseificada é praticamente constante em torno de 72% para umidades até 25% caindo a partir daí para o valor de 58% quando a umidade é 40%.
- 3) O calor sensível do gás quente representa uma parcela significativa da energia total do gás. O ganho em eficiência ao se utilizar o gás a 450⁰C ao invés de 25⁰C varia entre 11,3 e 23,6% na faixa de umidades estudadas.
- 4) Dentro da faixa estudada (taxas de gaseificação de 5,9 a 19,3 kg/h de madeira, umidade constante de 22,9%) a vazão de ar não tem grande influência na composição do gás.
- 5) As temperaturas internas se estabilizaram em menos de trinta minutos de gaseificação e a partir daí a composição do gás varia em menos de 5% de seu valor absoluto. Apesar da alimentação ser feita por bateladas, o valor médio da composição pode ser utilizado como representativo de um regime quase permanente.
- 6) O modelo termodinâmico proposto pode ser utilizado para prever o efeito da variação de parâmetros operacionais na composição do gás.
- 7) O erro médio de fechamento nos balanços de massa por elemento foi inferior a 10%, sendo que o erro médio para o

carbono foi de 7,4%. Esse erro no carbono é provavelmente relativo a fuligem e alcatrão não considerados no gás e ao acúmulo de carbono no leite.

- 8) O préaquecimento do ar de gaseificação eleva o poder calorífico do gás e pode compensar um eventual excesso da umidade da madeira.

2.2.2. Gaseificação com oxigênio e vapor

Além do processo Delacotte citado anteriormente não há referência na literatura sobre a utilização industrial no passado, de processo de gaseificação de madeira com oxigênio, ou oxigênio e vapor, em gaseificador do tipo co-corrente.

O gaseificador Distibois-De Lacotte mostrado esquematicamente na Figura 2.6 pode ser considerado como sendo um gaseificador do tipo co-corrente com zona de oxidação externa e um reciclo de gases de pirólise. Nesse gaseificador os produtos de pirólise são retirados pelo topo do gaseificador e são queimados com uma mistura de oxigênio e vapor em uma câmara de combustão externa ao gaseificador. Essa câmara de combustão externa tem a função de garantir a queima dos alcatrões, gases condensáveis e metano. Os gases quentes originários da câmara de combustão são introduzidos na parte intermediária do gaseificador. Uma pequena parcela do gás (entre 20 e 25%) segue em corrente ascendente promovendo a secagem e pirólise da madeira, e é reciclada à câmara de combustão. A parcela maior gaseifica em corrente descendente o carvão vegetal resultante da pirólise da madeira, em reações de redução.

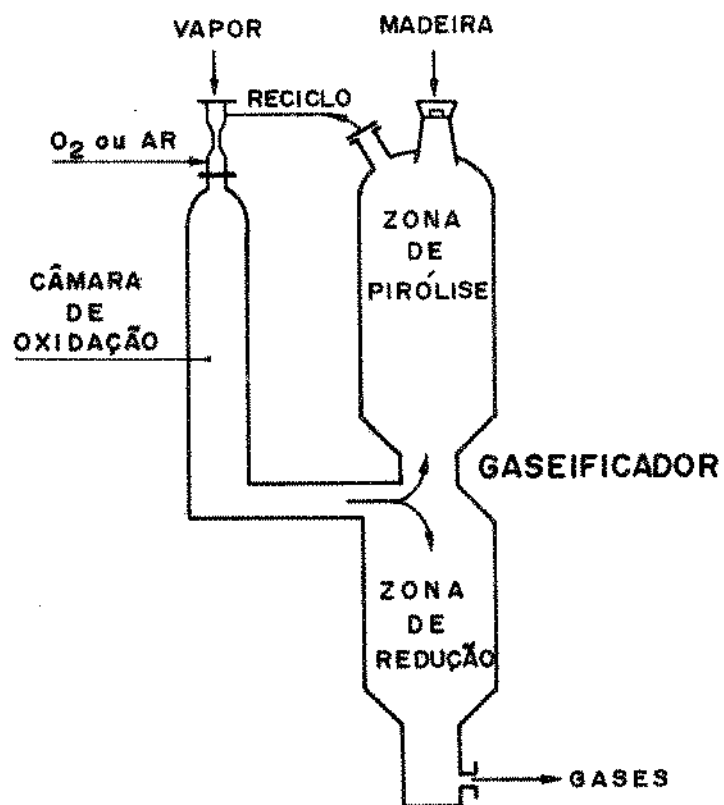


Figura 2.6 - Esquema do gaseificador Distibois-Delacotte

O gás que deixa o gaseificador pela parte inferior praticamente não contém hidrocarbonetos (mesmo o teor de metano é de apenas 0,2%) e a relação H_2/CO pode ser ajustada com a relação oxigênio/vapor utilizada para que tenha valores muito próximos a 2:1. Mesmo contendo uma câmara de combustão externa, o processo pode ser considerado autotérmico pois não é utilizada fonte externa de energia. A Tabela 2.1 mostra a composição do gás de síntese produzido e o consumo de madeira, oxigênio e vapor por m^3 normal de H_2+CO .

Em 1979, Doner e Bailie (45) publicaram os resultados de algumas experiências em um gaseificador co-corrente de laboratório utilizando ar, ar enriquecido e oxigênio puro.

O objetivo do estudo foi testar diversos combustíveis em um gaseificador co-corrente utilizando misturas de ar e oxigênio como agente de gaseificação. O gás produzido foi utilizado em um motor de combustão interna. A Figura 2.7 mostra a influência do enriquecimento do ar na composição do gás e no seu poder calorífico. A umidade da madeira utilizada não foi especificada, porém pelo alto teor de CO no gás pode-se concluir que a madeira foi secada até umidade inferior a 5%. As principais conclusões dos autores, essencialmente de caráter qualitativo, são:

- a) Um gaseificador do tipo co-corrente pode operar com misturas de ar e oxigênio e até oxigênio puro sem modificações.
- b) O gaseificador co-corrente utiliza um volume de reator consideravelmente menor que um contra-corrente de mesma capacidade.

Tabela 2.1 - Composição aproximada do gás de síntese produzido pelo gaseificador Distibois-Delacotte e consumo de madeira, oxigênio e vapor por m³ normal de (H₂+CO).

Componente	% volume (base seca)
CO ₂	30
CO	22
H ₂	45
CH ₄	0,2
N ₂ +O ₂	2,8

madeira com 20% umidade : 1 Kg

oxigênio : 0,27 a 0,30 Nm³

vapor : 0,5 a 0,6 Kg

(extraído da ref. 1)

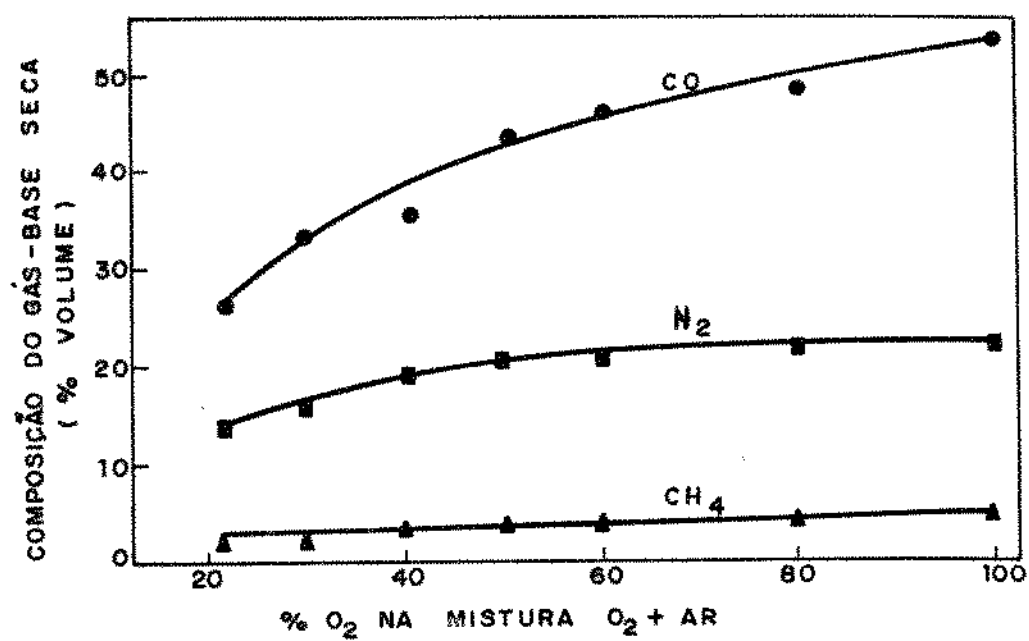


Figura 2.7 - Gaseificação com ar enriquecido

Composição do gás em função do teor de O₂ na mistura ar + O₂ (45)

- c) O gaseificador co-corrente permite grande modulação de capacidade.
- d) Ao se passar de ar para oxigênio puro, o poder calorífico do gás seco é praticamente dobrado.
- e) O gaseificador co-corrente produz muito menos alcatrão que o contra-corrente.

Recentemente (1982) foram publicadas informações sobre dois gaseificadores em desenvolvimento utilizando o princípio da gaseificação em leito móvel co-corrente com oxigênio. São os gaseificadores SERI e Novelerg anteriormente citados.

O Instituto de Pesquisa de Energia Solar (SERI) nos Estados Unidos está desenvolvendo um gaseificador co-corrente para gás de síntese operando com oxigênio (15, 16, 17, 18). Nesse gaseificador, oxigênio é introduzido por cima do leito e em vários pontos ao longo do leito. O consumo médio de oxigênio relatado é de 0,43 Kg/Kg de madeira seca para madeira com 38% de umidade e o gás produzido tem relação H_2/CO médio de 0,66, um teor CH_4 entre 2,3 e 4,4% e um teor desprezível de alcatrões e óleos. Com a elevação da umidade da madeira até 38% o consumo de O_2 aumentou em 37% e a relação H_2/CO passou a 1,15 (17).

Em um reator experimental de pequeno porte estão em andamento os testes a pressões de até 150 psi (17, 18). A Figura 2.8 mostra esquematicamente o gaseificador SERI.

O programa de desenvolvimento conduzido pela Novelerg (20) para a Compagnie Generale de Electricité (CGE) da França inclui o teste de um gaseificador de leito móvel co-corrente,

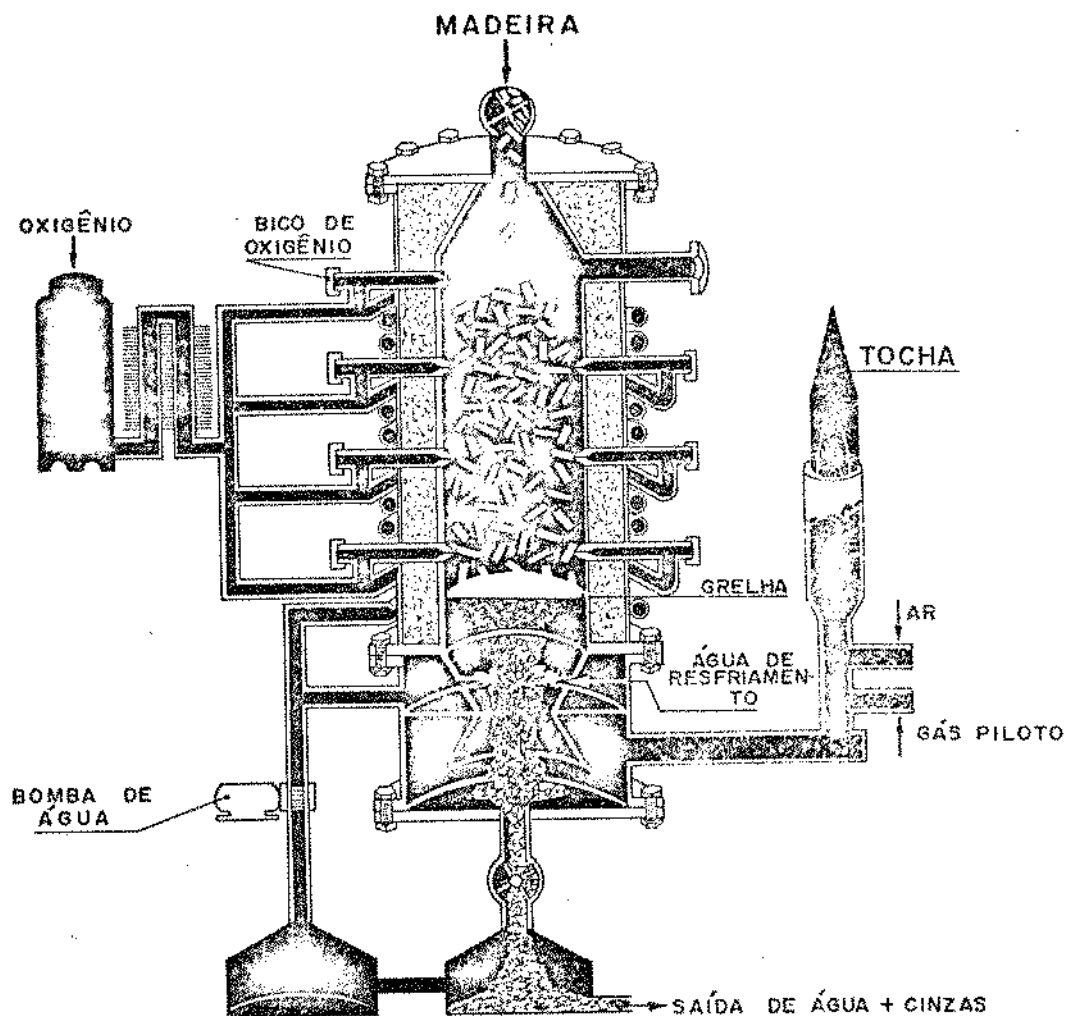


Figura 2.8 - Gaseificador do Solar Energy Research Institute (SERI)

já construído, com 13,5m de altura e 1,3m de diâmetro externo (0,6m interno). O gaseificador pode operar à pressão de até 20 bar e à semelhança do gaseificador Distibois-Delacotte possui um reciclo de gases e uma câmara de combustão externa. O gaseificador de teste da Novelerg prevê também a possibilidade de aquecimento elétrico dos gases de reciclo como alternativa ao uso de oxigênio. A Figura 2.9 mostra um esquema do gaseificador de teste da Novelerg. Para a produção de 1 Kg de gás de síntese a partir da madeira com 20% de umidade está previsto o consumo de 2,5 Kg de madeira e $0,6\text{Nm}^3$ de oxigênio ou alternativamente 1,6 Kg de madeira e 2,5 kwh de eletricidade (20).

Devido à simplicidade da gaseificação em leito móvel, ao baixo teor de alcatrão nos gases produzidos e ao menor rigor exigido no preparo da madeira, para pequenas unidades, os dois processos acima descritos poderiam estar comercialmente disponíveis antes e a um custo menor que a maioria dos processos em leito fluidizado citados no início deste Capítulo.

2.3. Características do gaseificador co-corrente

O gaseificador co-corrente é um gaseificador de leito móvel (também chamado de leito fixo devido à baixa velocidade da fase sólida em relação à fase gasosa) no qual os fluxos de combustível sólido e do agente de gaseificação são descendentes. As partículas de combustível sólido descem por gravidade à medida que as partículas situadas mais abaixo vão sendo consumidas. O agente de gaseificação é introduzido em uma região intermediária do gaseificador e os gases são obrigados a atravessar em sentido descendente um leito de carvão aque-

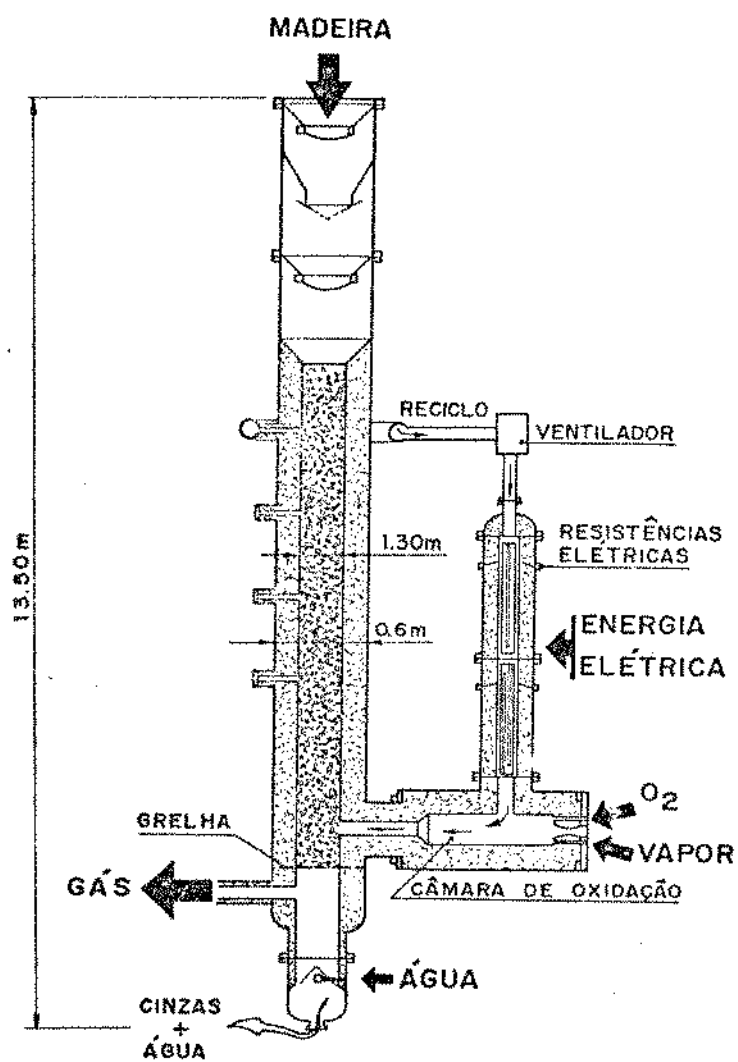


Figura 2.9 - Gaseificador da Novelerg

cido pelas reações de oxidação. Por não depender de fonte externa de aquecimento, o gaseificador co-corrente é classificado como autotérmico.

A Figura 2.10 mostra o esquema de um gaseificador co-corrente típico com suas principais partes: o sistema de alimentação de madeira, o silo ou depósito interno, os bicos de distribuição de ar, o estreitamento no reator, também conhecido por garganta, a grelha e o sistema de remoção de cinzas.

2.3.1. Descrição do processo

Para efeito de descrição do processo de gaseificação, o gaseificador geralmente é dividido em zona de secagem, zona de pirólise, zona de oxidação e zona de redução.

a) Zona de secagem.

A secagem ocorre no interior do silo do gaseificador e medida que a madeira vai se aquecendo por transmissão de calor das regiões situadas abaixo. A umidade evaporada que não condensa nas paredes mais frias do gaseificador junta-se aos produtos da zona de pirólise e participa das reações da zona de redução.

b) Zona de pirólise.

A pirólise é a decomposição térmica da madeira devido ao aquecimento. A pirólise inicia-se a cerca de 250°C e é completada por volta dos 600°C . Durante a pirólise a madeira é transformada em carvão vegetal, líquidos condensáveis e gases não condensáveis. A distribuição dos produtos de pirólise depende da taxa de aquecimento, temperatura, tamanho

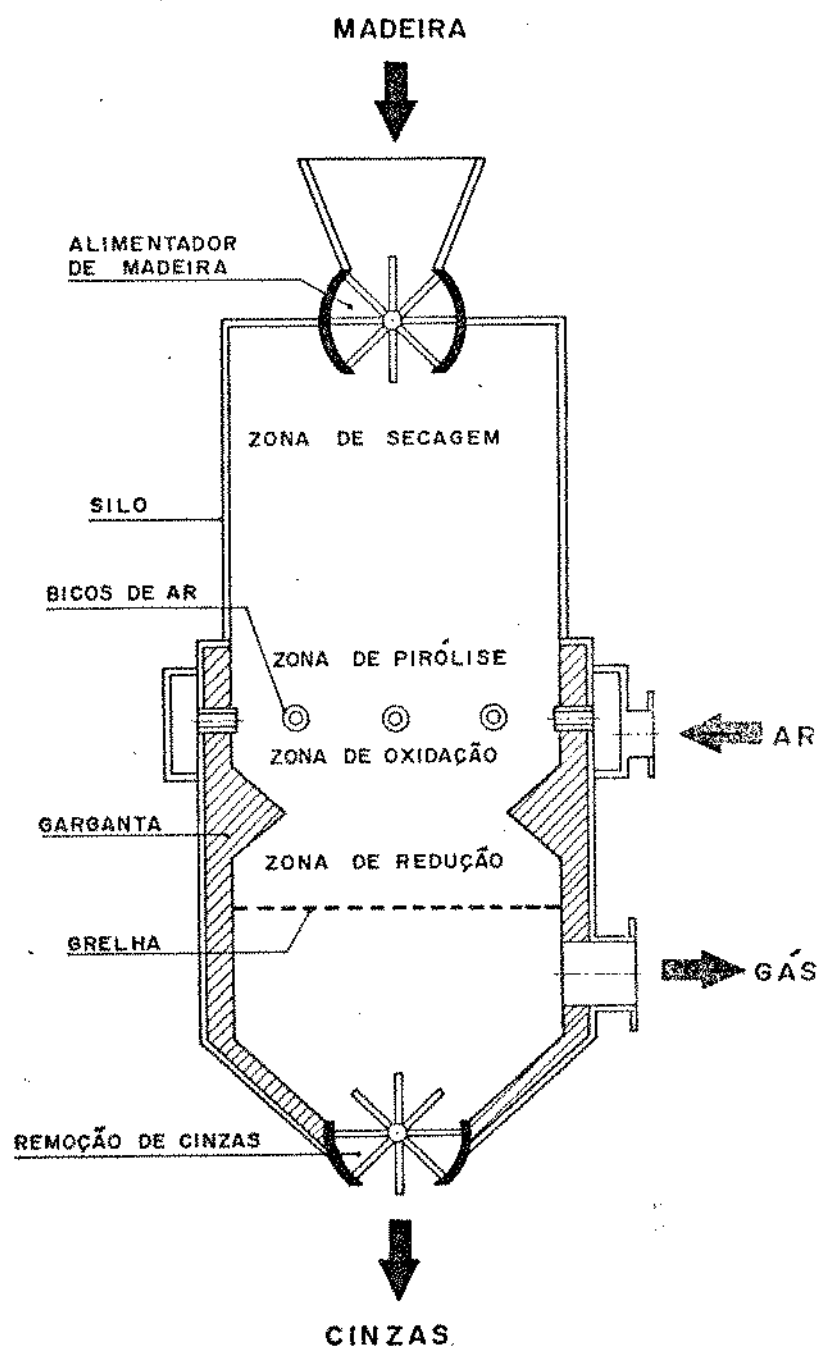


Figura 2.10 - Esquema de um gaseificador co-corrente

de partícula e da atmosfera presente. Os gases não-condensáveis são formados por CO_2 , CO , H_2 , CH_4 e outros hidrocarbonetos gasosos. Os líquidos condensáveis que têm o nome genérico de alcatrão^{e licor pirulento}, são uma mistura de água com um grande número de compostos que incluem hidrocarbonetos leves, metanol, ácido acético, acetaldeído, fenóis e diversos ácidos orgânicos entre outros. Em Milne (46) pode ser encontrada uma revisão recente sobre as reações de pirólise. A pirólise se inicia quando a superfície da partícula atinge cerca de 250°C e termina quando o centro da partícula atinge cerca de 600°C . A velocidade de pirólise de uma partícula de madeira é controlada tanto pela cinética das reações de pirólise como pela condução do calor no interior da partícula que por sua vez depende fundamentalmente da temperatura externa e do diâmetro da partícula. Em condições de aquecimento lento, a desvolatilização de uma partícula segue uma cinética simples de primeira ordem:

$$dm/dt = K (m - m_f) \exp (-E/RT) \quad (2.1)$$

onde: m = massa da partícula

m_f = massa final

t = tempo

E = energia de ativação

R = constante dos gases

T = temperaturas

K = constante da taxa de reação

onde K e E podem ser determinados por análise termogravimétrica (38, 46, 47).

Como a transmissão de calor da zona de oxidação para a zona de pirólise depende principalmente da radiação e condução uma vez que não há fluxo ascendente de gases (a não ser em gaseificadores com reciclo de gás), a zona de pirólise só tem a altura de alguns diâmetros de partícula acima da zona de oxidação de alta temperatura. Para que o gás produzido não contenha alcatrão, a pirólise da partícula deve se completar antes da partícula atingir a zona de oxidação. ~~redução~~

c) Zona de oxidação.

A zona de oxidação situa-se na altura dos bicos de ar. Devido às reações altamente exotérmicas do oxigênio com os produtos de pirólise, a temperatura eleva-se rapidamente para 1200 a 1600°C. Groeneveld (37) mostrou que o oxigênio reage preferencialmente com os hidrocarbonetos, H_2 , CH_4 , CO e carbono sólido, nessa ordem e estima que em menos de dois diâmetros de partícula o oxigênio é completamente consumido. Uma das funções importantes da zona de oxidação é garantir a destruição dos alcatrões oriundos da zona de pirólise. Para tanto, a geometria e distribuição do oxigênio devem ser adequadas às dimensões do reator, de modo que não ocorram zonas frias por onde o alcatrão possa passar sem decomposição. Os gaseificadores co-correntes em geral tem uma redução do diâmetro do reator logo abaixo da zona de oxidação. Essa garganta, como também é chamada, tem por função evitar que o gás passe por regiões frias próximas às paredes. A experiência com os gaseificadores do passado demonstra que, pelo menos nesses pequenos gaseificadores com

reatores sem revestimento refratário, a presença da garganta é essencial para a produção de um gás com baixo teor de alcatrão. Os produtos a alta temperatura da zona de oxidação (carvão vegetal, CO_2 , H_2O , CO e um pouco de CH_4) continuam o fluxo para a zona de redução.

d) Zona de redução.

Nessa zona predominam as reações endotérmicas do H_2O e CO_2 a alta temperatura com o carvão vegetal e forma-se uma mistura de gases contendo H_2 e CO . A simulação de uma partícula de carvão vegetal sendo gaseificada (37) mostra que próximo à zona de oxidação, onde as temperaturas ainda são elevadas, o carbono é consumido das camadas externas da partícula e esta diminui de diâmetro dando lugar ao movimento descendente do leito. Na parte inferior da zona de redução, onde as temperaturas são mais baixas, os gases difundem dentro da partícula que aumenta a porosidade até que é fragilizada e quebra. As cinzas juntamente com uma parte deste carvão esgotado devem ser periodicamente removidas do reator por meio de um sistema de remoção de cinzas e carvão que normalmente inclui uma grelha. Os gases deixam a zona de redução a uma temperatura de cerca de 700°C .

2.3.2. Principais parâmetros do processo

O processo de gaseificação, além de depender das características do gaseificador, é afetado pelo agente de gaseificação utilizado, pelas condições de operação e pelas características do combustível. Essas últimas características são

as que maiores restrições impõem ao processo de gaseificação em leito móvel co-corrente. Os principais parâmetros referentes às características do combustível são: tamanho da partícula, umidade, teor de cinzas e sua temperatura de fusão.

a) Tamanho da partícula.

Em gaseificadores de leito móvel co-corrente normalmente são utilizadas partículas, cavacos ou toletes com dimensões entre 20 e 120mm. Recursos especiais como silo agitado, remoção contínua das cinzas, zona de oxidação anular e ventiladores de alta pressão permitem no entanto, gaseificar partículas na faixa de 5-50mm (38, 48, 49). O tamanho da partícula, bem como sua homogeneidade, tem uma grande influência sobre as características de escoamento do material sólido no gaseificador e afetam também a penetração dos jatos de ar no leito e a velocidade de pirólise da partícula. Tanto partículas excessivamente pequenas, como as muito grandes, podem resultar em teores elevados de alcatrão no gás. No primeiro caso, por causa da deficiência de penetração de ar no leito devido à sua baixa porosidade, no segundo devido ao longo tempo necessário para a pirólise completa (37). Em um gaseificador com grelha rotativa foi verificado que partículas pequenas resultam em uma maior produção de resíduo sólido (carvão não gaseificado) que partículas grandes. Aliada à maior produção de alcatrão, esse fato tende a baixar a eficiência térmica do processo e prejudicar a qualidade do gás (49).

b) Umidade da madeira.

Todos os estudos sobre gaseificadores co-correntes mostram que a umidade da madeira é a variável de maior influência na composição do gás (24, 31, 39, 44, 49). Na gaseificação com ar, a umidade máxima da madeira é limitada pela qualidade do gás e normalmente é fixada em torno dos 30%.

c) Teor de cinzas e temperatura de fusão de cinzas.

Como no gaseificador co-corrente a zona de oxidação situa-se acima da zona de redução, a fusão ou aglomeração de cinzas causa sérios problemas de operação por obstrução da passagem do gás. De acordo com os testes realizados na Universidade da Califórnia (36) e com a revisão da literatura preparada pelo Beijer Institute da Suécia (50), a maioria dos resíduos agrícolas na forma de palhas e cascas ou mesmo compactados em briquetes ou "pellets" apresenta problemas de operação nos gaseificadores co-correntes convencionais. São problemas de escoamento e aglomeração na zona de pirólise ou problemas de fusão de cinzas na zona de oxidação causados por superaquecimento localizado aliado ao alto teor e baixo ponto de fusão das cinzas. Com o uso de grelhas especiais e remoção contínua de cinzas e carvão, aparentemente os problemas podem ser minimizados, sendo possível gaseificar biomassa com até 30% de cinzas (38, 51, 52) como a casca de arroz. Há também referências a testes realizados com turfa (53).

2.4. Conclusões

O gaseificador co-corrente, de vantagens comprovadas na gaseificação de madeira com ar em unidades de pequeno porte, não tem merecido a devida atenção nos estudos para o desenvolvimento de processos de gaseificação para produção de gás de síntese e gás de médio poder calorífico. Sómente muito recentemente (1982), surgiram referências relativas a trabalhos de desenvolvimento baseados no processo de leito móvel co-corrente. Como foi visto, o gaseificador co-corrente alia a estabilidade e facilidade de operação característica do leito móvel à produção de um gás relativamente isento de alcatrões e hidrocarbonetos.

O presente trabalho pretende contribuir para o estudo e desenvolvimento do gaseificador co-corrente para produção de gás combustível de médio poder calorífico e gás de síntese, preenchendo ao menos parcialmente a lacuna de informações e dados existentes. Para tanto, após estudo e análise da literatura disponível, foi projetado e construído um gaseificador experimental utilizando oxigênio, ar enriquecido ou oxigênio e vapor como agentes de gaseificação e foi desenvolvida uma sistemática experimental para coleta de dados. Foi também desenvolvido um programa de computador para análise termodinâmica do processo de gaseificação.

CAPÍTULO 3
Equipamentos e Métodos
Experimentais

CAPÍTULO 3 - Equipamentos e Métodos Experimentais

3.1. Introdução

3.2. Projeto e construção do gaseificador

3.2.1. Características gerais

3.2.2. Dimensionamento e detalhes construtivos

3.3. Montagem experimental

3.3.1. Introdução

3.3.2. Fornecimento dos agentes de gaseificação

3.3.3. Amostragem do gás e condicionamento da amostra

3.3.4. Instrumentos e equipamentos de medida

3.3.5. Equipamento de análise cromatográfica

3.4. Procedimento experimental

3.4.1. Preparo da madeira

3.4.2. Controle da vazão dos agentes de gaseificação

3.4.3. Os ensaios

3.1. Introdução

O objetivo do presente trabalho é estudar a gaseificação de madeira com ar + oxigênio, oxigênio puro e oxigênio + vapor em um gaseificador co-corrente de laboratório. Para tanto foram planejados três conjuntos de experiências:

- Gaseificação de madeira de umidade constante com misturas de ar e oxigênio.
- Gaseificação com oxigênio tecnicamente puro variando-se a umidade da madeira.
- Gaseificação de madeira de umidade constante com oxigênio e vapor para obtenção de gás de síntese de metanol.

Os ensaios de gaseificação foram planejados com os seguintes propósitos:

- a) Obter curvas de taxa de gaseificação e composição do gás ao longo dos ensaios.
- b) Realizar medidas de temperatura na zona de reação do gaseificador.
- c) Fornecer valores médios de vazões e composições para realizar balanços de massa e energia.
- d) Verificar o efeito do enriquecimento do ar de gaseificação na qualidade do gás produzido (umidade de madeira constante).
- e) Verificar o efeito da umidade da madeira na qualidade do gás produzido na gaseificação com oxigênio puro.
- f) Ajustando a relação oxigênio-vapor produzir um gás com relação $H_2:CO$ apropriada para síntese de metanol.

3.2. Projeto e construção do gaseificador

3.2.1. Características gerais

O gaseificador experimental do Departamento de Engenharia Química da Unicamp foi projetado especialmente para esse trabalho. Para o desenvolvimento do projeto do gaseificador DEQ/UNICAMP foram inicialmente estabelecidas algumas condições relativas ao tipo e tamanho do gaseificador, combustível utilizado e agentes de gaseificação empregados :

a) Tipo de gaseificador: Leito móvel co-corrente.

b) Capacidade: Cerca de 12 Kg/h de madeira.

Um gaseificador nessa faixa de capacidade ainda é suficientemente leve para ser montado em cima de uma balança de 300 Kg para acompanhamento do peso durante a gaseificação. Além disso, o trabalho de transporte, peneiramento, secagem, acondicionamento e alimentação da madeira no gaseificador ainda pode ser realizado com os recursos disponíveis.

c) Combustível utilizado: Cavacos de madeira.

Cavacos de madeira são disponíveis em grande quantidade na indústria de celulose, sendo já picados em um tamanho adequado para um gaseificador de laboratório e principalmente são homogêneos quanto à espécie e idade da madeira.

d) Agentes de gaseificação: ar, oxigênio e vapor de água.

O gaseificador deve permitir a utilização simultânea ou independente de ar, oxigênio e vapor de água.

e) Alimentação: Por batelada.

Optou-se pela alimentação por bateladas (o silo do gasei-

ficador é completado com cavacos antes do ensaio e o ensaio dura até a carga ser consumida) pela sua simplicidade comparada à alimentação contínua e também porque a experiência prévia demonstrou que o gaseificador co-corrente entra em regime de produção estável de gás em um tempo relativamente curto (cerca de 20 minutos no gaseificador de teste). No gaseificador co-corrente, como não há fluxo de gases acima da zona de pirólise, o silo interno funciona como um alimentador contínuo das zonas de ^eração. As análises de gás realizadas por Duarte (44) ao longo dos ensaios mostraram que a variação da composição do gás durante ^{os} ~~um~~ ensaios é relativamente pequena e portanto a utilização de valores médios conduz à resultados consistentes.

O silo do gaseificador foi dimensionado para que o gaseificador tivesse uma autonomia de cerca de 2 horas, tempo esse suficiente para realizar de oito a dez análises de gás.

f) Construção: modular.

O gaseificador é construído em três partes unidas por flanges para facilidade de manutenção, modificações e limpeza. As três partes são o silo do gaseificador, o reator e o corpo inferior e serão descritos com mais detalhes adiante.

3.2.2. Dimensionamento e detalhes construtivos

Gaseificadores do tipo co-corrente requerem um projeto cuidadoso da zona de oxidação. A distribuição do ar (ou oxigênio) no reator deve ser tal que se forme uma zona de alta temperatura em toda a seção transversal do reator. A uni-

formidade da distribuição do ar na zona de oxidação é importante para evitar a presença de regiões frias que permitiriam a passagem do alcatrão sem craqueamento. Em reatores de diâmetro pequeno é relativamente simples garantir uma zona de oxidação uniforme e de alta temperatura. Schläpfer e Tobler (24) descrevem diversos gaseificadores de pequeno porte utilizados durante a Segunda Guerra Mundial para uso veicular. O gaseificador Imbert com distribuição radial do ar através de bicos na parede do reator foi um dos gaseificadores para madeira de maior sucesso na época. Outros gaseificadores utilizavam um tubo central introduzido no reator por baixo ou por cima para distribuir o ar. Outros ainda utilizavam uma combinação dos dois tipos anteriores. Quando se utilizam bicos radiais e paredes de aço é comum esses bicos penetrarem alguns centímetros no leito de carvão para afastar a região de alta temperatura das paredes do gaseificador que assim são protegidas por uma camada isolante de carvão. A experiência mostra que a utilização de bicos radiais na parede do reator garante uma boa distribuição de ar em reatores de até cerca de meio metro de diâmetro interno (desde que se utilize madeira cortada em toletes relativamente grandes que não dificultem a penetração dos jatos de ar).

Uma característica comum de quase todos os gaseificadores co-correntes de pequeno porte é a redução de diâmetro do reator abaixo da zona de oxidação. Essa redução de diâmetro forma uma garganta no reator que aumenta a velocidade dos gases de redução e facilita a manutenção da uniformidade de temperaturas na seção transversal, importante para a destrui

ção de alcatrões. Embora não existam regras gerais para dimensionamento do reator em termos de diâmetro, altura da garganta e velocidade do ar nos bicos, o estudo dos modelos de reatores de desempenho comprovado no passado permitiu estabelecer algumas regras empíricas que dão resultados satisfatórios. Em 1950, em um estudo sobre os gaseificadores da Segunda Guerra Mundial (25), a Academia Suêca de Engenharia estabeleceu alguns critérios empíricos do projeto a partir das dimensões de diversos modelos Imbert e Hesselman.

O gaseificador DEQ/UNICAMP foi projetado para uma capacidade específica de gaseificação de 3700 Kg/h madeira seca por m^2 na seção de menor diâmetro do reator. Dessa forma, para que a capacidade nominal do gaseificador seja de 12 Kg/h de madeira com 20% de umidade, a garganta deve ter 6cm de diâmetro. As demais medidas da zona de oxidação como diâmetro do reator, distância entre bicos e distância dos bicos à garganta foram definidas com o auxílio da análise das geometrias dos gaseificadores de pequeno porte do passado.

Nos pequenos gaseificadores veiculares do passado foram testados diversos formatos e materiais de construção para a garganta do reator. Normalmente se utilizava uma peça removível em cerâmica ou aço-liga. Por simplicidade de construção, no projeto do gaseificador DEQ/UNICAMP, optou-se por um disco de aço inoxidável AISI 310 de 5mm de espessura com um furo central de 60mm. Esse disco se apoia em um tripê que por sua vez se apoia na grelha. Como o diâmetro do furo central da garganta é apenas pouco maior que a dimensão característica dos cavacos, foi necessário fazer vibrar a garganta em conjun

to com a grelha para facilitar o escoamento do carvão.

O reator do gaseificador DEQ/UNICAMP foi projetado com cinco bicos radiais de ar feitos de tubo de aço inoxidável AISI 316 intercalados com cinco bicos de oxigênio fabricados com o mesmo tubo porém com o diâmetro da ponta reduzido. Dessa forma procurou-se manter áreas de passagem aproximadamente proporcionais às vazões necessárias de ar e oxigênio.

No gaseificador DEQ/UNICAMP o ar é distribuído aos bicos por uma camara anular entre as paredes internas e externas do reator. O oxigênio é distribuído aos respectivos bicos por dentro da camara anular de ar por meio de um tubo do mesmo material e diâmetro que foi utilizado para os bicos de ar.

A parede cilíndrica do reator é de aço AISI 310 de 3mm de espessura com 230mm de diâmetro interno a 260mm de altura total.

As Figuras 3.1a/b mostram um corte do gaseificador com suas principais dimensões e uma vista da montagem.

Além do reator propriamente dito, o gaseificador DEQ/UNICAMP é constituído do silo e do corpo inferior.

O silo é um depósito interno e tem a função dar ao gaseificador autonomia de operação entre duas cargas. O silo tem internamente uma peça com formato de tronco de cone com seção menor para baixo, suspensa por três cabos e fixada a um vibrador. A versão inicial do gaseificador, desprovida dessa peça, apresentou em ensaios preliminares problemas de escoamento quando testado com cavacos. Devido ao seu formato de placas, os cavacos tem um ângulo de repouso muito alto e apresentam acentuada tendência à formação de pontes e cavernas den-

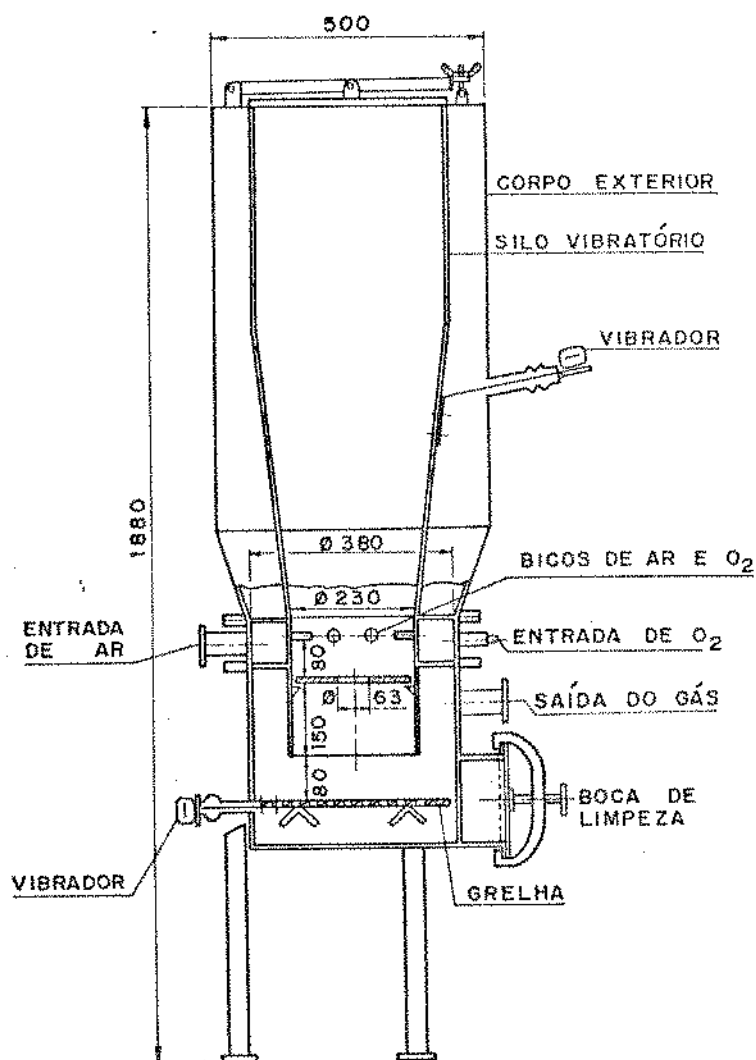


Figura 3.1a - Corte do gaseificador experimental DEQ/UNICAMP

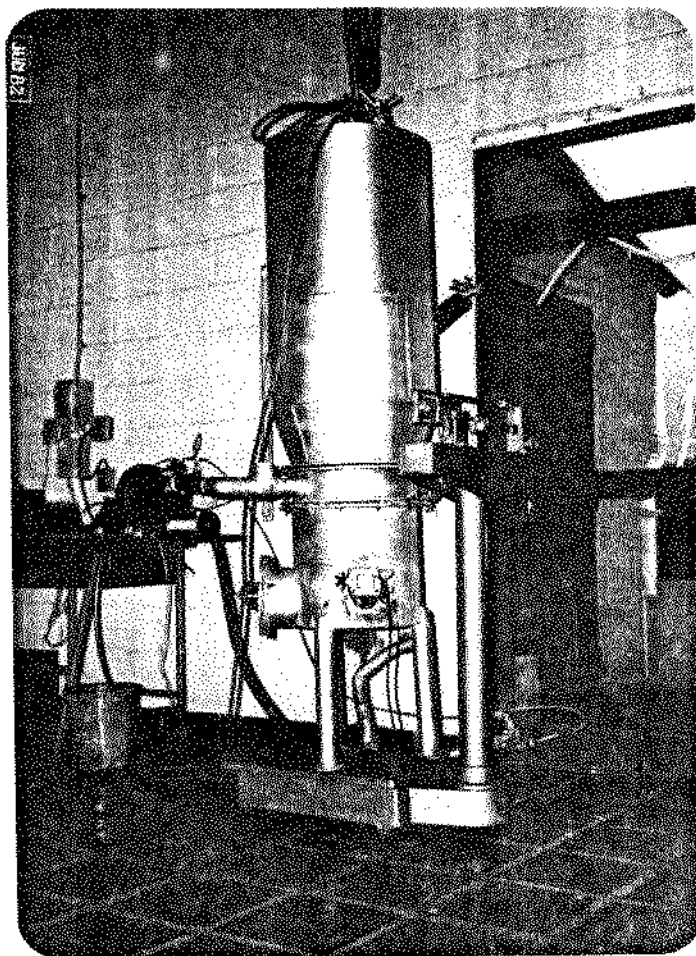


Figura 3.1b - Vista do gaseificador experimental montado sobre balança

tro do silo, prejudicando seriamente a estabilidade do processo de gaseificação. Para facilitar o escoamento foi colocado um silo interno vibratório, concêntrico ao silo original e para manter a autonomia do gaseificador foi aumentada a sua altura. Na parte superior, o silo é provido de uma tampa para alimentação. Para fazer vibrar o silo interno foi fixado a ele mediante uma haste metálica um pequeno ventilador com rotor desbalanceado. Um trecho de tubo de borracha faz a vedação do silo e impede que a vibração seja transmitida às paredes externas.

O corpo inferior é dotado de uma grelha de chapa perfurada. Foi utilizada uma chapa de $5/8"$ de espessura com furos de $1/2"$. A grelha, apoiada no centro, foi ligada através de uma haste a um vibrador eletromagnético Donar, modelo VD-11 para manter o leito de carvão em agitação permanente. A vibração também é transmitida ao disco que forma a garganta do reator pois esse se apoia em um tripé solidário à grelha. Uma boca de limpeza à altura da grelha facilita a operação de remoção de cinzas e carvão do gaseificador.

O gás deixa o reator por um bocal localizado no corpo inferior e é queimado em um queimador de difusão localizado externamente ao laboratório. O queimador é um tubo com 90mm de diâmetro, fechado na parte anterior com uma chapa perfurada com furos de $3/8"$.

3.3. - Montagem Experimental

3.3.1. Introdução

Além do gaseificador, a instalação experimental para

os ensaios de gaseificação é constituída dos seguintes componentes:

- a) Conjunto para fornecimento dos agentes de gaseificação: soprador de ar, rampa de cilindros de oxigênio e ar comprimido, gerador de vapor e válvulas de controle de vazão.
- b) Conjunto de amostragem do gás e de condicionamento da amostra.
- c) Equipamentos de medida: placas de orifício e orifícios de escoamento crítico, balanças, balança analítica, termopares, medidor de temperatura e monômetros.
- d) Conjunto de análise de gás: cromatogrãfo, integrador e registrador.

A Figura 3.2 mostra um fluxograma da montagem.

3.3.2. Fornecimento dos agentes de gaseificação.

a) Ar

Nos ensaios de gaseificação com ar e nos ensaios de gaseificação com ar enriquecido até 35% de O_2 , foi utilizado um soprador centrífugo Ibram, modelo CR-5. Na sucção do soprador foi instalada uma placa de orifício de entrada, descrita no ítem 3.3.4. O soprador foi interligado ao gaseificador através de um tubo plástico sanfonado com diâmetro nominal de 1 1/2". Para regular a vazão de ar foi utilizada uma válvula tipo esfera de 1 1/2". Entre a válvula esfera e o gaseificador foi instalada uma válvula de retenção horizontal para evitar retorno do gás ao se desligar o soprador.

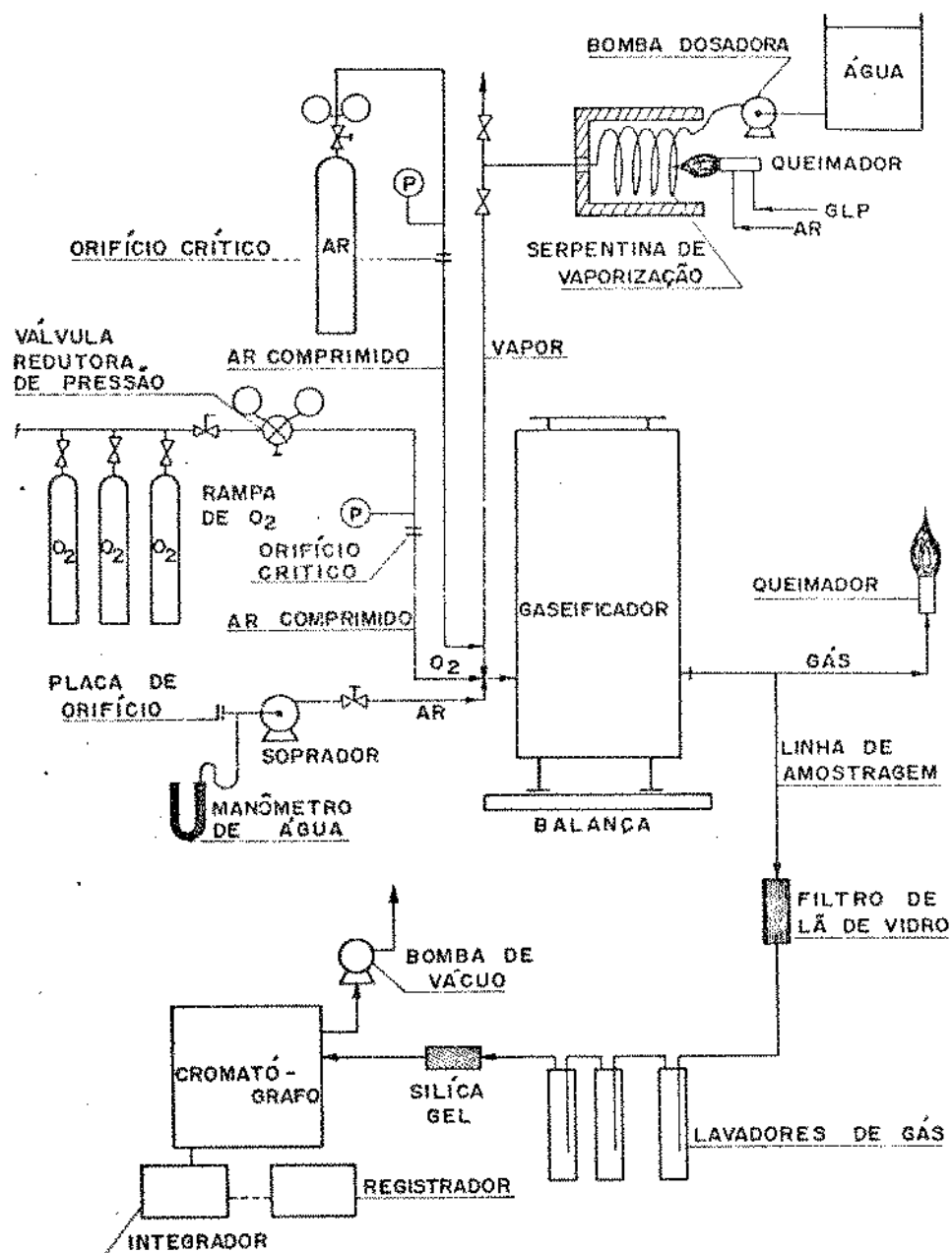


Figura 3.2 - Fluxograma da montagem experimental

O controle da vazão de ar foi feito manualmente procurando-se manter constante a pressão diferencial medida na placa de orifício.

b) Ar comprimido

Como a vazão de ar necessária nos ensaios de gaseificação com ar enriquecido a mais de 35% de O_2 é relativamente baixa, não foi possível utilizar o soprador descrito acima. O estrangulamento da vazão causava aquecimento excessivo da carcaça do soprador e além disso perdia-se precisão no controle da vazão. Por esses motivos resolveu-se utilizar ar comprimido fornecido pela Oxigênio do Brasil SA. A vazão de ar comprimido foi medida através de um orifício de escoamento crítico descrito em 3.4.2 e o controle de vazão foi feito pelo ajuste da pressão de saída do cilindro por meio de uma válvula redutora e um manômetro.

c) Oxigênio

Nos testes de gaseificação com ar enriquecido, oxigênio e oxigênio + vapor foi utilizado oxigênio comercial fornecido em cilindros.

A rampa para cinco cilindros, as válvulas redutoras e de controle de vazão e um medidor de orifício de escoamento crítico foram cedidos pela Oxigênio do Brasil que também forneceu o oxigênio necessário.

A Figura 3.3 mostra a instalação de oxigênio.

d) Vapor

Para fornecimento de vapor para os ensaios com oxigênio + vapor foi construído um vaporizador de passagem direta. O

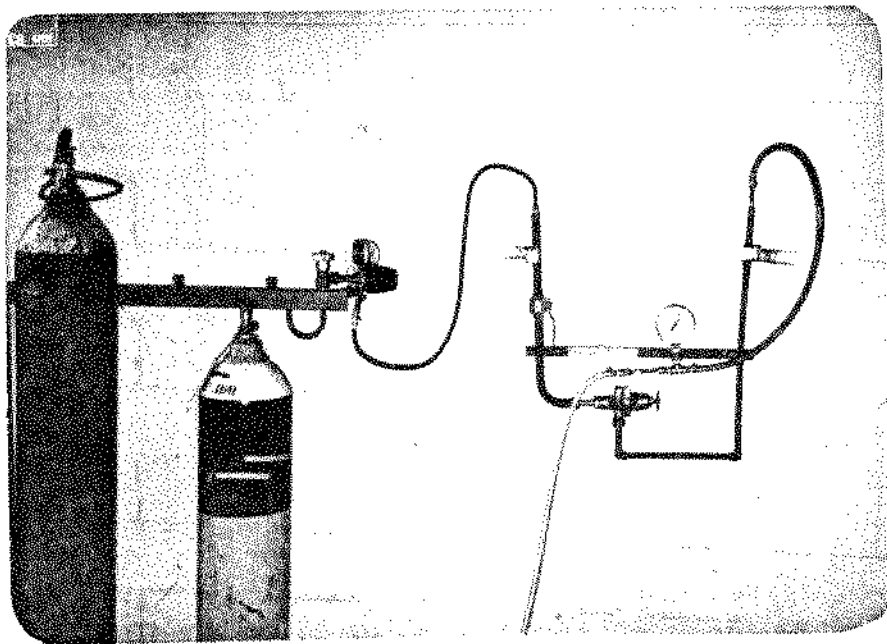


Figura 3.3 - Vista da instalação de oxigênio

conjunto gerador de vapor consiste de uma bomba dosadora de água de vazão constante e regulável, um reservatório de água graduado e uma serpentina de vaporização colocada dentro de uma pequena fornalha feita de tijolos refratários. O aquecimento da serpentina é feito com um queimador de GLP da Nofor modelo NA-910. Foi utilizada uma bomba dosadora da Chem. Tech. International, modelo 030. A serpentina foi feita enrolando-se espiras de um tubo de cobre de 10mm de diâmetro.

A vazão de vapor foi mantida constante em um valor pré-fixado regulando-se a vazão de água pela serpentina e depois acendendo o queimador de GLP e regulando a chama para produção de vapor ligeiramente superaquecido (130°C). Após atingir o regime permanente, a vazão de vapor é igual ao consumo de água medida no reservatório graduado.

O vapor é misturado ao oxigênio imediatamente antes do gaseificador, sendo assim distribuído pelos mesmos bicos dentro do reator.

A Figura 3.4 mostra o conjunto vaporizador.

3.3.3 - Amostragem do gás e condicionamento da amostra.

O conjunto de amostragem do gás tem por finalidade retirar continuamente uma amostra de gás da tubulação de saída do gaseificador e condicionar esse gás removendo fuligem, alcatrões e umidade para admissão no cromatógrafo. Um pequeno fluxo de gás é continuamente aspirado da linha de gás por uma bomba de vácuo DIA-PUMP da Fanem. O gás passa inicialmente por um filtro com lã de vidro para reter particulados, de-

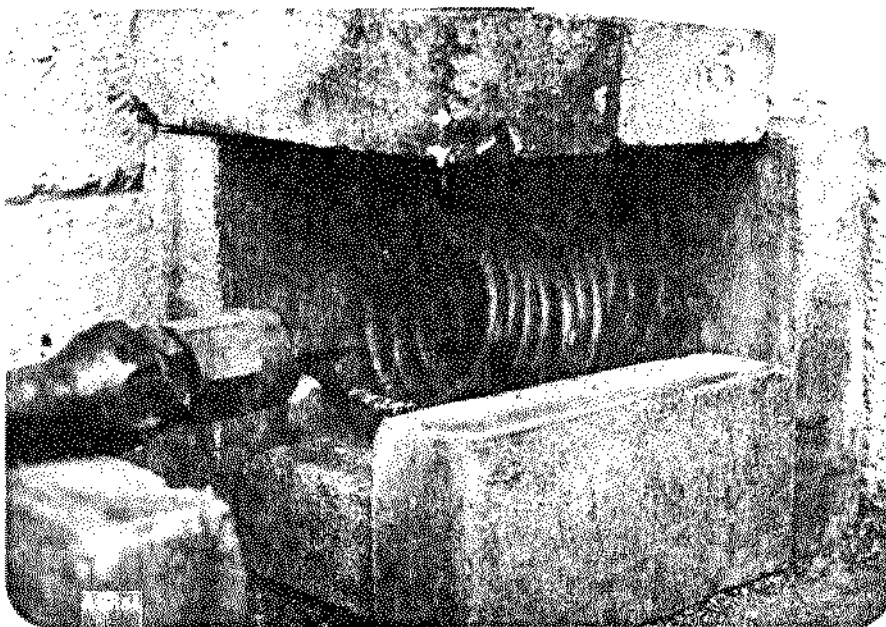


Figura 3.4 - Vista do conjunto gerador de vapor

pois por três lavadores de gás imersos em água e gelo nos quais o gás é borbulhado em água para condensação de umidade e hidrocarbonetos e finalmente por um tubo contendo sílica-gel para secagem do gás. O gás frio e seco passa continuamente pela válvula de amostragem do cromatógrafo que permite reter periodicamente uma amostra de volume constante para análise. A Figura 3.5 mostra detalhes dos lavadores de gás.

3.3.4. Instrumentos e equipamentos de medida

a) Peso

Para acompanhar o peso do gaseificador durante os ensaios e obter assim a taxa de consumo de madeira, o gaseificador foi montado sobre uma balança Filizola modelo 160 para 300 Kg, aferida. Para evitar interferência do resto do sistema no peso do gaseificador as tubulações de ar e gás foram feitas com mangueiras flexíveis de plástico e sanfona-do metálico.

Foi utilizada também uma balança Arja para 150 Kg para pesar os sacos de cavacos e acompanhar a sua secagem.

b) Umidade da madeira

Para determinação da umidade das amostras de cavaco foram utilizadas uma estufa Olidef CZ e uma balança analítica Chyo Jupiter SDP-160.

c) Temperatura

A temperatura interna do gaseificador foi acompanhada durante os ensaios mediante dois termopares do tipo K (Cromel-Alumel) da Ecil de isolamento mineral e tubo de proteção em aço inoxidável. Inicialmente foi utilizado um termo

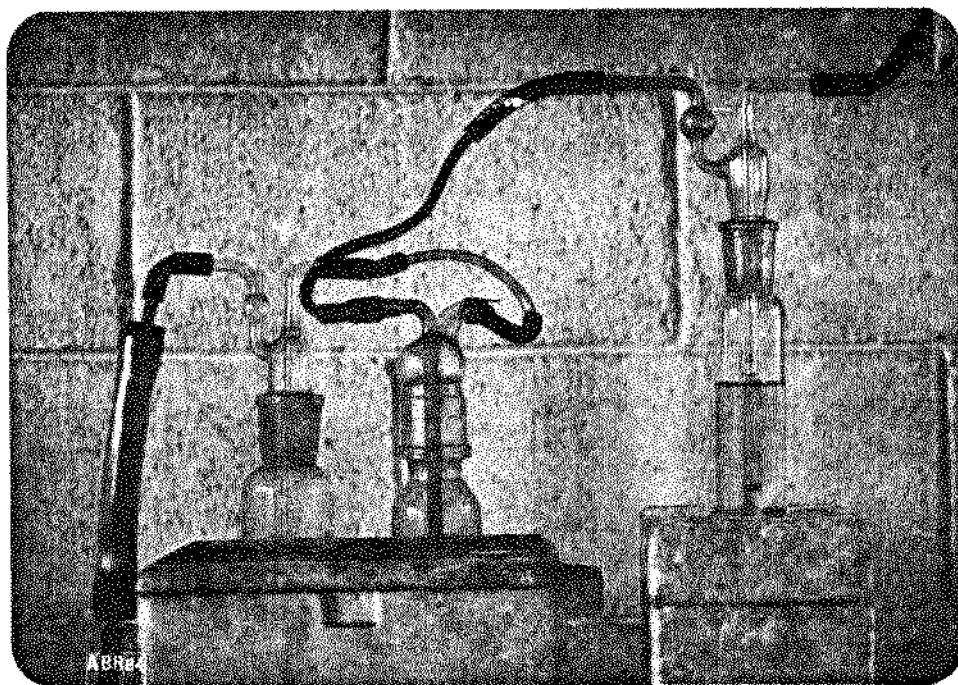


Figura 3.5 - Vista dos lavadores de gás de amostra

par de 1/8" inserido horizontalmente no reator com a ponta localizada a três centímetros abaixo da garganta na linha central do reator. Posteriormente esse termopar foi substituído por um termopar de 1/4" inserido verticalmente. A diferença de potencial gerada no termopar foi medida em um milivoltímetro da Instrumentos Elétricos Engro, modelo 2000. No ensaio nº 27 o termopar foi ligado a um termômetro digital da Omega Engineering, modelo 871 com indicação direta em temperatura.

As temperaturas de bulbo úmido e seco do ar foram medidas em termômetros de capilar com mercúrio.

d) Pressão

A pressão à entrada do gaseificador foi medida com um manômetro em U com mercúrio.

A pressão na placa do orifício da linha de ar foi medida com um manômetro em U com água.

c) Vazão

Para medir a vazão de ar do soprador foi utilizada uma placa de orifício de entrada (54, 55). Em sopradores de carcaça e eixo vedados a medida da vazão na sucção tem a vantagem da medida da vazão não depender das condições de pressão e temperatura após o soprador, sendo assim necessário medir apenas uma pressão relativa à atmosférica, próximo à placa.

3.3.5. Equipamento de análise cromatográfica

Para análise do gás, utilizou-se um cromatógrafo de gás modelo 1420 da Varian, equipado com detetor de condutivi-

dade térmica tipo catetômetro, uma válvula de oito vias, uma coluna de peneira molecular 5A, 30/60 mesh, ϕ 1/8" x 1m e uma coluna de polímero orgânico Porapak N 80/100 mesh de ϕ 1/8" x 3,6m.

As colunas foram ligadas ao detetor por meio da válvula de oito vias que permitia que em uma das posições o gás atravessasse as colunas de Porapak e peneira molecular em série e na outra posição apenas a coluna de Porapak e uma válvula agulha para compensar a perda de pressão da coluna de peneira molecular. A Figura 3.6 mostra o esquema de ligação da válvula de oito vias com as colunas e o detetor.

Completam o equipamento de cromatografia um Integrador-Processador modelo CG-100 e um registrador, ambos da Instrumentos Científicos CG. Para gás de arraste foi utilizado Argônio U em cilindros, da Oxigênio do Brasil SA.

A Figura 3.6 mostra o conjunto de análise cromatográfica.

O sistema de análise por cromatografia permite a análise simultânea do H_2 , N_2 , O_2 , CO, CO_2 , CH_4 e C_2H_4 presentes nas amostras em um tempo de análise de apenas dez minutos. Vapor de água e alcatrões e fuligem devem ser removidos das amostras antes da admissão da amostra no cromatógrafo.

Acetileno (C_2H_2) também podia ser analisado porém verificou-se que nas amostras de gás a quantidade é insuficiente para determinação quantitativa.

A análise simultânea dos sete gases presentes no gás do gaseificador foi possível mediante a utilização de argônio como gás de arraste e usando o método de colunas em série/des

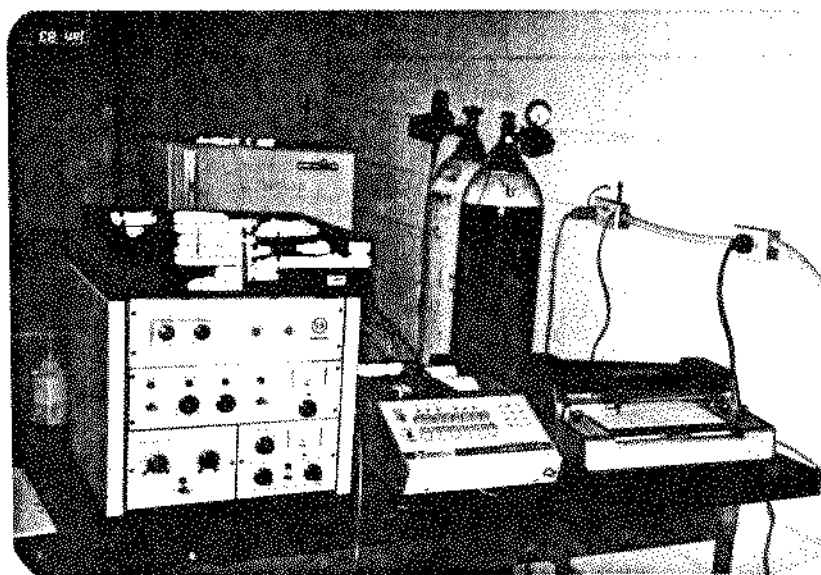


Figura 3.6 - Vista do conjunto de análise cromatográfica

vio (56) mostrado na Figura 3.7.

Após admissão da amostra de 1,0 centímetro cúbico pela válvula de amostragem do cromatógrafo, a amostra é arrastada pelo argônio para as colunas de Porapak e Peneira Molecular ligadas em série. O comprimento das colunas foi ajustado para que enquanto componentes mais leves (H_2 , N_2 , O_2 , CH_4 , CO) atravessam as duas colunas, o CO_2 e C_2H_4 ainda estão atravessando a longa coluna de Porapak. Assim que o monóxido de carbono deixa a coluna de peneira molecular a válvula de oito vias é invertida, isolando a coluna de peneira molecular (e impedindo a entrada do CO_2 nessa coluna) e ligando a coluna de Porapak diretamente ao detetor. Para se evitar uma variação súbita do escoamento quando se suprime a coluna de peneira molecular, esta é substituída por uma válvula agulha. Após a inversão da válvula são analisados os gases CO_2 e C_2H_4 .

A Figura 3.8 mostra um cromatograma típico.

Foram utilizadas as seguintes condições para as análises:

Vazão de argônio: 38 ml/min

Temperatura das colunas: $40^{\circ}C$

Temperatura do detetor: $110^{\circ}C$

Amperagem no detetor: 75 mA

Foi utilizado o nitrogênio como padrão interno com um fator de resposta igual a um. Os fatores dos demais componentes foram determinados por análises de uma mistura padrão de composição determinada por cromatografia nos laboratórios Replan (Paulínia) e da Comgás (São Paulo). O fator do O_2 foi obtido pela análise do ar. Os fatores de C_2H_4 e C_2H_2 foram de

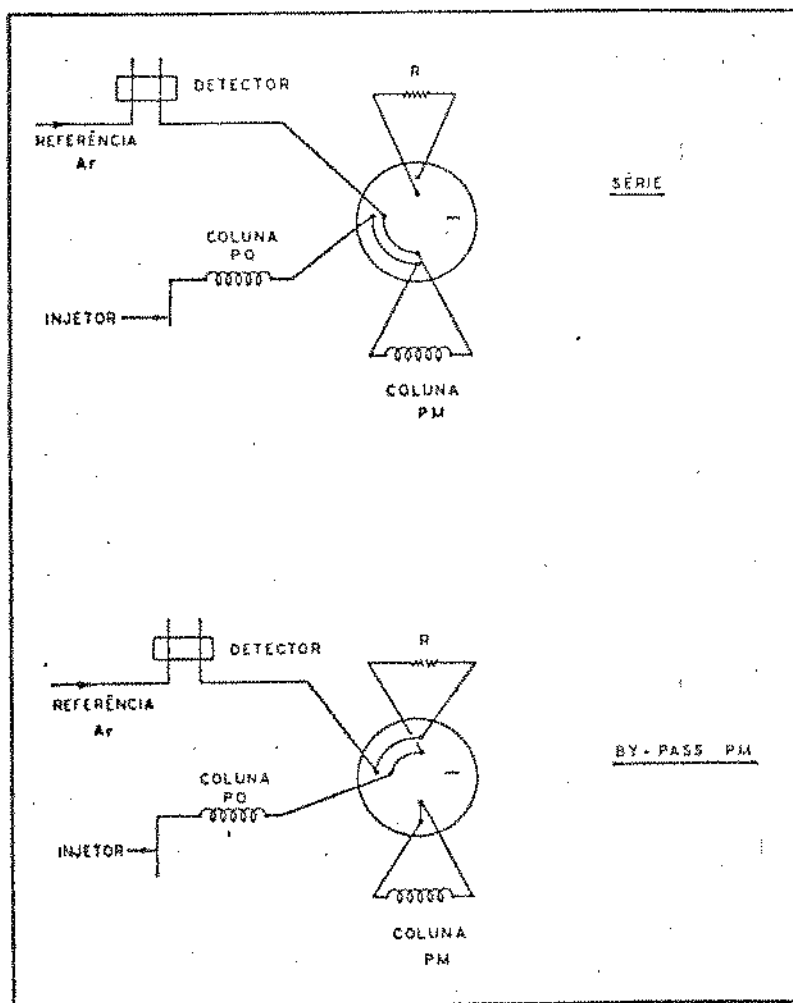


Figura 3.7 - Esquema de ligação da válvula de oito vias do cromatógrafo

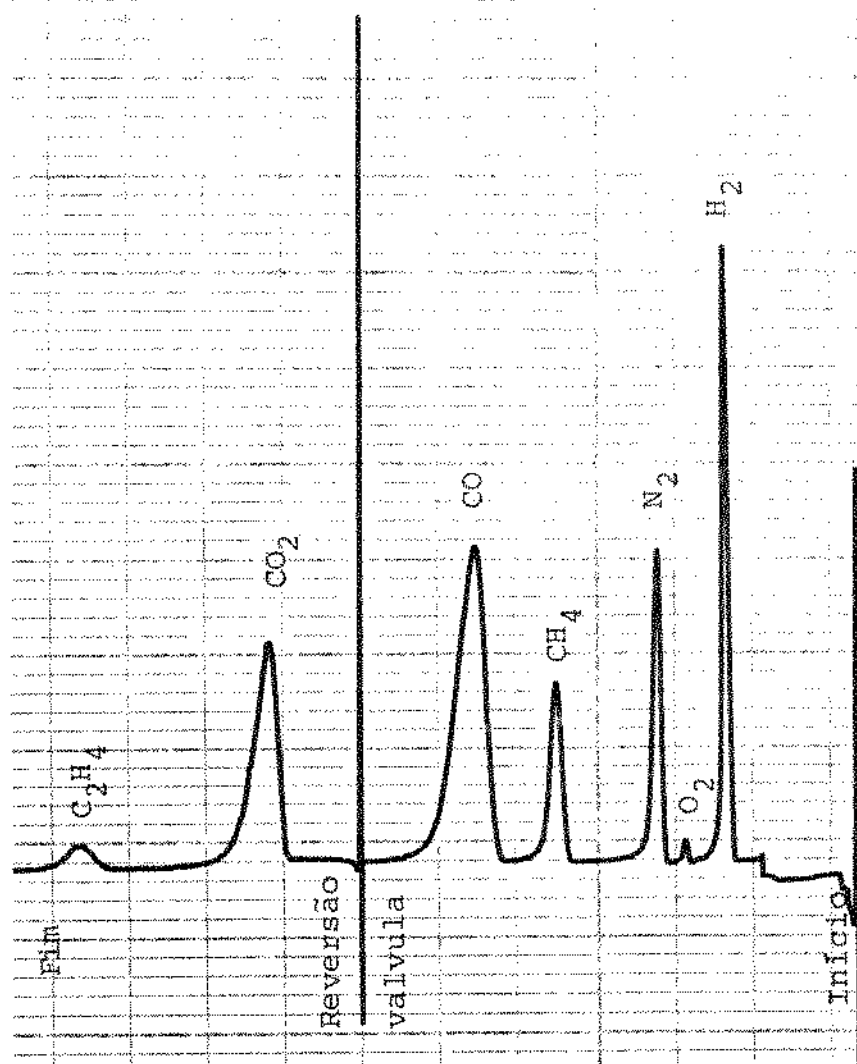


Figura 3.8 - Cromatograma típico

terminados pela análise de uma mistura contendo esses gases em proporções conhecidas.

O integrador/processador foi programado com os fatores de resposta térmica relativa e os tempos de retenção para os diversos gases de modo que a análise do gás era apresentada em porcentagem em volume como é mostrado na Figura 3.9.

Água e argônio não podem ser determinados por esse método, porém, como será visto mais adiante podem ser calculados pelos balanços de átomo.

3.4. Procedimento Experimental

3.4.1 Preparo da madeira

Para os ensaios de gaseificação foram utilizados cavacos de madeira cedidos pela Ripasa S.A., indústria de papel e celulose localizada em Americana, Estado de São Paulo. Essa madeira, fornecida na forma de cavacos, tinha as vantagens de ser de espécie, forma física e idade homogêneas e de ser disponível em grande quantidade.

Os cavacos eram originários de toras de eucalyptus saligna e eucalyptus grandis (com predominância do primeiro) lavados, descascados e picados e com umidade típica de $45 \pm 3\%$.

Foram consumidos cerca de 2000Kg de cavacos para os experimentos. Os cavacos ensacados para o transporte eram peneirados manualmente em uma peneira de malha hexagonal com 12mm de abertura. Os cavacos excessivamente grandes e as tiras de casca eram separados do material retido na peneira e o material fino era descartado. Os cavacos classificados ti-

C-1		0	
		12	%
		42	μ
	RT	AR	AR: Áreas
	152	362411	RT: Tempo de retenção
	204	478	
	294	7423	
	333	26986V	
	547	17363	
	729	887T	
	886	228	
		415778T	
			ID: Número do pico
ID	RT	CONC	CONC: Concentração
2	152	37.386	H ₂
1	204	0.495	N ₂
4	294	3.121	CH ₄
5	333	29.628V	CO
6	547	28.937	CO ₂
7	729	0.430T	C ₂ H ₄
		99.999T	

Figura 3.9 - Resultado de análise típico

nham dimensões típicas de 1,8x1,5x0,4^{cm}~~mm~~ aproximadamente.

Após classificação e determinação da umidade média os cavacos eram reensacados. Para os experimentos em que era necessário usar madeira com alta umidade, os cavacos eram ensacados em sacos plásticos que mantinham a umidade original. Para os experimentos de umidade média (20% a 35%), durante a secagem natural acompanhava-se o peso e assim indiretamente a umidade dos cavacos ensacados em sacos comuns. Para os ensaios com madeira seca (menos de 20% de umidade) a secagem era acelerada com o auxílio de um ventilador ou por aquecimento ao sol.

Para o ajuste da umidade desejada em alguns casos foi necessário misturar cavacos secos com cavacos mais úmidos em proporções tais que a mistura resultasse na umidade desejada.

Antes de cada ensaio a carga era misturada para homogeneização e cinco amostras eram tiradas para determinação de umidade.

3.4.2. Controle de vazão dos agentes de gaseificação

Para manter a taxa de gaseificação constante conforme planejado, era necessário manter a vazão dos agentes de gaseificação o mais constante possível independentemente das oscilações de perda de pressão no leito do gaseificador.

O controle de vazão era feito manualmente através da medida de vazão. Nos ensaios com ar a medida de vazão era feita por uma placa de orifício na sucção do soprador. A pressão manométrica medida após a placa de orifício (ver item 3.3.4) é diretamente relacionada com a vazão de ar, conseguindo-se

assim mediante o controle manual da abertura da válvula de esfera à entrada do gaseificador manter a vazão de ar nos valores desejados.

Nos ensaios com ar comprimido ou oxigênio em cilindros a vazão era mantida constante mantendo-se constante a pressão a montante do orifício de escoamento crítico calibrado. Em condições de escoamento crítico a vazão é diretamente proporcional à pressão absoluta a montante (54, 57).

Nos experimentos com vapor, a vazão de vapor era fixada pela vazão de água através da bomba dosadora que alimentava o vaporizador (ver Ítem 3.3.2.). Para alterar a relação O_2 /vapor alterava-se apenas a vazão de oxigênio.

3.4.3. Os ensaios

Após estabilização do cromatógrafo o gaseificador era carregado com uma carga de entre 15 e 20 Kg de cavacos de umidade conhecida. Os cavacos eram carregados por cima do leito de carvão vegetal que devia preencher o volume de reator abaixo dos bicos de ar. Esse carvão podia ser resultante de um ensaio de gaseificação anterior ou ser completado com carvão novo. Devido ao acúmulo de finos de carvão que faziam aumentar a perda de pressão no gaseificador com o passar do tempo, a cerca de cada três ensaios a gaseificador era desmontado para limpeza, o carvão peneirado e recolocado no reator.

Após ignição do gaseificador pelo bocal apropriado com o auxílio de um maçarico a gás, iniciava-se a gaseificação com ar. Passados alguns minutos, com a chama no queima-

dor externo já estabilizada, eram ajustadas as vazões de ar ou oxigênio desejadas e eram iniciadas as medidas de peso do gaseificador e temperatura na zona de redução com intervalos de cinco minutos.

As temperaturas no interior do gaseificador normalmente se estabilizavam em cerca de 20 minutos quando então eram iniciadas as análises cromatográficas. Cada ensaio tinha a duração de entre uma hora e meia e duas horas, sendo feitas nesse período de tempo de oito a dez cromatogramas completos. O ensaio terminava com o esgotamento ^Ade carga de cavacor.

CAPÍTULO 4
Resultados Experimentais e
Análise dos Resultados

CAPÍTULO 4 - Resultados Experimentais e Análise dos Resultados

4.1. Introdução

4.2. As medidas experimentais

4.2.1. Taxa de consumo da madeira

4.2.2. Variação da composição do gás com o tempo

4.2.3. Temperatura da zona de redução

4.3. Balanços de massa e energia e cálculos das propriedades do gás

4.3.1. Composição e poder calorífico da madeira

4.3.2. Balanços de massa e cálculo da composição base úmida do gás

4.3.3. Eficiência energética da gaseificação

4.3.4. Cálculo das propriedades

4.4. Gaseificação com mistura de ar e oxigênio; umidade da madeira constante

4.4.1. Composição do gás

4.4.2. Discussão dos resultados

4.5. Gaseificação com oxigênio puro

4.5.1. Influência da umidade da madeira na qualidade do gás produzido

4.5.2. Composição do gás

4.5.3. Propriedades do gás e eficiência de gaseificação

4.5.4. Influência da vazão de oxigênio

4.6. Gaseificação com oxigênio e vapor: Produção de gás de síntese de metanol	123
4.6.1. Discussão dos resultados	123
4.6.2. Parâmetros de avaliação do gaseificador para produção de gás de síntese de metanol	127
4.7. Discussão Final	130

Os ensaios de gaseificação com ar, foram feitos com umidade dos cavacos variando de 9,2 a 38,1% e taxas de gaseificação entre ~~7,51~~^{5,88} e 19,31 Kg/h.

4.2. As medidas experimentais

Cada ensaio é caracterizado por uma determinada umidade da madeira gaseificada e por uma combinação fixa das vazões de ar, oxigênio e vapor. De acordo com o procedimento experimental descrito no Capítulo 3, para cada ensaio foram determinados:

- umidade das amostras de cavacos
- temperatura ambiente e umidade relativa do ar
- pressão barométrica
- vazões de ar, oxigênio e vapor

Além das medidas acima, características das condições do ensaio, foram realizadas medidas ao longo dos ensaios para acompanhar a taxa de gaseificação, composição do gás e temperatura na zona de reação.

Esse conjunto de medidas apresentado no anexo A, forma a base experimental desse estudo. A seguir são discutidas as medidas realizadas ao longo dos ensaios: taxa de consumo de madeira, composição do gás e temperatura característica da zona de reação.

4.2.1. Taxa de consumo de madeira

A taxa de consumo de madeira é medida pela taxa de perda de peso do gaseificador, conforme descrito em 3.3.4.

Considera-se a taxa da perda de peso do gaseificador como sendo equivalente à taxa de consumo de madeira ou à taxa de gaseificação.

Na análise dos resultados será considerado que a cinza da madeira é acumulada no gaseificador e portanto a taxa de gaseificação refere-se ao consumo de madeira isenta de cinzas.

As medidas de peso do gaseificador tomadas de cinco em cinco minutos no transcorrer dos ensaios estão apresentadas na forma de gráficos de peso do gaseificador em função do tempo nas Figuras 4.1 a 4.5.

As taxas de gaseificação foram calculadas com o auxílio de uma calculadora programável com a técnica de regressão linear pelo método dos mínimos quadrados (58, 59). Os valores dos coeficientes angulares das retas, juntamente com os valores dos coeficientes de regressão R^2 , estão apresentados no Anexo A junto às medidas experimentais e também junto às curvas das Figuras 4.1 a 4.5.

As retas obtidas nos gráficos das Figuras 4.1 a 4.5 e os valores dos coeficientes de regressão superiores a 0,998 indicam que as taxas de gaseificação se mantiveram constantes ao longo dos ensaios.

Esses resultados ^{sugerem} ~~indicam~~ que mesmo com alimentação intermitente do gaseificador a taxa de gaseificação se mantém constante desde que a umidade da madeira e a vazão do agente e gaseificação sejam constantes.

A Tabela 4.1 mostra os valores das taxas de consumo de madeira, vazão de ar seco, vazão de vapor (ou umidade do ar),

Tabela 4.1 - Taxa de consumo de madeira, vazão dos agentes de gaseificação e relação do peso O_2 /madeira nos ensaios realizados

agente de gaseificação	ensaio nº	consumo madeira Kg/h	% umidade de madeira (% peso)	vazão ar seco (Kg/h)	vazão vapor (Kg/h)	vazão oxigênio puro (Kg/h)	relação O_2 /madeira base seca (Kg/Kg)
AR	26	8,02	9,2	12,09	0,21	-	0,385
	11	8,48	20,5	12,74	0,14	-	0,438
	9	7,51	28,4	11,92	0,12	-	0,514
	10	7,61	38,1	12,47	0,13	-	0,614
	16	19,31	22,9	30,02	0,30	-	0,468
	17	10,65	22,9	17,62	0,18	-	0,498
	18	5,88	22,9	9,04	0,09	-	0,463
AR + OXIGÊNIO	7	8,27	19,7	5,36	0,04	1,16	0,362
	13	7,02	21,2	3,09	-	1,61	0,420
	8	7,63	20,4	1,59	-	1,97	0,385
	20	7,92	20,6	0,77	-	2,10	0,362
OXIGÊNIO	19	6,62	15,6	-	-	1,97	0,353
	12	7,29	20,5	-	-	1,97	0,340
	14	8,40	31,8	-	-	2,30	0,401
	15	8,53	37,6	-	-	2,30	0,432
	4	13,2	42,2	-	-	3,25	0,426
	22	18,0	21,2	-	-	5,18	0,365
OXIGÊNIO + VAPOR	21	4,87	18,0	-	3,79	1,78	0,446
	27	3,87	21,3	-	3,75	1,57	0,515

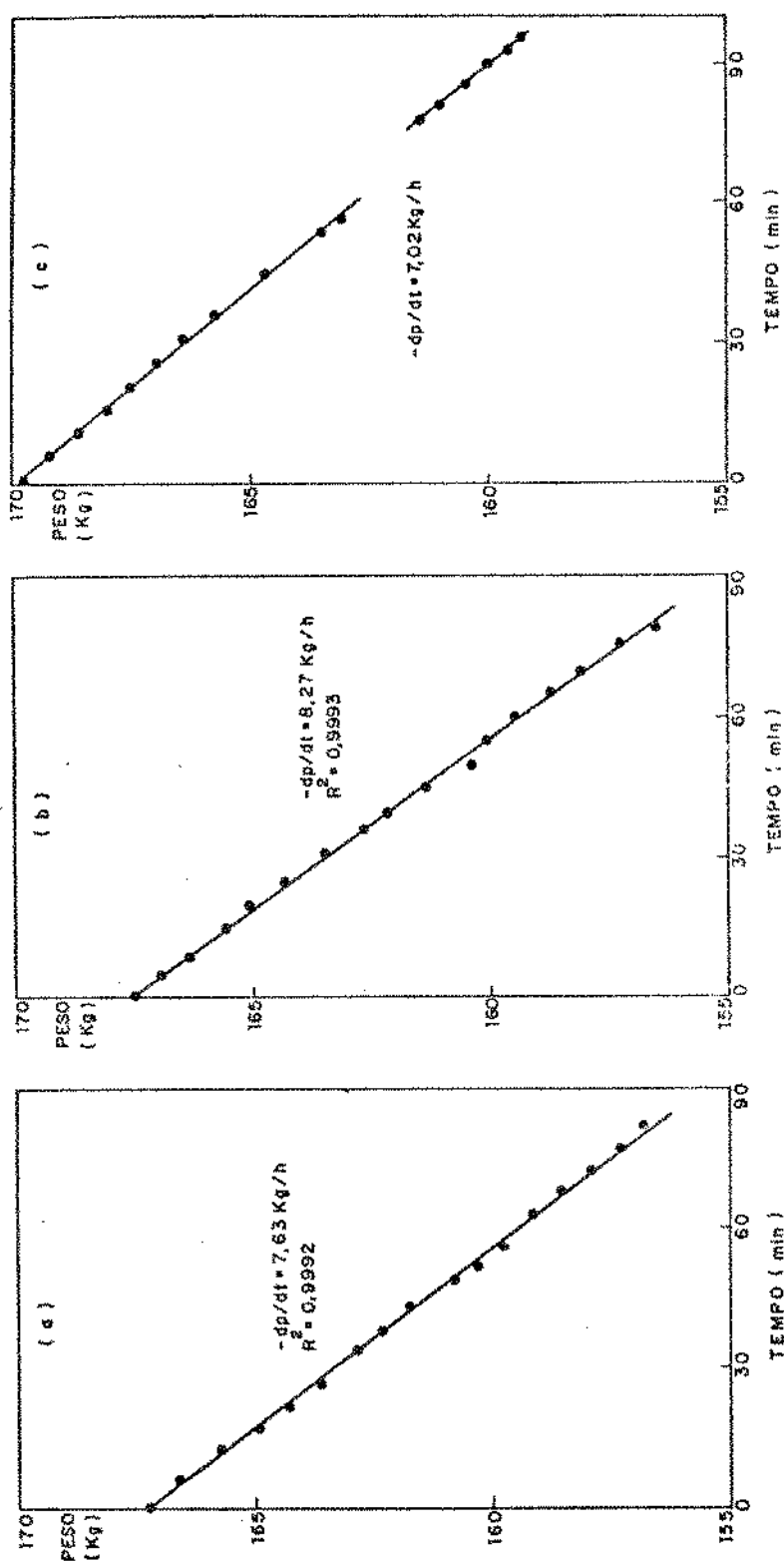


Figura 4.1 - Peso do gaseificador em função do tempo

- a) Ensaio nº 8 - umidade da madeira 20,4%, vazão do ar 1,59 Kg/h, vazão de O_2 1,97 Kg/h
- b) Ensaio nº 7 - umidade da madeira 19,7%, vazão de ar 5,36 Kg/h, vazão de O_2 1,16 Kg/h
- c) Ensaio nº 13 - umidade da madeira 21,2%, vazão de ar 3,08 Kg/h, vazão de O_2 1,61 Kg/h

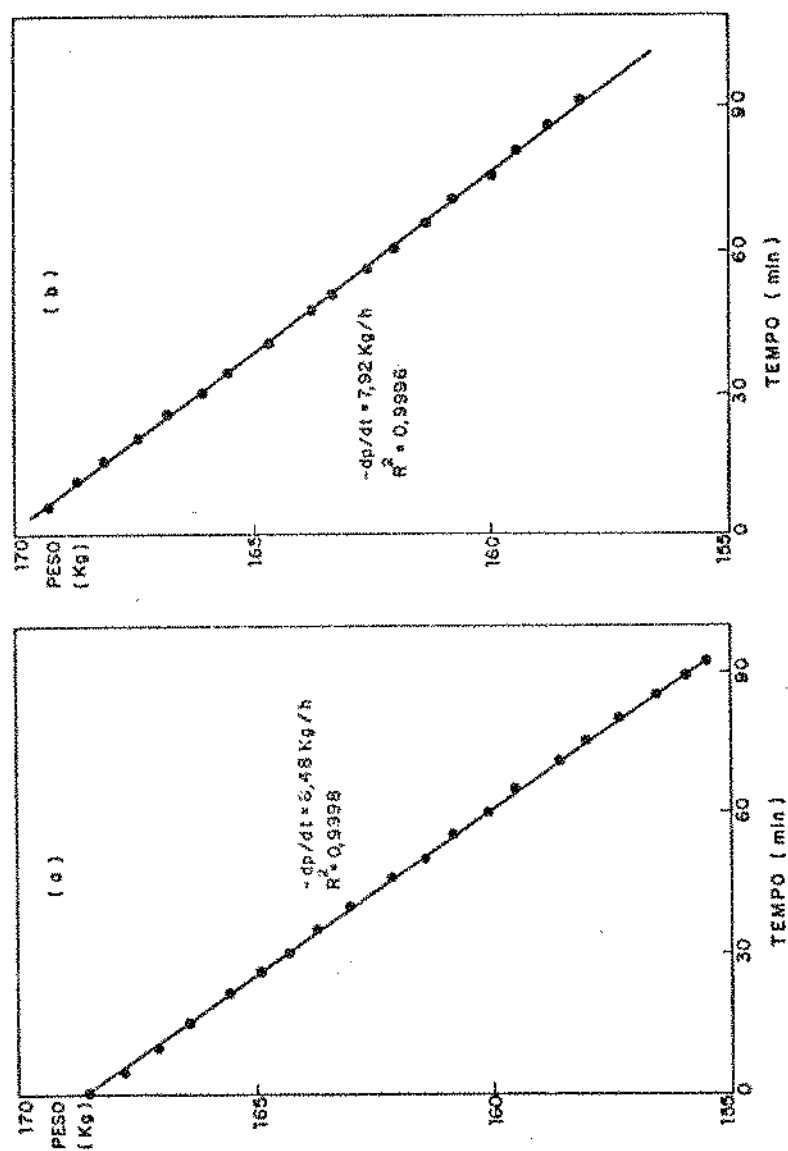


Figura 4.2 - Peso da gaseificador em função do tempo

a) Ensaio nº 11 - umidade da madeira 20,5%, vazão de ar 12,74 Kg/h

b) Ensaio nº 20 - umidade da madeira 20,6%, vazão de ar 0,77 Kg/h, vazão de O_2 2,10 Kg/h

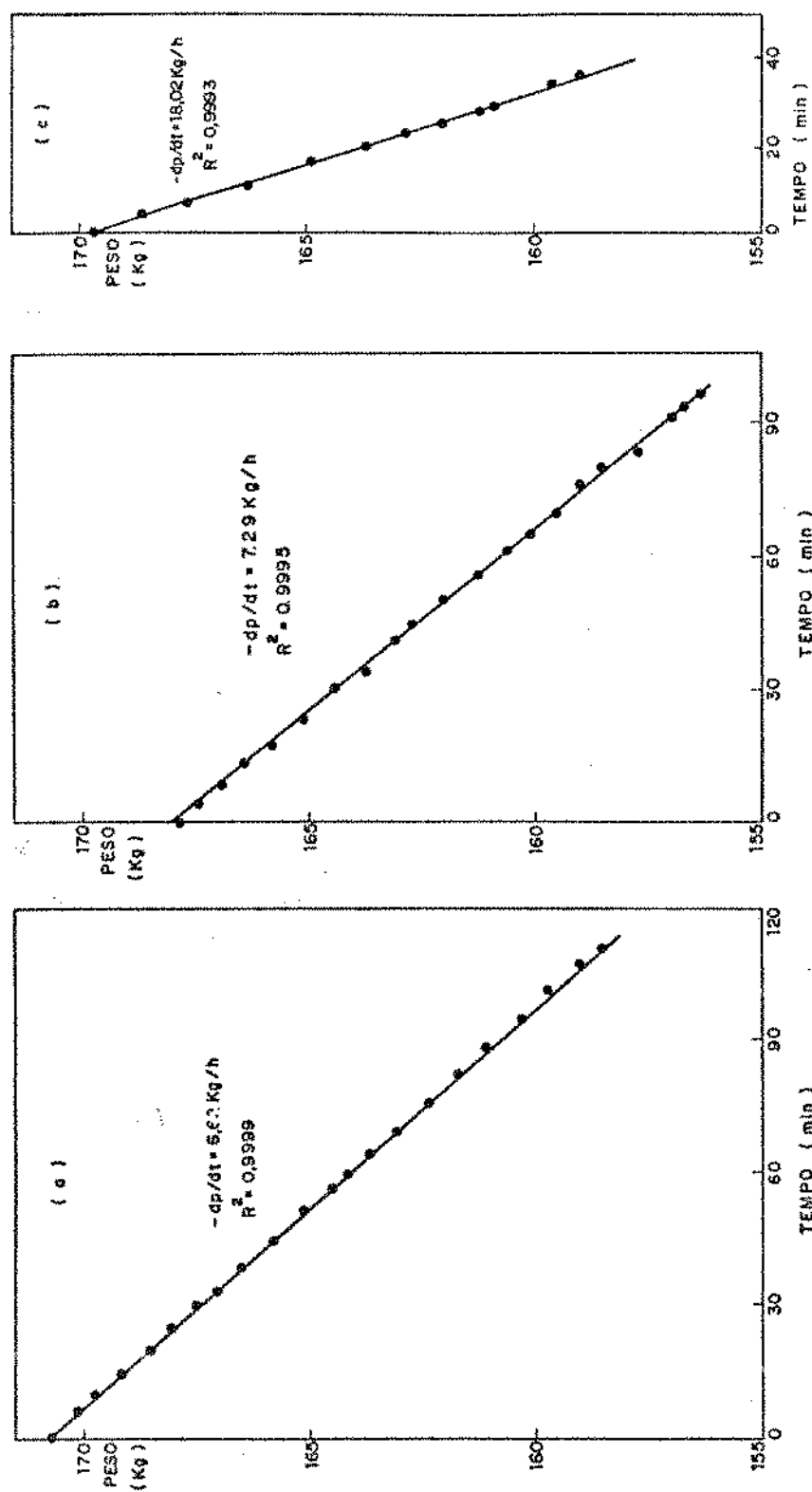


Figura 4.3 - Peso do gaseificador em função do tempo

- a) Ensaio nº 10 - umidade da madeira 15,6%, vazão de O_2 1,97 Kg/h
 b) Ensaio nº 12 - umidade da madeira 20,5%, vazão de O_2 1,97 Kg/h
 c) Ensaio nº 22 - umidade da madeira 21,2%, vazão de O_2 5,18 Kg/h

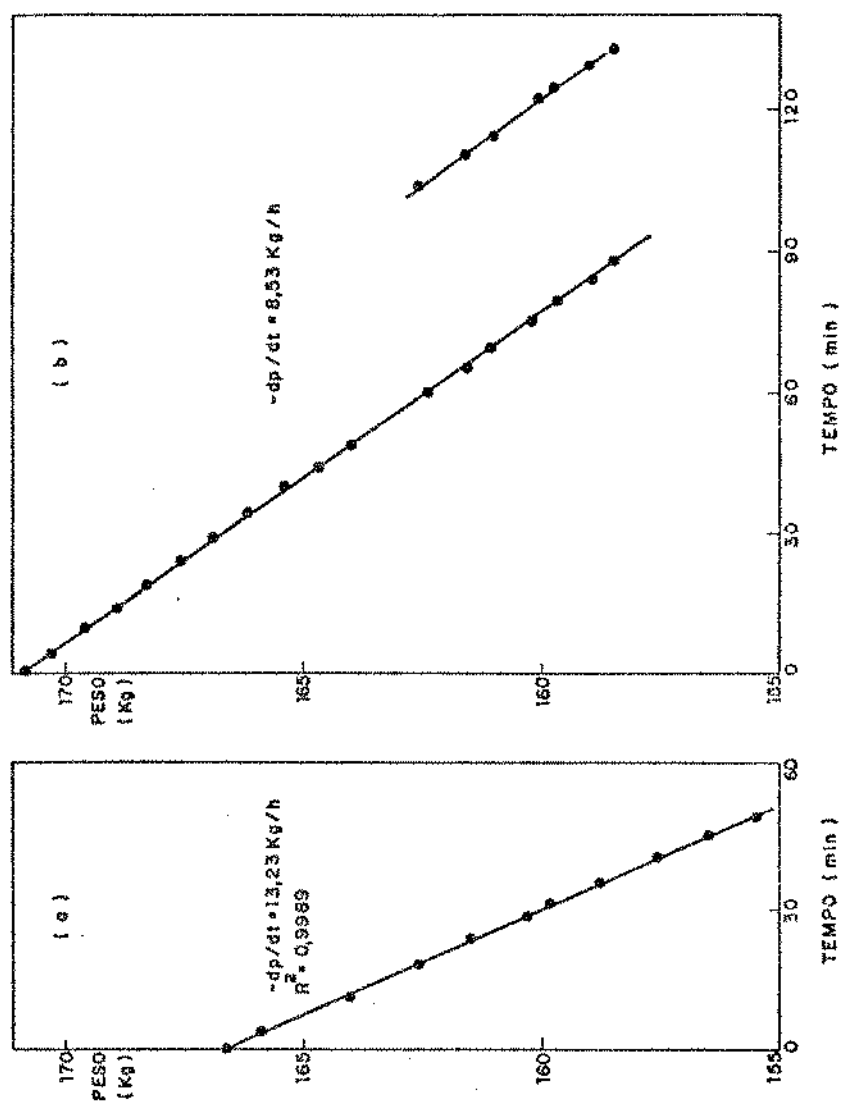


Figura 4.4 - Peso do gaseificador em função do tempo

a) Ensaio nº 4 - umidade da madeira 42,2%, vazão de O_2 3,25 Kg/h

b) Ensaio nº 15 - umidade da madeira 37,6%, vazão de O_2 2,30 Kg/h

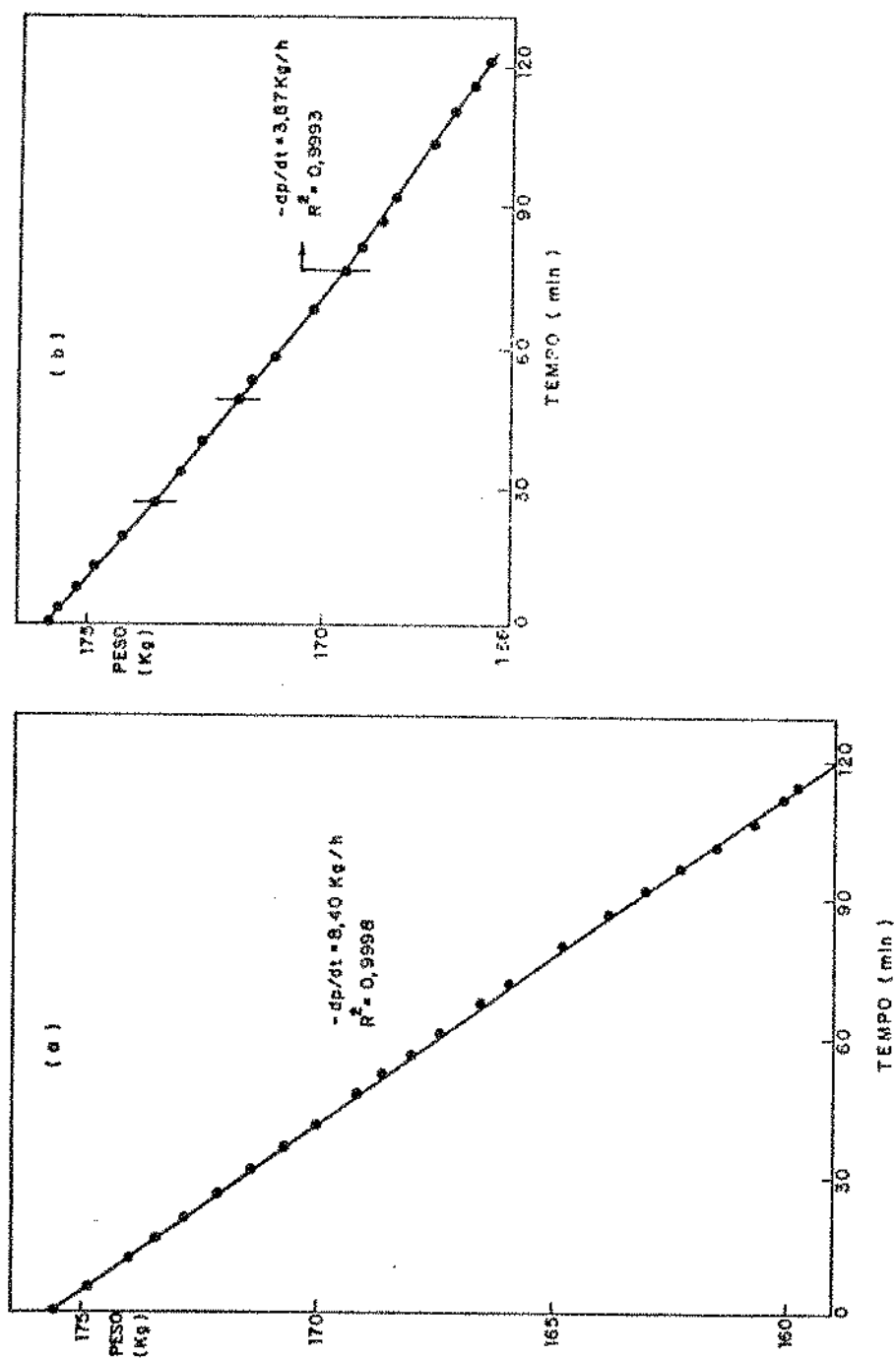


Figura 4.5 - Peso do gaseificador em função do tempo

a) Ensaio nº 14 - umidade da madeira 31,8%, vazão de O_2 2,3 Kg/h

b) Ensaio nº 27 - umidade da madeira 21,3%, vazão de O_2 1,57 Kg/h, vazão de vapor
(após 76 min) 3,75 Kg/h

vazão de oxigênio e o valor da relação peso O_2 total/peso de madeira dos diversos ensaios, estando incluídos para comparação inclusive os valores referentes aos ensaios de gaseificação com ar.

Os valores da relação peso O_2 /peso madeira seca situaram-se entre 0,385 e 0,614 na gaseificação com ar (entre 1,66 e 2,65 Kg ar/Kg madeira seca) na faixa de umidades de cavaco estudada. Os valores da relação peso O_2 /peso madeira situaram-se entre 0,340 e 0,432 para os ensaios com oxigênio puro e entre 0,362 e 0,420 nos ensaios de ar enriquecido indicando que a presença de um inerte (N_2) no agente de gaseificação eleva o consumo de oxigênio por unidade de peso de madeira.

Nos ensaios de gaseificação com oxigênio e vapor o consumo médio de oxigênio por unidade de peso de madeira foi de 0,481 Kg O_2 /Kg madeira. Como valor de referência, a relação peso O_2 /peso de madeira para combustão total estequiométrica de madeira seca é de 1,38 Kg O_2 /Kg madeira. Dos valores acima constata-se que a gaseificação com ar processa-se com a quantidade média de 35% do oxigênio necessário para a combustão total estequiométrica enquanto que na gaseificação com oxigênio puro esse valor se reduz ao valor médio de 28% e na gaseificação com O_2 + vapor para gás de síntese eleva-se a 35% da quantidade necessária para combustão total.

4.2.2. Variação da composição do gás com o tempo

Durante os ensaios de gaseificação foram feitas análises periódicas do gás produzido. As análises de gás estão apresentadas no Anexo A.

As composições de gás experimentais obtidas nos ensaios de gaseificação com oxigênio puro tiveram que ser corrigidas por apresentarem teores de N_2 variando entre 0,0% e 3,7% enquanto que o valor esperado, baseado em considerações de balanço de massa, era de aproximadamente 0,25%. Como esse valor está abaixo do limite de detecção do processador do cromatógrafo, concluiu-se que a dispersão constatada deveu-se à não detecção em alguns casos e à infiltração de ar na amostra de gás em outros. Por esse motivo, as composições de gás de cada análise dos ensaios de gaseificação com oxigênio puro foram corrigidas considerando-se que o nitrogênio (e quantidade proporcional de O_2) foi proveniente de infiltração de ar na amostra.

As Figuras 4.6 a 4.10 mostram a evolução da composição do gás com o tempo para os diversos ensaios realizados.

A tendência geral durante os ensaios é de aumento dos teores de H_2 e CO_2 e do declínio dos valores de CO com o tempo de ensaio. Os teores de N_2 , CH_4 e C_2H_4 apresentaram menor variação relativa. A maior variação relativa foi apresentada pelo CO que em média tem uma redução de 4% por hora em valor absoluto.

A variação da composição do gás ocorre devido ao modo intermitente de alimentação do gaseificador. A madeira é carregada no silo do gaseificador antes do ensaio e é consumida em taxa constante até o fim do ensaio. As reações de pirólise e gaseificação ocorrem em tempos relativamente curtos à medida que a madeira atinge as zonas de reação de alta temperatura. A secagem da madeira no silo ocorre, no entanto, em

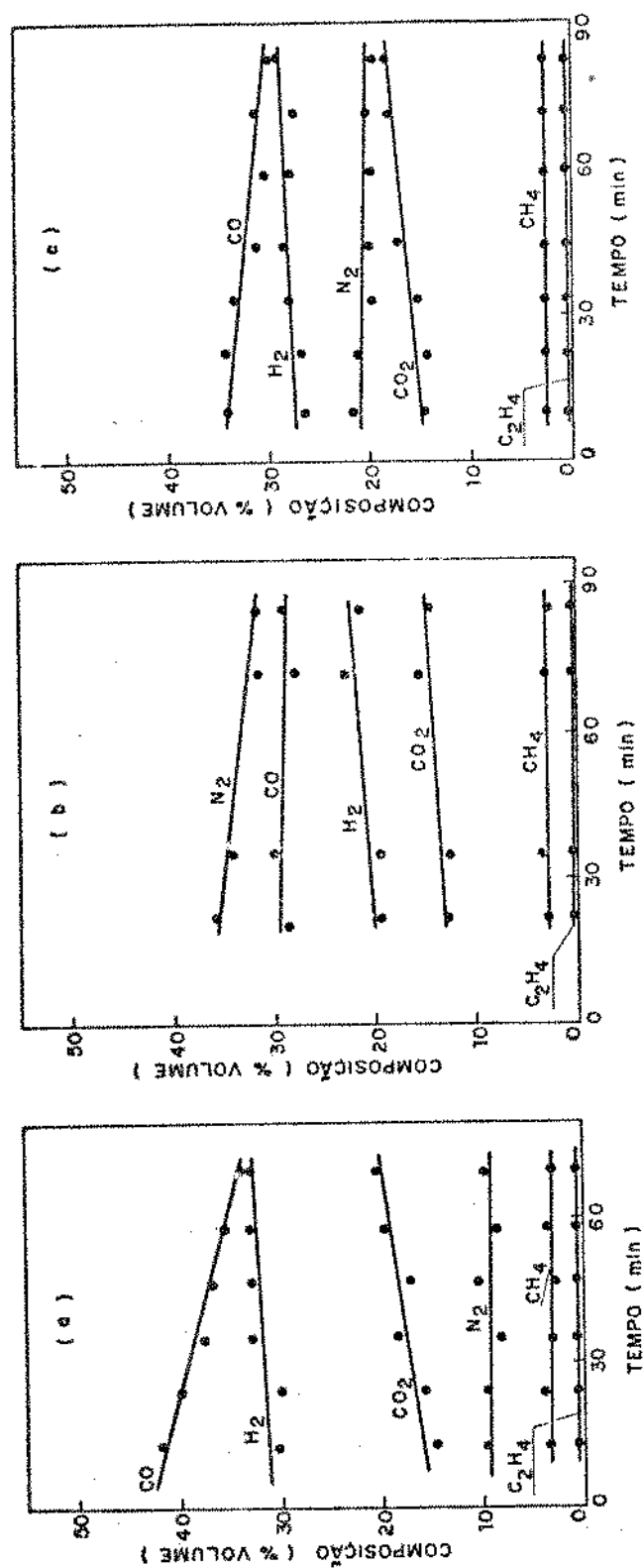


Figura 4.6 - Composição do gás em função do tempo (base seca)

- a) Ensaio nº 8 - umidade da madeira 20,4%, vazão do ar 1,59 Kg/h, vazão de O₂ 1,97 Kg/h
- b) Ensaio nº 7 - umidade da madeira 19,7%, vazão de ar 5,36 Kg/h, vazão de O₂ 1,16 Kg/h
- c) Ensaio nº 13 - umidade da madeira 21,2%, vazão do ar 3,08 Kg/h, vazão de O₂ 1,61 Kg/h

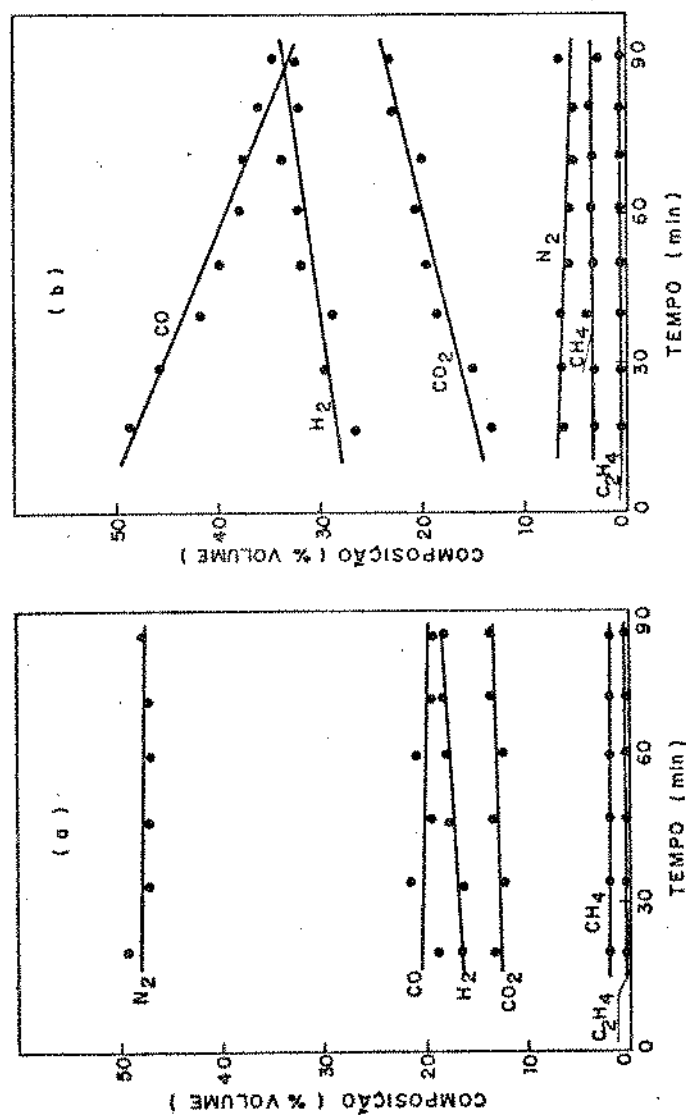


Figura 4.7 - Composição do gás em função do tempo (base seca)

a) Ensaio n° 11 - unidade da madeira 20,5%, vazão de ar 12,74 Kg/h

b) Ensaio n° 20 - unidade da madeira 20,6%, vazão de ar 0,77 Kg/h, vazão de O_2 2,10 Kg/h

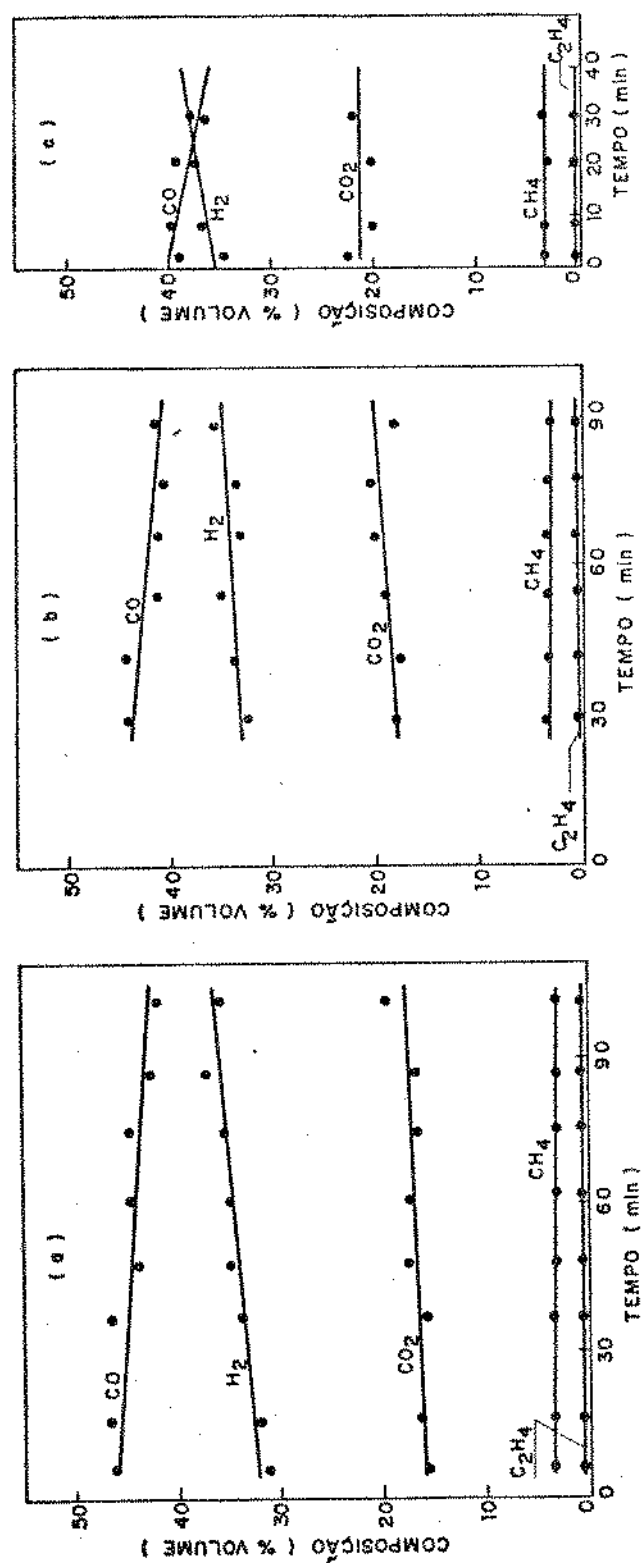


Figura 4.8 - Composição do gás em função do tempo (base seca)

- a) Ensaio nº 19 - umidade da madeira 15,6%, vazão de O₂ 1,97 Kg/h
 b) Ensaio nº 12 - umidade da madeira 20,5%, vazão de O₂ 1,97 Kg/h
 c) Ensaio nº 22 - umidade da madeira 21,2%, vazão de O₂ 5,18 Kg/h

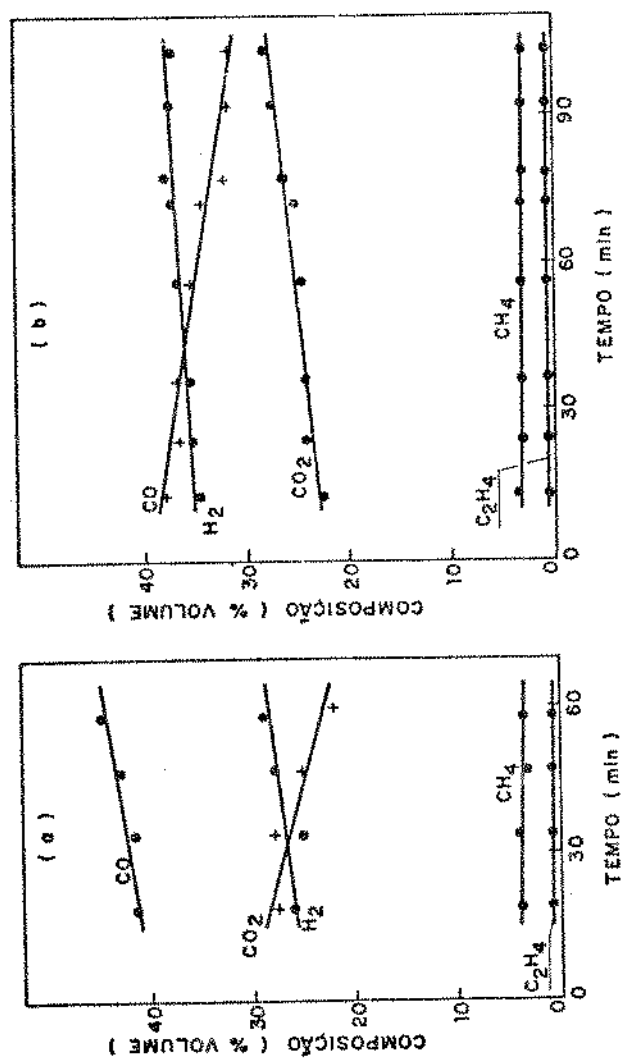


Figura 4.9 - Composição do gás em função do tempo (base seca)

a) Ensaio nº 4 - umidade da madeira 42,2%, vazão de O₂ 3,25 Kg/h

b) Ensaio nº 14 - umidade da madeira 31,8%, vazão de O₂ 2,30 Kg/h

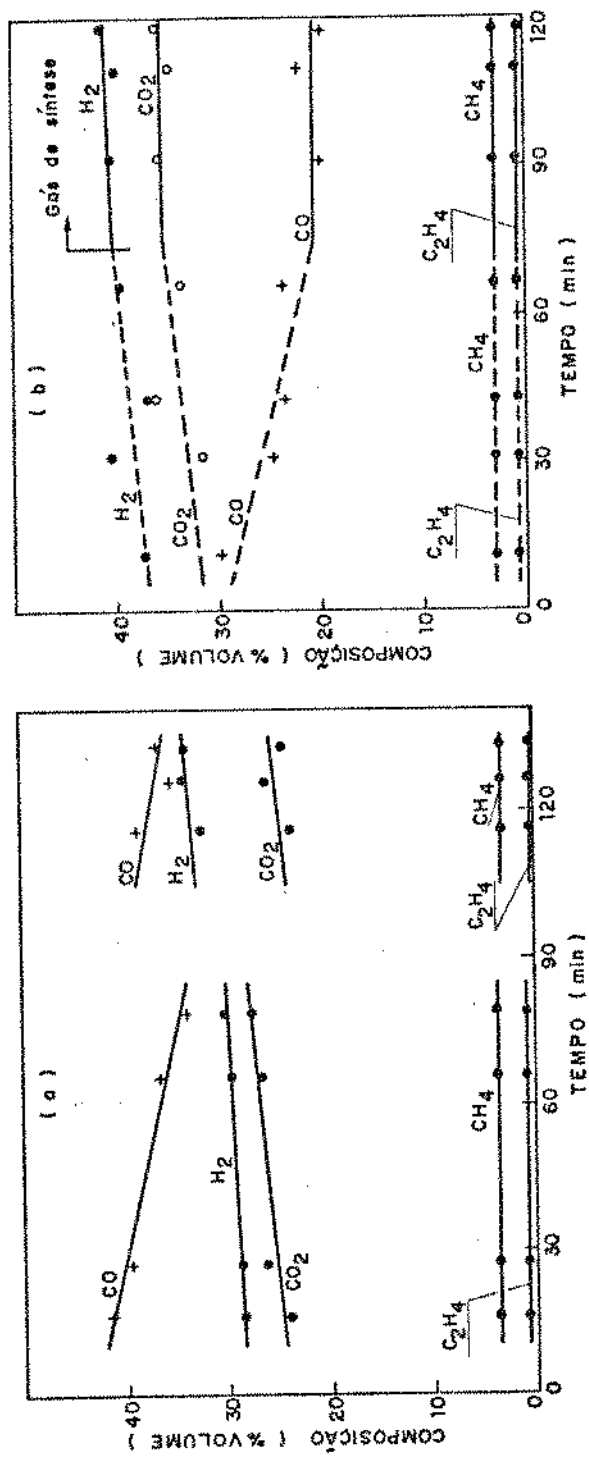


Figura 4.10 - Composição do gás em função do tempo (base seca)

a) Ensaio nº 15 - umidade da madeira 37,6%, vazão de O₂ 3,25 Kg/h

b) Ensaio nº 27 - umidade da madeira 21,3%, vazão de O₂ 1,57 Kg/h, vazão de O₂

(após 76 min) 3,75 Kg/h

todo o volume do silo que é lentamente aquecido por transmissão de calor das partes inferiores do silo. Parte da água evaporada durante a secagem da madeira condensa novamente no material mais frio e nas paredes internas do silo do gaseificador (o gaseificador experimental não é dotado de coletor de condensado) e só atinge a zona de reação à medida que a temperatura interna do silo aumenta. Dessa forma a gaseificação ocorre na presença de teores crescentes de vapor de água que pelas reações endotérmicas



ou pela reação de "shift", combinação das anteriores,



é responsável pelo consumo de CO e produção de CO₂ e H₂. As reações acima e o mecanismo de condensação e de evaporação da água da umidade da madeira explicam qualitativamente o teor decrescente de CO, os teores crescentes de CO₂ e H₂ e a variação maior que ocorre na concentração de CO.

4.2.3. Temperatura da zona de redução

As Figuras 4.11 a 4.14 mostram a variação da temperatura na zona de redução com o tempo ao longo dos ensaios.

As temperaturas foram medidas com um termopar (ver Ítem 3.3.4c) com tubo de proteção de 1/8", inserido horizontalmente no reator, e com a ponta 3 cm abaixo do centro da garganta do reator.

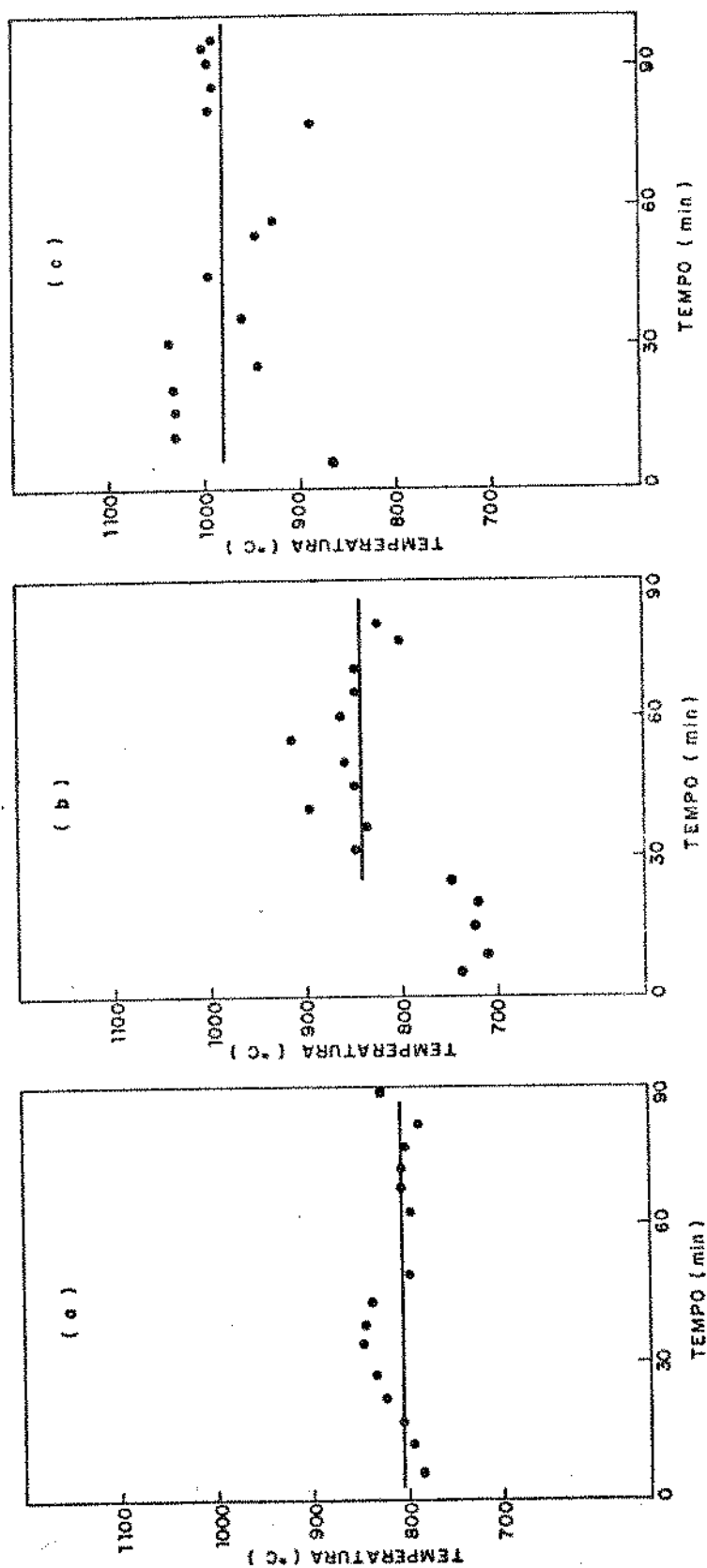


Figura 4.11 - Temperatura na zona de redução em função do tempo

- a) Ensaio nº 8 - umidade da madeira 20,4%, vazão de ar 1,59 Kg/h, vazão de O₂ 1,97 Kg/h
 b) Ensaio nº 7 - umidade da madeira 19,7%, vazão de ar 5,36 Kg/h, vazão de O₂ 1,16 Kg/h
 c) Ensaio nº 13 - umidade da madeira 21,2%, vazão de ar 3,08 Kg/h, vazão de O₂ 1,61 Kg/h

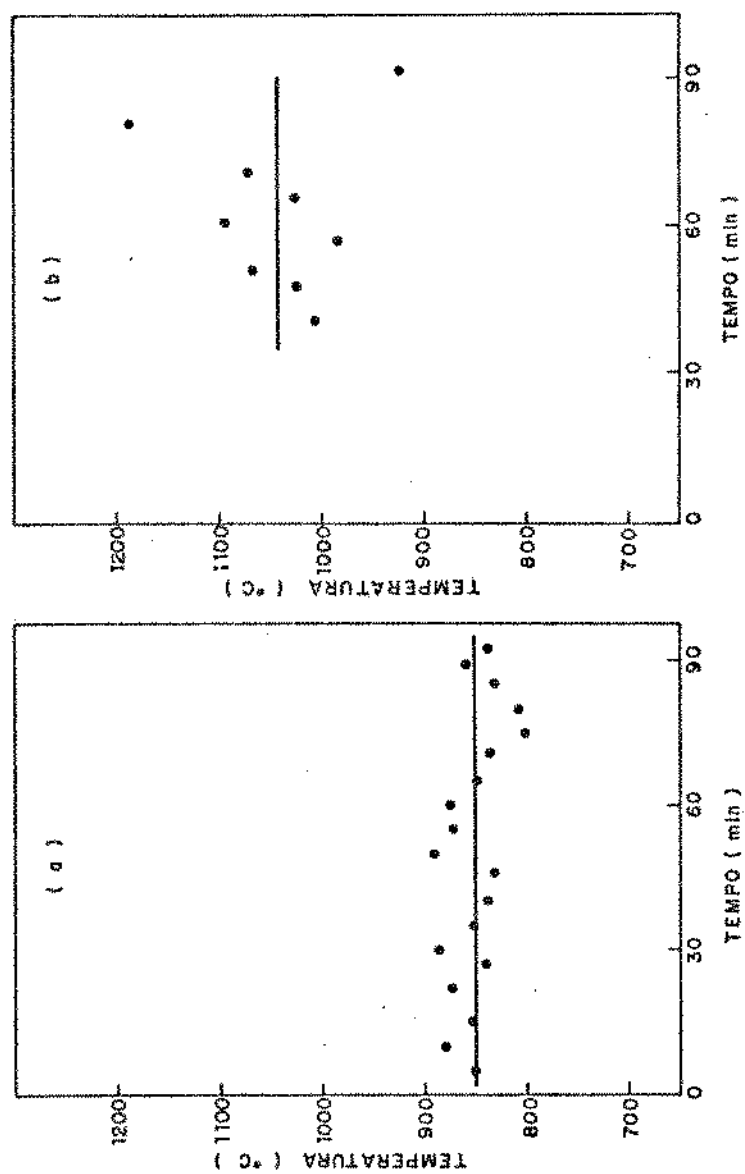


Figura 4.12 - Temperatura na zona de redução em função do tempo

a) Ensaio nº 11 - umidade da madeira 20,5%, vazão de ar 12,74 Kg/h

b) Ensaio nº 20 - umidade da madeira 20,6%, vazão de ar 0,77 Kg/h, vazão de O_2 2,1 Kg/h

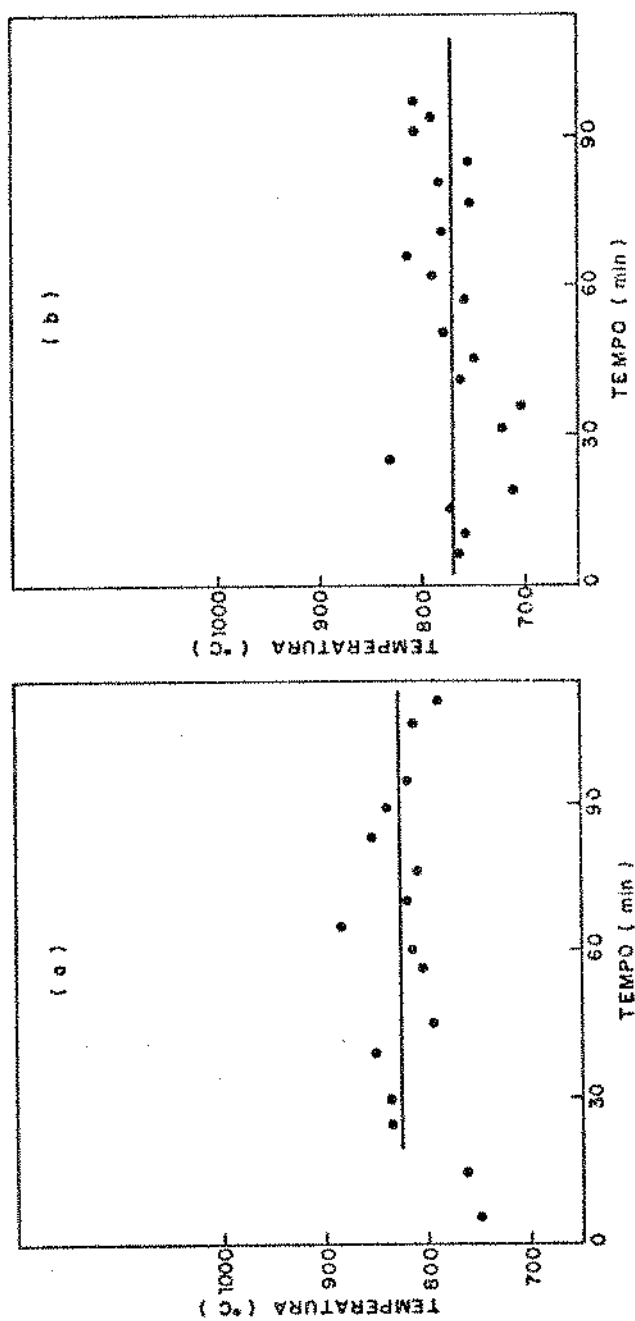


Figura 4.13 - Temperatura na zona de redução em função do tempo
a) Ensaio nº 19 - umidade da madeira 15,6%, vazão de O_2 1,97 Kg/h
b) Ensaio nº 12 - umidade da madeira 20,5%, vazão de O_2 1,97 Kg/h

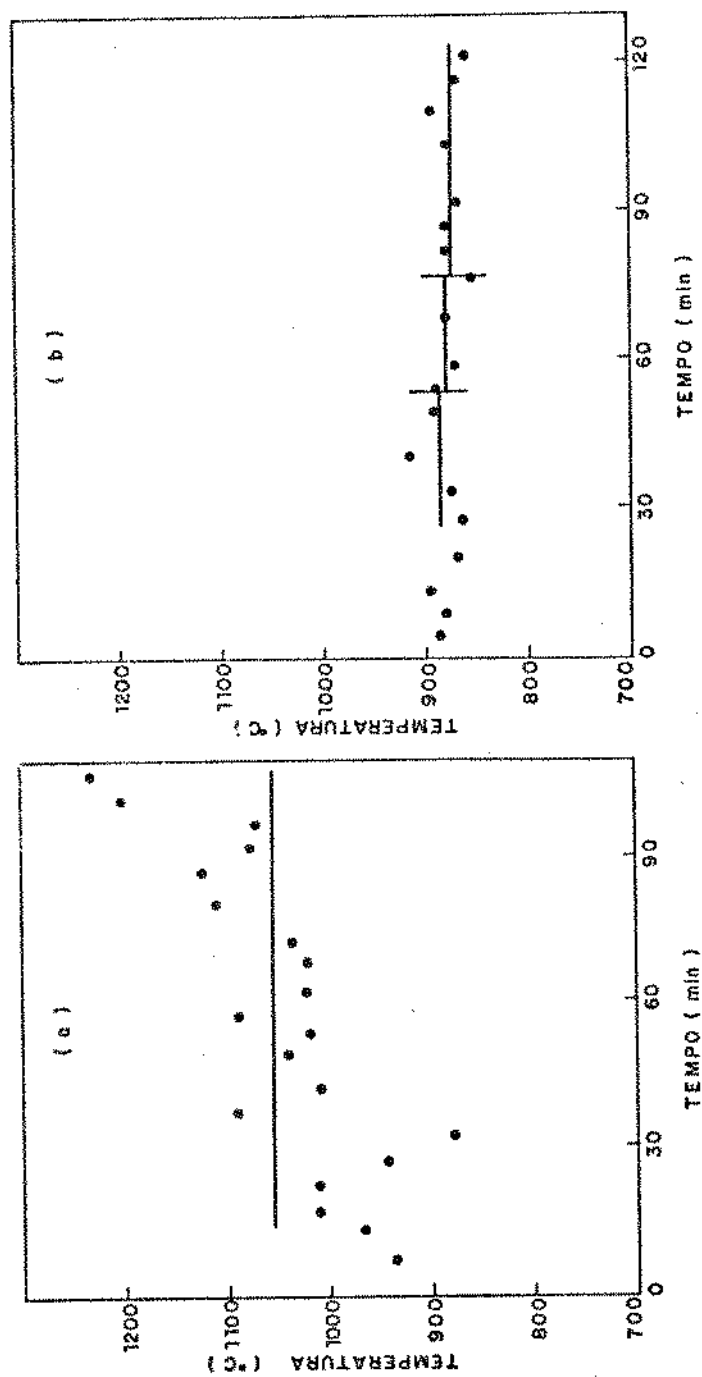


Figura 4.14 - Temperatura na zona de redução em função do tempo

a) Ensaio nº 14 - umidade da madeira 31,8%, vazão de O_2 2,30 Kg/h

b) umidade da madeira 21,3%, vazão de O_2 1,57 Kg/h, vazão de vapor (após 76 min)

3,75 Kg/h Ensaio nº 27

As temperaturas médias durante os ensaios, no ponto de medida, variaram entre 770°C e 1060°C . No entanto, como houveram oscilações de até 300°C durante alguns ensaios e como não foi possível correlacionar o nível da temperatura média com o enriquecimento do ar ou a umidade da madeira, concluiu-se que o termopar e sua posição não eram adequados. Supõe-se que a inércia térmica do termopar de $1/8''$ era muito baixa e como o termopar era inserido horizontalmente com a ponta no centro do reator, podia estar dificultando localmente o escoamento do carvão, estando dessa forma ora exposto ao leito dos gases quentes, ora coberto por uma partícula de carvão.

Nos ensaios nº 26 (gaseificação com ar, umidade da madeira 9,2%) e nº 27 (gaseificação com oxigênio e vapor, umidade da madeira 21,3%) o termopar original foi substituído por um com tubo de proteção de $1/4''$ inserido no reator verticalmente por baixo e com a ponta localizada na borda da garganta do reator. Nesses ensaios verificou-se uma tendência definida de estabilidade das temperaturas e as oscilações de temperatura foram menores que 50°C . No ensaio 27, de gaseificação com oxigênio e vapor a vazão de vapor foi fixada e a de oxigênio foi reduzida três vezes até se obter a composição de gás desejada. À medida que aumentava a relação vapor/ O_2 diminuía a temperatura média desse período (Figura 4.14b).

As temperaturas médias na zona de redução para gaseificação com oxigênio puro não foram significativamente superiores às registradas na gaseificação com ar para taxas de gaseificação da mesma ordem de grandeza.

4.3. Balanços de massa e energia e cálculo das propriedades do gás

Foi escrito um programa de computador que utilizando os dados experimentais médios de cada ensaio (vazões de ar seco, vapor e oxigênio, taxa de consumo de madeira e sua umidade e a composição base seca do gás) efetua os balanços de massa e energia e calcula a composição base úmida do gás, bem como o seu poder calorífico e temperatura adiabática de chama. O programa calcula também a eficiência do processo de gaseificação. O programa está listado no Anexo C e os resultados no Anexo B.

4.3.1. Composição e poder calorífico da madeira

Para efetuar os balanços de massa e energia do processo de gaseificação, é necessário conhecer a composição e o poder calorífico da madeira.

A composição elementar da madeira, em termos de carbono, hidrogênio, nitrogênio, oxigênio e eventualmente enxofre é determinada experimentalmente em equipamento analítico que decompõe a amostra em dióxido de carbono, água, dióxido de enxofre e nitrogênio por combustão catalítica ou pirólise e a seguir analisa os produtos gasosos por cromatografia utilizando detetores de ionização de chama ou de condutividade térmica. O oxigênio normalmente é determinado por conversão catalítica a monóxido de carbono seguida de análise cromatográfica do gás.

O poder calorífico superior da madeira é determinado

experimentalmente em bomba calorimétrica adiabática que mede a variação de entalpia entre os reagentes e produtos a 25°C . Existem também equações empíricas para se estimar o poder calorífico de combustíveis sólidos a partir da composição elementar. As equações mais conhecidas são as de Dulong-Berthelot, Tillman e a do Institute of Gas Technology - IGT (60). A equação desenvolvida pelo IGT é considerada como sendo a que permite obter melhores estimativas para o poder calorífico de biomassas e carvão derivado de biomassa . O erro médio dessa estimativa em relação a valores experimentais colhidos por Graboski (60) para diversas biomassas e madeiras norte-americanas foi menor que 1,8%, valor esse considerado baixo, uma vez que o erro experimental do método ASTM de determinação experimental de poder calorífico é de $\pm 1,2\%$.

A equação para o poder calorífico superior do IGT é:

$$\begin{aligned} \text{PCS} = & 8148,4 \text{ C} + 31618 \text{ H} - 2864,5 (\text{O} + \text{N}) \\ & + 16,3715 - 365,8 \text{ A} \end{aligned} \quad \text{Kcal/Kg} \quad (4.4)$$

onde: A = cinzas

C = carbono

H = hidrogênio

N = nitrogênio

S = enxofre

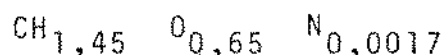
frações em peso

Nos ensaios de gaseificação foram utilizados cavacos de eucalyptus grandis e saligna descascados. Entre os diversos pares de análises de composição e poder calorífico encontradas na literatura para eucalyptus, foi adotada para o presente trabalho a única que apresentou um valor de poder calo-

rífico experimental coerente com o calculado pela equação do IGT (baseado na análise elementar experimental correspondente). A análise foi efetuada pela Southwest Research Institute do Texas com amostras de lenho de eucalyptus grandis brasileira (61). A composição em peso adotada para o eucalipto nesse trabalho é:

50,1% C ; 6,1% H ; 43,7 O ; 0,1 N

já descontadas as cinzas (0,23% do peso da madeira) equiva -
lente a uma fórmula química:



O poder calorífico superior (PCS) seco correspondente a essa composição é 4754 Kcal/Kg.

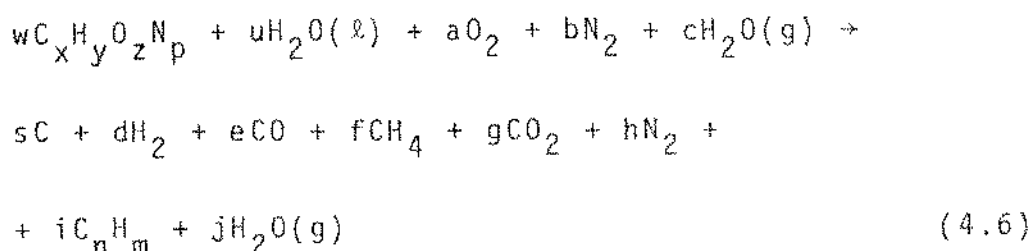
O poder calorífico inferior (PCIM) da madeira úmida é obtido a partir do PCS descontando a água da madeira, a energia necessária para vaporizar essa água e o calor latente de vaporização da água formada na combustão:

$$PCIM = PCS (1 - U/100) - 5280 H - 105,6 (U/18 - H \times U/2) \quad \text{Kcal/Kg} \quad (4.5)$$

onde H é a fração em peso de hidrogênio na madeira seca e U a umidade da madeira em %.

4.3.2. Balanços de massa e cálculo da composição base úmida do gás.

O processo contínuo de gaseificação da madeira pode ser representado pela seguinte reação química global:



onde: w é a quantidade de madeira consumida de fórmula química $C_xH_yO_zN_p$

u é a quantidade de água que acompanha a madeira na forma de umidade

a é a quantidade de oxigênio necessário à gaseificação

b é a quantidade de nitrogênio que acompanha o oxigênio do ar (quando se utiliza oxigênio puro $b=0$)

c é a quantidade de vapor de água que acompanha o ar ou vapor que é misturado ao oxigênio

s é o carbono sólido não gaseificado (fuligem no gás ou carbono removido com as cinzas)

d, e, f, g, h, i são as quantidades dos componentes gasosos no gás seco. No presente trabalho C_nH_m foi analisado como sendo C_2H_4 e os alcatrões foram desprezados. Pela análise do gás seco conhece-se o valor relativo das quantidades dos componentes no gás seco (composição base seca). Para se conhecer os valores absolutos é preciso conhecer a quantidade de gás seco

j é a quantidade de vapor de água no gás que será cal

culada através dos balanços de massa.

Dos valores acima não são determinados experimentalmente apenas os valores de carbono sólido (s), vapor de água no gás (j) e a quantidade de gás seco. Esses valores no entanto podem ser calculados por balanço de massa por elemento através de balanços de átomo.

Na gaseificação com ar, a quantidade de gás seco pode ser calculada por um balanço de nitrogênio, uma vez que se conhecem as quantidades de nitrogênio no ar e na madeira e o teor de nitrogênio no gás seco. Um balanço de carbono permite calcular o valor do carbono sólido (s) restante. A quantidade de vapor de água (j) é calculada por um balanço de oxigênio. O erro de fechamento no balanço de hidrogênio é uma medida da qualidade dos dados experimentais. Na análise dos resultados de gaseificação com ar realizada por Duarte(44) desprezou-se a quantidade de carbono sólido (s) restante, de modo que se obteve um erro de fechamento nos balanços de carbono. O erro de fechamento médio do balanço de carbono foi de 7,4% e as possíveis causas são: perda de carbono junto com o gás na forma de fuligem e alcatrões, incertezas na composição da madeira e um eventual acúmulo de carbono no gaseificador.

No presente trabalho como não se podia utilizar o nitrogênio como componente de amarração, utilizou-se o carbono para cálculo da quantidade de gás seco. O valor de carbono sólido remanescente foi fixado em 7% (equivalente a uma conversão de carbono de 93%). Esse valor é próximo ao valor me

dio dos erros de fechamento de balanço de carbono obtidos por Duarte (44) nos ensaios de gaseificação com ar utilizando os mesmos equipamentos e procedimentos experimentais.

Dessa forma, utilizando-se as medidas experimentais dos ensaios de gaseificação com ar, obtêm-se pelo método do balanço de carbono, com carbono residual de 7%, valores para o teor de vapor no gás praticamente iguais aos obtidos pelo método do balanço de nitrogênio. O valor de carbono sólido residual inclui um possível acúmulo de carbono no gaseificador, o arraste de fuligem e alcatrões pelo gás, além de cobrir incertezas na composição do gás e erros sistemáticos de medidas.

A quantidade de vapor de água no gás (j), foi calculada por um balanço de oxigênio. Com esse valor calculou-se a composição base úmida do gás.

O método adotado pode dar origem a erros de fechamento nos elementos N e H. O erro de fechamento do nitrogênio apesar de altos em valor relativo não são de grande importância por serem pequenos em valor absoluto. Os erros relativos de fechamento do hidrogênio foram inferiores a 11%, em todos os ensaios. Os balanços de massa dos diversos ensaios estão apresentados no Anexo B.

O método de análise cromatográfica adotado utiliza o argônio (Ar) como gás de arraste e portanto é insensível à presença de argônio no gás analisado. Como o argônio está presente no ar em cerca de 1% (normalmente é incluído no chamado "nitrogênio atmosférico") a composição base úmida do gás foi corrigida para incluir o argônio proveniente do ar.

4.3.3. Eficiência energética do processo de gaseificação

O cálculo da eficiência do processo de gaseificação é baseado em um balanço de energia entre os reagentes e os produtos do processo de gaseificação.

Definiu-se como eficiência de gás frio (η_{25}) a porcentagem de energia da madeira que é convertida em energia química do gás, ambos baseados nos respectivos poderes caloríficos inferiores:

$$\eta_{25} = \frac{\dot{g} \text{ PCIG}_s}{\dot{m} \text{ PCIM}} \frac{22,414}{\text{PMG}_s} 100 \quad (4.7)$$

onde: $\dot{m}$ é a taxa de consumo de madeira em Kg/h

PCIM o poder calorífico inferior da madeira úmida obtida pela equação (4.5).

$\dot{g}$ é a taxa de produção do gás seco calculada pelos balanços de massa (item 4.3.2) em Kg/h

PCIG_s é o poder calorífico inferior do gás seco (Kcal/Nm³)

PMG_s é o peso molecular do gás seco (Kg/Kmol)

O PCIG_s é calculado a partir da composição molar (ou volumétrica) do gás seco:

$$\text{PCIG}_s = \sum x_i \text{ PCI}_i \quad (4.8)$$

onde: x_i é a fração molar do componente i no gás seco

PCI_i é o poder calorífico inferior do componente gasoso i (Kcal/Nm³)

$$\text{e } \text{PMG}_s = \sum x_i \text{ PM}_i \quad (4.9)$$

onde: PM_i é o peso molecular do componente i

Definiu-se como eficiência de gás quente (η_{450}) a porcentagem da energia da madeira convertida em energia total do gás a uma temperatura arbitrariamente fixada em 450°C

$$\eta_{450} = \frac{100(\dot{g} + \dot{w})(PCIG_u + \Delta H_{25}^{450})}{\dot{m} PCIM PMG_u} \quad (4.10)$$

onde: $\dot{w}$ é a vazão mássica de vapor de água que acompanha o gás (Kg/h)

$PCIG_u$ é o poder calorífico inferior do gás úmido

ΔH_{25}^{450} é a variação da entalpia do gás úmido de 25 a 450°C (calor sensível)

$$PCIG_u = \sum_i y_i PCI_i \quad (4.11)$$

$$PMG_u = \sum_i y_i PM_i \quad (4.12)$$

$$\Delta H_{25}^{450} = \sum_i \frac{1}{22,414} y_i \int_{298}^{723} Cp_i dT \quad (4.13)$$

Cp_i é o calor específico em cal/gmol °C do componente i dado por uma reação empírica do tipo:

$$Cp_i = a + bT + cT^2 + dT^3 \quad (4.14)$$

y_i é a fração molar do componente i no gás úmido

$\dot{w}$ e y_i são calculados pelos balanços de massa.

Os valores das entalpias de combustão, peso molecular e os valores das constantes empíricas a,b,c,d dos diversos componentes foram obtidas de Himmelblau (62) e Smith e

Van Ess (63).

4.3.4. Cálculo das propriedades

O Poder Calorífico Inferior do gás em Kcal/Nm³, $\bar{e}$ calculado pelas equações 4.8 e 4.15

$$PCIG_s = \sum_i x_i PCI_i \quad (\text{gás seco}) \quad (4.8)$$

$$PCIG_v = \sum_i y_i PCI_i \quad (\text{gás úmido}) \quad (4.15)$$

PCI_i é o poder calorífico inferior do componente i
 x_i e y_i são as frações volumétricas ou molares do componente i no gás seco e úmido respectivamente.

Outra propriedade importante de um gás combustível é a sua Temperatura Adiabática de Chama (TAC) que é a máxima temperatura que sua chama pode atingir na combustão com ar em quantidade estequiométrica (63).

A TAC do gás foi calculada para o gás úmido e quente (gás bruto a 450°C) e para o gás seco a 25°C.

O cálculo considera combustão adiabática:

$$\Delta H_R + \Delta H_{25} + \Delta H_p = 0 \quad (4.16)$$

onde: ΔH_R é a variação da entalpia dos reagentes (gás e ar para combustão estequiométrica) da temperatura inicial até 25°C

ΔH_{25} é a entalpia de reação do gás a 25°C

ΔH_p é a variação da entalpia dos produtos ($\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$ e N_2) de 25°C até a temperatura de chama TAC

$$\Delta H_p = \sum_i \int_{25}^{\text{TAC}} n_i C_{p_i} dt \quad (4.15)$$

onde: C_{p_i} é dado por uma equação empírica de terceiro grau em T (equação 4.14) e n é a quantidade em moles do produto de combustão i .

Por serem as temperaturas menores que 2000°K as reações de dissociação foram desprezadas.

A subrotina TFLAME que calcula a temperatura de chama utilizando o método de Newton para resolver a equação de quarto grau em TAC está listada no Anexo C.

4.4. Gaseificação com mistura de ar e oxigênio; umidade da madeira constante

Para estudar a gaseificação da madeira com ar enriquecido foram feitos ensaios com misturas de ar e oxigênio de modo que a mistura apresentasse teores de O_2 entre 21 e 100%. A umidade média da madeira foi de 20,7%, tendo variado entre os extremos de 19,7 e 21,8%. Com uma variação absoluta de apenas 2% pode-se considerar que a umidade da madeira foi constante. Nos ensaios procurou-se manter a quantidade total de oxigênio na mistura ar + O_2 constante para que a taxa de gaseificação também se mantivesse aproximadamente constante. As taxas de consumo de madeira variaram entre 7,02 e 8,27 Kg/h

nos ensaios realizados.

4.4.1. Composição e propriedades do gás

As Figuras 4.15 e 4.16 mostram os efeitos do teor de oxigênio no ar enriquecido na composição média e PCI do gás seco e úmido respectivamente.

A Figura 4.17 mostra o efeito do enriquecimento do ar nas eficiência de gaseificação e temperaturas adiabáticas de chama para os casos de gás frio e seco (25°C) e gás quente e úmido (450°C).

A Tabela 4.2 reúne os valores utilizados na confecção dos gráficos deste item.

Dos resultados apresentados verifica-se que passando de ar puro para oxigênio puro ao desaparecer o N_2 do gás os teores de CO e H_2 no gás são praticamente dobrados. Em proporção menor, os teores de CH_4 e C_2H_4 também aumentam.

4.4.2. Discussão dos resultados

Essa análise refere-se a gaseificação de madeira com aproximadamente 20% de umidade.

Em consequência da elevação dos teores dos componentes combustíveis no gás, ao se passar de gaseificação com ar para gaseificação com oxigênio, o poder calorífico inferior do gás seco passa de 1225 para 2527 Kcal/Nm³ (elevação de 106%) e a temperatura adiabática de chama aumenta de 1643°C para 2144°C (elevação de 501°C).

Em termos de eficiência de gaseificação como foi de

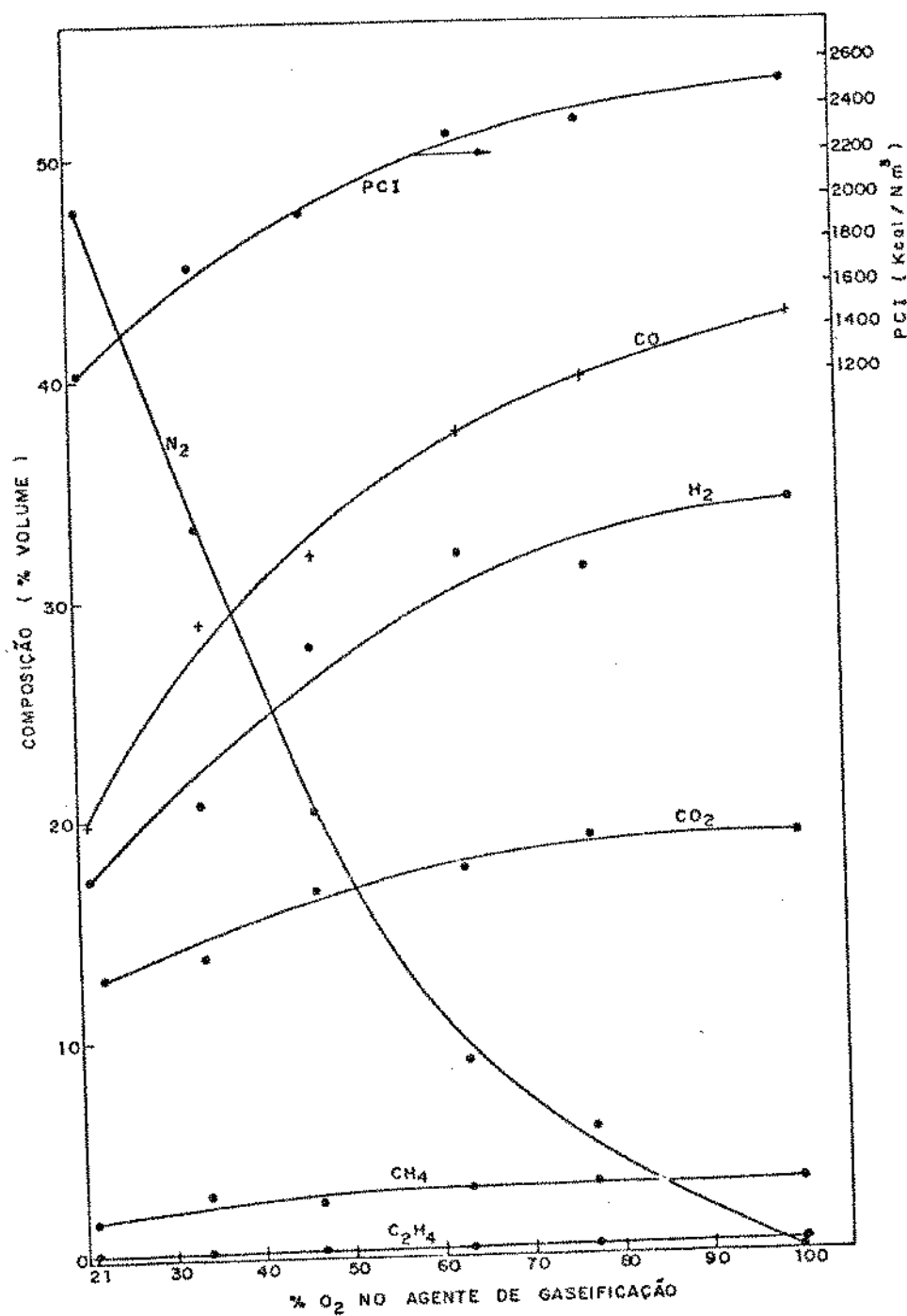


Figura 4.15 - Gaseificação com ar enriquecido - Composição e PCI do gás (base seca) em função do teor de O₂ na mistura ar + O₂

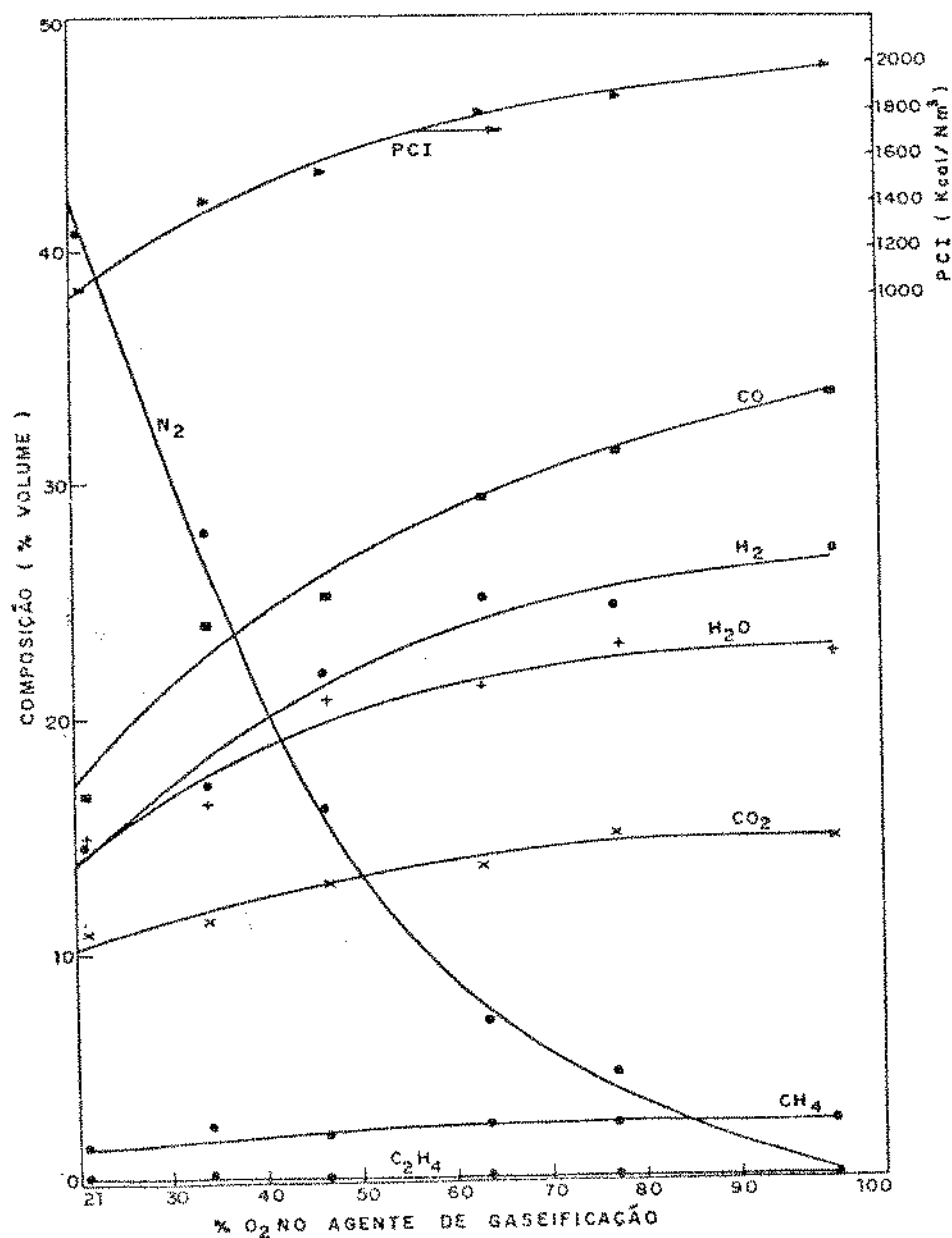


Figura 4.16 - Gaseificação com ar enriquecido - Composição e PCI do gás (base úmida) em função do teor de O₂ na mistura ar + O₂

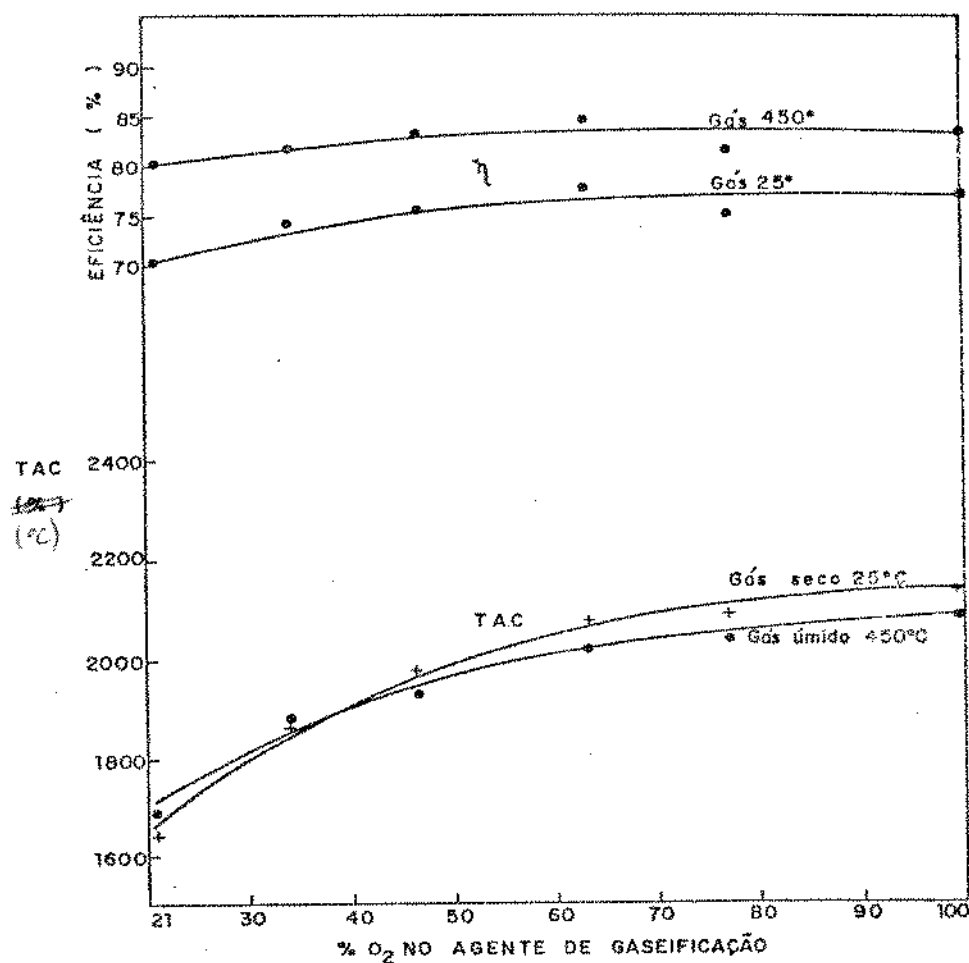


Figura 4.17 - Gaseificação com ar enriquecido - Eficiência de gaseificação e temperatura adiabática de chama do gás em função do teor de O_2 na mistura ar + O_2

Tabela 4.2 - Efeito do enriquecimento do ar na gaseificação de madeira com umidade de 20,7+1%

ensaio nº	% vol O ₂ no ar	Composição base seca/base úmida do gás							gás seco a 25°C			gás úmido a 450°C		
		H ₂	CO	CH ₄	C ₂ H ₄	N ₂ +Ar	CO ₂	H ₂ O	PCI Kcal/Nm ³	TAC °C	eficiência %	PCI Kcal/Nm ³	TAC °C	eficiência %
11	21,0	17,38	19,92	1,73	0,25	47,73	12,99	-	1225	1643	70,3	1042	1694	80,4
		14,70	16,85	1,46	0,21	40,85	10,99	14,93						
7	33,9	20,76	28,89	2,89	0,38	33,26	13,82	-	1702	1871	74,0	1422	1881	81,8
		17,29	24,05	2,41	0,32	27,95	11,51	16,48						
13	46,4	27,86	32,10	2,63	0,32	20,34	16,74	-	1952	1972	75,7	1544	1932	83,2
		21,99	25,34	2,08	0,25	16,25	13,21	20,88						
8	62,8	32,00	37,52	3,22	0,41	9,07	17,78	-	2287	2076	77,8	1796	2024	84,5
		25,10	29,43	2,53	0,32	7,21	13,95	21,45						
20	77,2	31,34	39,86	3,32	0,45	5,89	19,16	-	2356	2092	75,3	1859	2043	81,6
		24,71	31,43	2,62	0,35	4,69	15,11	21,09						
12	100,0	34,29	42,73	3,38	0,46	0,00	19,14	-	2527	2144	77,2	2002	2094	83,1
		27,16	33,85	2,68	0,36	0,00	15,16	20,78						

finido no item 4.3.3 a elevação é de cerca de sete por cento (de 70,3% para 77,2%), para o gás frio e de cerca de três por cento para o gás quente a 450°C (80,4% para 83,1%).

Das Figuras 4.15, 4.16 e 4.17 verifica-se também que o maior incremento de qualidade do gás ocorre até cerca de 55% de oxigênio na mistura ar e O_2 . Assim, com 55% de O_2 no agente de gaseificação, o PCI de gás seco já se elevou para cerca de 2120 Kcal/Nm³ (elevação de 75% em relação à gaseificação com ar) e a temperatura de chama aumentou de 380°C em relação a temperatura obtida na gaseificação com ar. Em contrapartida, se o ar enriquecido é preparado pela mistura de ar com oxigênio puro, na faixa dos 50% de O_2 na mistura, o consumo de oxigênio também já é relativamente elevado. Supondo uma necessidade de 100 volumes de oxigênio total, a Tabela 4.3 mostra para diversos teores de O_2 na mistura, as quantidades de ar e oxigênio puro que devem ser misturados.

Na Tabela 4.3 nota-se por exemplo, que para 55% de O_2 na mistura já são necessários 78 volumes de oxigênio puro e portanto, a vantagem em relação à utilização de O_2 puro é pequena. No entanto, se o ar enriquecido ^{cr}for preparado por um processo de enriquecimento parcial do ar (62, 63) a custos menores que os de produção de oxigênio puro pelo processo convencional, os resultados dos ensaios de gaseificação com ar enriquecido sugerem que poderá ser economicamente vantajoso utilizar ar enriquecido até um teor de apenas 50 a 55% de O_2 .

Tabela 4.3 - Quantidades de ar e oxigênio necessários para preparar mistura com 100 volumes de oxigênio total

teor de O_2 na mistura (%)	quantidade de ar (vol.)	quantidade de O_2 (vol.)	quantidade total ar+ O_2 (vol.)
21	476	-	476
30	295	38	333
40	190	60	250
50	127	73	200
55	103	78	181
60	84	82	166
70	54	89	143
80	25	95	120
90	11	98	109
100	-	100	100

Na umidade da madeira estudada, a diferença entre a TAC do gás bruto a 45°C e do gás frio e seco é inferior a 60% em toda a faixa de enriquecimento de 21% a 100% de O_2 . A TAC do gás frio que é menor que a do gás bruto na gaseificação com ar torna-se maior à medida que aumenta o enriquecimento do ar.

Verifica-se uma elevação substancial da TAC do gás de madeira ao se enriquecer o ar de gaseificação. Uma outra forma de aumentar a TAC do gás é enriquecer o ar de combustão. Para comparar as TAC resultantes da combustão com ar enriquecido (gaseificação com ar) com as obtidas na gaseificação com ar enriquecido (combustão com ar), foi preparada a Tabela 4.4. A base de cálculo comum é a utilização do gás seco a 25°C obtido da gaseificação de madeira com umidade média de 20,4% e consumos de oxigênio e liberações de energia iguais para os dois casos. Supõe-se que o ar enriquecido é obtido pela mistura de oxigênio puro ao ar utilizado na combustão ou na gaseificação.

Dos valores da Tabela 4.4 verifica-se que para quantidades equivalentes de consumo de oxigênio puro e energia liberada obtêm-se temperaturas de chama mais elevadas se o enriquecimento é feito no ar de gaseificação. Como a quantidade de ar de gaseificação é menor que a de ar de combustão o enriquecimento do ar de combustão resulta menor para a mesma quantidade de oxigênio consumido. Como a eficiência de gaseificação para gás frio também se eleva à medida em que o ar de gaseificação é enriquecido com O_2 , o consumo de madeira é menor para a mesma liberação de energia.

Tabela 4.4 - Comparação das TAC obtidas no enriquecimento do ar de gaseificação com as obtidas no enriquecimento do ar de combustão.

Base de cálculo para a comparação:

- madeira com umidade média de 20,4%
- mesma liberação de energia na chama
- mesmo consumo de oxigênio puro
- utilização do gás seco a 25°C

gaseificação com ar + O ₂		Consumo de O ₂ puro (Kg/Gcal)	combustão com ar + O ₂	
% O ₂ no ar de gaseificação	TAC (°C)		% O ₂ no ar de combustão	TAC (°C)
21,0	1643	-	21,0	1643
33,9	1871	55	25,1	1751
46,4	1972	89	28,7	1846
62,8	2076	97	29,6	1868
77,2	2092	103	30,4	1884
100,0	2144	102	30,3	1882

Deve-se lembrar que o estudo experimental de gaseificação com ar enriquecido foi feito utilizando madeira com cerca de 20% de umidade. Como já foi visto na revisão dos trabalhos de gaseificação com ar, a umidade da madeira tem um efeito pronunciado na qualidade do gás produzido. É de se esperar portanto um efeito semelhante na gaseificação com ar enriquecido. Com os dados de gaseificação com ar e gaseificação com oxigênio a diversas umidades e os dados de gaseificação, com ar + O_2 a umidade constante é possível estimar composições e propriedades de gás resultantes da gaseificação com ar enriquecido de madeira com umidades diferentes da estudada.

Comparando os resultados de gaseificação com ar enriquecido da Figura 4.15 com os dados publicados por Doner e Bailie (45) reproduzidos na Figura 2.7 e com os resultados de gaseificação com ar de Duarte (44), conclui-se que os dados de Doner e Bailie foram obtidos com madeira de umidade mais baixa que a utilizada no presente trabalho.

4.5. Gaseificação com oxigênio puro

4.5.1. Influência da umidade da madeira na qualidade do gás produzido

Para estudar o efeito da umidade da madeira na qualidade do gás produzido pela gaseificação com oxigênio puro foram realizados ensaios onde a umidade da madeira variou de 15,6% a 43,16%. As taxas de consumo de madeira variaram en-

tre 6,6 e 13,2 Kg/h. Foi também realizado um ensaio com umidade de 21,2%, taxa de gaseificação de 18,0 Kg/h com alta vazão de oxigênio para verificar o efeito do aumento da taxa de gaseificação na qualidade do gás. A Tabela 4.5 mostra as taxas de consumo de madeira, a umidade da madeira, eficiência de gaseificação, composição e propriedades do gás nos seis ensaios realizados com oxigênio puro. Os valores da Tabela 4.5 foram tirados dos balanços de massa e energia do Anexo B.

4.5.2. Composição do gás

A composição do gás em função da umidade da madeira está representada nas Figuras 4.18 (base úmida) e 4.19 (base seca).

O efeito da umidade da madeira na faixa de 15 a 30% de umidade na gaseificação com oxigênio puro é semelhante ao verificado na gaseificação com ar (Figura 2.3): teores acentuadamente decrescentes de CO, e crescentes de H_2O , aproximadamente constantes de H_2 , CH_4 e C_2H_4 e crescente de CO_2 com o aumento da umidade da madeira.

Entre 30 e 40% de umidade no entanto, ao contrário do que se verifica na gaseificação com ar, o teor de CO_2 no gás passa a ser decrescente e o do CO mostra tendência de aumentar. O efeito da umidade elevada é muito mais pronunciado na composição do gás seco (Figura 4.19).

O teor de H_2 , base úmida, diminui de cerca de 28% para 25%, quando a umidade aumenta de 15% para 30%. Entre 30 e 45% de umidade a queda no teor de H_2 no gás é acentuada atingindo cerca de 12% a 45% de umidade.

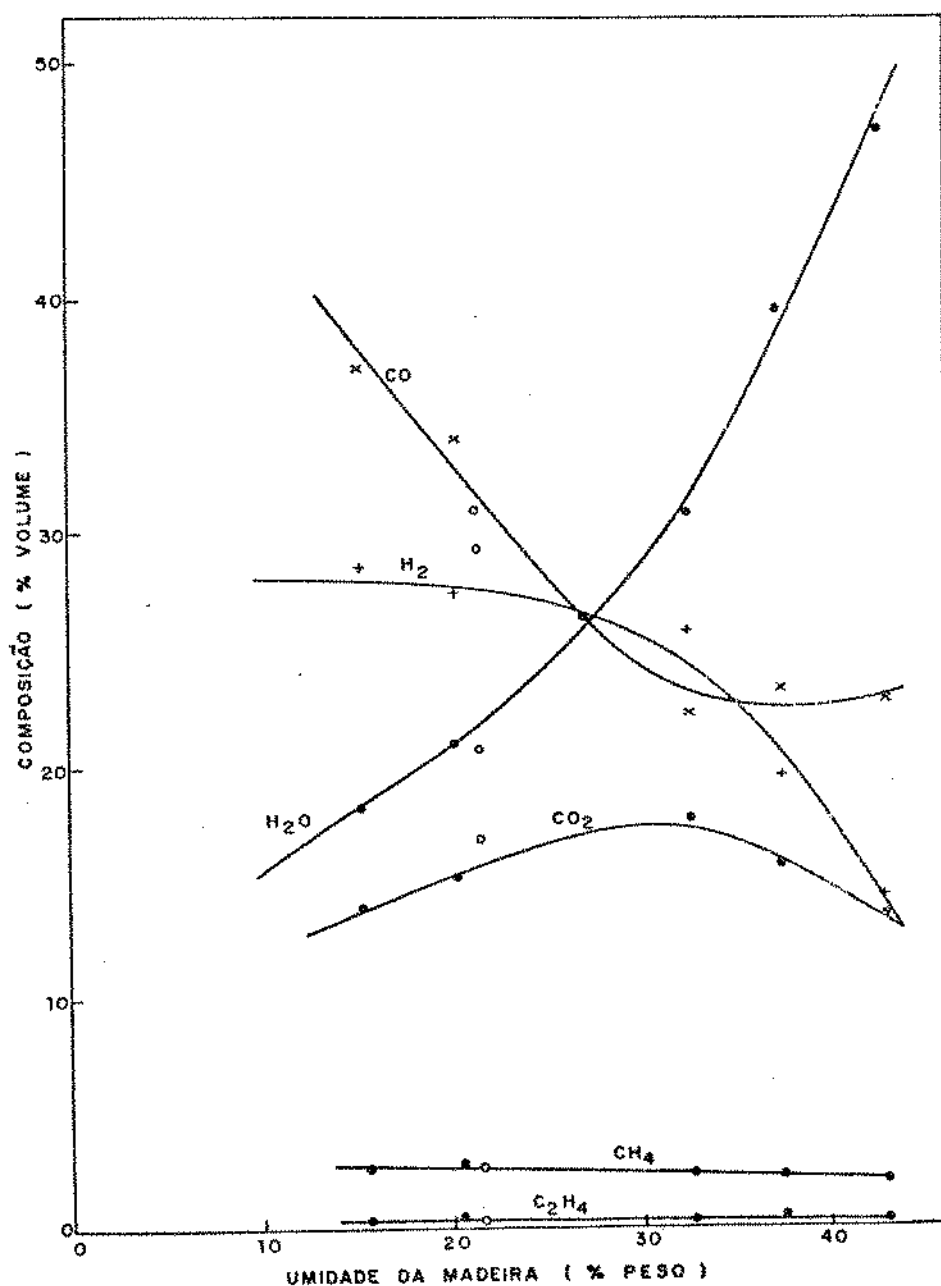


Figura 4.18 - Gaseificação com oxigênio - Composição do gás (base úmida) em função da umidade da madeira (o) Taxa de gaseificação de 18,0 Kg/h

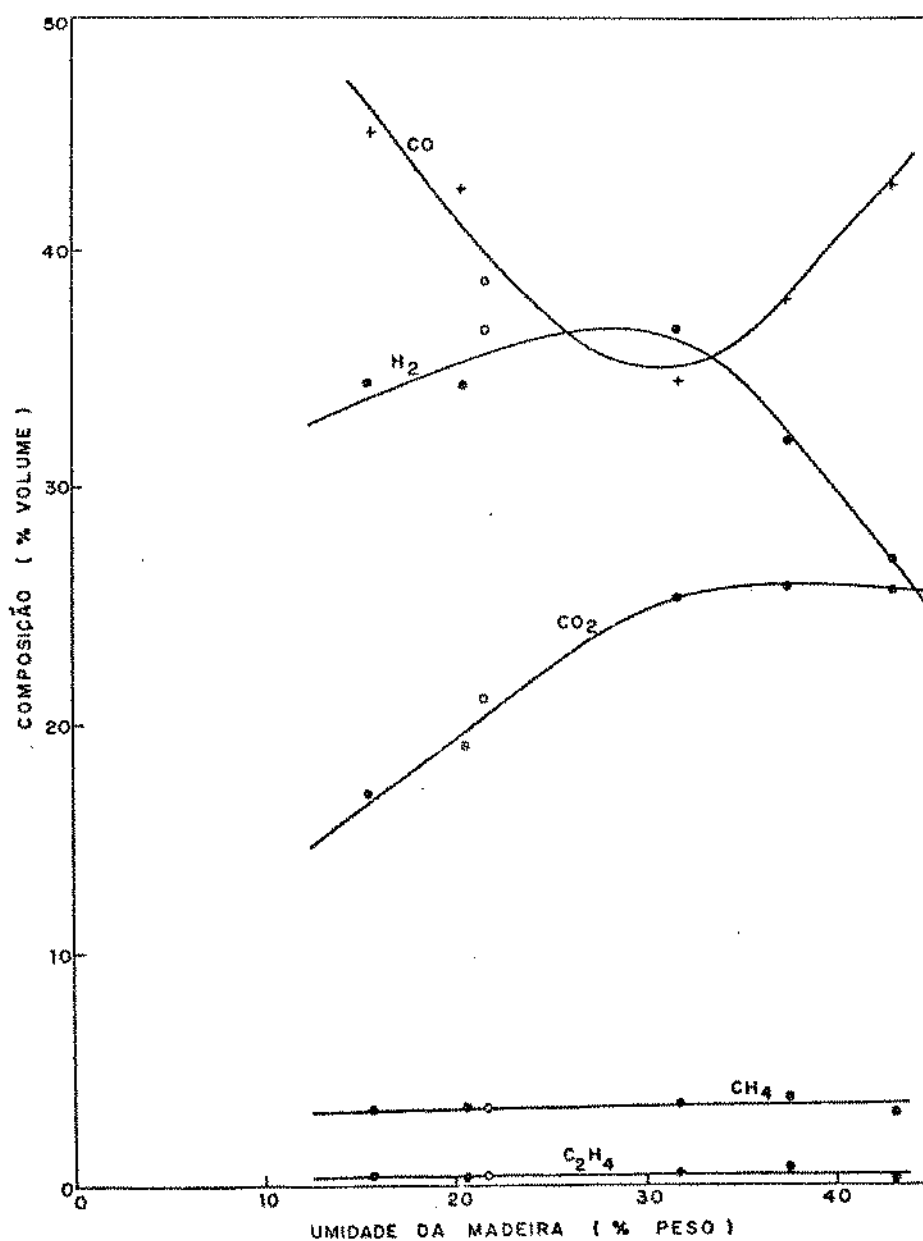


Figura 4.19 - Gaseificação com oxigênio - Composição do gás (base seca) em função da umidade da madeira (o) Taxa de gaseificação de 18,0 Kg/h

Tabela 4.5 - Gaseificação com oxigênio; influência da umidade da madeira na qualidade do gás

ensaio nº	taxa de consumo madeira (kg/h)	umidade da madeira (% peso)	Composição base seca/base úmida do gás (% vol)						gás seco a 25°C			gás úmido a 450°C		
			H ₂	CO	CH ₄	C ₂ H ₄	CO ₂	H ₂ O	PCI Kcal/Nm ³	TAC °C	eficiência %	PCI Kcal/Nm ³	TAC °C	eficiência %
19	6,62	15,63	34,49 28,22	45,09 36,90	3,11 2,54	0,34 0,28	16,97 13,89	- 18,19	2563	2170	77,9	2097	2140	83,6
12	7,29	20,50	34,29 27,16	42,73 33,85	3,38 2,68	0,46 0,36	19,14 15,16	- 20,78	2526	2144	77,2	2002	2094	82,9
14	8,40	31,84	36,57 25,42	34,52 23,99	3,15 2,20	0,44 0,31	25,30 17,58	- 30,50	2317	2058	75,5	1610	1924	82,9
15	8,53	37,57	32,00 19,39	38,03 23,04	3,56 2,16	0,51 0,31	25,90 15,69	- 39,42	2348	2060	72,7	1423	1831	80,8
4	13,23	43,16	27,09 14,35	42,87 22,71	3,70 1,96	0,67 0,35	25,67 13,60	- 47,03	2403	2078	70,9	1273	1754	79,7
22	18,02	21,17	36,71 29,14	38,65 30,68	3,20 2,54	0,39 0,31	21,05 16,71	- 20,62	2441	2113	77,6	1938	2068	83,8

A porcentagem de água no gás aumenta de cerca de 18% em volume a 15% de umidade para 50% a 45% de umidade da madeira.

Os teores de CO e CO₂ apresentam um comportamento es- perado até cerca de 30% de umidade da madeira; a porcenta-agem de CO no gás caindo de 38% a 24% e a do CO₂ aumentando de 14% a 17%. A partir de 30% de umidade da madeira o teor de CO surpreendentemente mostra tendência a aumentar e o teor de CO₂ diminui de 17% para cerca de 12% com 45% de umidade.

4.5.3. Propriedades do gás e eficiência de gaseificação

A Figura 4.20 representa a variação dos PCI e TAC do gás seco e úmido em função da umidade da madeira. Devido ao alto teor de umidade no gás as propriedades do gás quente e úmido são consideravelmente inferiores às do gás seco. O poder calorí- fico inferior do gás seco varia entre 2300 e 2600 Kcal/Nm³ na faixa de umidades estudada. Para o gás úmido, devido ao alto teor de água no gás, o PCI varia de 2100 a 1300 Kcal/Nm³.

A temperatura adiabática de chama para o gás seco va- ria entre 2150 a 2050⁰C, quando a umidade da madeira varia entre 15 e 45%. Devido à elevação do teor de CO no gás seco a partir de 30% de umidade, tanto o PCI como a TAC voltam a crescer a partir dessa umidade. Ao contrário do que ocorre na gaseificação com ar, a TAC do gás seco é inferior à do gás quente (450⁰C) e úmido em toda faixa de umidades da madeira, sendo que a diferença se torna acentuada a partir dos 30% de umidade.

A eficiência de gaseificação conforme definida na

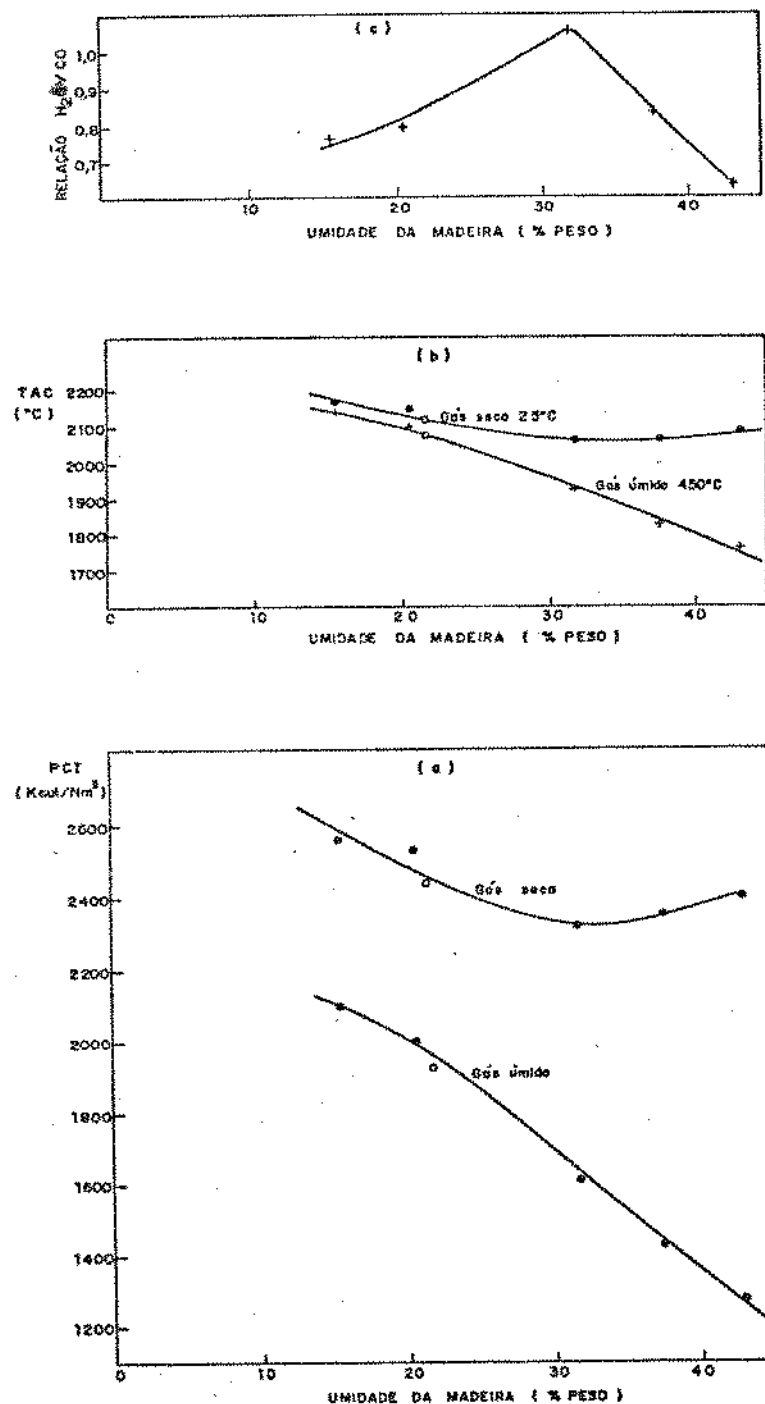


Figura 4.20 - Gaseificação com oxigênio - Propriedades do gás em função da umidade da madeira.

- a) Poder calorífico inferior
- b) Temperatura adiabática de chama
- c) Relação H_2/CO
- (o) Taxa de gaseificação de 18,0 Kg/h

seção 4.3.3, varia entre 78% e 71% para o gás frio e entre 82% e 80% para o gás quente a 450°C nas faixas de umidades de madeira estudada. A Figura 4.21 mostra a variação da Eficiência de gaseificação com a umidade da madeira.

O alto teor de vapor de água no gás produzido na gaseificação com oxigênio e seu efeito no PCI do gás torna mandatória a utilização do gás frio e seco (água condensada) nas aplicações térmicas, ao contrário do que ocorre na gaseificação com ar. Na gaseificação com ar, apesar do PCI ser menor para o gás úmido, o alto rendimento térmico e a TAC mais elevada recomendam a utilização do gás quente nas aplicações onde isso seja possível. Uma outra característica que diferencia a gaseificação com oxigênio, da gaseificação com ar, é que as propriedades do gás seco são menos sensíveis à elevação da umidade da madeira quando se utiliza O_2 , podendo-se assim gaseificar com O_2 madeira mais úmida do que a que seria possível com ar.

Nos ensaios de gaseificação com oxigênio a relação H_2/CO no gás aumentou de 0,76 a 15,6% de umidade da madeira para 1,06 a 31,8% de umidade caindo a seguir para 0,63 quando a umidade da madeira atingiu 43,1%. A Figura 4.20c mostra a variação da relação H_2/CO com a umidade da madeira.

De 15% a 32% de umidade da madeira os valores da relação H_2/CO são semelhantes aos apresentados por Reed, Graboski e Markson do SERI (17), porém, ao contrário do que ocorreu em nossos ensaios de umidade superior a 35%, a relação H_2/CO nos ensaios realizados no gaseificador SERI conti

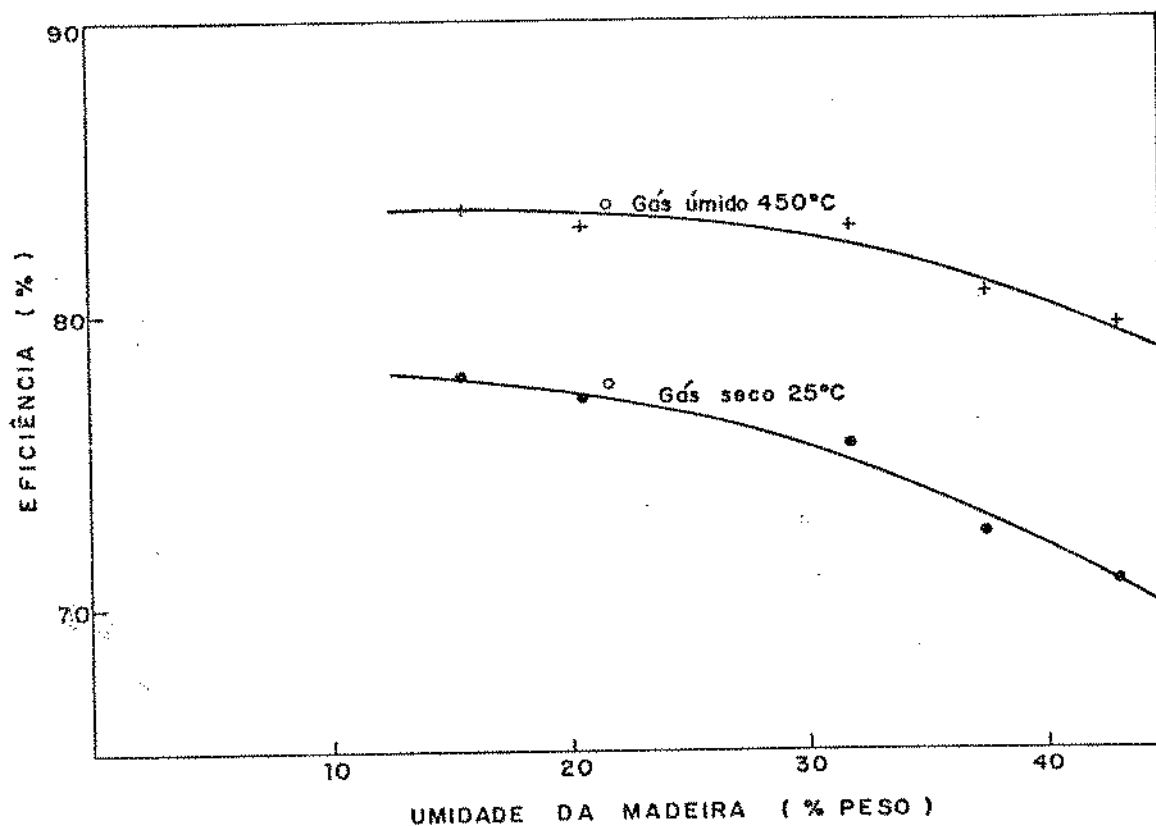


Figura 4.21 - Gaseificação com oxigênio - Eficiência de gaseificação em função da umidade da madeira
(o) Taxa de gaseificação de 18,0 Kg/h

nua crescente até 38% (último ponto mostrado).

Nos ensaios de gaseificação com O_2 notou-se uma quantidade maior de alcatrões retida nos borbulhadores de gás que ensaios com ar. Uma possível explicação para esse fato é que para taxas de gaseificação de madeira semelhantes, na gaseificação com O_2 a vazão do agente oxidante é cerca de cinco vezes menor, prejudicando a mistura com os produtos de pirólise. A vazão de gases pela garganta e pela zona de redução também é inferior, sendo essa vazão cerca da metade da vazão de gás obtidas com ar para a mesma taxa de gaseificação.

4.5.4. Influência da vazão de O_2

Como se verifica dos gráficos nas Figuras 4.18 a 4.21, o aumento da vazão de oxigênio de um fator de 2,5 do ensaio com 20,5% de umidade para o ensaios número 22 com alta vazão de oxigênio (umidade 21,2%) pouco afetou a composição e propriedades do gás, estando as pequenas diferenças ainda dentro do erro experimental médio. Esse fato reforça a conclusão obtida na gaseificação com ar de que a composição do gás produzido no gaseificador co-corrente não é significativamente afetada por variações na taxa de gaseificação de um fator de até 3:1.

4.6. Gaseificação com oxigênio e vapor: produção de gás de síntese de metanol

4.6.1. Discussão dos resultados

Foram realizados dois ensaios de gaseificação com

oxigênio e vapor com o objetivo de obter um gás com relação H_2/CO próximo a 2,0 conforme é desejável no gás de síntese de metanol. No ensaio preliminar, de número 21, a umidade da madeira foi de 18,0%. No ensaio nº 27 a umidade da madeira foi de 21,3%. Nesses dois ensaios a vazão de vapor foi fixada e a vazão de oxigênio foi sendo ajustada durante o ensaio de acordo com o resultado das análises de gás até que a relação H_2/CO estivesse próxima a 2,0. Os balanços de massa e energia foram realizados com os dados experimentais obtidos após o início da produção de gás da composição desejada (ver Figuras 4.6, 4.9 e 4.14).

A Tabela 4.6 mostra os valores da relação das vazões O_2 /vapor utilizadas, umidade da madeira, composição do gás e eficiência energética (η_{25}) obtidas dos balanços de massa e energia dos ensaios 21 e 27 (Anexo B).

Como se verificou durante os ensaios, a relação vapor/ O_2 utilizada tem grande influência na composição do gás e a resposta na composição do gás é praticamente instantânea para alterações nas vazões relativas de oxigênio e vapor. Verificou-se também que a relação O_2 /vapor ideal para produção de gás de síntese depende da umidade da madeira. Uma vez fixadas as vazões de oxigênio e vapor na proporção ideal para o ensaios, a composição do gás variou muito pouco.

Como se verifica comparando os dados das Tabelas 4.6 e 2.1, os resultados obtidos são semelhantes aos publicados para o gaseificador Distibois-Delacotte (1). Nos ensaios com oxigênio e vapor obteve-se a mesma relação de 2:1 para os teores de H_2 e CO no gás. No gaseificador Distibois-

Tabela 4.6 - Gaseificação com oxigênio e vapor: produção de gás de síntese

ensaio nº	consumo de O_2 (Kg/Kg de madeira)	consumo de vapor (Kg/Kg de madeira)	umidade da madeira (% peso)	composição base seca/base úmida (vol %)						eficiência de gaseificação n_{25} (%)
				H_2	CO	CO_2	CH_4	C_2H_4	H_2O	
21	0,36	0,78	18,00	40,29	20,43	35,08	3,55	0,63	-	68,3
				20,55	10,42	17,85	1,81	0,32	49,00	
27	0,40	0,97	21,32	40,80	20,62	35,29	2,90	0,39	-	67,2
				17,88	9,04	15,47	1,27	0,17	56,17	

-Delacotte no entanto, os teores de H_2 e CO são em 2 e 4% superiores aos obtidos nos ensaios 21 e 27 e o teor de CO_2 é inferior em cerca de 5% (base seca).

A principal diferença no gás produzido pelos dois gaseificadores está na presença de cerca de 4% de $CH_4 + C_2H_4$ no gás do gaseificador estudado contra apenas 0,2% de CH_4 no gás do gaseificador Distibois-Delacotte. O baixo teor de CH_4 no gaseificador Distibois-Delacotte se deve provavelmente à oxidação praticamente completa do metano e dos produtos de pirólise na grande câmara de oxidação externa. A função dessa câmara é justamente garantir as condições para queima dos produtos de pirólise removidos do topo do gaseificador antes da reintrodução na seção co-corrente do gaseificador.

No gaseificador co-corrente a destruição dos alcatrões depende da geometria da zona de oxidação e da correta distribuição do agente de gaseificação na zona de oxidação para que seja garantida uma boa mistura com os produtos de pirólise e para evitar o aparecimento de zonas frias na seção do reator. Em um reator pequeno é relativamente simples garantir a destruição dos alcatrões, porém, à medida que aumenta o diâmetro do reator a destruição dos alcatrões depende de um projeto cuidadoso da zona de oxidação. A velocidade de oxidação do metano é, no entanto menor que a dos alcatrões e como foi comprovado experimentalmente por Groeneveld (37), o tempo de residência do metano (formado na pirólise) na zona de oxidação é insuficiente para a sua oxidação. Por esse motivo o gaseificador co-corrente produz um gás com 2 a 4% de metano. Para produção de gás de síntese, o metano e o etileno presentes

no gás bruto devem ser convertidos em CO e H₂ em um reator de reforma após o gaseificador.

Os valores experimentais de consumo de oxigênio por unidade de massa de madeira estão na faixa de 0,36 a 0,40 Kg O₂/Kg madeira, e os valores de consumo de vapor na faixa 0,78 a 0,97 Kg vapor/Kg madeira.

4.6.2. Parâmetros de avaliação do gaseificador para produção de gás de síntese de metanol

Em seu estudo sobre a gaseificação de madeira para produção de metanol, Yang (5) define alguns parâmetros de importância na avaliação de gaseificadores para produção de gás de síntese. O critério decisivo é certamente o custo do produto final. Os seguintes critérios relativos a eficiências de conversão de massa e energia podem no entanto, auxiliar na avaliação de um gaseificador.:

- Eficiência de conversão de carbono
- Rendimento em metanol
- Consumo de oxigênio

a) Eficiência de conversão do carbono (ECC) Para produção de metanol, a ECC, é definido como:

$$ECC = \frac{\text{moles equivalentes de CO + H}_2}{\text{moles de carbono na madeira}} \times 100\%$$

onde moles equivalentes de CO + H₂ significa a quantidade desses gases na proporção estequiométrica para a produção de metanol, uma vez que o excesso de carbono é removido

(normalmente na forma de dióxido de carbono).

b) Rendimento em metanol

Uma maneira alternativa de medir a eficiência de conversão de carbono é pelo rendimento em metanol:

$$\text{rendimento em metanol: } \frac{\text{Kg madeira}}{\text{Kg metanol}}$$

c) Consumo de oxigênio

O consumo de oxigênio por unidade de metanol produzido é de grande importância porque o oxigênio é um dos principais componentes dos custos de capital e de operação de uma planta de metanol de madeira. Além disso, o consumo de oxigênio é uma medida indireta da eficiência do gaseificador, uma vez que um alto consumo de oxigênio implica em perda de carbono na forma de dióxido de carbono.

Os valores dos parâmetros acima definidos foram calculados com os dados dos ensaios nºs 21 e 27 com O_2 e vapor nº 12 com oxigênio e estão apresentados na Tabela 4.7 sem considerar a reforma do metano presente no gás. Para comparar os valores dos parâmetros da Tabela 4.7 com valores calculados para outros gaseificadores deve-se levar em conta eventuais diferenças na umidade da madeira utilizada e principalmente o fato de que o gaseificador estudado produz um gás praticamente pronto para a utilização para gás de síntese e também que o gaseificador sendo autotérmico, utiliza a madeira tanto como matéria prima, como também como combustível.

Nos três ensaios considerados a umidade da madeira

Tabela 4.7 - Parâmetros de avaliação do gaseificador co-corrente para produção de gás de síntese de metanol
Umidade da madeira: $19,5 \pm 1,5\%$

ensaio nº (agente de gaseificação)	eficiência de conversão de carbono (mol %)	rendimento em metanol Kg madeira seca/Kg metanol	consumo de oxigênio Kg O ₂ /Kg metanol
21 (O ₂ + vapor)	31,4	2,38	1,06
27 (O ₂ + vapor)	32,0	2,33	1,20
12 (O ₂)	36,0	2,08	0,71

foi de $19,5 \pm 1,5\%$. Para o ensaio com oxigênio puro considera-se que a relação H_2/CO foi ajustada para 2,0 em um reator de "shift".

A gaseificação com oxigênio e vapor produz um gás com relação H_2/CO igual a dois, dispensando portanto um reator de shift. As eficiências energéticas, rendimento em metanol e consumo de oxigênio são no entanto, mais favoráveis na gaseificação com oxigênio puro.

4.7. Discussão Final

O gaseificador de leito móvel co-corrente, de desempenho conhecido na gaseificação de madeira com ar, foi ensaiado com misturas de ar e oxigênio, oxigênio puro e oxigênio e vapor. Foram realizadas medidas experimentais de composições de gás e temperaturas, e foram efetuados cálculos de balanços de massa e energia.

Para complementar o estudo experimental, foi realizada uma análise termodinâmica do processo de gaseificação procurando-se reproduzir as condições dos ensaios experimentais.

No capítulo 5, é descrita a modelagem termodinâmica do processo de gaseificação, sendo estudados teoricamente os efeitos do teor de O_2 do agente de gaseificação e de umidade da madeira sobre as temperaturas e composições de gás de equilíbrio. Os resultados previstos pelo modelo de equilíbrio termodinâmico são também comparados aos resultados experimentais para identificar eventuais limitações cinéticas nos ensaios experimentais.

CAPÍTULO 5

Análise Termodinâmica do Processo de Gaseificação

CAPÍTULO 5 - Análise Termodinâmica de Processo de Gaseificação

5.1. Introdução

5.2. Cálculo do equilíbrio

5.3. Resultados do modelo termodinâmico

5.3.1. Gaseificação com ar enriquecido com oxigênio

5.3.2. Gaseificação com oxigênio

5.3.3. Gaseificação com oxigênio e vapor

5.4. Conclusões

5.1. Introdução

Um modelo termodinâmico é de grande valia no estudo do gaseificador co-corrente pois nesse tipo de gaseificador o gás produzido nas zonas de pirólise e oxidação atravessa um leito de carvão entre 700 e 1000°C com um tempo de residência suficiente para as reações se aproximarem do equilíbrio. Dessa forma, sem incorrer nas dificuldades inerentes à formulação de um modelo cinético detalhado, é possível prever o efeito de variações da temperatura, pressão e composição dos reagentes e estimar a temperatura e composição de equilíbrio do gás produzido.

Nesse capítulo é apresentado um método de cálculo de composição e temperatura de equilíbrio para reações de gaseificação que permite estudar os efeitos da variação da composição do agente de gaseificação e da umidade da madeira.

O programa de computador que realiza os cálculos foi executado para simular as condições de gaseificação de madeira com ar, ar + oxigênio, oxigênio e oxigênio + vapor e os resultados são comparados com os resultados experimentais do capítulo 4.

5.2. Cálculo do Equilíbrio

Os modelos termodinâmicos do processo de gaseificação partem da suposição de que uma ou mais reações entre o carbono, H_2 , CO , CO_2 , CH_4 e H_2O atinjam o equilíbrio químico.

Existem basicamente duas maneiras de equacionar o problema do cálculo do equilíbrio envolvendo reações homogê-

neas ou heterogêneas: o método da constante de equilíbrio e o método da minimização da energia livre de Gibbs do sistema.

Os primeiros modelos termodinâmicos de reações de gaseificação utilizavam o método das constantes de equilíbrio. Por esse método são inicialmente determinadas as constantes de equilíbrio do conjunto de reações independentes escolhido. Essas relações são combinadas com os balanços de elementos e com a equação do gás ideal e é escolhida a temperatura de equilíbrio. O sistema de equações resultantes é não linear e para poder ser resolvido normalmente são feitas algumas simplificações. No modelo desenvolvido por Schläpfer (24) e retomado por Hos (39) considera-se apenas o equilíbrio homogêneo entre o CO , H_2O , CO_2 e H_2 e um balanço de entalpia. Nesse modelo o teor de CH_4 no gás é fixo. No modelo de Gumz (66), também utilizado por Cousins (67), considera-se o equilíbrio heterogêneo entre o carbono e os gases CO , CO_2 , H_2 , H_2O e CH_4 . No trabalho de Cousins (67) os resultados são apresentados em função da temperatura de equilíbrio.

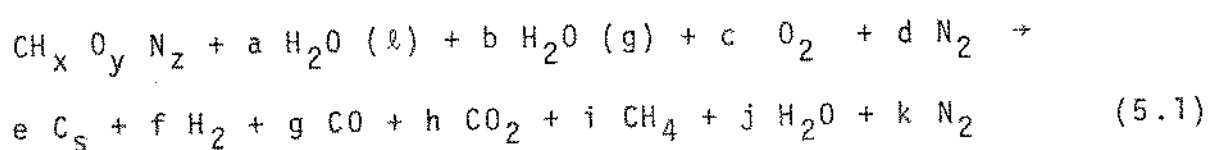
O inconveniente de ambos os modelos está no fato da temperatura de equilíbrio ser pré-fixada, quando na realidade a temperatura não é uma variável independente.

Um modelo mais geral que os anteriores utilizando o conceito das constantes de equilíbrio e técnicas de otimização foi desenvolvido por Cruise (68) e empregado por Desroisers (69) para estudar o equilíbrio das reações de gaseificação e combustão da madeira com ar, O_2 e vapor desde o limite de pirólise pura até o de combustão total. Os resultados são apresentados na forma de gráficos de temperatura e com

posição do gás em função da razão ER (peso de oxidante/peso de oxidante para combustão estequiométrica).

A Figura 5.1 reproduz os gráficos de composição do gás, quantidade de carbono sólido residual e temperatura de equilíbrio em função da razão ER para o caso de gaseificação de madeira seca com O_2 à pressão de 1 atmosfera. Em gaseificadores de leito fixo o parâmetro ER não é ajustável, uma vez que as reações se estabilizam em torno do ponto de consumo total de carbono (na Figura 5.1 onde $ER = 0,22$). Nesse ponto o equilíbrio químico ocorre na presença de carbono, porém não há produção, nem consumo líquido de carbono do leito. Em seu estudo, Desroisiers (69) verificou que nas condições de gaseificação apenas seis compostos existem em condições de equilíbrio em quantidades significativas: o carbono sólido (C_s) e os gases H_2 , H_2O , CO , CO_2 e CH_4 . O N_2 proveniente do ar ou da madeira também está presente na mistura, porém sendo inerte não participa das reações. Dos hidrocarbonetos apenas o CH_4 é termodinamicamente estável nas condições de gaseificação.

A reação de gaseificação de equilíbrio pode pois ser representada pela seguinte reação química global:



Nessa equação são variáveis conhecidas as referentes à composição da madeira x, y, z a umidade da madeira, a ; a composição do agente de gaseificação representado pelas relações b/c e d/c ; e finalmente o teor de carbono sólido não consumido C_s . Para gaseificação em leito fixo em regime perma-

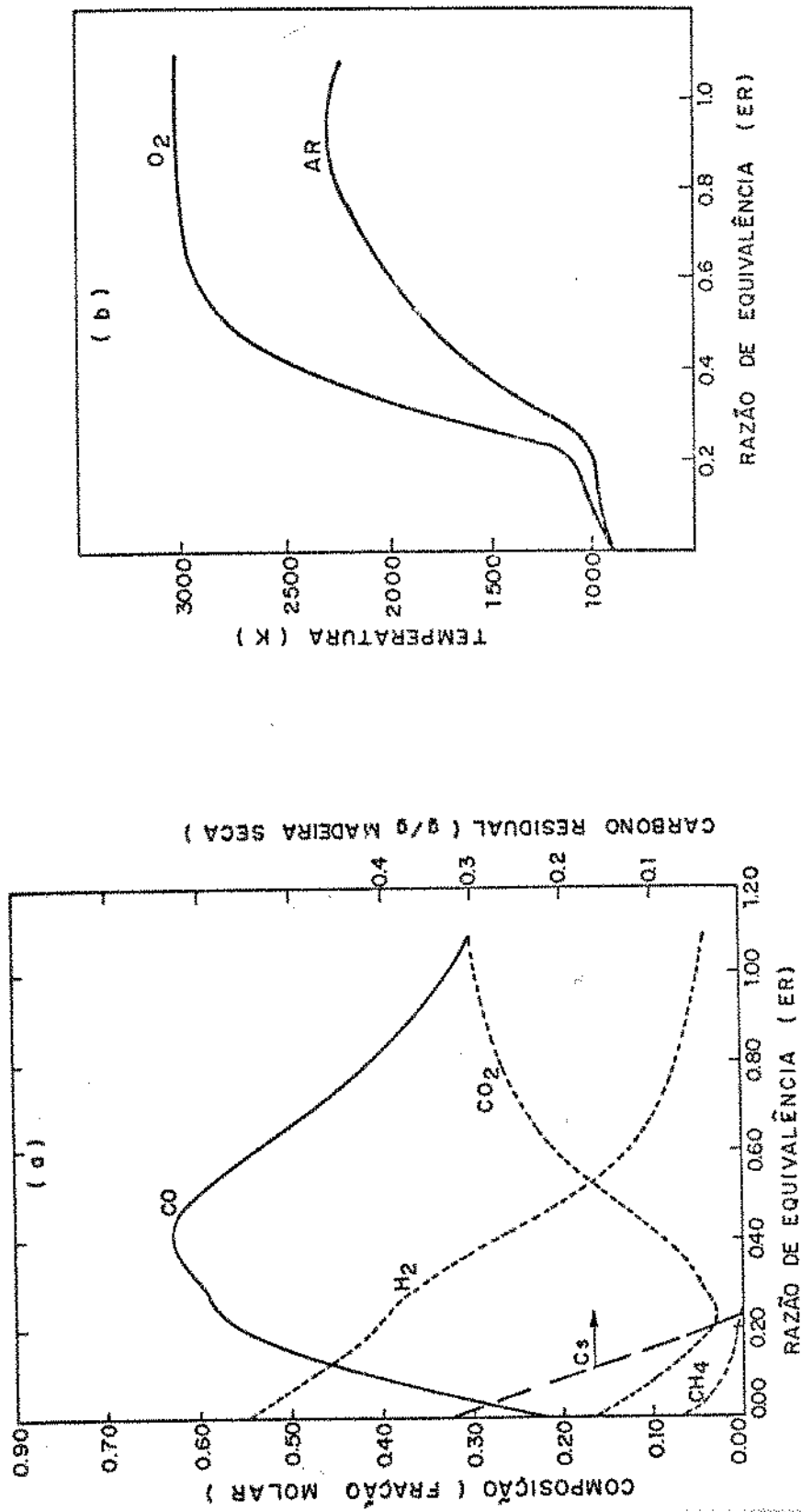


Figura 5.1 - Composição e temperatura de equilíbrio

- a) Gaseificação de madeira seca com O₂: composição base seca e carbono residual em função da quantidade de O₂
- b) Gaseificação com ar e O₂: temperatura de equilíbrio em função da quantidade de O₂

ER = peso de O₂/peso de O₂ para combustão total estequiométrica

nente, $e = 0$.

São variáveis a serem determinadas pelo modelo, a quantidade de oxigênio c , a temperatura de equilíbrio T , a composição e quantidade de gás produzido (f, g, h, i, j, k).

A reação para o balanço de energia é:

$$\Delta H_r + \Delta H_{25} + \Delta H_p + \Delta H_{\text{perdas}} = 0 \quad (5.2)$$

onde:

ΔH_r refere-se à variação de entalpia dos reagentes de sua temperatura inicial até 25°C

ΔH_{25} é a variação da entalpia de reação a 25°C

ΔH_p é a variação da entalpia dos produtos de T a 25°C

ΔH_{perdas} de energia do sistema.

O método das constantes de equilíbrio para cálculo de composições de equilíbrio resulta em um sistema de equações não-lineares cuja resolução pode ser trabalhosa. Um método alternativo para cálculo de composições de equilíbrio e que tem a vantagem de ser facilmente codificado na forma de um programa de computador geral, independente de esquemas estequiométricos, é o método da minimização da energia livre de Gibbs do sistema reacional. Esse método é baseado no fato de que a energia livre de Gibbs de um sistema reacional tem seu valor mínimo no equilíbrio (65).

A energia livre de Gibbs do sistema reacional, considerando comportamento ideal dos gases e dada por:

$$\frac{G}{RT} = n_c \frac{G_c^0}{RT} + \sum_{i=1}^m n_i \left(\frac{G_i^0}{RT} + \ln P \right) \quad (5.3)$$

onde: G é a energia livre de Gibbs
 G^0 é a energia livre de Gibbs no estado padrão
 R é a constante dos gases
 T é a temperatura absoluta
 n_i é o número de moles do componente gasoso i
 m é o número de componentes gasosos
 P é a pressão

e o subscrito c indica carbono sólido. Para o sistema homogêneo $n_c = 0$.

Seja A_j a quantidade total de átomos do elemento j no sistema. Se a_{ji} é o número de átomos de elemento j na molécula do componente i e m o número total de elementos presentes, um balanço de átomos por elementos resulta em:

$$\sum_{i=1}^m a_{ji} n_i = A_j \quad \text{para } 1 \leq j \leq M \quad (5.4)$$

O problema consiste em encontrar um conjunto de n_i que minimiza G para uma dada condição de T e P e ao mesmo tempo satisfaz as restrições de conservação de átomos. Para tanto define-se uma nova função F :

$$F = \frac{G}{RT} + \sum_{j=1}^M \lambda_j \left(\sum_{i=1}^m n_i a_{ji} - A_j \right) \quad (5.5)$$

onde os λ_j são conhecidos como multiplicadores de Lagrange. Note-se que se as equações de conservação de átomos são satisfeitas, $F = G/RT$ e a minimização de G/RT corresponde à minimização de F . O mínimo de F ocorre quando as derivadas parciais de F em relação a n_i são iguais a zero:

$$\left(\frac{\partial F}{\partial n_i}\right)_{T,P,n_k} = \frac{G_i^0}{RT} + \frac{\ln n_i P}{\sum_i n_i} + \sum_{j=1}^M \lambda_j a_{ji} = 0 \quad (5.6)$$

obtêm-se assim m equações:

$$\frac{G_i^0}{RT} + \frac{\ln n_i P}{\sum_i n_i} + \sum_{j=1}^M \lambda_j a_{ji} = 0 \quad i = 1, 2, \dots, m \quad (5.7)$$

que junto com as M equações (5.4) de balanço de átomos resulta em m + M equações, suficientes para determinar as M incógnitas λ_j e as m incógnitas n_i .

O sistema de equações é resolvido numericamente pelo método iterativo conhecido como método da máxima declividade ou método do gradiente (70).

O método acima descrito permite o cálculo da composição de equilíbrio de um sistema uma vez fixados as quantidades de reagentes e a temperatura de reação. A quantidade de agente de gaseificação necessária para gaseificar completamente uma determinada quantidade de madeira é calculada iterativamente por um método de convergência que resulta no consumo total do carbono da madeira ($n_c = 0$). A temperatura de equilíbrio também é determinada por processo iterativo por meio da equação de balanço de energia (5.2).

São fornecidas ao programa as relações de conservação de átomos entre produtos e reagentes, a composição e temperatura dos reagentes e as propriedades termodinâmicas para o cálculo da energia livre de Gibbs e dos balanços de energia das substâncias envolvidas.

O programa de computador desenvolvido para o cálculo

da composição de equilíbrio, temperatura de equilíbrio, quantidade de agente de gaseificação, PCI do gás e o balanço de energia do processo está listado no Anexo D.

O programa foi executado inicialmente para a simulação de gaseificação de madeira com ar. Duarte (44) utilizou esses resultados na análise dos efeitos da umidade da madeira, do pré-aquecimento do ar e da perda de calor na gaseificação com ar. De modo geral, as curvas de composição do gás em função da umidade da madeira elaborados com os resultados do modelo termodinâmico apresentaram forma e inclinações semelhantes às curvas experimentais (com exceção do teor de metano) donde se concluiu que no gaseificador co-corrente o processo se aproxima do equilíbrio e o modelo termodinâmico pode ser usado com sucesso para previsão do efeito de variações nas variáveis termodinâmicas sobre a composição do gás

5.3. Resultados do modelo termodinâmico

O programa de cálculo da composição de equilíbrio na gaseificação da madeira foi executado para pressão de reação de 1 atm e diversas combinações de condições de umidade de madeira, teor de O_2 no agente de gaseificação, adição de vapor ao O_2 e perda de calor. Os resultados da execução do programa são apresentados no Anexo E. A seguir é apresentada a discussão desses resultados.

5.3.1. Gaseificação com ar enriquecido com oxigênio

As Figuras 5.2a, b e c mostram o efeito da elevação do teor de O_2 da mistura ar + oxigênio sobre a composição de

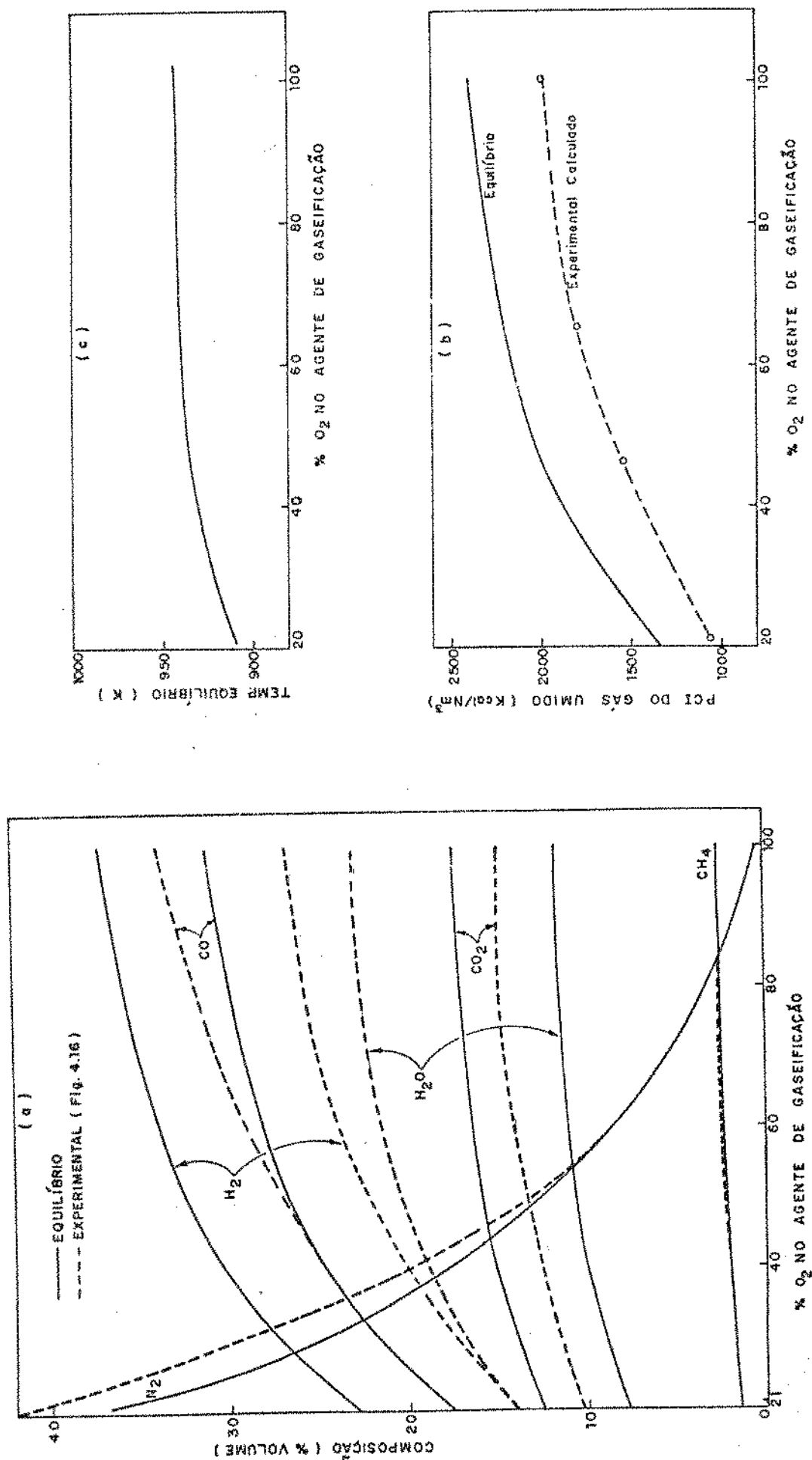


Figura 5.2 - Gaseificação com ar + O₂

a) Composição de equilíbrio comparada à composição experimental

b) PCI do gás de equilíbrio e experimental

c) Temperatura de equilíbrio

equilíbrio do gás, temperatura adiabática de equilíbrio e PCI do gás úmido para madeira com 20% de umidade. As mesmas Figuras mostram também as composições e PCI experimentais (Figura 4.16) sobrepostas às curvas teóricas para facilitar a comparação. Nos ensaios experimentais a umidade da madeira foi de $20,7 \pm 1\%$.

Verifica-se a grande semelhança das curvas de composição previstas pelo programa de equilíbrio químico com as curvas experimentais. Como foi observado na gaseificação com ar, as curvas experimentais e teóricas revelam as mesmas tendências.

A curva do CH_4 teórica é praticamente sobreposta à experimental. A curva do CO teórica coincide com a experimental até cerca de 50% de O_2 no agente de gaseificação e termina 3% menor (valor absoluto) a 100% de O_2 . As curvas do N_2 apresentam uma diferença de cerca de 4% para baixos enriquecimentos do ar, porém, essa diferença desaparece para teores de O_2 na mistura superiores a 60%.

Os teores de CO_2 , H_2O e H_2 previstos pelo modelo termodinâmico mostram uma diferença aproximadamente constante relativos aos valores experimentais em toda a faixa de enriquecimento do ar. Os teores experimentais de CO_2 no gás são inferiores aos valores teóricos em cerca de 2%. O teor de vapor de água no gás determinado experimentalmente é superior ao previsto pelo modelo termodinâmico em 6% para gaseificação com ar e em 10% para gaseificação com O_2 puro. O teor de H_2 no gás previsto pelo modelo é superior ao experimental em cerca de 10%. Devido as diferenças entre os teores experimen-

tais e teóricos de H_2 e H_2O no gás, o PCI do gás úmido previsto pelo modelo resultou superior em 20% ao calculado para a composição experimental em toda a faixa de enriquecimento estudada.

A temperatura adiabática de equilíbrio que para gaseificação com ar é de 911 K eleva-se para 944 K na gaseificação com O_2 puro e madeira com 20% de umidade.

5.3.2. Gaseificação com oxigênio

A gaseificação com oxigênio puro foi estudada na faixa de umidade da madeira de 5 a 45%, em condições de gaseificação adiabática e na faixa de 20 a 30% de umidade considerando 5% de perda de energia do sistema. A Figura 5.3 reúne os resultados mostrando a variação da composição, PCI do gás e temperatura de equilíbrio em função da umidade da madeira.

Como ocorre na gaseificação com ar, a umidade da madeira tem efeito acentuado no teor de CO em equilíbrio no gás. O modelo termodinâmico preve a redução do teor de CO no gás de 46% a 5% de umidade da madeira para 5% a 45% de umidade. Experimentalmente no entanto, como pode ser verificado na Figura 4.18, a redução do teor de CO acompanha a previsão do modelo só até cerca de 30% de umidade. Como foi verificado na análise dos resultados experimentais, a partir de 30% de umidade o teor de CO no gás tende a aumentar, e o teor de CO_2 passa a diminuir. O teor de CO_2 no gás previsto pelo modelo termodinâmico é continuamente crescente com a umidade da madeira.

As curvas dos teores de H_2 e H_2O previstas pelo mode

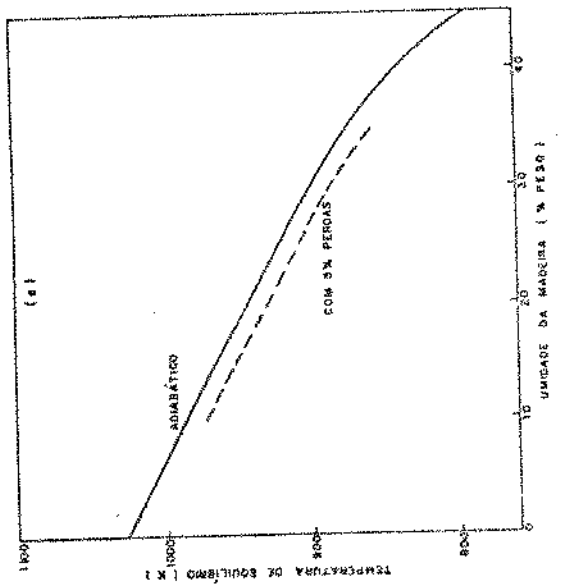
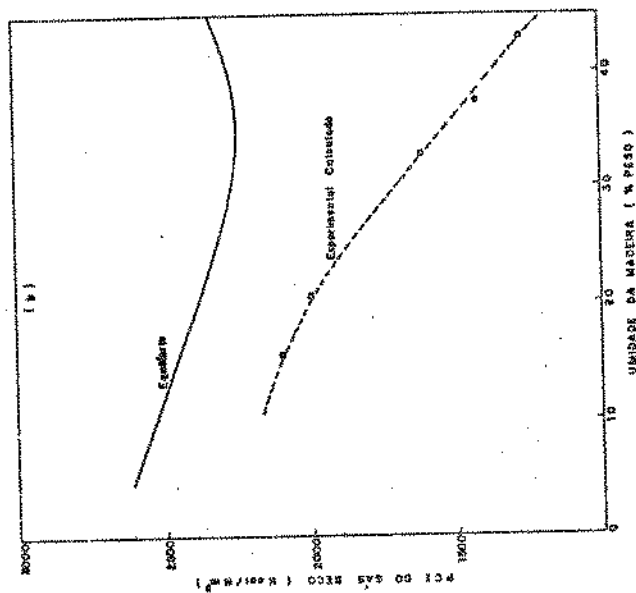
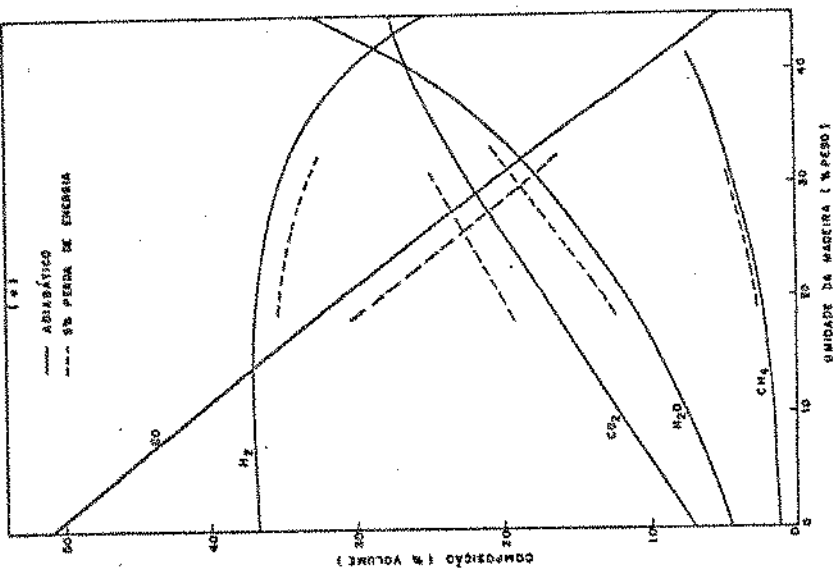


Figura 5.3 - Gaseificação com O_2

a) Composição de equilíbrio adiabático e com 5% de perdas em função da

umidade da madeira

b) PCI do gás de equilíbrio e PCI calculado com a composição experimental em função da umidade da madeira

c) Temperatura de equilíbrio adiabático e com 5% de perdas em função da umidade da madeira

lo são semelhantes às obtidas experimentalmente em toda a faixa de umidades, porém, tal como ocorreu nas curvas de gasificação com ar enriquecido, há uma diferença constante de cerca de 5% a mais para o H_2 e de 8 a 16% a menos para a água.

A variação do teor de CH_4 de equilíbrio, crescente de cerca de 1,5% para 10% de umidade para cerca de 7% a 45% de umidade não foi verificada experimentalmente. Tal como se verificou na gaseificação com ar o teor de CH_4 obtido experimentalmente é levemente decrescente com a elevação da umidade da madeira.

O efeito de perda de energia na composição de equilíbrio do gás também é mostrada na Figura 5.3. Os teores de H_2 e CO sofrem redução de cerca de 2%, o teor de CO_2 aumenta de cerca de 2,5% e o teor de H_2O de cerca de 1,5% na faixa de umidades de madeira de 20 a 30% quando são introduzidas perdas de 5% na energia do sistema.

A temperatura de equilíbrio sofre uma influência acentuada da umidade da madeira. Para gaseificação adiabática a temperatura de equilíbrio de 1007 K para 5% de umidade é reduzida para 794 K a 45% de umidade. Quando são consideradas perdas de energia de 5%, a temperatura é reduzida em cerca de 15 K.

O PCI do gás resultante da composição de equilíbrio é maior que o experimental, devido ao teor mais elevado de H_2 e CH_4 no gás e é crescente para umidade da madeira superior a 30% devido à elevação de 4% para 7% do teor de CH_4 no gás prevista entre 30 e 40% de umidade.

5.3.3. Gaseificação com oxigênio e vapor

Para se estudar a gaseificação de madeira com oxigênio na presença de água na forma de umidade ou como vapor, o programa de equilíbrio foi executado com madeira seca e com madeira de 20% de umidade e com quantidades de vapor saturadas tais que a quantidade total de água nos reagentes (umidade + vapor) foi variada de 20 a 45% em peso de umidade equivalente total da madeira.

A Tabela 5.1 compara as composições de equilíbrio obtidas na gaseificação de madeira seca com O_2 e vapor e de madeira com 20% de umidade com O_2 . Em ambos os casos a quantidade de água é de 0,25Kg/Kg madeira seca. Em relação ao uso de vapor, o efeito da água estar na forma líquida é o mesmo que o da introdução no sistema de uma perda de energia equivalente ao necessário para a vaporização da água. Comparando as duas colunas da Tabela 5.1, verifica-se que a introdução da água no sistema, na forma de vapor, eleva a temperatura de equilíbrio em $10^{\circ}C$, reduz o consumo de oxigênio em 10% e afeta a composição do gás em menos que 2% por componente.

Para simular a gaseificação de madeira com 20% de umidade com vapor, o programa de equilíbrio foi executado adicionando-se quantidades crescentes de vapor ao agente de gaseificação de forma que a quantidade total de água reagente variou de 20% (sem vapor) a 45% de umidade equivalente. A Figura 5.4 mostra a variação da composição do gás e temperatura adiabática em função da umidade total equivalente da madeira.

O modelo termodinâmico prevê que com madeira de 20% de umidade, a umidade total equivalente necessária para que a

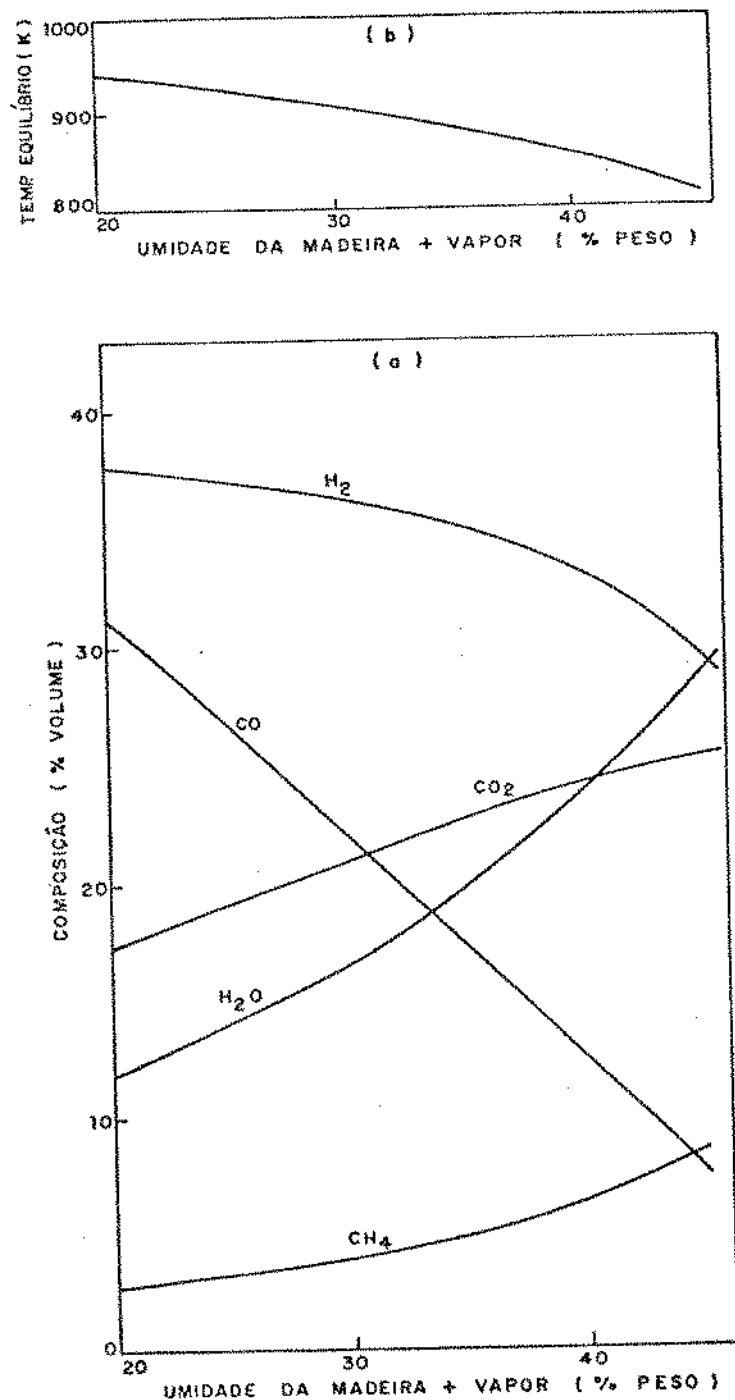


Figura 5.4 - Gaseificação de madeira com 20% de umidade com oxigênio e vapor

- a) Composição de equilíbrio em função da quantidade total de água reagente
- b) Temperatura de equilíbrio em função da quantidade total de água reagente

Tabela 5.1 - Gaseificação de madeira com oxigênio e vapor:
efeito do estado físico da água reagente

	madeira seca + vapor (0,25 Kg vapor/Kg madeira)	madeira com 20% umidade (0,25 Kg água/Kg madeira seca)
Temperatura de equilíbrio (K)	954	944
Quantidade de O_2 (Kg/Kg madeira seca)	0,318	0,354
Composição do gás		
H_2	38,28	37,07
CO	33,12	31,21
CO_2 (%)	15,38	17,28
H_2O	10,73	11,81
CH_4	2,43	2,59
N_2	0,04	0,04

relação H_2/CO seja igual a dois deve ser de aproximadamente 36%. Como nos ensaios de gaseificação a quantidade de H_2 obtida experimentalmente foi sempre menor que a teórica, para se obter experimentalmente a relação desejada de H_2/CO foi necessário usar uma quantidade de vapor tal que a umidade total equivalente situou-se entre 54 e 60%.

5.4. Conclusões

Comparando-se os resultados experimentais com os previstos pelo modelo termodinâmico verifica-se que:

- a. O teor experimental de metano no gás não aumenta com a elevação da umidade da madeira (e consequente redução da temperatura de equilíbrio) conforme prevê o modelo termodinâmico. Esse fato sugere que as reações de formação de metano encontram limitações cinéticas e que o metano presente no gás é provavelmente produto da decomposição incompleta dos produtos de pirólise na zona de oxidação.
- b. Os teores de CO no gás previstos pelo modelo termodinâmico são os que menores diferenças apresentam comparados aos valores experimentais. Com exceção do caso de gaseificação com oxigênio puro de madeira com umidade superior a 30%, a diferença entre os teores experimentais e os previstos foi menor que 3% em valor absoluto.
- c. Os teores de H_2 previstos pelo modelo termodinâmico são sistematicamente superiores aos experimen-

tais. A diferença no entanto, é aproximadamente constante em todos os casos analisados (entre 9 e 13% em valor absoluto).

- d. Os teores de H_2O obtidos experimentalmente são sistematicamente superiores aos valores previstos pelo modelo utilizado. A relação H_2O experimental/ H_2O teórico variou entre aproximadamente 1,6 e 1,9.
- e. O teor de CO_2 obtido experimentalmente é menor que o previsto pelo modelo. A diferença entre os dois valores é de cerca de 3% para gaseificação de madeira com 20% de umidade com ar ou ar + oxigênio e aumenta para até 11% para gaseificação de madeira úmida (40% de umidade) com oxigênio.
- f. As observações referentes às diferenças entre os teores experimentais e os previstos pelo modelo termodinâmico relativos aos gases H_2 e H_2O indicam que a reação de decomposição da água pelo carbono $C + H_2O = CO + H_2$ (eq. 4.1) encontra limitações cinéticas resultando em teores de água no gás consideravelmente superiores aos previstos.

As diferenças observadas entre os resultados experimentais e os calculados para as condições de equilíbrio só podem ser quantitativamente explicadas com o auxílio de um modelo cinético detalhado envolvendo além das variáveis termodinâmicas, as taxas de reação, tamanho de partícula, velocidade dos gases, evolução da porosidade da partícula e perda de calor axial no reator. Embora um modelo cinético seja mais

realista para descrever o comportamento do gaseificador, verifica-se, no entanto, que o modelo termodinâmico apresentado permite obter previsões teóricas compatíveis com os resultados experimentais observados. Nessas condições e no âmbito do presente trabalho, considerou-se desnecessário o desenvolvimento de um modelo cinético.

CAPÍTULO 6

Conclusões e Sugestões
para Trabalhos Futuros

CAPÍTULO 6 - Conclusões e Sugestões para Trabalhos Futuros

6.1. Conclusões

6.2. Sugestões para trabalhos futuros

6.1. Conclusões

Baseado nos resultados experimentais apresentados e na comparação desses resultados com os resultados do modelo termodinâmico de equilíbrio, conclui-se que:

1. O gaseificador co-corrente é de utilidade comprovada para produção de gás de baixo poder calorífico praticamente livre de alcatrões pela gaseificação de madeira com ar. Foi verificado que gaseificadores do tipo co-corrente podem ser utilizados também para a produção de gás de médio poder calorífico e gás de síntese pela gaseificação de madeira com misturas de ar e oxigênio, oxigênio e vapor ou oxigênio puro. O gaseificador experimental não apresentou problemas operacional com nenhum dos agentes de gaseificação testados.
2. Nos ensaios de gaseificação de madeira com 20% de umidade com ar enriquecido com oxigênio, verificou-se uma elevação de 106% no PCI do gás seco ao se passar da gaseificação com ar para gaseificação com oxigênio puro. A elevação da temperatura adiabática de chama foi de 501°C e a eficiência de gaseificação para gás frio aumentou de 70,3% na gaseifição com ar para 77,2% na gaseificação com oxigênio puro. O maior incremento de qualidade do gás ocorre ao se enriquecer o ar de 21% até cerca de 55% de O_2 , sugerindo que do ponto de vista econômico pode ser vantajoso utilizar ar parcialmente enriquecido ao invés de oxigênio puro para produção de gás de médio poder calorífico.
3. Não se verificou efeito significativo da vazão de agente de

gaseificação sobre a composição do gás e a eficiência de gaseificação para taxas de gaseificação entre 50 e 150% da capacidade nominal do gaseificador.

4. Para se elevar a temperatura de chama do gás de madeira obtida pela gaseificação com ar verificou-se que são obtidas eficiências energéticas globais maiores e consome-se menos oxigênio se o oxigênio é utilizado para o enriquecimento do ar de gaseificação ao invés da enriquecimento do ar de combustão.
5. As temperaturas na zona de redução medidas experimentalmente e calculadas com o auxílio de modelo termodinâmico mostraram-se mais sensíveis a variação do teor de umidade da madeira que a elevação da concentração de oxigênio no agente de gaseificação. Devido ao efeito estabilizador de temperatura das reações endotérmicas do vapor de água e dos produtos de oxidação com o carvão, ao se aumentar o teor de O_2 no agente de gaseificação de 21% (ar) para 100% (O_2 puro) a temperatura de equilíbrio calculada aumentou de apenas $33^{\circ}C$ (para madeira com 20% de umidade). Por outro lado, a redução da umidade da madeira de 30% para 5% na gaseificação com oxigênio puro causa uma elevação de temperatura de equilíbrio de $107^{\circ}C$.
6. Gaseificando-se madeira com mistura de oxigênio e vapor, é possível obter diretamente gás de síntese com relação H_2/CO igual a dois. A eficiência energética e rendimento em metanol são contudo menores e o consumo de oxigênio maior do que quando o gás de síntese é obtido pela gaseificação com

oxigênio puro seguido de ajuste da relação H_2/CO em reator de shift.

7. O modelo termodinâmico desenvolvido pode ser utilizado para prever o efeito das variáveis termodinâmicas no processo de gaseificação de madeira em um gaseificador do tipo co-corrente. Os teores de H_2O no gás obtido experimentalmente foram contudo sistematicamente superiores aos teores previstos pelo modelo, ocorrendo o inverso com os teores de H_2 . Esse fato indica que no gaseificador experimental uma parte da água presente não é decomposta devido a limitações cinéticas nas reações de gaseificação.

6.2. Sugestões para trabalhos futuros

Para melhor compreensão do processo de gaseificação em leito móvel co-corrente ficam para trabalhos futuros as seguintes sugestões:

1. Modelagem cinética das reações de gaseificação para melhor compreensão das limitações cinéticas encontradas.
2. Levantamento de perfis de temperatura nas zonas de oxidação e redução para seleção adequada de materiais para o gaseificador.
3. Determinação do teor de alcatrões no gás e estudo visando a sua minimização.
4. Realizar ensaios de gaseificação com ar enriquecido e com oxigênio em um gaseificador de capacidade pelo menos dez vezes superior à do gaseificador de laboratório para determinação da taxa de gaseificação máxima e sua relação com o tamanho de partícula.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Meunier, J., "Gaseification et Oxidation des Combustibles", Masson & Cie, Paris, 1958, pp. 299-356.
2. Littlewood, K., "Gasification: Theory and Application", Prog. Energy Combust. Sci., vol. 3, pp. 35-71, 1977.
3. Fritz, J.J. e outros, "Status Review of Wood Biomass Gasification, Pyrolysis, and Densification Technologies", The Mitre Corporation, pp. 11-95, 1979.
4. Bircher, K.G., "Economics of an 80MM Btu/h Wood Gasifier Instalation", Energy from Biomass and Wastes VI Symposium Papers, IGT, 1982, pp. 707-716.
5. Yang, V., "Wood Gasification for Methanol Production", Tese de Mestrado, Massachusetts Institute of Technology, 1980.
6. Engström, S. e outros, "Design and Cost Estimate for a Full Scale MeOH Plant", Relatório do Royal Institute of Technology, Estocolmo, 1979.
7. Reed, T.B. e outros, "Survey of Current Gasification Research", em Survey of Biomass Gasification, vol. III, capítulo 10, SERI, 1980.
8. Klass, D.P., "Energy from Biomass and Wastes, 1979 update", Energy from Biomass and Wastes IV Symposium Papers, IGT, 1980, pp. 1-42.
9. Klass, D.L., "Energy from Biomass and Wastes, 1980 update", Energy from Biomass and Wastes V Symposium Papers, IGT, 1981, pp. 36-40.
10. Klass, D.L., "Energy from Biomass and Wastes, 1981 update", Energy from Biomass and Wastes VI Symposium Papers, IGT,

1982, pp- 37-41.

11. Klass, D.L., "Energy from Biomass and Wastes, 1982 update", Energy from Biomass and Wastes VII Symposium Papers, IGT, 1983, pp. 37-39.
12. Appelbaum, H.R., "The Technology and Economics of Medium Btu Gas from Biomass in a High Throughput Batelle Gasification System", Industrial Wood Energy Forum '83, Nashville, Sept. 1983.
13. Bailie, R.C., "Results from Commercial-Demonstration Pyrolysis Facilities (35-45 tons/day Refuse) Extended to Producing Synfuels from Biomass", Energy from Biomass and Wastes V Symposium Papers, IGT, 1981, pp. 549-569.
14. Mudge, L.K. e outros, "Catalytic Steam Gasification of Biomass for Methanol and Methane Production", Energy from Biomass and Wastes VII Symposium Papers, IGT, 1983, pp. 365-411.
15. "Biomass to Methanol Gasifier Moves Toward the Marketplace", Chem. Eng., 29 nov. 1982, p. 9.
16. Wan, E.I. e outros, "Economic Evaluation of Indirect Biomass Liquefaction Processes for Production of Methanol and Gasoline", Energy from Biomass and Wastes VI Symposium Papers, IGT, 1982, pp. 995-1025.
17. Reed, T.B., Graboski, M. e Markson, M., "The SERI High Pressure Oxygen Gasifier" - Apresentado no Biomass to Methanol Specialists Workshop, Colorado, 3-5 março 1982
18. The SERI Oxygen Gasifier - SERI - 1982.
19. Beenackers, A.A.C.M., "The Methanol from Wood pilot plant Program of the Commission of the European Communities",

- Energy from Biomass and Wastes VII Symposium Papers, IGT, 1983, pp. 981-1002.
20. Dubois, P. e outros, "Pressurized Wood Gasification with Oxygen or Electrical Heating", Energy from Biomass and Wastes VI Symposium Papers, IGT, 1982, pp. 763-773.
 21. Lindman, N. e outros, "A New Synthesis Gas Process for Biomass and Peat", Energy from Biomass and Wastes V Symposium Papers, IGT, 1981, pp. 571-612.
 22. Zagatto, J.A.G., "Gaseificadores de Médio e Grande Porte", Energia, vol. III, nº 16, pp. 44-53.
 23. Champly, R., "Gazogènes et Moteurs a Gaz Pauvre à La Portée de Tous", Desforges, 2^a ed., Paris, 1922, pp. 118-122.
 24. Schläpfer, P. e Tobler, J., "Theoretische und Praktische Untersuchungen über Den Betrieb von Motor Fahrzeugen mit Holzgas", Bern, 1937.
 25. "Generator Gas - The Swedish Experience from 1939-1945", Tradução do Original "GENGAS" da Academia Suêca de Engenharia, de 1950, SERI, 1979.
 26. Nordström, O., "Aktuelle Arbeiten an dem Gebiet der Ersatztreibstoffe in Schweden", Motor Lastwagen L'autocamion, vol. 45, 1960, pp. 3-12.
 27. Nordström, O., "Redogörelse för Riksnämndens för Ekonomisk för Varsberesdkap Forsknings och för sök Sverksamhet pa Gengasom adet vid Statens Maskinprovningar 1951-1962", Upsalla, 1963.
 28. Johansson, E., "Swedish tests of Otto and Diesel Engines Operated on Producer Gas", Gas Research Conference, Chicago, 1980.

29. Williams, R.O. e Horsfield, B., "Generation of Low Btu Fuel Gas from Agricultural Residues. Experiments with a Laboratory Scale Gas Producer", Proceedings of the 1977 Cornell Agricultural Waste Management Conference. Food Fertilizer and Agricultural Residues, Ann Arbor Science, 1977, pp. 465-487.
30. Williams, R.O. e Goss, J.R., "An Assessment of the Gasification Characteristics of some Agricultural and Forest Industry Residues Using a Laboratory Gasifier", Resource, Recovery and Conservation, 3, 1979, pp. 317-329.
31. Redding, G.J. e Goss, J.R., "The Effect of Fuel Moisture Content on the Quality of Producer Gas from the Gasification of Woodchips", ASAE Pacific Region Annual Meeting, 1980.
32. Williams, R.O. e outros, "Steam Raising with Low-Btu Gas Generators and Potencial for Other Applications", University of California - Davis, Department of Agricultural Engineering, 1977.
33. Goss, J.R. e outros, "Downdraft Gas Producer Systems to Utilize Crop and Wood Residues", 9th International Congress of Agricultural Engineering, Michigan State University, 1979.
34. Williams, R.O. e outros, "Development of Pilot Plant Gasification Systems for the Conversion of Crop and Wood Residues to Thermal and Electrical Energy", ACS Symposium Series nº 76, Solid Wastes and Residues, ACS, 1978.
35. Goss, J.R. e outros, "Transient and Steady State Temperature Fluctuations in a Downdraft Gas Producer", ASAE Pacific Region Annual Meeting, 1980.

36. Goss, J.R. e Coppock, R.H., "Producing Gas from Crop Residues", California Agriculture, Maio 1980, pp. 4-6.
37. Groeneveld, M.J., "The Co-current Moving Bed Gasifier", Tese de Doutorado, Universidade de Twente, Holanda, 1980.
38. Groeneveld, M.J. e outros, "Production of Tar-free Gas in an Annular Co-current Moving Bed Gasifier", Energy from Biomass and Wastes VII Symposium Papers, IGT, 1983, pp. 433-449.
39. Hos, J.J. e outros, "Gasification of Organic Solid Wastes in Co-current Moving Bed Reactors", Energy from Biomass and Wastes IV Symposium Papers, IGT, 1980, pp. 333-350.
40. Susanto, H. e outros, "Moving Bed Gasifier with Internal Recycle of Pyrolysis Gas", Gas Producer 1982. The Beijer Institute, pp. 317-334.
41. Makray, Z.T. e d'Ávila, S.G., "Resíduos Agrícolas para Produção de Energia", Apresentado no Seminário de Energização Rural, Clube de Engenharia, Rio de Janeiro, outubro de 1979.
42. d'Ávila, S.G. e Makray, Z.T., "O Processo Codegas de Gaseificação de Madeira", Revista da ABEQ, vol. 6 nº 1/2, 1982, pp. 37-42.
43. Foley, G. e Barnard, G., "Biomass Gasification in Developing Countries", Earthscan, 1981.
44. Duarte, M.M.L., "Estudos sobre a Gaseificação da Madeira com Ar em Gaseificador Co-corrente", Tese de Mestrado, UNICAMP, 1983.
45. Doner, D.M. e Bailie, R.C., "Recent Operating Experience with a Small Downdraft Wood Gas Generator", Retrofit 79

- Proceedings of a Workshop on Air Gasification, SERI, 1979.
46. Milne, J., "Pyrolysis - The Thermal Behavior of Biomass Below 600°C", A Survey of Biomass Gasification, vol. II, SERI, 1979, pp. 95-132.
 47. Antal, M.J. e outros, "Kinetics of Cellulose Pyrolysis in Nitrogen and Steam", Combustion Science and Technology, 1980, vol. 21, pp. 141-152.
 48. Graham, R.G., "Gasification of Wood in a Commercial Scale Downdraft Gasifier", Energy from Biomass and Wastes V Symposium Papers, IGT, 1981, pp. 633-650.
 49. "Evaluation of Fuels for Operation of a Fixed Bed Commercial Gasifier", Forintek Canada Corporation. Enfor Project C-92, pp. 44-46.
 50. Kjellström, B., "Characteristics of Some Types of Agricultural Residues for use as Fuel in Downdraft Gasifiers; A Literature Survey". The Beijer Institute, 1958.
 51. Cruz, I.E., "Developments in the Design of Gas Producer Systems in the Philippines", Producer Gas 1982. The Beijer Institute, pp. 143-154.
 52. Kaupp, A., "The Gasification Characteristics of Rice Hulls for the Generation of Electricity and Shaft Power on a Small Scale", Gas Producer 1982. The Beijer Institute, pp. 249-278.
 53. "Experiments with Peat Gasification on a Co-current Gasifier and the use of Gas in a Diesel Engine". Relatório Técnico da Technical Research Center of Finland, 1982.
 54. Spink, L.K., "Principles and Practice of Flow Meter Engineering", The Foxboro Company, 9^a ed., 1973, p. 36 e

pp. 382-385.

55. Marks, L.S., "Square-Edged Inlet and Discharge Orifices for Measuring Air Volumes in the Testing of Fans and Blowers", Trans. ASME, Nov. 1936, vol. 59, pp. 593-597.
56. Thompson, B., "Fundamentals of Gas Analysis by Gas Chromatography, Varian Ass. Inc., 1977, p. 120.
57. Ower, E., Pankhurst, R.C., "The Measurement of Air Flow", Pergamon Press, 5^a ed., 1977, pp. 189-190.
58. Mickley, H.S. e outros, "Applied Mathematics in Chemical Engineering", 2^a ed., McGraw Hill, 1957, pp. 95-99.
59. "HP-25 Applications Programs", Hewlett Packard, 1975, pp. 87-91.
60. Graboski, M. e Bain, R., "Properties of Biomass Relevant to Gasification" em Survey of Biomass Gasification, vol. II, SERI, 1979, pp. 25-34.
61. Relatório Técnico nº 12723, Instituto de Pesquisas Tecnológicas - IPT, Anexo I, 1979.
62. Jüntgen, H. e outros, "Carbon Molecular Silves: Production from Coal and Application in Gas Separation", Fuel, vol.60, Sept. 1981, pp. 817-822.
63. Jüntgen, H. e outros, "BF-Verfahren zur Sauerstoff - Anreicherung der Luft mit Molecularsiebkoksen aus Steinkohle", Chemie-Ing.-Techn, 45, 1973 nº 8, pp. 533-537.
64. Himmelblau, D.M., "Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering", Prentice Hall, 5^a ed., 1974, pp. 454-498 e 500-504.
65. Smith, J.M. e Van Ess, H.C., "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", McGraw Hill, 1975, pp. 104-132.

66. Gumz, W., "Gas Producers and Blast Furnaces", Wiley, 1950.
67. Cousins, W.J., "A Theoretical Study of Wood Gasification Process", New Zealand Journal of Science, 1978, vol.21, pp. 175-183.
68. Cruise, D.R., "Notes on the Rapid Computation of Chemical Equilibria", J. Phys. Chem., 1964, vol. 68, pp. 3797-3802.
69. Desroisiers, R., "Thermodynamics of Gas Char Reactions", Survey of Biomass Gasification, vol. II, SERI, 1979, pp. 133-175.
70. Balzhiser, R.E., Samuels, M.R., Eliassen J.D., "Chemical Engineering Thermodynamics, Prentice Hall, 1^a ed., 1972, pp. 514-527.

NOMENCLATURA

C_p	- Calor específico
E	- Energia de ativação
ECC	- Eficiência de conversão do carbono
ER	- Razão de equivalência
$\dot{g}$	- Vazão mássica de gás seco
G	- Energia livre de Gibbs
G^0	- Energia livre de Gibbs no estado padrão
K	- Constante da taxa de reação
$\dot{m}$	- Taxa de consumo de madeira
n	- Número de moles
p	- Peso
P	- Pressão
PCI	- Poder calorífico inferior
PCIG	- Poder calorífico inferior do gás
PCIM	- Poder calorífico inferior da madeira
PCS	- Poder calorífico superior de madeira seca
PM	- Peso molecular
PMG	- Peso molecular do gás
R	- Constante dos gases
t	- Tempo
T	- Temperatura
TAC	- Temperatura adiabática de chama
U	- Umidade da madeira
$\dot{w}$	- Vazão mássica de vapor no gás
x	- Fração molar no gás seco
y	- Fração molar no gás úmido

Letras Gregas

ΔH - Variação de entalpia

ΔH_{25} - Entalpia de reação a 25°C

λ - Multiplicador de Lagrange

η - Eficiência de gaseificação

Subscritos

C - Carbono

i - Componente

P - Produto

R - Reagente

s - Seco

S - Sólido

U - Úmido

ANEXO A
Medidas Experimentais

ENSAIO nº 4

Agente de gaseificação: Oxigênio

 $P_b = 717,5 \text{ mm Hg}$

Umidade das amostras:

 $T = 26^{\circ}\text{C}$

1 - 42,23%

- $P_g = 35 \text{ psig}$

2 - 41,86%

vazão O_2 : 3,255 Kg/h

3 - 44,81%

4 - 43,72%

Média: 42,16%

Hora	Peso do ga seificador (Kg)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	Hora	Peso do ga seificador (Kg)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)
3:49	166,7	-	4:21	159,8	614
3:53	165,9	512	4:25	158,8	646
4:00	164,0	-	4:31	157,6	579
4:07	162,6	570	4:35	156,5	630
4:13	161,5	548	4:39	155,5	490
4:18	160,3	573			

Consumo de madeira: 13,23 Kg/h $R^2 = 0,9989$

ANÁLISES DE GÁS

nº	Hora	H ₂	N ₂	CH ₄	CO	CO ₂	C ₂ H ₄
2	4:08	26,17	0,86	3,88	41,10	27,20	0,79
3	4:23	25,07	1,04	4,03	41,67	27,45	0,74
4	4:36	27,69	0,39	3,32	42,89	25,12	0,59
5	4:47	28,71	0,48	3,45	44,65	22,18	0,53
Média		27,09	-	3,70	42,87	25,67	0,67

ENSAIO nº 7

Agente de gaseificação:

 $P_b = 716,7 \text{ mm Hg}$ ar + O_2 $T_{bs} = 28^\circ\text{C}$

Umidade das amostras:

 $T_{bu} = 16^\circ\text{C}$

1 - 18:17%

- $\Delta P_{\text{orif.}} = 295 \text{ mm CA } (\phi 6,3)$

2 - 20:53%

vazão ar seco: 5,36 Kg/h

3 - 20:45.

- $P_g O_2 = 25 \text{ psig}$

média: 19:72%

vazão $O_2 = 1,16 \text{ Kg/h}$

umidade do ar: 0,0069 Kg/Kg

(UR = 27%)

Hora	Peso do ga seificador (Kg)	Temperatura ($^\circ\text{C}$)	Hora	Peso do ga seificador (Kg)	Temperatura ($^\circ\text{C}$)
14:20	167,4	828	15:05	161,3	850
14:25	166,9	739	15:10	160,3	857
14:29	166,3	713	15:15	160,0	916
14:35	165,5	726	15:20	159,4	863
14:40	165,0	720	15:25	158,7	850
14:45	164,3	748	15:30	158,0	850
14:51	163,4	847	15:36	157,2	799
14:56	162,6	837	15:40	156,5	825
15:00	162,1	898	15:45	155,7	713

Consumo de madeira: 8,27 Kg/h $R^2 = 0,9993$

ANÁLISES DE GÁS

nº	Hora	H ₂	N ₂	CH ₄	CO	CO ₂	C ₂ H ₄
3	14:44	19,38	35,82	2,72	28,74	12,99	0,34
4	14:55	19,49	34,28	3,26	29,94	12,58	0,45
7	15:32	22,55	31,18	2,88	27,86	15,17	0,37
8	15:45	21,64	31,76	2,69	29,00	14,56	0,35
Média		20,76	33,26	2,89	28,89	13,82	0,38

ENSAIO nº 8

Agente de gaseificação:

 $P_b = 716,7 \text{ mm Hg}$ Ar comprimido + O_2 $T_{bs} = 27^{\circ}\text{C}$

Umidade das amostras:

1 - 21,56%

- $P_g = 33,5 \text{ psig } (\phi 0,8)$

vazão de ar seco: 1,59 Kg

2 - 20,55%

- $P_g = 52 \text{ psig } (\phi 0,8)$

3 - 19,21%

vazão de O_2 : 1,97 Kg/h

Média: 20,44%

Hora	Peso do ga seificador (Kg)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	Hora	Peso do ga seificador (Kg)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)
17:28	167,3	705	18:17	160,8	798
17:34	166,6	786	18:20	160,3	1187
17:40	165,7	795	18:25	159,8	1189
17:45	164,9	805	18:31	159,1	795
17:50	164,3	824	18:36	158,5	805
17:55	163,6	833	18:40	157,9	805
18:02	162,8	846	18:45	157,3	802
18:06	162,3	846	18:50	156,8	786
18:11	161,7	837			

Consumo de madeira: $7,63 \text{ Kg/h } R^2 = 0,9992$

ANÁLISES DE GÁS

nº	Hora	H ₂	N ₂	CH ₄	CO	CO ₂	C ₂ H ₄
2	5:41	30,24	9,43	3,30	41,79	14,83	0,42
3	5:52	30,02	9,39	3,74	39,88	16,47	0,50
4	6:03	32,81	8,01	3,07	37,51	18,15	0,46
5	6:15	32,80	9,88	2,82	36,81	17,36	0,33
6	6:26	33,09	8,41	3,31	35,44	19,36	0,40
7	6:38	33,03	9,32	3,07	33,71	20,51	0,37
Média		32,00	9,07	3,22	37,52	17,78	0,41

ENSAIO nº 11

Agente de gaseificação: Ar

 $P_b = 716,3 \text{ mm Hg}$

Umidade das amostras

 $T_{bs} = 21^\circ\text{C}$

1 - 20,02%

 $T_{bu} = 17^\circ\text{C}$

2 - 20,15%

- $\Delta P_{\text{placa}} = 77 \text{ mm CA}$

3 - 20,85%

 $\phi_{\text{placa}} = 13,5 \text{ mm}$

4 - 20,85%

vazão ar seco: 12,74 Kg/h

Média: 20,47%

- Umidade do ar = 0,0111 Kg/Kg

vazão vapor: 0,141 Kg/h

Hora	Peso do ga seificador (Kg)	Temperatura ($^\circ\text{C}$)	Hora	Peso do ga seificador (Kg)	Temperatura ($^\circ\text{C}$)
9:50	168,6	815	10:40	161,4	891
9:55	167,8	853	10:45	160,8	872
10:00	167,1	881	10:50	160,1	875
10:05	166,4	853	10:55	159,5	850
10:12	165,5	875	11:01	158,6	837
10:16	164,9	840	11:05	158,0	802
10:20	164,3	885	11:10	157,3	808
10:25	163,7	853	11:15	156,5	831
10:30	163,0	837	11:19	155,9	859
10:36	162,1	831	11:22	155,5	834

Consumo de madeira: 8,48 Kg/h $R^2 = 0,9998$

ANÁLISES DO GÁS

nº	Hora	H ₂	N ₂	CH ₄	CO	CO ₂	C ₂ H ₄
2	10:10	16,36	49,47	1,73	18,96	13,21	0,27
3	10:24	16,50	47,46	1,74	21,56	12,51	0,23
4	10:37	17,65	47,41	1,73	19,68	13,28	0,26
5	10:50	17,68	47,20	1,70	20,68	12,50	0,25
6	11:02	18,00	47,33	1,74	19,52	13,17	0,25
7	11:15	18,07	47,52	1,74	19,14	13,27	0,26
Média		17,38	47,73	1,73	19,92	12,98	0,25

ENSAIO nº 12

Agente de gaseificação: O_2 $P_b = 716,3 \text{ mm Hg}$

Umidade média: 20,5%

- $P_{O_2} = 52 \text{ psig}$ vazão O_2 : 1,97 Kg/h

Hora	Peso do ga seificador (Kg)	Temperatura ($^{\circ}C$)	Hora	Peso do ga seificador (Kg)	Temperatura ($^{\circ}C$)
1:29	167,9	783	2:20	161,9	777
1:35	167,3	764	2:26	161,1	758
1:39	166,8	761	2:31	160,5	789
1:44	166,3	774	2:35	160,0	815
1:48	165,7	713	2:40	159,4	780
1:54	165,0	834	2:46	158,9	754
2:00	164,3	722	2:50	158,4	783
2:05	163,6	703	2:54	157,6	754
2:11	162,9	764	3:00	156,8	808
2:14	162,6	751	3:03	156,6	793
			3:06	156,2	808

Consumo de madeira: 7,29 Kg/h $R^2 = 0,9995$

ANÁLISES DE GÁS

nº	Hora	H ₂	N ₂	CH ₄	CO	CO ₂	C ₂ H ₄
3	1:58	32,79	0,46	3,70	44,18	18,28	0,59
4	2:10	33,71	0,46	3,28	44,49	17,62	0,43
5	2:23	34,99	0,47	3,46	41,57	19,06	0,45
6	2:35	33,29	1,44	3,38	41,44	19,99	0,46
7	2:46	33,48	1,48	3,30	40,78	20,49	0,47
8	2:58	35,49	1,42	2,99	41,48	18,29	0,35
Média		34,29	-	3,38	42,73	19,14	0,46

ENSAIO nº 13

Agente de gaseificação:

 $P_b = 715,0 \text{ mm Hg}$ Ar comprimido + O_2 - P_g ar comp. 78 psig

Umidade das amostras:

vazão ar seco: 3,08 Kg/h

1 - 21,02%

- $P_g O_2 = 40 \text{ psig}$

2 - 21,94%

vazão O_2 : 1,61 Kg/h

3 - 21,58%

4 - 20,87%

5 - 20,81%

Média: 21,24%

Hora	Peso do ga seificador (Kg)	Temperatura (°C)	Hora	Peso do ga seificador (Kg)	Temperatura (°C)
11:20	169,8	1041	12:13	163,5	958
11:25	169,2	873	12:16	163,1	930
11:30	168,6	1035	parada		
11:35	168,0	1032	12:30	162,4	975
11:40	167,5	1035	12:37	161,4	889
11:45	166,9	946	12:40	161,0	997
11:50	166,4	1038	12:45	160,5	994
11:58	165,8	965	12:50	160,0	1000
12:04	164,7	997	12:52	159,6	1003
			12:55	159,3	997

Consumo de madeira 7,02 Kg/h

ANÁLISES DE GÁS

nº	Hora	H ₂	N ₂	CH ₄	CO	CO ₂	C ₂ H ₄
2	11:30	26,58	21,72	2,32	34,14	14,92	0,31
3	11:42	26,98	21,07	2,80	34,42	14,42	0,29
4	11:53	28,15	19,96	2,67	33,59	15,29	0,33
5	12:04	28,72	20,12	2,67	31,06	17,11	0,33
6	12:19	21,95	19,86	2,43	30,37	19,07	0,32
7	12:31	27,50	20,09	2,81	31,31	17,99	0,31
8	12:42	29,15	19,58	2,70	29,83	18,40	0,34
Média		27,86	20,34	8,63	32,10	16,74	0,32

ENSAIO nº 14

Agente de gaseificação: O_2 - $P_g = 63$ psig

Umidade das amostras:

vazão de oxigênio: 2,30 Kg/h

1 - 30,21%

2 - 32,35%

3 - 31,98%

4 - 33,45%

5 - 31,23%

Média: 31,84%

Hora	Peso do ga seificador (Kg)	Temperatura ($^{\circ}C$)	Hora	Peso do ga seificador (Kg)	Temperatura ($^{\circ}C$)
2:58	175,8	939	3:55	168,0	1089
3:05	174,9	936	4:00	167,4	1022
3:11	174,0	968	4:06	166,5	1032
3:15	173,4	1012	4:10	165,9	1038
3:20	172,8	1012	4:18	164,8	1114
3:25	172,0	945	4:25	163,8	1124
3:20	171,4	878	4:30	163,0	1076
3:35	170,7	1092	4:35	162,3	1073
3:40	170,0	1006	4:40	161,5	1203
3:47	169,2	1041	4:45	160,7	1235
3:51	168,6	1019	4:50	160,1	-
			4:53	159,8	-

Consumo de madeira: 8,40 Kg/h $R^2 = 0,9998$

ANÁLISES DE GÁS

nº	Hora	H ₂	N ₂	CH ₄	CO	CO ₂	C ₂ H ₄
2	3:11	34,60	0,97	3,51	38,05	22,28	0,59
3	3:22	35,41	0,36	3,16	36,40	24,10	0,57
4	3:34	35,56	-	3,11	36,68	24,25	0,40
6	3:54	36,63	-	3,10	35,43	24,45	0,39
7	4:10	37,15	-	3,13	34,26	25,18	0,28
8	4:17	37,82	-	3,12	32,13	26,45	0,49
9	4:30	37,57	-	3,22	31,65	27,20	0,36
10	4:41	37,32	-	2,99	31,09	28,20	0,40
Média		36,57	-	3,17	34,52	25,30	0,44

ENSAIO nº 15

Agente de gaseificação: O_2 - $P_g = 63$ psig

Umidade das amostras:

vazão O_2 : 2,30 Kg/h

1 - 37,46%

2 - 37,84%

3 - 37,34%

4 - 37,65%

5 - 35,46%

Média: 37,57%

Hora	Peso do ga seificador (Kg)	Temperatura (°C)	Hora	Peso do ga seificador (Kg)	Temperatura (°C)
11:16	170,8	-	12:25	161,1	805
11:20	170,3	-	12:31	160,2	1006
11:25	169,6	-	12:35	159,7	1120
11:30	168,9	-	12:40	158,9	936
11:35	168,3	675	12:44	158,5	1047
11:40	167,6	735	Recarga		
11:45	166,9	745	1:00	162,6	-
11:50	166,2	691	1:06	161,6	1292
11:56	165,4	700	1:10	161,0	1194
12:00	164,7	716	1:18	160,0	1222
12:05	164,0	726	1:20	159,7	1216
12:16	162,4	716	1:25	159,0	1143
12:21	161,6	761	1:28	158,5	1174

Consumo de madeira: 8,53 Kg/h $R^2 = 0,998$

ANÁLISES DE GÁS

nº	Hora	H ₂	N ₂	CH ₄	CO	CO ₂	C ₂ H ₄
2	11:32	28,52	0,88	4,07	41,62	24,23	0,68
3	11:43	28,86	0,58	3,85	39,95	26,19	0,57
6	12:22	29,56	2,60	3,75	36,59	26,87	0,63
7	12:35	30,20	3,68	3,41	34,15	27,90	0,66
9	13:12	32,79	1,41	3,10	38,72	23,64	0,34
10	13:22	34,58	0,43	3,32	35,19	26,16	0,32
11	13:29	34,17	0,60	3,35	36,95	24,48	0,45
Média		32,00	-	3,56	38,03	25,90	0,51

ENSAIO nº 19

Agente de gaseificação: O_2 $P_b = 715,7 \text{ mm Hg}$

Umidade das amostras:

 $- P_g = 52 (\phi 0,8)$ vazão O_2 : 1,968 Kg/h

1 - 16,69%

2 - 14,78%

3 - 15,55%

4 - 16,24%

5 - 14,87%

Média: 15,63%

Hora	Peso do ga seificador (Kg)	Temperatura (°C)	Hora	Peso do ga seificador (Kg)	Temperatura (°C)
4:15	170,8	754	5:12	164,5	805
4:21	170,1	748	5:15	164,1	815
4:25	169,7	-	5:20	163,65	882
4:30	169,1	761	5:25	163,05	821
4:35	168,5	-	5:31	162,3	808
4:40	168,0	834	5:38	161,65	853
4:45	167,5	837	5:44	161,0	837
4:49	167,0	-	5:50	160,3	818
4:54	166,5	850	5:56	159,7	-
5:00	165,8	796	6:02	159,0	812
5:07	165,1	-	6:06	158,5	786
			6:10	158,0	802

Consumo de madeira 6,62 Kg/h $R^2 = 0,9999$

ANÁLISES DE GÁS

nº	Hora	H ₂	N ₂	CH ₄	CO	CO ₂	C ₂ H ₄
1	4:21	30,91	3,39	3,33	46,12	15,79	0,46
2	4:31	31,93	1,54	3,30	46,77	16,02	0,44
4	4:52	33,42	0,56	3,18	46,63	15,87	0,34
5	5:03	34,68	0,44	3,33	44,05	17,14	0,36
6	5:16	34,68	0,43	2,83	44,68	17,13	0,25
7	5:30	35,35	0,43	2,84	44,63	16,51	0,24
8	5:42	36,80	0,45	3,10	42,59	16,74	0,32
9	5:51	35,79	-	2,75	41,87	19,36	0,23
Média		34,49	-	3,11	45,09	16,97	0,34

ENSAIO nº 20

Agente de gaseificação:

 $P_b = 715 \text{ mm Hg}$ Ar comprimido + O_2 - $P_g \text{ ar} = 8 \text{ psig}$

Umidade das amostras

vazão de ar: 0,77 Kg/h

1 - 21,05%

- $P_g O_2 = 56,5 \text{ psig}$

2 - 20,76%

vazão O_2 : 2,103 Kg/h

3 - 20,09%

4 - 20,05%

5 - 21,08%

Média: 20,61%

Hora	Peso do ga seificador (Kg)	Temperatura (°C)	Hora	Peso do ga seificador (Kg)	Temperatura (°C)
5:24	170,0	-	6:15	162,0	1070
5:30	169,3	-	6:21	162,55	987
5:35	168,7	-	6:25	162,0	1096
5:40	168,1	-	6:30	161,35	1029
5:45	167,4	-	6:35	160,8	1073
5:50	166,85	-	6:40	160,0	-
5:55	166,1	-	6:45	159,45	1191
5:59	165,5	-	6:50	158,8	-
6:05	164,7	1010	6:56	158,1	924
6:12	163,8	1025			

Consumo de madeira 7,92 Kg/h $R^2 = 0,9996$

ANÁLISES DE GÁS

nº	Hora	H ₂	N ₂	CH ₄	CO	CO ₂	C ₂ H ₄
2	5:41	28,60	6,21	3,06	48,43	13,28	0,57
3	5:53	29,41	6,19	3,26	45,67	15,17	0,30
4	6:04	28,90	6,39	3,85	41,77	18,60	0,50
5	6:14	31,62	5,82	3,25	39,73	19,28	0,29
6	6:25	32,00	5,48	3,58	37,85	20,55	0,54
7	6:35	33,60	5,36	3,30	37,19	20,14	0,42
8	6:45	32,03	5,34	3,50	35,87	22,68	0,59
9	6:55	34,55	6,37	2,78	32,36	23,57	0,37
Média		31,34	5,89	3,32	39,86	19,16	0,45

ENSAIO nº 21

Agente de gaseificação:

 $P_b = 712,1 \text{ mm Hg}$

Oxigênio + vapor

vazão de vapor: 3,795 Kg/h

Umidade média da madeira: 17,96%

vazão de oxigênio: 1,78 Kg/h

(após 5:06h)

Hora	Peso do gaseificador (Kg)	Hora	Peso do gaseificador (Kg)
4:04	168,9	4:45	163,0
4:07	168,4	4:50	162,4
4:13	167,5	4:56	161,7
4:15	167,1	5:00	161,4
4:20	166,3	5:06	160,8
4:25	165,6	5:10	160,4
4:31	164,8	5:15	160,0
4:35	164,1	5:20	159,7
4:40	163,6	5:25	159,2

Consumo de madeira: 4,87 Kg/h $R^2 = 0,994$

ANÁLISES DO GÁS

nº	Hora	H ₂	N ₂	CH ₄	CO	CO ₂	C ₂ H ₄
1	4:06	24,44	15,35	3,44	37,46	17,01	-
2	4:15	31,64	0,61	4,28	35,11	28,35	-
3		34,40	-	4,47	33,47	27,52	-
4	4:33	36,67	-	4,13	30,68	28,52	-
5	4:52	39,95	-	3,65	25,51	30,88	-
6	5:02	39,40	-	3,56	23,78	33,25	-
7	5:10	40,77	-	3,43	20,53	35,26	0,57
8	5:21	40,32	-	3,73	20,60	35,35	0,70
Média		40,29	-	3,55	20,43	35,08	0,63

ENSAIO nº 22

Agente de gaseificação: O_2 $P_b = 712,1 \text{ mm Hg}$

Umidade das amostras:

 $- P_g O_2 = 64 \text{ psig } (\phi 1,2)$

1 - 20,77%

vazão O_2 : 5,179 Kg/h

2 - 20,38%

3 - 20,60%

4 - 20,90%

5 - 23,20%

Média: 21,17%

Hora	Peso do gaseificador (Kg)	Hora	Peso do gaseificador (Kg)
5:45	169,7	6:12	162,8
5:53	168,9	6:14	162,0
5:56	167,6	6:17	161,2
6:00	166,3	6:18	160,9
6:05	164,9	6:23	159,6
6:09	163,7	6:25	159,0

Consumo de madeira: 18,02 Kg/h $R^2 = 0,9993$

ANÁLISES DE GÁS

nº	Hora	H ₂	N ₂	CH ₄	CO	CO ₂	C ₂ H ₄
1	5:51	34,43	0,646	3,12	39,07	22,32	0,41
2	6:01	36,85	-	3,13	39,70	19,94	0,38
3	6:10	37,34	-	2,98	39,20	20,12	0,36
4	6:19	37,98	-	3,55	36,37	21,69	0,41
Média		36,71	-	3,20	38,65	21,05	0,39

ENSAIO nº 27

Agente de gaseificação:

- $P_g O_2 = 10 \text{ psig } (\phi 1,2)$ O_2 + vaporvazão O_2 : 1,57 Kg/h

Umidade das amostras:

vazão vapor: 3,75 Kg/h

1 - 22,43%

2 - 20,97%

3 - 20,44%

4 - 20,63%

5 - 22,14%

Média: 21,32%

Hora	Peso do gaseificador (Kg)	Temperatura ($^{\circ}C$)
5:35	169,4	856
5:40	169,1	880
5:45	168,7	879
5:50	168,4	868
6:02	167,6	881
6:09	167,2	894
6:15	166,8	871
6:20	166,5	860

obs.: até 5:30h relação

 $H_2/CO < 2,0$ Consumo de madeira: 3,875 Kg/h $R^2 = 0,9993$

ANÁLISES DE GÁS

nº	Hora	H ₂	N ₂	CH ₄	CO	CO ₂	C ₂ H ₄
8	5:50	40,699	-	3,091	20,191	35,475	0,542
9	5:59	40,146	-	2,999	22,042	34,503	0,308
11	6:16	41,567	-	2,600	19,626	35,888	0,317
Média		40,80	-	2,90	20,62	35,29	0,39

ANEXO B

Programa de Cálculo dos Balanço de
Massa e Energia e Propriedades do Gás

.TY.FBAL.FOR

```

      DIMENSION E(5,5),S(5,10),US(7),UU(9),ARB(17,12),W(5,5),G(8)
      DIMENSION PM(8)
      DATA(PM(I),I=1,8)/2.016,28.016,16.943,28.054,28.011,44.011,
      119.016,39.948/
      CALL IFILE(22,'FBAL1')
      IW=5
      TYPE 499
499    FORMAT(' ENTRE 11,12,PC ')
      ACCEPT 501,11,12,PC
501    FORMAT(3G)
      IN=17
      READ(22,500)((ARB(I,J),J=1,12),I=1,IN)
500    FORMAT(12G)
      XC=.501
      XH=.061
      XO=.497
      XN=.061
      CC=100,-PC*100.
      P1=XC*100.
      P2=XH*100.
      P3=XO*100.
      P4=XN*100.
      DO 700 K=11,12
      WRITE(IW,510)
510    FORMAT(1H1,17X,'***  BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA  ***')
      IX=ARB(K,1)
      CM=ARB(K,2)
      UM=ARB(K,3)
      AS=ARB(K,4)
      UA=ARB(K,5)
      UO=ARB(K,6)
      DO 5 I=1,6
      II=I+6
5      US(I)=ARB(K,II)
      WRITE(IW,102)IX,CM,UM,AS,UA,UO
102    FORMAT(///,' CORRIDA NUMERO ',12,/,
      1' CONSUMO DE MADEIRA ',F7.2,' KG/H',/,
      1' UNIDADE DA MADEIRA ',F7.2,' Y',/, ' VAZAO DE AR SECO ',
      1F7.2,' KG/H',/, ' UNIDADE DO AR (VAPOR) ',F7.4,' KG/H',/,
      1' VAZAO DE OXIGENIO ',F7.2,' KG/H')
      C      ZERAR MATRIZES
      DO 10 I=1,5
      DO 10 J=1,7
10      E(I,J)=0.
      DO 20 I=1,6
      DO 20 J=1,9
20      S(I,J)=0.
      E(5,5)=00
      PCS=(81.484*XC+318.18*XH-28.645*(XO+XN))*100.+16.371
      PCIM=PCS*(1.-UM/100.)-5280.*XH-105.6*(UA/18.-X4*UW/2.)
      C

```

```

C      ENTRADA
C
      UM=UM/100.
      E(5,1)=OM*(1.-UM)
      E(5,2)=OM*UM
      E(5,4)=UM
C
      E(1,1)=E(5,1)*XD
      E(2,1)=E(5,1)*XR
      E(3,1)=E(5,1)*XS
      E(4,1)=E(5,1)*XN
C
      E(2,2)=E(5,2)*.1119
      E(3,2)=E(5,2)*.3881
      E(3,3)=AS*.232
      E(4,3)=AS*.754
      E(2,4)=E(5,4)*.1119
      E(3,4)=E(5,4)*.3881
      E(3,5)=E(5,5)
      E(5,3)=E(3,3)+E(4,3)
      PO2=(E(5,5)+E(3,3))/(AS/28.97+E(5,5)/32.)/32.*100.
      WRITE(10,103)PO2
103    FORMAT(' VOL. %02 NO AR + OXIGENIO: ',F5.1)
C
      DO 30 I=1,5
      DO 30 J=1,5
30      E(I,6)=E(I,6)+E(I,J)
C
C      SAIDA
C
      OG=US(3)+US(5)+US(6)+2.*US(4)
      SCG=(1.-PO2)*E(1,6)/OG
      S(1,3)=US(3)*SCG
      S(1,4)=US(4)*SCG*2.
      S(1,5)=US(5)*SCG
      S(1,6)=US(6)*SCG
C
      CALCULO DO NO. DE MOLES GAS
C
      S(6,5)=S(1,5)/12.011
      S(6,6)=S(1,6)/12.011
      S(6,3)=S(1,3)/12.011
      S(6,4)=S(1,4)/12.011/2.
      S(6,2)=US(2)/US(5)*S(6,5)
      S(6,1)=US(1)/US(5)*S(6,5)
C
      CALCULO DO PESO
C
      S(5,1)=S(6,1)*2.016
      S(5,2)=S(6,2)*28.016
      S(5,3)=S(6,3)*16.043
      S(5,4)=S(6,4)*28.054
      S(5,5)=S(6,5)*28.011
      S(5,6)=S(6,6)*44.011

```



```

C      S(2,1)=S(5,1)
      S(4,2)=S(5,2)
      S(2,3)=4.032*S(5,3)
      S(2,4)=4.032*S(6,4)
      S(3,5)=16.0*S(6,5)
      S(3,6)=32.*S(6,6)

C
C      BALANÇO DE OXIGENIO
C
      S(3,7)=E(3,6)-S(3,5)-S(3,6)
      S(6,7)=S(3,7)/16.
      S(5,7)=S(6,7)*18.016
      S(2,7)=2.016*S(5,7)

C
C      TOTAL
C
      DO 40 I=1,6
      DO 40 J=1,7
40      S(1,8)=S(1,8)+S(I,J)
      S(1,8)=S(1,8)+PC*E(1,6)
      S(5,8)=S(5,8)+PC*E(1,6)

C
C      ERRO DE FECHAMENTO E-S
C
      DO 50 I=1,5
      S(1,9)=E(1,6)-S(1,8)
50      S(1,10)=S(1,9)/E(1,6)*100.

C
C      CORREÇÃO DO ARGONIO
C
      ARG=AS/28.97*.0094
      S(6,8)=S(6,8)+ARG

C
C      CÁLCULO COMPOSIÇÃO BASE ÚNICA
C
      DO 60 I=1,7
60      UU(I)=S(6,1)/S(6,8)*100.
      UU(8)=ARG/S(6,8)*100.

C
      WRITE(IW,305)(US(I),UU(I),I=1,6),UU(7),UU(8)
305      FORMAT(/, ' COMPOSIÇÃO VOL.%      BASE SECA      BASE ÚNICA', /,
11X, '(EXPERIMENTAL) (CALCULADA)',
1/, 5X, '  H2', 12X, F7.2, 5X, F7.2, /, 5X, '  N2', 12X, F7.2, 5X, F7.2, /,
15X, '  CH4', 11X, F7.2, 5X, F7.2, /, 5X, '  C2H4', 10X, F7.2, 5X, F7.2, /,
15X, '  CO', 12X, F7.2, 5X, F7.2, /, 5X, '  CO2', 11X, F7.2, 5X, F7.2, /,
15X, '  H2O', 23X, F7.2, /, 5X, '  AR', 12X, F7.2)
      WRITE(IW,307)CC,E
307      FORMAT(/, ' BALANÇO DE MASSA (KG/H)',
110X, 'CONVERSÃO DE C.4 ', F6.1, ' %', /, 23X, 'O', 9X, '%',
19X, 'O', 9X, '%', 7X, 'TOTAL', /, /, ' MADEIRA SECA ', F10.3, /,
1' ÁGUA NA MADEIRA', F10.3, /, ' AR SECO', 8X, F10.3, /,
1' VAPOR', 10X, F10.3, /, ' OXIGENIO', 7X, F10.3, /,
1' TOTAL ENTRADA ', F10.3)

```

```

DO 65 I=1,5
  W(I,3)=0.
  W(I,4)=0.
  W(I,4)=S(I,8)
  W(I,5)=S(I,10)
65  W(I,2)=S(I,7)
  W(1,3)=PC*E(1,6)
  W(5,3)=W(1,3)
DO 70 I=1,5
DO 70 J=1,6
  W(I,1)=W(I,1)+S(I,5)
70  CONTINUE
  WRITE(IW,308)W
308  FORMAT(/, ' GAS SECO',7X,5F10.3,/, ' AGUA NO GAS',4X,5F10.3,/,
  1' CARBONO',8X,5F10.3,/, ' TOTAL SAIDA',4X,5F10.3,/,
  1' ERRO (E-S)/E %',5F10.2)
  PMS=0.
DO 75 I=1,8
75  PMS=PMS+PM(I)*UU(I)/100.
  PMS=(PMS-PM(7)*UU(7)/100.)/(1.-UU(7)/100.)
  G(1)=UU(5)
  G(2)=UU(1)
  G(3)=UU(3)
  G(4)=UU(6)
  G(5)=UU(7)
  G(6)=UU(2)+UU(8)
  G(7)=UU(4)
  TAR=25.
  TGRS=450.
  ENRIQ=0.
  XAR=0.
  CALL TCHAMA(G(1),TAR,TGRS,ENRIQ,XAR,TC,HGRSU,PCIS)
  TS=(100.-UU(7))/100.
  G(1)=G(5)/TS
  G(2)=UU(1)/TS
  G(3)=UU(3)/TS
  G(4)=UU(6)/TS
  G(5)=0.
  G(6)=(UU(2)+UU(8))/TS
  G(7)=UU(4)/TS
  TAR=25.
  TGRS=25.
  CALL TCHAMA(G(1),TAR,TGRS,ENRIQ,XAR,TC,HGRSS,PCIS)
  EFD=(W(5,1)+W(5,2))*22.414/PMS*(PCIS+HGRSU)/PCIS/CM*100.
  EFS=W(5,1)*22.414/PMS*PCIS/PCIS/CM*100.
  WRITE(IW,309)TC,PCIS,EFS,TC,PCIS,HGRSU,EFD
309  FORMAT(/,22X,' TEMP. ADIAB. ',3X,' PCIS',5X,' ENTALPIA ',2X,
  1' EFICIENCIA',/,25X,' CHAMA (C)',3X,' (KCAL/MM3)', ' (KCAL/MM3) ',
  1' GASEIF.(%)',/, ' GAS SECO (25 C)',11X,F5.0,7X,F5.0,15X,
  1F4.1,/, ' GAS UMIDO (450 C)',8X,F5.0,7X,F5.0,8X,F5.0,5X,F4.1)
700  CONTINUE
  STOP
  END

```

.TY TFLAME.FOR

```

      SUBROUTINE TCHAM(G,TAR,TGAS,ENR10,XAR,TC,HGAS,PCI)
C      SUBROTINA PARA CALCULO DA TEMPERATURA ADIABATICA DE CHAMA
C      G E A MATRIZ COM A COMPOSICAO DO GAS EM % VOLUME NA SEGUINTE
C      ORDEM CO,H2,CH4,CO2,H2O,N2,C2H4
C      TAR E A TEMPERATURA DO AR DE COMBUSTAO EM C
C      TGAS E A TEMPERATURA DO GAS EM C
C      ENR10 E A % DE O2 NO AR - 21
C      XAR E O EXCESSO DE AR EM %
      DIMENSION G(8),CP(8,5),P(8),R(4)
      COMMON/TEMP/AZERO,A
      CALL IFILE(22,'DTCHAM')
      READ(22,10)((CP(I,J),J=1,5),I=1,8)
10     FORMAT(6G)
      G(8)=G(7)
      G(7)=0.
      DO 15 I=1,8
      CP(I,2)=CP(I,2)*1.E-2
      CP(I,3)=CP(I,3)*1.E-5
      CP(I,4)=CP(I,4)*1.E-9
15     G(1)=G(1)/100.
      TGAS=TGAS+273.
      TAR=TAR+273
      PO2=(21.+ENR10)/100.
      OX=.5*G(1)+.5*G(2)+2.*(G(3)+G(8))
      AR7=(1.+XAR/100.)*OX
      AR6=AR7*(1.-PO2)/PO2
C      ENTALPIA DO AR
      HAR=0.
      DO 30 I=1,4
30     HAR=HAR+(298.**I-TAR**I)/FLOAT(1)*(AR6*CP(5,I)+AR7*CP(7,I))
C      ENTALPIA DO GAS
      SNCP=0.
      HGAS=0.
      DO 30 I=1,4
      R(1)=0.
      SNCP=0.
      DO 40 J=1,8
40     SNCP=SNCP+G(J)*CP(J,I)
      HGAS=HGAS+(298.**I-TGAS**I)/FLOAT(1)*SNCP
50     CONTINUE

```

```

0      ENTALPIA DOS PRODUTOS
      P(4)=G(4)+G(1)+G(3)+2.*G(8)
      P(5)=G(5)+G(2)+2.*G(3)+2.*G(8)
      P(6)=G(6)+HRS
      P(7)=XAR/100.*QX
      H25=0.
      DO 55 I=1,8
55     H25=H25+G(I)*CP(I,5)*1000.
      HZERO=HGRS+HAR+H25
      DO 70 I=1,4
      DO 50 J=4,7
60     A(I)=A(I)+P(J)*CP(J,I)/FLOAT(I)
70     HZERO=HZERO-298.**I*A(I)
0      CALCULO DA RAIZ DA EQUACAO DE QUARTO GRAD EM TC
      X0=1500.
      CALL XNEWT(X0,TC)
      TC=TC-273.
      PCI=0.
      DO 80 I=1,8
80     PCI=PCI+G(I)*CP(I,6)
      HGRS=-HGRS/22.414
      RETURN
      END
      SUBROUTINE XNEWT(X0,TC)
      EPS=X0*.00001
10     DEL1=X0*.00001
      XDEL=X0+DEL1
      X1=X0-DEL1/(FUNCAO(XDEL)/FUNCAO(X0)-1.7)
      DIF=ABS(X1-X0)
      IF(DIF.LT.EPS)GO TO 20
      X0=X1
      GO TO 10
20     TC=X1+1
      RETURN
      END
      FUNCTION FUNCAO(T)
      DIMENSION A(4)
      COMMON/TEMP/HZERO,A
      DHT=HZERO
      DO 10 I=1,4
10     DHT=DHT+T**I*A(I)
      FUNCAO=DHT
      RETURN
      END

```

ANEXO C

Balanços de Massa e Energia

CORRIDA NUMERO 26
 CONSUMO DE MADEIRA 8.02 KG/H
 UMIDADE DA MADEIRA 9.23 %
 VAZAO DE AR SECO 12.09 KG/H
 UMIDADE NO AR (VAPOR) 0.2079 KG/H
 VAZAO DE OXIGENIO 0.00 KG/H
 VOL. % O2 NO AR + OXIGENIO: 21.0

COMPOSICAO VOL.%	BASE SECA (EXPERIMENTAL)	BASE UMIDA (CALCULADA)
H2	16.03	14.15
N2	45.15	39.95
CH4	1.55	1.46
C2H4	0.38	0.29
CO	27.29	24.09
CO2	9.54	8.42
H2O		11.28
AR		0.48

BALANÇO DE MASSA (KG/H) CONVERSÃO DE C : 99.0 %

	C	H	O	N	TOTAL
MADEIRA SECA	3.647	0.444	3.181	0.007	7.280
AGUA NA MADEIRA	0.000	0.083	0.657	0.000	0.740
AR SECO	0.000	0.000	2.805	9.115	11.921
VAPOR	0.000	0.023	0.185	0.000	0.208
OXIGENIO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL ENTRADA	3.647	0.550	6.828	9.123	20.149
GAS SECO	3.392	0.291	5.353	9.128	18.164
AGUA NO GAS	0.000	0.186	1.475	0.000	1.661
CHARRÃO	0.255	0.000	0.000	0.000	0.255
TOTAL SAIDA	3.647	0.477	6.828	9.128	20.080
ERRO (E-S)/E %	-0.00	13.36	0.00	-0.06	0.34

	TEMP. ADIAB. CHAMA (C)	PCI (KCAL/MM3)	ENTALPIA (KCAL/MM3)	EFICIENCIA GASEIF. (%)
GAS SECO (25 C)	1775.	1416.		71.4
GAS UMIDO (450 C)	1842.	1257.	146.	79.8

*** BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA ***

CORRIDA NÚMERO 11
 CONSUMO DE MADEIRA 8.45 KG/H
 UMIDADE DA MADEIRA 20.47 %
 VAZÃO DE AR SECO 12.74 KG/H
 UMIDADE NO AR (VAPOR) 0.1410 KG/H
 VAZÃO DE OXIGÊNIO 0.00 KG/H
 VOL. % O₂ NO AR + OXIGÊNIO: 21.0

COMPOSIÇÃO VOL. %	BASE SECA (EXPERIMENTAL)	BASE UMIDA (CALCULADA)
H ₂	17.98	14.70
N ₂	47.79	40.98
CH ₄	1.73	1.46
C ₂ H ₄	0.25	0.21
CO	19.92	16.85
CO ₂	12.99	10.99
H ₂ O		14.93
AR		0.47

BALANÇO DE MASSA (KG/H) CONVERSÃO DE C : 93.0 %

	C	H	O	N	TOTAL
MADEIRA SECA	3.379	0.411	2.947	0.007	6.744
ÁGUA NA MADEIRA	0.000	0.194	1.542	0.000	1.736
AR SECO	0.000	0.000	2.956	9.605	12.562
VAPOR	0.000	0.016	0.125	0.000	0.141
OXIGÊNIO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL ENTRADA	3.379	0.621	7.570	9.613	21.183
GAS SECO	3.142	0.320	5.468	9.956	18.886
ÁGUA NO GAS	0.000	0.265	2.102	0.000	2.367
CARBONO	0.237	0.000	0.000	0.000	0.237
TOTAL SAÍDA	3.379	0.585	7.570	9.956	21.489
ERRO (E-S)/E %	0.00	5.83	0.00	-3.57	-1.45

	TEMP. ADIAB. CHAMA (°C)	PCI (KCAL/MM3)	ENTALPIA (KCAL/MM3)	EFICIÊNCIA BASEIF. (%)
GAS SECO (25 °C)	1643.	1235.		70.3
GAS UMIDO (450 °C)	1694.	1042.	149.	80.4

CORRIDA NÚMERO 9
 CONSUMO DE MADEIRA 7.51 KG/H
 UMIDADE DA MADEIRA 28.42 %
 VAZÃO DE AR SECO 11.92 KG/H
 UMIDADE NO AR (VAPOR) 0.1170 KG/H
 VAZÃO DE OXIGÊNIO 0.00 KG/H
 VOL. % O₂ NO AR + OXIGÊNIO: 21.0

COMPOSIÇÃO VOL. %	BASE SECA (EXPERIMENTAL)	BASE ÚMIDA (CALCULADA)
H ₂	17.69	14.04
N ₂	49.39	39.20
CH ₄	1.50	1.27
C ₂ H ₄	0.28	0.21
CO	16.74	13.29
CO ₂	14.33	11.37
H ₂ O		20.14
AR		0.49

BALANÇO DE MASSA (KG/H) CONVERSÃO DE C : 93.0 %

	C	H	O	N	TOTAL
MADEIRA SECA	2.693	0.328	2.349	0.005	5.375
ÁGUA NA MADEIRA	0.000	0.239	1.896	0.000	2.134
AR SECO	0.000	0.000	2.765	8.588	11.353
VAPOR	0.000	0.013	0.104	0.000	0.117
OXIGÊNIO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL ENTRADA	2.693	0.568	7.114	8.993	19.368
GÁS SECO	2.505	0.271	4.564	8.692	15.932
ÁGUA NO GÁS	0.000	0.321	2.550	0.000	2.871
CARBONO	0.189	0.000	0.000	0.000	0.189
TOTAL SAÍDA	2.693	0.592	7.114	8.692	19.092
ERRO ((E-S)/E) %	0.00	-2.18	0.00	2.33	1.49

	TEMP. ADIAB. CHAMA (°C)	PCI (KCAL/MM3)	ENTALPIA (KCAL/MM3)	EFICIÊNCIA GASEÍF. (%)
GÁS SECO (25 °C)	1575.	1128.		69.8
GÁS ÚMIDO (450 °C)	1589.	940.	150.	81.5

*** BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA ***

CORRIDA NÚMERO 10
 CONSUMO DE MADEIRA 7.51 KG/H
 UMIDADE DA MADEIRA 38.11 %
 VAZÃO DE AR SECO 12.47 KG/H
 UMIDADE DO AR (VAPOR) 0.1220 KG/H
 VAZÃO DE OXIGÊNIO 0.00 KG/H
 VOL. % O₂ NO AR + OXIGÊNIO: 21.0

COMPOSIÇÃO VOL. %	BASE SECA (EXPERIMENTAL)	BASE ÚMIDA (CALCULADA)
H ₂	14.58	15.89
N ₂	55.83	41.89
O ₂	1.41	1.05
CO ₂	0.24	0.18
CO	11.17	8.34
CO ₂	16.77	12.52
H ₂ O		24.89
AR		0.49

BALANÇO DE MASSA (KG/H) CONVERSÃO DE C : 93.0 %

	C	H	O	N	TOTAL
MADEIRA SECA	2.360	0.287	2.058	0.005	4.710
ÁGUA NA MADEIRA	0.000	0.325	2.576	0.000	2.901
AR SECO	0.000	0.000	2.893	9.402	12.295
VAPOR	0.000	0.014	0.114	0.000	0.128
OXIGÊNIO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL ENTRADA	2.360	0.626	7.641	9.407	20.033
GÁS SECO	2.194	0.221	4.381	9.580	16.377
ÁGUA NO GÁS	0.000	0.411	3.259	0.000	3.670
CARBONO	0.155	0.000	0.000	0.000	0.155
TOTAL SAÍDA	2.360	0.631	7.641	9.580	20.212
ERRO (E-S)/E %	0.00	-0.84	0.00	-1.24	-0.89

	TEMP. ADIAB. CHAMA (°C)	PCI (KCAL/KG)	ENTALPIA (KCAL/KG)	EFICIÊNCIA BASE FUEL (%)
GÁS SECO (25 °C)	1363.	362.		61.2
GÁS ÚMIDO (450 °C)	1373.	648.	152.	75.7

CORRIDA NÚMERO 7
 CONSUMO DE MADEIRA 8.27 KG/H
 UMIDADE DA MADEIRA 19.70 %
 VAZÃO DE AR SECO 5.36 KG/H
 UMIDADE DO AR (VAPOR) 0.0370 KG/H
 VAZÃO DE OXIGÊNIO 1.16 KG/H
 VOL. % O₂ NO AR + OXIGÊNIO: 33.9

COMPOSIÇÃO VOL.% BASE SECA - BASE ÚMIDA
 (EXPERIMENTAL) (CALCULADA)

H ₂	20.78	17.29
N ₂	93.25	27.59
CH ₄	2.89	2.41
C ₂ H ₄	0.38	0.32
CO	28.89	24.05
CO ₂	13.82	11.51
H ₂ O		16.48
AR		0.25

BALANÇO DE MASSA (KG/H) CONVERSÃO DE C : 93.0 %

	C	H	O	N	TOTAL
MADEIRA SECA	3.327	0.485	2.902	0.007	6.641
ÁGUA NA MADEIRA	0.000	0.182	1.447	0.000	1.629
AR SECO	0.000	0.000	1.244	4.041	5.285
VAPOR	0.000	0.004	0.933	0.000	0.937
OXIGÊNIO	0.000	0.000	1.160	0.000	1.160
TOTAL ENTRADA	3.327	0.592	6.785	4.048	14.752
GÁS SECO	3.094	0.306	5.026	5.178	13.604
ÁGUA NO GÁS	0.000	0.222	1.759	0.000	1.981
CARBONO	0.233	0.000	0.000	0.000	0.233
TOTAL SAÍDA	3.327	0.528	6.785	5.178	15.818
ERRO (E-S)/E %	0.00	10.82	0.00	-27.91	-7.22

	TEMP. ADIAB. CHAMA (°C)	PCI (KCAL/MM3)	ENTALPIA (KCAL/MM3)	EFICIÊNCIA BASEIF. (%)
GÁS SECO (25 °C)	1871.	1702.		74.0
GÁS ÚMIDO (450 °C)	1891.	1422.	150.	81.8

CORRIJA NÚMERO 13
 CONSUMO DE MADEIRA 7.02 KG/H
 UMIDADE DA MADEIRA 21.20 %
 VAZÃO DE AR SECO 3.08 KG/H
 UMIDADE NO AR (VAPOR) 0.0000 KG/H
 VAZÃO DE OXIGÊNIO 1.61 KG/H
 VOL. % O₂ NO AR + OXIGÊNIO: 45.4

COMPOSIÇÃO VOL. %	BASE SECA (EXPERIMENTAL)	BASE UMIDA (CALCULADA)
H ₂	27.86	21.99
N ₂	20.34	16.06
CH ₄	2.63	2.08
C ₂ H ₄	0.32	0.25
CO	32.10	25.34
CO ₂	15.74	13.21
H ₂ O		20.88
AR		0.19

BALANÇO DE MASSA (KG/H) CONVERSÃO DE C : 93.0 %

	C	H	O	N	TOTAL
MADEIRA SECA	2.771	0.337	2.417	0.006	5.532
ÁGUA NA MADEIRA	0.000	0.167	1.322	0.000	1.489
AR SECO	0.000	0.000	0.715	2.322	3.037
VAPOR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
OXIGÊNIO	0.000	0.000	1.610	0.000	1.610
TOTAL ENTRADA	2.771	0.504	5.054	2.328	11.657
GAS SECO	2.577	0.280	4.321	2.347	9.525
ÁGUA NO GAS	0.000	0.220	1.743	0.000	1.962
CARBONO	0.194	0.000	0.000	0.000	0.194
TOTAL SAÍDA	2.771	0.500	6.064	2.347	11.682
ERRO (E-S)/E %	0.00	0.82	0.00	-0.61	-0.13

	TEMP. ADIAB. CHAMA (C)	PCI (KCAL/MM3)	ENTALPIA (KCAL/MM3)	EFICIÊNCIA BASEIRA (%)
GAS SECO (25 C)	1972.	1972.		75.7
GAS UMIDO (450 C)	1932.	1544.	152.	83.2

CORRIDA NUMERO 8
 CONSUMO DE MADEIRA 7.63 KG/H
 UNIDADE DA MADEIRA 20.44 %
 VAZÃO DE AR SECO 1.59 KG/H
 UNIDADE NO AR (VAPOR) 0.0000 KG/H
 VAZÃO DE OXIGÊNIO 1.97 KG/H
 VOL. % O₂ NO AR + OXIGÊNIO: 62.5

COMPOSIÇÃO VOL. %	BASE SECA (EXPERIMENTAL)	BASE UMIDA (CALCULADA)
H ₂	32.00	25.10
N ₂	9.07	7.11
CH ₄	3.22	2.53
C ₂ H ₄	0.41	0.32
CO	37.52	29.43
CO ₂	17.78	13.95
H ₂ O		21.45
AR		0.10

BALANÇO DE MASSA (KG/H) CONVERSÃO DE C : 99.0 %

	C	H	O	N	TOTAL
MADEIRA SECA	3.041	0.370	2.653	0.006	6.070
ÁGUA NA MADEIRA	0.000	0.175	1.385	0.000	1.560
AR SECO	0.000	0.000	0.369	1.159	1.568
VAPOR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
OXIGÊNIO	0.000	0.000	1.970	0.000	1.970
TOTAL ENTRADA	3.041	0.545	5.377	1.265	11.168
GÁS SECO	2.828	0.314	4.640	1.008	8.791
ÁGUA NO GÁS	0.000	0.219	1.737	0.000	1.956
CARBONO	0.213	0.000	0.000	0.000	0.213
TOTAL SAÍDA	3.041	0.533	6.377	1.008	10.959
ERRO (E-S)/E %	0.00	2.15	0.00	16.31	1.87

	TEMP. ADIAB. CHAMA (C)	PCI (KCAL/MM3)	ENTALPIA (KCAL/MM3)	EFICIÊNCIA BASEIF. (%)
GÁS SECO (25 C)	2076.	2287.		77.6
GÁS UMIDO (450 C)	2024.	1786.	152.	84.5

CORRIDA NUMERO 20
 CONSUMO DE MADEIRA 7.92 KG/H
 UMIDADE DA MADEIRA 20.60 %
 VAZAO DE AR SECO 0.77 KG/H
 UMIDADE NO AR (VAPOR) 0.0000 KG/H
 VAZAO DE OXIGENIO 2.10 KG/H
 VOL. % O2 NO AR + OXIGENIO: 77.2

COMPOSICAO VOL. %	BASE SECA (EXPERIMENTAL)	BASE UMIDA (CALCULADA)
H2	31.34	24.71
N2	5.89	4.64
CH4	3.32	2.62
C2H4	0.45	0.35
CO	39.55	31.49
CO2	19.15	15.11
H2O		21.09
AR		0.85

BALANÇO DE MASSA (KG/H) CONVERSÃO DE C : 93.0 %

	C	H	O	N	TOTAL
MADEIRA SECA	3.151	0.384	2.748	0.006	6.289
AGUA NA MADEIRA	0.000	0.183	1.449	0.000	1.632
AR SECO	0.000	0.000	0.179	0.591	0.770
VAPOR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
OXIGENIO	0.000	0.000	2.100	0.000	2.100
TOTAL ENTRADA	3.151	0.566	6.476	0.597	10.779
GAS SECO	2.930	0.302	4.825	0.637	8.694
AGUA NO GAS	0.000	0.209	1.651	0.000	1.859
CARBONO	0.221	0.000	0.000	0.000	0.221
TOTAL SAIDA	3.151	0.510	6.476	0.637	10.773
ERRO (E-S)/E %	0.00	9.85	0.00	-8.45	0.05

	TEMP. ADIAB. CHAMA (C)	PCI (KCAL/MM3)	ENTALPIA (KCAL/MM3)	EFICIENCIA BASELTA (%)
GAS SECO (25 C)	2092.	2356.		75.3
GAS UMIDO (450 C)	2043.	1859.	159.	81.6

CORRIDA NUMERO 12
 CONSUMO DE MADEIRA 7.29 KG/H
 UNIDADE DA MADEIRA 20.50 %
 VAZAO DE AR SECO 0.00 KG/H
 UNIDADE DO AR (UMFOR) 0.0000 KG/H
 VAZAO DE OXIGENIO 1.97 KG/H
 VOL. % O2 NO AR + OXIGENIO: 100.0

COMPOSICAO VOL. %	BASE SECA (EXPERIMENTAL)	BASE UMIDA (CALCULADA)
H2	34.29	27.16
K2	0.00	0.00
CH4	3.38	2.68
C2H4	0.46	0.36
CO	42.73	32.85
CO2	19.14	15.36
H2O		20.79
AR		0.00

BALANÇO DE MASSA (KG/H) CONVERSÃO DE C : 99.0 %

	C	H	O	N	TOTAL
MADEIRA SECA	2.904	0.354	2.533	0.006	5.796
AGUA NA MADEIRA	0.000	0.167	1.327	0.000	1.494
AR SECO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
UMFOR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
OXIGENIO	0.000	0.000	1.970	0.000	1.970
TOTAL ENTRADA	2.904	0.521	3.830	0.006	9.260
GAS SECO	2.700	0.287	4.404	0.000	7.392
AGUA NO GAS	0.000	0.180	1.426	0.000	1.606
CARBONO	0.203	0.909	0.86		
			TOTAL SAIDA		2.904 0.46
7	3.830	0.000	9.201		
ERRO (E-S)/E. %	0.00	10.25	0.00	100.00	0.64

	TEMP. ADIAB. CHAMA (C)	PCI (KCAL/MM3)	ENTALPIA (KCAL/MM3)	EFICIENCIA BASEL. (%)
GAS SECO (25 C)	2144.	2527.		77.2
GAS UMIDO (450 C)	2094.	2602.	153.	83.1

CORRIDA NUMERO 19
 CONSUMO DE MADEIRA 6.62 KG/H
 UNIDADE DA MADEIRA 15.63 %
 VAZAO DE AR SECO 0.00 KG/H
 UNIDADE DO AR (VAPOR) 0.0000 KG/H
 VAZAO DE OXIGENIO 1.97 KG/H
 VOL. % O2 NO AR + OXIGENIO: 100.0

COMPOSICAO VOL.%	BASE SECA (EXPERIMENTAL)	BASE UMIDA (CALCULADA)
H2	34.49	28.22
N2	0.00	0.00
CH4	3.11	2.54
C2H4	0.34	0.28
CO	45.89	36.91
CO2	15.97	13.89
H2O		18.17
AR		0.00

BALANÇO DE MASSA (KG/H) CONVERSÃO DE C : 93.0 %

	C	H	O	N	TOTAL
MADEIRA SECA	2.798	0.341	2.441	0.006	5.585
AGUA NA MADEIRA	0.000	0.116	0.919	0.000	1.035
AR SECO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
VAPOR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
OXIGENIO	0.000	0.000	1.970	0.000	1.970
TOTAL ENTRADA	2.798	0.456	5.330	0.006	8.550
GAS SECO	2.602	0.275	4.160	0.000	7.037
AGUA NO GAS	0.000	0.147	1.169	0.000	1.317
CARBONO	0.195	0.000	0.000	0.000	0.195
TOTAL SAIDA	2.798	0.422	5.330	0.000	8.550
ERRO (E-S)/E %	0.00	7.58	0.00	100.00	0.47

	TEMP. ADIAB. CHAMA (C)	PCI (KCAL/MM3)	ENTALPIA (KCAL/MM3)	EFICIENCIA BASEIF. (%)
GAS SECO (25 C)	2170.	2563.		77.9
GAS UMIDO (450 C)	2140.	2097.	151.	83.6

CORRIDA NUMERO 14
 CONSUMO DE MADEIRA 8.40 KG/H
 UMIDADE DA MADEIRA 31.84 %
 VAZAO DE AR SECO 0.00 KG/H
 UMIDADE NO AR (VAPOR) 0.0000 KG/H
 VAZAO DE OXIGENIO 2.30 KG/H
 VOL. % O2 NO AR + OXIGENIO: 100.0

COMPOSICAO VOL.%	BASE SECA (EXPERIMENTAL)	BASE UMIDA (CALCULADA)
H2	36.57	25.42
N2	0.00	0.00
CH4	3.17	2.20
C2H4	0.44	0.31
CO	34.52	23.89
CO2	25.30	17.50
H2O		30.50
AR		0.00

BALANÇO DE MASSA (KG/H) CONVERSÃO DE C : 93.0 %

	C	H	O	N	TOTAL
MADEIRA SECA	2.868	0.349	2.502	0.006	5.725
AGUA NA MADEIRA	0.000	0.299	2.375	0.000	2.675
AR SECO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
VAPOR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
OXIGENIO	0.000	0.000	2.300	0.000	2.300
TOTAL ENTRADA	2.868	0.649	7.177	0.006	10.700
GAS SECO	2.668	0.307	4.736	0.000	7.711
AGUA NO GAS	0.000	0.308	2.441	0.000	2.749
CARBONO	0.201	0.000	0.000	0.000	0.201
TOTAL SAIDA	2.868	0.615	7.177	0.000	10.660
ERRO (E-S)/E %	0.00	5.23	2.00	100.00	0.37

	TEMP. ADIAB. CHAMA (C)	PCI (KCAL/KG)	ENTALPIA (KCAL/KG)	EFICIENCIA BASEIF. (%)
GAS SECO (25 C)	2058.	2327.		75.5
GAS UMIDO (450 C)	1924.	1610.	157.	82.9

CORRIDA NÚMERO 15
 CONSUMO DE MADEIRA 8153 KG/H
 UMIDADE DA MADEIRA 37.57 %
 VAZÃO DE AR SECO 0.00 KG/H
 UMIDADE DO AR (VAPOR) 0.0000 KG/H
 VAZÃO DE OXIGÊNIO 2.30 KG/H
 VOL. % O₂ NO AR + OXIGÊNIO: 100.0

COMPOSIÇÃO VOL.%	BASE SECA (EXPERIMENTAL)	BASE UMIDA (CALCULADA)
H ₂	32.00	19.29
N ₂	0.00	0.00
CH ₄	3.55	2.16
C ₂ H ₄	0.51	0.31
CO	38.03	23.24
CO ₂	25.90	15.69
H ₂ O		39.42
AR		0.00

BALANÇO DE MASSA (KG/H) CONVERSÃO DE C : 93.0 %

	C	H	O	N	TOTAL
MADEIRA SECA	2.668	0.325	2.327	0.005	5.325
ÁGUA NA MADEIRA	0.000	0.359	2.846	0.000	3.205
AR SECO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
VAPOR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
OXIGÊNIO	0.000	0.000	2.300	0.000	2.300
TOTAL ENTRADA	2.668	0.683	7.473	0.005	10.830
GÁS SECO	2.481	0.244	4.384	0.000	7.059
ÁGUA NO GÁS	0.000	0.396	3.189	0.000	3.585
CARBONO	0.187	0.000	0.000	0.000	0.187
TOTAL SAÍDA	2.668	0.640	7.473	0.000	10.781
ERRO ((E-S)/E) %	0.00	6.42	0.00	100.00	0.45

	TEMP. GRIAB. CHAMA (°C)	PCI (KCAL/M ³)	ENTALPIA (KCAL/M ³)	EFICIÊNCIA GASÍF. (%)
GÁS SECO (25 °C)	2050.	2348.		72.7
GÁS UMIDO (450 °C)	1831.	1433.	159.	89.8

CORRIDA NÚMERO A
 CONSUMO DE MADEIRA 13,23 KG/H
 UMIDADE DA MADEIRA 43,16 %
 VAZÃO DE AR SECO 0,00 KG/H
 UMIDADE DO AR (VAPOR) 0,0000 KG/H
 VAZÃO DE OXIGÊNIO 3,25 KG/H
 VOL. % O₂ NO AR + OXIGÊNIO: 100,0

COMPOSIÇÃO VOL. %	BASE SECA (EXPERIMENTAL)	BASE LÍQUIDA (CALCULADA)
H ₂	27,09	14,35
N ₂	0,00	0,00
CH ₄	3,79	1,96
C ₂ H ₄	0,67	0,35
CO	42,87	22,71
CO ₂	23,57	13,59
H ₂ O		47,03
AR		0,00

BALANÇO DE MASSA (KG/H) CONVERSÃO DE C : 92,0 %

	C	H	O	N	TOTAL
MADEIRA SECA	3,767	0,459	3,286	0,000	7,520
ÁGUA NA MADEIRA	0,000	0,699	5,071	0,000	5,770
AR SECO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
VAPOR	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
OXIGÊNIO	0,000	0,000	3,250	0,000	3,250
TOTAL ENTRADA	3,767	1,158	11,607	0,000	16,490
GÁS SECO	3,504	0,286	5,976	0,000	9,766
ÁGUA NO GÁS	0,000	0,710	5,631	0,000	6,341
CARBONO	0,264	0,000	0,000	0,000	0,264
TOTAL SAÍDA	3,767	0,996	11,607	0,000	16,371
ERRO ((E-S)/E) %	0,00	9,27	0,00	100,00	0,66

	TEMP. ADIAB. CHAMA (°C)	PCI (KCAL/MM ³)	ENTALPIA (KCAL/MM ³)	EFICIÊNCIA GASEÍF. (%)
GÁS SECO (25 °C)	2078.	2409.		70,9
GÁS UMIDO (450 °C)	1754.	1273.	159.	79,7

CORRIDA NUMERO 22
 CONSUMO DE MADEIRA 10.02 KG/H
 UNIDADE DA MADEIRA 21.17 %
 VAZAO DE AR SECO 0.00 KG/H
 UNIDADE NO AR (VAPOR) 0.0000 KG/H
 VAZAO DE OXIGENIO 5.18 KG/H
 VOL. % O2 NO AR + OXIGENIO: 100.0

COMPOSICAO VOL.%	BASE SECA (EXPERIMENTAL)	BASE UMIDA (CALCULADA)
H2	36.71	29.14
N2	0.00	0.00
CH4	3.20	2.54
C2H4	0.39	0.31
CO	38.65	30.68
CO2	21.05	16.71
H2O		20.62
AR		0.00

BALANCO DE MASSA (KG/H) CONVERSÃO DE C : 93.0 %

	C	H	O	N	TOTAL
MADEIRA SECA	7.117	0.867	6.208	0.014	14.205
AGUA NA MADEIRA	0.000	0.427	3.388	0.000	3.815
AR SECO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
VAPOR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
OXIGENIO	0.000	0.000	5.180	0.000	5.180
TOTAL ENTRADA	7.117	1.293	14.776	0.014	23.200
GAS SECO	6.619	0.766	11.180	0.000	18.564
AGUA NO GAS	0.000	0.453	3.595	0.000	4.048
CARBONO	0.498	0.000	0.000	0.000	0.498
TOTAL SAIDA	7.117	1.219	14.775	0.000	23.111
ERRO (E-S)/E %	0.00	5.78	0.00	100.00	0.38
XFRSAPR FLOATING DIVIDE CHECK PC= 3262					
XFRSAPR FLOATING UNDERFLOW PC= 3265					

	TEMP. ADIAB. CARGA (C)	PCI (KCAL/MM3)	ENTALPIA (KCAL/MM3)	EFICIENCIA BASEIA (%)
GAS SECO (25 C)	2113.	2441.		77.6
GAS UMIDO (450 C)	2068.	1938.	154.	82.8

CORRIDA NUMERO 21
 CONSUMO DE MADEIRA 4.87 KG/H
 UNIDADE DA MADEIRA 18.00 %
 VAZAO DE AR SECO 0.00 KG/H
 UNIDADE DO AR (VAPOR) 3.7900 KG/H
 VAZAO DE OXIGENIO 1.78 KG/H
 VOL. % O2 NO AR + OXIGENIO: 100.0

COMPOSICAO VOL.%	BASE SECA (EXPERIMENTAL)	BASE UMIDA (CALCULADA)
H2	40.29	20.55
N2	0.00	0.00
CH4	3.55	1.81
C2H4	0.63	0.32
CO	20.43	10.42
CO2	35.08	17.89
H2O		49.00
AR		0.00

BALANÇO DE MASSA (KG/H) CONVERSÃO DE C : 93.0 %

	C	H	O	N	TOTAL
MADEIRA SECA	2.001	0.244	1.745	0.004	3.993
AGUA NA MADEIRA	0.000	0.098	0.779	0.000	0.877
AR SECO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
VAPOR	0.000	0.424	3.366	0.000	3.790
OXIGENIO	0.000	0.000	1.780	0.000	1.780
TOTAL ENTRADA	2.001	0.766	7.670	0.004	10.440
GAS SECO	1.861	0.252	3.722	0.000	5.835
AGUA NO GAS	0.000	0.497	3.947	0.000	4.444
CARBONO	0.140	0.000	0.000	0.000	0.140
TOTAL SAIDA	2.001	0.749	7.670	0.000	10.419
ERRO (E-S)/E %	0.00	2.15	0.00	100.00	0.20

	TEMP. ADIAB. CHAMA (C)	PCI (KCAL/MM3)	ENTALPIA (KCAL/MM3)	EFICIENCIA BASEL. (%)
GAS SECO (25 C)	1915.	2948.		88.3
GAS UMIDO (450 C)	1603.	1044.	152.	78.9

END OF EXECUTION
 CPU TIME: 13.46 ELAPSED TIME: 19:25.87
 EXIT

CORRIJA NÚMERO 27
 CONSUMO DE MADEIRA 3.88 KG/-
 UNIDADE DA MADEIRA 21.32 %
 VAZÃO DE AR SECO 0.00 KG/H
 UNIDADE NO AR (VAPOR) 3.7500 KG/H
 VAZÃO DE OXIGÊNIO 1.57 KG/H
 VOL. % O₂ NO AR + OXIGÊNIO: 100.0

COMPOSIÇÃO VOL. %	BASE SECA (EXPERIMENTAL)	BASE ÚMIDA (CALCULADA)
H ₂	40.80	17.88
N ₂	0.00	0.00
CH ₄	2.90	1.27
C ₂ H ₄	0.39	0.17
CO	20.62	9.04
CO ₂	35.29	15.47
H ₂ O		56.17
AR		0.00

BALANÇO DE MASSA (KG/H) CONVERSÃO DE C : 93.0 %

	C	H	O	N	TOTAL
MADEIRA SECA	1.527	0.186	1.332	0.003	3.048
ÁGUA NA MADEIRA	0.000	0.092	0.734	0.000	0.826
AR SECO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
VAPOR	0.000	0.420	3.330	0.000	3.750
OXIGÊNIO	0.000	0.000	1.570	0.000	1.570
TOTAL ENTRADA	1.527	0.698	5.366	0.003	7.594
GÁS SECO	1.421	0.190	2.895	0.000	4.506
ÁGUA NO GÁS	0.000	0.513	4.073	0.000	4.586
CHOROÇO	0.107	0.000	0.000	0.000	0.107
TOTAL SAÍDA	1.527	0.702	6.968	0.000	9.197
ERRO ((E-S)/E) %	-0.00	-0.63	0.00	100.00	-0.01

	TEMP. REAT., CÂMERA (°C)	PCI (KCAL/M ³)	ENTALPIA (KCAL/M ³)	EFICIÊNCIA ESPÉC. (%)
GÁS SECO (25 °C)	1901.	1977.		67.2
GÁS ÚMIDO (450 °C)	1492.	866.	162.	79.8

ANEXO D

Programa de Cálculo do Modelo
Termodinâmico de Equilíbrio

```

      INTEGER C,M,A,S,CODIGO
      REAL N,NN,NNN
      DIMENSION A(25,15),NNN(25),NOME1(25),NOME2(25)
      DIMENSION DELHG(25),DELGF(25),CPVAP(25,4),DELTAG(25)
      DIMENSION NN(25),M(25),PORSEC(25),PORUM1(25)
      COMMON/ZERO1/C,M,S,A,NNN,P,XLOS,TAR,XUX,UMDA,PCIM,
      1FM,FN,FH,FU,PCS,M,TAVP,XVAP,QH2O
      COMMON/GIH/DELTAG,DELHG,DELGF,CPVAP,TR
      COMMON/SS/DHRC,UMPR,QU2RZ,TEMP,NN,N
C
      TYPE 10
10  FORMAT(/,3X,'DE XUX,UMDA,TAR,XLOS')
      ACCEPT 30,XUX,UMDA,TAR,XLOS
C
      COMPOSICAO DA MADEIRA
      AC=.561
      AH=.001
      AU=.437
      AN=.001
      PC=1.
      FM=AH/1.008/AC*12.011
      FN=AN/14.007/AC*12.011
      FU=AU/16./AC*12.011
      P=.12.011+FM*1.008+FU*16.+FN*14.007
      P=1.0
      TYPE 15
15  ACCEPT 30,XVAP,TVAP
      FORMAT(3X,'DE XVAP,TVAP',/,,' (T1,T2)')
      AT=PM*UMDA/(100.-UMDA)
      QH2O=AT/18.016
      AL=AT*(1.-XVAP)
      AV=AT*XVAP
      UMEF=AD/(PM+AL)*100.
C
C = NUMERO DE SUBSTANCIAS PRESENTES
C
A = NUMERO DE ESPECIES ATOMICAS PRESENTES
C
S = NUMERO DE SOLIDOS PRESENTES
C
      CALL IFILE(22,'DATER')
      CALL IFILE(21,'DASDL')
C
20  READ(21,30) C,M,S
30  FORMAT(5G)
C
      LER A MATRIZ DOS COEFICIENTES DA REACAO
      DO 40 J=1,M
40  READ(21,50) (A(J,I),I=1,C)
50  FORMAT(13G)
C
      LER A QUANTIDADE DE REAGENTES
      READ(21,60) ((NOME1(I),NOME2(I),NNN(I)),I=1,C)
60  FORMAT(2A5,G)
C
      LER A QUANTIDADE DE DADOS TERMODINAMICOS
C
      READ(22,80) TR
80  FORMAT(6G)
C
      DO 90 L=1,C
      READ(22,80) DELHG(L),DELGF(L),(CPVAP(L,I),I=1,4)
90  CONTINUE

```

C

```

P1=XC*100.
P2=XH*100.
P3=XO*100.
P4=XN*100.
105 FORMAT(1H1,/,13X,'***** CALCULO DA COMPOSICAO DE EQUILIBRIO',
1' *****',/,13X,'COMPOSICAO DA MADEIRA: C',F5.2,' H',F4.2,
1' O',F5.2,' N',F4.2)
P0A=X0A*100.
110 FORMAT(//,3X,'VOL. % O2 = ',F6.2,/,3X,'UMIDADE
1 DA MADEIRA = ',F6.2,' e',/,3X,'TEMPERATURA DO AG. GASEIFICACAO
2 = ',F6.2,' C',/,3X,'PRESSAO DA REACAO = ',
3F6.2,' ATM')
IARC=TAR
IAP=TVAP+273.15
IAR = TAR + 273.15

```

C

```

PC0=(.181*XC+.18*XH+.045*(XO+XN))*100.+.371)*PM
PC1M=PC0M-PH/2.*10519.-PM/16.016*10519.*(UMEF/(100.-UMEF))
ACCEPT 30,TE1,TE2
CALL ZENT(TE1,TE2,RAIZT,VAFUT,CODIG0)
*****022*(X-0A*12.+(1.-0A)*28.014)/PM*(1.-UMEF/100.)
*WRITE(5,105)P1,P2,P3,P4
*WRITE(5,100)P0A,UMEF,TARC,P
*WRITE(5,110) IAR
110 FORMAT(//,3X,'QUANTIDADE DE AG. GASEIFICACAO = ',F7.4,
1' KG/KG MADEIRA')
QVAP=AV/(P4+AL)
*WRITE(5,115)QVAP,TVAP
115 FORMAT(3X,'QTD. DE VAPOR = ',F7.4,' KG/KG MADEIRA',
1' TEND. VAPOR = ',F6.2,' C')
*WRITE(5,120) RAIZT
120 FORMAT(//,3X,'TEMPERATURA = ',F6.1,' A ')
SOMOL = 0.0
DO 140 I=S+1,C
SOMOL = SOMOL + N(I)
SOMBS=SOMOL-N(6)
DO 170 I=S+1,C
PORSEC(I) = N(I)*100.0/SOMBS
PORUM(I) = N(I)*100.0/SOMOL
PORSEC(6)=0.0
*WRITE(5,140) (PORUM(I),PUMSEC(I),PORUM(I),PORSEC(I),I=S+1,C)
140 FORMAT(//,3X,'COMPOSICAO MOLAR DOS GASES BASE UMIDA E BASE SECA
1 (I):',/,10X,200,11X,F5.2,10X,F5.2))
PCI=(13017.*PORSEC(3)+8550.*PORSEC(4)+2577.*PORSEC(5))/100.
*WRITE(5,640)PCI
640 FORMAT(//,3X,' PCI DOS GASES, BASE UMIDA : ',F8.2,' KCAL/M3 A ',
1' 25C')
PERDAS=XLOS*100.
HQUIM=(67036.*N(3)+57797.*N(5)+191700.*N(4))/PC1M*100.
HSENS=(HQUIM-HREF)/PC1M*100.
HEAT=HSENS/PC1M*100.
*WRITE(5,660)PERDAS,HQUIM,HSENS,HEAT
660 FORMAT(//,3X,' DISTRIBUICAO DE ENERGIA: (%)',/,4X,' PERDAS: '
1' F5.2,4X,' ENERGIA QUIMICA: ',F5.2,/,4X,' CALOR SENSIVEL: ',
1' F5.2,4X,' ENTAL. AG. GASEIF./PCI MADEIRA % =F5.2,////)
VOLGAS=SOMOL*.9325*(1.-UMDA/100.)
VOLAR=QVAP*.9325*(1.-UMDA/100.)
670 FORMAT(//,3X,'VOLUME DE AR PARA 1 KG MADEIRA : ',F5.2,' NM3'
1',/,3X,'VOLUME DE GAS POR KG MADEIRA : ',F5.2,' NM3')

```



```

      STOP
      END
      SUBROUTINE ZERT ( A , B , RAIZT , VAFUT , CODIGO )
      C
      COMMON/SZERO/ XRAIZ, ITESTE
      C
      ERRO = 0.0001
      FA = FUNCT(A)
      CALL TESTE(A,FA)
      IF( ITESTE.EQ.1)          GO TO 50
      FB = FUNCT(B)
      CALL TESTE(B,FB)
      IF( ITESTE.EQ.1)          GO TO 50
      IF((FA*FB).LE.0.0)        GO TO 10
      CODIGO = 1.0
      RETURN
10    C=(A+B)/2.0
      FC=FUNCT(C)
      CALL TESTE(C,FC)
      IF( ITESTE.EQ.1)          GO TO 50
      IF((FA*FC).LE.0.0)        GO TO 30
      IF((FB*FC).LE.0.0)        GO TO 20
      CODIGO = 2.0
      RETURN
20    A=(A+B)/(C-B)/(C+A)/2.0,LT,ERRO)          GO TO 40
      B=C
      FA = FC
      GO TO 10
30    B=(A+B)/(C-A)/(C+B)/2.0,LT,ERRO)          GO TO 40
      A=C
      FB = FC
      GO TO 10
40    RAIZT = C
50    IF( ITESTE.NE.1)          GO TO 60
      RAIZT=XRAIZ
60    VAFUT = FUNCT(RAIZT)
      CODIGO = 0.0
      C
      RETURN
      END

```

```

      SUBROUTINE TESTE(X,FX)
      C
      COMMON/SZERO/XRAIZ, ITESTE
      C
      IF(FX.NE.0.0)          GO TO 10
      XRAIZ=X
      ITESTE=1
      GO TO 20
10    ITESTE=0
20    RETURN
      END
      FUNCTION FUNCT(XNEUT)
      C
      DIMENSION N(25),NN(25),NNN(25),A(25,15)
      COMMON/ZERO1/C,R,S,A,NNN,P,XLOS,TAR,XUX,UMDA,PCIM,
      1PM,FM,FH,FO,PCSM,TAVP,XVAP,QH20

```

```
COMMON/SS/DHRG,DHPR,QO2H2,TEMP,HN,N
INTEGER C,S,A
REAL N,RD,RNN
```

```
C
TEMP = AMEUT
ANH = 0.01
10 VC = FUNCH(XH1)
IF(VC.GT.0.0) GO TO 20
AN2 = XH1
AN1 = AN1 + .5
GO TO 10
20 CONTINUE
C
CALL ZERN(XH1,XH2,RANDL,CONSU,CODI)
C
TAAR = TAR
DHRG = QO2H2*(1.0-XOX)*ENTAL(H,TAAR) + EN TAL(7,TAAR)
I * QO2H2*XOX*OBZD*XVAP*ENTAL(6,TAAR)
TENTAL = TEMP
DHPR = 0.0
DO 30 K=5+1,C
DHPR = DHPR + NINJ*ENTAL(K,TENTAL)
DHLOS = XLOS *PCIN
DHRCCT = -PCSM + 67630.0*(3) + 68317.0*(5) + 212800.0
I * N(4) + 10519.0*(N(6)-JH2O*XVAP)
C
DHRCCT = -DHRG + DHPR + DHRCCT + DHLOS
RETURN
END
```

```
FUNCTION ENTAL(F,TEX)
```

```
C
COMMON/GIB/DELTA G,DELHG,DELGF,CPVAP,TR
DIMENSION DELTAG(25),DELGF(25),CPVAP(25,4),DELHG(25)
C
ENTAL = CPVAP(K,1)*(TEX-TR) + CPVAP(K,2)*(TEX**2.0-TR**2.0)
I/2.0 + CPVAP(K,3)*(TEX**3.0-TR**3.0)/3.0 + CPVAP(K,4)*
2(TEX**4.0-TR**4.0)/4.0
RETURN
END
SUBROUTINE ZERN ( A , B , RAIZN , VAFUNN , CODIGO )
```

```
C
COMMON/ZZERO/ XRAIZ,ITESTE
C
ERR0 = 0.0001
FA = FUNCH(A)
CALL TESTE(A,FA)
IF(ITESTE.EQ.1) GO TO 50
FB = FUNCH(B)
CALL TESTE(B,FB)
IF(ITESTE.EQ.1) GO TO 50
IF((FA*FB).LE.0.0) GO TO 10
CODIGO = 1.0
RETURN
10 C=(A+B)/2.0
FC=FUNCH(C)
CALL TESTE(C,FC)
```



```

N(1) = NN(1) + (N(2) + N(3) + N(4))
N(B) = NN(B)

C
C
NT = 0.0
DO 20 I = 1,C
  A(I) = 1.0
DO 30 I = S+1,C
  NT = NT + N(I)
C

PRES = P
IAS = S
IAB = C
I = TEMP
CALL GIBBS(IAB, IAS, T, PRES)
R = 1.7872
DO 40 I=1,C
  GR(I) = DELTA(I)/(R * T)
C

DELTA = 0.05
ITABA = 1000
C

DO 50 J = 1,M
  IFREQ = 1
  OF(J) = 0.0
DO 50 I = 1,C
  O(I) = O(J) + A(J,I) * NP(I)
  CHECK = .FALSE.
DO 70 J = 1,M
  OCHECK = 0.0
DO 60 I=1,C
  OCHECK = OCHECK + A(J,I) * N(I)
70 IF (ABS(OCHECK-O(J)).GT.(DELTA*O(J)))
  1
  2
  CHECK = .TRUE.
  IF (.NOT.CHECK)
  1
  2
  GO TO 90
WRITE(S,80)
FORNAT(//,3X,'VERIFIQUE VALORES INICIAIS')
STOP
C
90 IT = 1
C
100 DO 110 J = 1,M
  DO 110 L = 1,M
  AA(J,L) = 0.0
DO 110 I=S+1,C
  AA(J,L) = AA(J,L) + A(J,I)*A(L,I)*N(I)
DO 130 J=1,M
  CC(J) = O(J)
DO 120 I=1,S
  AA(J,I+M) = A(J,I)
  AA(J,M+S+1) = 0.0
DO 130 I=S+1,C
  CC(J) = CC(J) + A(J,I)*N(I)*(GR(I) + ALOG(N(I)/NT))
130 AA(J,M+S+1) = AA(J,M+S+1) + A(J,I)*O(I)/NT
DO 160 L=M+1,M+B
DO 140 K=1,M
  AA(L,K) = A(K,L-M)

```

```

DO 150 K=M+1,M+1+S
150 AA(L,K) = 0.0
160 CC(L) = GRT(L-M)
DO 170 K=1,M
170 AA(M+S+1,K) = B(K)
DO 180 K=M+1,M+S+1
180 AA(M+S+1,K) = 0.0
L = M + S + 1
CC(L) = 0.0
DO 190 K=1,S
190 CC(L) = CC(L) + N(K)*GRT(K)
DO 200 K=1+S,C
200 CC(L) = CC(L) + N(K)*(GRT(K) + ALOG(N(K)/NT))
C
DO 210 LM = 1,M+S+1
DO 210 LMO = 1,M+S+1
210 AS(LM,LMO) = AA(LM,LMO)
DO 220 LMI = 1,M+S+1
220 AS(LMI,M+S+2) = CC(LMI)
CALL S150Q(M+S+1)
DO 230 K=1,M
230 PI(K) = SB(K)
DO 240 K=M+1,M+S
240 SB(K) = SB(K)
NN1 = SB(M+S+1)
C
DO 250 I=S+1,C
250 SUM = 0.0
DO 250 J=1,M
250 SUM = SUM + PI(J)*A(J,I)
260 NN(I) = N(I)*(NN1/NT + SUM - GRT(I) - ALOG(N(I)/NT))
C
DO 270 I=1,C
270 DEL(I) = NN(I) - G(I)
DELT = NNT - NT
LAM = 1.0
DO 280 I=1,C
IF (NN(I).GT.0.0)
1
2
GO TO 280
LL = (N(I)*0.99999/(N(I) - NN(I)))
IF (LL.LT.LAM)
LLAM = LL
280 CONTINUE
C
C
DO 300 L=1,11
LL = LAM*(1.0 - (L-1)/10.0)
DFDL(L) = 0.0
DO 290 I=1,S
290 DFDL(L) = DFDL(L) + DEL(I)*GRT(I)
DO 300 I=S+1,C
300 DFDL(L) = DFDL(L) + DEL(I)*(GRT(I) + ALOG((N(I) + LL*DEL(I))
1/(NT + DELT*LL)))
DO 310 L=1,11
LI = L
310 IF (DFDL(L).LE.0.0)
1
2
GO TO 330

```

```

320  CONTINUE
    GO TO 390
330  CONTINUE
    LAM = LAM*(1.0 - (LI - 1)/10.0)
    DO 340 I=1,C
        N(I) = N(I) + LAM*DEL(I)
340  CONTINUE
    NT = NT + LAM*DELT

C
    IT = IT + 1
C
    CHECK = .TRUE.
    DO 360 I=1,C
        IF (N(I).LT.1.0E-4)
            1
            2
            IF (ABS(DEL(I)/N(I)).GT.DELTA)
                GO TO 350
            1
            2
            CHECK = .FALSE.
350  CONTINUE
360  CONTINUE
    IF (CHECK)
        1
        2
        GO TO 380
    IF (IT.LT.ITMAX)
        1
        2
        GO TO 100
    WRITE(5,370)
    FORMAT(//,3X,'ATINGIU LIMITE MAXIMO DE ITERACOES',//)
370  STOP
380  CONTINUE
390  DO 400 I = 5+1,C
400  FORLEN(I) = N(I)*100.0/NT
C
    CONSU = HNS(I) - N(I)
    FUNCH = CONSU - 1.0
    RETURN
END
SUBROUTINE GIBBS(C,S,T,P)
C
C
    DIMENSION DELHG(25),DELGF(25),CPVAP(25,4),DELTAG(25)
    INTEGER C,S
C
    COMMON/GIB/DELTAG,DELHG,DELGF,CPVAP,TR
C
C
    IF DADO EM KELVIN
    DELHG DADO EM CAL/G-MOL
    DELGF DADO EM CAL/G-MOL
    E DADO EM ATM
    K DADO EM CAL/G-MOL K
    CPVAP DADO EM CAL/G-MOL K
C
    DO 10 K = 1,C
C
        DELSU = (DELHG(K) - DELGF(K))/TR
C
        DELTAG(K) = DELHG(K) + CPVAP(K,1)*(T-TR) + CPVAP(K,2)*(T**2.0-

```

```

1 TR**2.0)/2.0 + CPVAP(K,3)*(TR**3.0-TR**3.0)/3.0 + CPVAP(K,4)*
2 (1**4.0-TR**4.0)/4.0 - TR*(DELSO + CPVAP(K,1)*ALOG(T/TR) +
3 CPVAP(K,2)*(T-TR) + CPVAP(K,3)*(T**2.0-TR**2.0)/2.0 +
4 CPVAP(K,4)*(T**3.0-TR**3.0)/3.0)

```

C
10
C

```
CONTINUE
```

```
PO = 1.0
K = 1.9572
```

C

```
DO 20 I=S+1,C
```

20
C

```
DELTA(I) = DELTA(I) + K*T*ALOG(P/PO)
```

```
RETURN
END
```

ANEXO E

Resultados do Modelo

Termodinâmico de Equilíbrio

***** CALCULO DA COMPOSICAO DE EQUILIBRIO *****

COMPOSICAO DA MADEIRA: 50.10 45.10 042.70 4.10

VOL.% O2 = 21.00

UMIDADE DA MADEIRA = 20.00 %

TEMPERATURA DO AG. GASEIFICACAO = 25.00 C

PRESSAO DA REACAO = 1.00 ATM

QUANTIDADE DE AG. GASEIFICACAO = 1.3911 KG/KG MADEIRA

TEMPERATURA = 911.0 K

COMPOSICAO MOLAR DOS GASES BASE UMIDA E BASE SECA (%):

CO2	12.70	13.79
CO	17.98	19.54
CH4	1.52	1.65
H2	23.08	25.07
H2O	7.95	9.00
O2	0.00	0.00
N2	36.78	39.95

PCI DOS GASES, BASE UMIDA : 1376.51 KCAL/M3 A 25C

DISTRIBUICAO DE ENERGIA: (%)

PERDAS: 0.00 ENERGIA QUIMICA: 85.44

CALOR SENSIVEL: 14.57

***** CALCULO DA COMPOSICAO DE EQUILIBRIO *****

COMPOSICAO DA MADEIRA: 050.10 46.10 043.70 N .10

VOL.% O2 = 40.00

UNIDADE DA MADEIRA = 20.00 %

TEMPERATURA DO AG. GASEIFICACAO = 25.00 C

PRESSAO DA REACAO = 1.00 ATM

QUANTIDADE DE AG. GASEIFICACAO = 0.6927 KG/KG MADEIRA

TEMPERATURA = 930.2 K

COMPOSICAO MOLAR DOS GASES BASE UMIDA E BASE SECA (%):

CO2	15.13	16.90
CO	24.80	27.55
CH4	2.06	2.28
H2	30.36	33.71
H2O	9.96	0.00
O2	0.00	0.00
N2	17.70	19.56

PCI DOS GASES, BASE UMIDA : 1895.30 KCAL/M3 A 25C

DISTRIBUICAO DE ENERGIA: (%)

PERDAS: 0.00 ENERGIA QUIMICA: 89.23

CALOR SENSIVEL: 11.75

***** CALCULO DA COMPOSICAO DE EQUILIBRIO *****

COMPOSICAO DA MADEIRA: C50.10 H6.10 O43.70 N .10

VOL.% O2 = 50.00
 UNIDADE DA MADEIRA = 20.00 %
 TEMPERATURA DO AG. GASEIFICADO = 25.00 C
 PRESSAO DA REACAO = 1.00 ATM

QUANTIDADE DE AG. GASEIFICADO = 0.4605 KG/KG MADEIRA

TEMPERATURA = 937.7 K

COMPOSICAO MOLAR DOS GASES BASE UMIDA E BASE SECA (%):

CO2	16.27	18.26
CO	28.11	31.56
CH4	2.34	2.62
H2	33.84	37.99
H2O	10.93	0.00
O2	0.00	0.00
N2	8.52	9.57

PCI DOS GASES, BASE UMIDA : 2155.45 KCal/M3 A 25C

DISTRIBUICAO DE ENERGIA: (%)

PERDAS: 0.00 ENERGIA QUIMICA: 89.21
 CALOR SENSIVEL: 10.79

***** CALCULO DA COMPOSICAO DE EQUILIBRIO *****

COMPOSICAO DA MADEIRA: 50.10 46.10 043.70 N 10

VOL.% O2 = 80.00

UMIDADE DA MADEIRA = 20.00 %

TEMPERATURA DO AG. GASEIFICADOR = 25.00 C

PRESSAO DA REACAO = 1.00 ATM

QUANTIDADE DE AG. GASEIFICADOR = 0.3495 KG/KG MADEIRA

TEMPERATURA = 941.6 K

COMPOSICAO MOLAR DOS GASES BASE UMIDA E BASE SECA (%):

CO2	16.92	19.11
CO	29.97	33.86
CH4	2.49	2.82
H2	35.78	40.42
H2O	11.48	0.00
O2	0.00	0.00
N2	3.36	3.79

PCI DOS GASES, BASE UMIDA : 2304.22 KCAL/M3 A 25C

DISTRIBUICAO DE ENERGIA: (%)

PERDAS: 0.00 ENERGIA QUIMICA: 89.66

CALOR SENSIVEL: 10.33

***** CALCULO DA COMPOSICAO DE EQUILIBRIO *****

COMPOSICAO DA MADEIRA: C50.10 H6.10 O43.70 N .10

VOL.% O2 = 100.00

UNIDADE DA MADEIRA = 5.00 %

TEMPERATURA DO AG. GASEIFICADO = 25.00 C

PRESSAO DA REACAO = 1.00 ATM

QUANTIDADE DE AG. GASEIFICADO = 0.3334 KG/KG MADEIRA

TEMPERATURA = 1007.1 K

COMPOSICAO MOLAR DOS GASES BASE UNIDA E BASE SECA (%):

CO2	9.67	10.28
CO	46.14	49.03
CH4	1.27	1.35
H2	36.97	39.29
H2O	5.90	0.00
O2	0.00	0.00
N2	0.05	0.05

PCI DOS GASES, BASE UNIDA : 2607.00 KCAL/M3 A 25C

DISTRIBUICAO DE ENERGIA: (%)

PERDAS: 0.00 ENERGIA QUIMICA: 96.87

CALOR SENSIVEL: 9.15

***** CALCULO DA COMPOSICAO DE EQUILIBRIO *****

COMPOSICAO DA MADEIRA: .050.10 H6.10 O43.70 N .10

VOL.% O2 = 100.00

UNIDADE DA MADEIRA = 10.00 %

TEMPERATURA DO AG. GASEIFICADO = 25.00 C

PRESSAO DA REACAO = 1.00 ATM

QUANTIDADE DE AG. GASEIFICADO = 0.3179 KG/KG MADEIRA

TEMPERATURA = 984.9 K

COMPOSICAO MOLAR DOS GASES BASE UNIDA E BASE SECA (%):

CO2	12.24	13.25
CO	41.24	44.55
CH4	1.63	1.77
H2	37.19	40.27
H2O	7.64	0.00
O2	0.00	0.00
N2	0.05	0.05

PCI DOS GASES, BASE UNIDA : 2536.27 KJOL/M2 A 25C

DISTRIBUICAO DE ENERGIA: (%)

PERDAS: 0.00 ENERGIA QUIMICA: 90.51

CALOR SENSIVEL: 9.41

***** CALCULO DA COMPOSICAO DE EQUILIBRIO *****

COMPOSICAO DA MADEIRA: C50.10 H6.10 O43.70 N .10

VOL.% O2 = 100.00

UNIDADE DA MADEIRA = 20.00 %

TEMPERATURA DO AG. GASEIFICADO = 25.00 C

PRESSAO DA REACAO = 1.00 ATM

QUANTIDADE DE AG. GASEIFICADO = 0.2836 KG/KG MADEIRA

TEMPERATURA = 944.1 K

COMPOSICAO MOLAR DOS GASES BASE UNIDA E BASE SECA (%):

CO2	17.28	19.59
CO	31.21	35.39
CH4	2.59	2.94
H2	37.07	42.03
H2O	11.81	0.00
O2	0.00	0.00
N2	0.04	0.05

PCI DOS GASES, BASE UNIDA : 2401.98 KCAL/M3 A 25C

DISTRIBUICAO DE ENERGIA: (%)

PERDAS: 0.00 ENERGIA QUIMICA: 99.02

CALOR SENSIVEL: 10.05

***** CALCULO DA COMPOSICAO DE EQUILIBRIO *****

COMPOSICAO DA MADEIRA: 150.10 H8.10 O43.70 N .10

VOL. % O2 = 100.00

UNIDADE DA MADEIRA = 30.00 %

TEMPERATURA DO AG. GASEIFICADO = 25.00 C

PRESSAO DA REACAO = 1.00 ATM

QUANTIDADE DE AG. GASEIFICADO = 0.2487 KG/KG MADEIRA

TEMPERATURA = 900.1 K

COMPOSICAO MOLAR DOS GASES BASE UNIDA E BASE SECA (%):

CO2	22.26	26.97
CO	20.78	25.17
CH4	4.10	4.97
H2	35.35	42.83
H2O	17.47	0.00
O2	0.00	0.00
N2	0.04	0.05

PCI DOS GASES, BASE UNIDA : 2258.45 KJAL/M3 A 25C

DISTRIBUICAO DE ENERGIA: (%)

PERDAS: 0.00 ENERGIA QUIMICA: 88.22

CALOR SENSIVEL: 10.80

***** CALCULO DA COMPOSICAO DE EQUILIBRIO *****

COMPOSICAO DA MADEIRA: C50.10 H6.10 O43.70 N .10

VOL.% O2 = 100.00

UMIDADE DA MADEIRA = 40.00 %

TEMPERATURA DO AG. GASEIFICADO = 25.00 C

PRESSAO DA REACAO = 1.00 ATM

QUANTIDADE DE AG. GASEIFICADO = 0.2631 KG/KG MADEIRA

TEMPERATURA = 841.5 K

COMPOSICAO MOLAR DOS GASES BASE UMIDA E BASE SECA (%):

CO2	26.48	35.81
CO	10.17	13.75
CH4	6.88	9.39
H2	30.38	41.08
H2O	26.04	0.00
O2	0.00	0.00
N2	0.04	0.05

PCI DOS GASES, BASE UMIDA : 2269.62 KCAL/M3 A 25C

DISTRIBUICAO DE ENERGIA: (%)

PERDAS: 0.00 ENERGIA QUIMICA: 88.72

CALOR SENSIVEL: 11.35

***** CALCULO DA COMPOSICAO DE EQUILIBRIO *****

COMPOSICAO DA MADEIRA: C50.10 H6.10 O43.70 N .10

VOL.% O2 = 100.00

UNIDADE DA MADEIRA = 45.00 %

TEMPERATURA DO AG. GASEIFICACAO = 25.00 C

PRESSAO DA REACAO = 1.00 ATM

QUANTIDADE DE AG. GASEIFICACAO = 0.1722 KG/KG MADEIRA

TEMPERATURA = 793.6 K

COMPOSICAO MOLAR DOS GASES BASE UMIDA E BASE SECA (%):

CO2	27.80	41.54
CO	4.96	7.41
CH4	9.56	14.28
H2	24.57	36.72
H2O	33.07	0.00
O2	0.00	0.00
N2	0.04	0.05

PCI DOS GASES, BASE UMIDA : 2391.80 KCAL/M3 A 25C

DISTRIBUICAO DE ENERGIA: (%)

PERDAS: 0.00 ENERGIA QUINIDA: 98.97

CALOR SENSIVEL: 11.13

***** CALCULO DA COMPOSICAO DE EQUILIBRIO *****

COMPOSICAO DA MADEIRA: C50.10 H6.10 O43.70 N .10

VOL.% O2 = 100.00

UMIDADE DA MADEIRA = 20.00 %

TEMPERATURA DO AG. GASEIFICACAO = 25.00 C

PRESSAO DA REACAO = 1.00 ATM

QUANTIDADE DE AG. GASEIFICACAO = 0.3248 KG/KG MADEIRA

TEMPERATURA = 930.1 K

COMPOSICAO MOLAR DOS GASES BASE UMIDA E BASE SECA (%):

CO2	20.00	23.98
CO	29.49	32.87
CH4	2.80	3.23
H2	35.33	40.77
H2O	13.33	0.00
O2	0.00	0.00
N2	0.04	0.05

PCI DOS GASES, BASE UMIDA : 2318.40 KCAL/M3 A 25C

DISTRIBUICAO DE ENERGIA: (%)

PERDAS: 5.00 ENERGIA QUEMADA: 85.06

CALOR SENSIVEL: 9.95

***** CALCULO DA COMPOSICAO DE EQUILIBRIO *****

COMPOSICAO DA MADEIRA: C50.10 H6.10 O43.70 N .10

VOL.% O2 = 100.00

UMIDADE DA MADEIRA = 30.00 %

TEMPERATURA DO AG. GASEIFICACAO = 25.00 C

PRESSAO DA REACAO = 1.00 ATM

QUANTIDADE DE AG. GASEIFICACAO = 0.2824 KG/KG MADEIRA

TEMPERATURA = 887.5 K

COMPOSICAO MOLAR DOS GASES BASE UMIDA E BASE SECA (%):

CO2	24.48	30.24
CO	19.54	22.90
CH4	4.35	5.38
H2	33.52	41.42
H2O	19.08	0.00
O2	0.00	0.00
N2	0.04	0.05

PCI DOS GASES, BASE UMIDA : 2218.72 KCAL/M3 A 25C

DISTRIBUICAO DE ENERGIA: (%)

PERDAS: 5.00 ENERGIA QUIMICA: 84.42

CALOR SENSIVEL: 10.66

***** CALCULO DA COMPOSICAO DE EQUILIBRIO *****

COMPOSICAO DA MADEIRA: C50.10 H6.10 O43.70 N .10

VOL.% O₂ = 14.00

UMIDADE DA MADEIRA = 0.00 %

TEMPERATURA DO AG. GASEIFICADO = 25.00 C

PRESSAO DE REATOR = 1.00 ATM

QUANTIDADE DE AG. GASEIFICADO = 0.3484 KG/KG MADEIRA

QTDD. DE VAPOR = 0.2500 KG/KG MADEIRA TEMP. VAPOR = 150.00 C

TEMPERATURA = 954.5 K

COMPOSICAO MOLAR DOS GASES BASE UMIDA E BASE SECA (%):

CO ₂	15.38	17.23
CO	33.12	37.11
CH ₄	2.43	2.74
H ₂	29.23	42.88
H ₂ O	10.73	0.00
O ₂	0.00	0.00
N ₂	0.04	0.05

PCI DOS GASES: BASE UMIDA = 2499.84 KJAL/KG A 25C

DISTRIBUICAO DE ENERGIA: (KJ)

PERDAS: 0.00 ENERGIA QUIMICA: 90.47

CALOR SENSIVEL: 0.53 ENTRAL. AG. GASEIF./PCI MADEIRA % = 0.27

***** CALCULO DA COMPOSICAO DE EQUILIBRIO *****

COMPOSICAO DA MADEIRA: C50.10 H6.10 O43.70 N .10

VOL.% O2 = 100.00

UNIDADE DA MADEIRA = 20.00 %

TEMPERATURA DO AG. GASEIFICADO = 25.00 C

PRESSAO DA REACAO = 1.00 ATM

QUANTIDADE DE AG. GASEIFICADO = 0.2745 KG/KG MADEIRA

QTDA. DE VAPOR = 0.0667 KG/KG MADEIRA TEMP. VAPOR = 130.00 C

TEMPERATURA = 925.2 K

COMPOSICAO MOLAR DOS GASES BASE UNIDA E BASE SECA (%):

CO2	19.21	22.34
CO	26.63	30.97
CH4	3.20	3.72
H2	36.89	42.91
H2O	14.03	0.00
O2	0.00	0.00
N2	0.04	0.05

PCI DOS GASES, BASE UNIDA : 2358.92 KJAL/M3 A 25C

DISTRIBUICAO DE ENERGIA: (%)

PERDAS: 0.00 ENERGIA QUIMICA: 89.77

CALOR SENSIVEL: 10.24 ENTHAL. AG. GASEIF./PCI MADEIRA % = 0.09

***** CALCULO DA COMPOSICAO DE EQUILIBRIO *****

COMPOSICAO DA MADEIRA: C50.10 H6.10 O43.70 N .10

VOL.% O2 = 100.00

UNIDADE DA MADEIRA = 20.00 %

TEMPERATURA DO AG. GASEIFICADO = 25.00 C

PRESSAO DA REACAO = 1.00 ATM

QUANTIDADE DE AG. GASEIFICADO = 0.2626 KG/KG MADEIRA

QTDD. DE VAPOR = 0.1429 KG/KG MADEIRA TEMP. VAPOR = 120.00 C

TEMPERATURA = 906.8 K

COMPOSICAO MOLAR DOS GASES BASE UNIDA E BASE SECA (%):

CO2	21.05	25.25
CO	21.98	26.36
CH4	3.97	4.76
H2	36.34	43.58
H2O	16.62	0.00
O2	0.00	0.00
N2	0.04	0.05

PCI DOS GASES, BASE UNIDA : 2325.94 KCHL/KG A 25C

DISTRIBUICAO DE ENERGIA: (%)

PERDAS: 0.00 ENERGIA QUIMICA: 89.57

CALOR SENSIVEL: 10.41 ENTHAL. AG. GASEIF./PCI MADEIRA % = 0.20

***** CALCULO DA COMPOSICAO DE EQUILIBRIO *****

COMPOSICAO DA MADEIRA: C50.10 H6.10 O43.70 N .10

VOL.% O2 = 100.00

UNIDADE DA MADEIRA = 20.00 %

TEMPERATURA DO AG. GASEIFICADO = 25.00 C

PRESSAO DA REACAO = 1.00 ATM

QUANTIDADE DE AG. GASEIFICADO = 0.2245 KG/KG MADEIRA

QTD. DE VAPOR = 0.3333 KG/KG MADEIRA TEMP. VAPOR = 130.00 C

TEMPERATURA = 859.1 K

COMPOSICAO MOLAR DOS GASES BASE UMIDA E BASE SECA (%):

CO2	24.26	31.73
CO	12.54	15.41
CH4	6.36	8.32
H2	33.24	43.49
H2O	23.55	0.00
O2	0.00	0.00
N2	0.04	0.05

PCI DOS GASES, BASE UMIDA : 2327.75 KCAL/M3 A 25C

DISTRIBUICAO DE ENERGIA: (%)

PERDAS: 0.00 ENERGIA AGUINHA: 89.58

CALOR SENSIVEL: 10.55 ENTAL. AG. GASEIF./PCI MADEIRA X = 0.46

***** CALCULO DA COMPOSICAO DE EQUILIBRIO *****

COMPOSICAO DA MADEIRA: C50.10 H6.10 O43.70 N .10

VOL.% O2 = 100.00

UNIDADE DA MADEIRA = 20.00 %

TEMPERATURA DO AG. GASEIFICACAO = 25.00 C

PRESSAO DA REACAO = 1.00 ATM

QUANTIDADE DE AG. GASEIFICACAO = 0.1922 KG/KG MADEIRA

QTD. DE VAPOR = 0.4545 KG/KG MADEIRA TEMP. VAPOR = 130.00 C

TEMPERATURA = 824.0 K

COMPOSICAO MOLAR DOS GASES BASE UNIDA E BASE SECA (%):

CO2	25.42	35.73
CO	7.68	10.79
CH4	9.49	11.92
H2	29.54	41.51
H2O	28.84	0.00
O2	0.00	0.00
N2	0.04	0.05

PCI DOS GASES, BASE UNIDA : 2415.12 KCAL/M3 A 25C

DISTRIBUICAO DE ENERGIA: (%)

PERDAS: 0.00 ENERGIA QUIMICA: 89.83

CALOR SENSIVEL: 10.30 ENTAL. AG. GASEIF./PCI MADEIRA % = 0.63

E R R A T A

<u>PG</u>	<u>LINHA</u>	<u>ONDE SE LÊ</u>	<u>LEIA-SE</u>
ii	03	presete	presente
12	13	na leito	no leito
19	26	considerando uma perda de 5% para o ambiente (relativo ao PCI da madeira)	de equilíbrio em condições adiabá- ticas
21	figura 2.4b	curva superior	gas úmido (450°C)
21	figura 2.4b	curva inferior	gas seco (25°C)
28	figura 2.7	N ₂	H ₂
29	17	38%	3,8%
31	14	pode-se prever que	para pequenas uni- dades,
31	15	estarão comercialmente disponível antes da	poderiam estar dis- poníveis antes e a um custo menor que a
33	22	250	170
35	13	alcatrão	alcatrão e licor pi- rolenhoso
35	10	250	170
36	08	oxidação	redução
45	09	ração	reação
45	11	durante um	durante os
47	06	gaseificadores de	gaseificadores da
68	01	mm	cm
70	10	de carga	da carga
74	03	7,51	5,88
75	11	4.4	4.5
75	19	os ... 4.4	nos ... 4.5
75	23	indicam	sugerem
76	coluna 4	unidade	umidade
93	04	(acrescentar)	ensaio nº 27
96	18	16,371	16,371 S
96	22	(acrescentar)	S = enxofre
97	12	4754	4756
103	06	PCIG _i ... (4.15)	PCIG _u ... (4.11)
103	18	(4.16)	(4.15)
104	04	(4.17)	(4.16)
108	figura 4.17	TAC (%)	TAC (°C)
110	20	fro	for

<u>PG</u>	<u>LINHA</u>	<u>ONDE SE LÊ</u>	<u>LEIA-SE</u>
112	03	60%	60°C
112	25	consumido	consumido
115	08	anexo B	anexo C
115	27	12	12%
120	figura 4.20 C	Relação H_2O/CO	Relação H_2/CO
121	22	4.20	4.20 c
123	03	que	que nos
123	12	4.18 e	4.18 a
124	19	terações	alterações
126	28	pra	para
128	15	vapor nº 12	vapor e nº 12
128	17	etano	metano
137	12	ΔH	ΔH perdas
139	eq. 5.7	$= 1,2, \dots$	$i = 1,2, \dots$
148	coluna 2	0,25 Kg vapor/Kg madeira	(0,25 Kg vapor/Kg madeira)
149	21	como exceção no	com exceção do
150	04	H_2	H_2O
150	05	previstos	previstos
150	19	$= CO + H_2O$	$= CO + H_2$
178	09	12,73	42,73