

UNIVERSIDADE FEDERAL DA PARAIBA
PRO-REITORIA PARA ASSUNTOS DO INTERIOR
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
CURSO DE POS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA AGRICOLA

SECAGEM DE MILHO UTILIZANDO ENERGIA TERMICA DE UM GASOGENIO
DE FLUXO TRANSVERSAL DESCENDENTE

JOSE WALLACE BARBOSA DO NASCIMENTO

Campina Grande - Paraíba

1991

JOSE WALLACE BARBOSA DO NASCIMENTO

SECAGEM DE MILHO UTILIZANDO ENERGIA TERMICA DE UM GASOGENIO DE
FLUXO TRANSVERSAL DESCENDENTE

Dissertação apresentada ao Curso
de Mestrado em Engenharia Agrícola
da Universidade Federal da Paraíba,
em cumprimento às exigências
para obtenção do Grau de Mestre.

AREA DE CONCENTRAÇÃO: PROCESSAMENTO E ARMAZENAMENTO DE PRODUTOS
AGRICOLAS

ORIENTADOR: Prof. Adjunto MARIO EDUARDO R. M. CAVALCANTI MATA
(M. Sc.)

CO-ORIENTADORES: Prof. Adjunto KEPLER BORGES FRANÇA (Doutor)
Prof. Adjunto JOSE HELVECIO MARTINS (Ph. D.)
Prof. Titular JÚLIO GOLDFARB (M. Sc.)

Campina Grande - Paraíba

1991



N244s Nascimento, Jose Wallace Barbosa do
Secagem de milho utilizando energia termica de um
gasogenio de fluxo transversal descendente / Jose Wallace
Barbosa do Nascimento. - Campina Grande, 1991.
186f. : il.

Dissertacao (Mestrado em Engenharia Agricola) -
Universidade Federal da Paraiba, Centro de Ciencias e
Tecnologia.

1. Milho 2. Engenharia Agricola 3. Milho - Secagem 4.
Secagem - Milho 5. Gasogenio de Fluxo 6. Dissertacao I.
Mata, Mario Eduardo Rangel Moreira Cavalcanti, M.Sc. II.
Franca, Kepler Borges, Dr. III. Universidade Federal da
Paraiba - Campina Grande (PB). IV. Título

CDU 633.15(043)

Secagem de Milho Utilizando Energia Térmica de um Gasogênio de
Fluxo Transversal Descendente

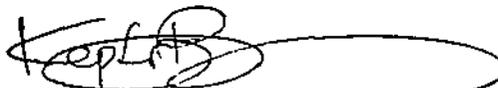
José Wallace Barbosa do Nascimento

Dissertação Aprovada em 18 de janeiro de 1991

Mário Eduardo Mata

Prof. Mário Eduardo Rangel Moreira Cavalcanti Mata

Orientador



Prof. Kepler Borges França

Co-Orientador



Prof. José Helvecio Martins

Co-Orientador



Prof. Júlio Goldfarb

Co-Orientador



Prof. Sandoval Farais da Mata

Examinador

Campina Grande - Paraíba

janeiro - 1991

Dedicatória

A Meus Pais

A Meu Sogro e Sogra

A Minha Esposa Márcia Verônica

A meu Filho Fillipe

AGRADECIMENTOS

Ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico - CNPq, pelo estímulo e apoio financeiro.

A Universidade Federal da Paraíba - UFPb, por intermédio do Departamento de Engenharia Agrícola, que tornou possível a realização deste Curso.

Ao Núcleo de Tecnologia em Armazenagem - NTA, pela oportunidade que me ofereceu para realização deste trabalho.

Ao Departamento Nacional de Obras Contra as Secas - DNOCS, pelo auxílio na construção de um ventilador e pela liberação do Químico Industrial Jemil Jesuino da Costa para auxiliar no projeto.

Ao Professor Mário Eduardo R. M. Cavalcanti Mata, pela orientação segura e a amizade.

Aos Professores, Kepler Borges França, José Helvécio Martins, pelo apoio e sugestões.

Ao Professor Júlio Goldfarb, pela incansável contribuição na construção e montagem do gasogênio, pelo apoio e sugestões.

Aos colegas de Curso, pela consideração e pelo convívio amigável e sincero.

Aos Funcionários da Universidade Federal da Paraíba, especialmente aos lotados no Núcleo de Tecnologia em Armazenagem, pelo auxílio prestado durante a fase experimental deste trabalho.

2.1.5.1 - Quanto a Fonte de Energia Para o Processo de Gaseificação	17
2.1.5.1.1 - Alotérmico	17
2.1.5.1.2 - Autotérmico	18
2.1.5.2 - Quanto à Pressão de Operação do Gaseificador	18
2.1.5.2.1 - Alta Pressão	18
2.1.5.2.2 - Baixa Pressão	18
2.1.5.3 - Quanto ao Tipo de Leito do Gaseificador	19
2.1.5.3.1 - Gaseificador de Leito Fixo	19
2.1.5.3.2 - Gaseificador de Leito Fluidizado	19
2.1.5.4 - Quanto ao Movimento Relativo Correntes de Gases Versus Correntes do Combustível no Gaseificador	21
2.1.5.4.1 - Gaseificador de Fluxo Contracorrente	21
2.1.5.4.2 - Gaseificador de Fluxo Concorrente	23
2.1.5.4.3 - Gaseificador de Fluxo Transversal	24
2.1.6 - Grelhas	25
2.1.7 - Cetilhas	25

2.1.8 - Toxidez	26
2.1.9 - Inflamabilidade do Gás	28
2.2 - Secagem de Grãos	28
2.2.1 - Período de Razão de Secagem Constante .	28
2.2.2 - Período de Razão de Secagem Decrescente	30
2.2.3 - Isotermas de Equilíbrio Higroscópico ..	31
2.2.3.1 - Equações de Equilíbrio Higroscópico	32
2.2.3.1.1 - Equação de Harkins-Jura	33
2.2.3.1.2 - Equação de Smith	33
2.2.3.1.3 - Equação de Henderson .	33
2.2.3.1.4 - Equação de Agrawal ...	34
2.2.3.1.5 - Equação de Chung & Pfofost	34
2.2.3.1.6 - Equação de Thompson ..	34
2.2.3.1.7 - Equação de Silva	35
2.2.3.1.8 - Equação de Osborn, White & Walton	35
2.2.4 - Calor Latente de Vaporização	36
2.2.5 - Constante de Secagem	37
2.2.6 - Teoria de Secagem	37
2.2.6.1 - Teoria de Luikov	39
2.2.6.2 - Equações de Secagem Semi-Empírica e Empírica	41
2.2.7 - Secagem em Camada Espessa	44
2.2.7.1 - Modelo de Hukill	44

2.2.7.2 - Modelo de Thompson	50
2.2.7.2.1 - Temperatura do Ar de Secagem	53
2.2.7.2.2 - Umidade Removida	53
2.2.7.2.3 - Temperatura Final do Ar e do Grão	54
2.2.7.2.4 - Ponto de Estado Inexistente do Ar de Secagem	55
 3 - MATERIAIS E METODOS	 56
3.1 - Procedimento Experimental	56
3.2 - Descrição do Sistema	57
3.2.1 - Gaseificador com Cetilha	57
3.2.1.1 - Gaseificador	57
3.2.1.2 - Cetilha	62
3.2.2 - Trocador de Calor - Gases do Gaseifica- dor e Gases do Escapamento do Motor Versus Ar e Agua	63
3.2.2.1 - Trocador de Calor - Gases do Gaseificador e Gases do Motor Versus Ar	65
3.2.2.2 - Trocador de Calor - Gases do Gaseificador Versus Agua	68
3.2.3 - Filtros	70
3.2.4 - Motor	72
3.2.5 - Ventilador	73
3.3 - Operação do Gasogênio	73
3.4 - Manutenção do Gasogênio	75

3.5 - Secagem de Grãos	76
3.5.1 - Secador Experimental	76
3.5.2 - Determinação das Condições Iniciais dos Grãos	78
3.5.3 - Determinação da Vazão do Ar	78
3.5.4 - Peso das Amostras e Determinação do Teor de Umidade dos Grãos	78
3.5.5 - Instalação dos Termopares	79
3.5.6 - Instalação dos Higrômetros	79
3.6 - Simulação de secagem	80
4 - RESULTADOS E DISCUSSÃO	81
4.1 - Variação de Temperatura dos Gases na Entrada e Saída do Trocador de Calor dos Gases Versus Ar	81
4.1.1 - Variação de Temperatura dos Gases na Entrada e Saída do Trocador de Calor Versus Ar, em Função das Rotações do Motor	81
4.1.2 - Temperatura de Entrada e de Saída dos Gases no Trocador de Calor dos Gases Versus Ar, em Função do Tempo	82
4.2 - Temperatura de Entrada e de Saída do Ar no Trocador de Calor dos Gases Versus Ar, em Função do Tempo	94
4.3 - Temperatura de Entrada e de Saída do Ar no Trocador de Calor dos Gases Versus Ar, em Função das Rotações do Motor	102

4.4 - Rendimento Energético do Gaseificador	103
4.5 - Condições de Secagem Para a Realização dos Experimentos e Simulação	106
4.6 - Secagem Experimental de Milho em Camada Espes- sa e Simulação Através dos Modelos de Hukill e Thompson	107
4.7 - Temperatura do Ar nas Diferentes Camadas, Em Relação ao Tempo de Secagem	130
5 - CONCLUSÕES	137
6 - REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	139
APÊNDICE A	146
APÊNDICE B	157
APÊNDICE C	162

LISTA DE FIGURAS

	página
FIGURA 1 - Zonas do gaseificador: combustão, oxidação e desidratação	13
FIGURA 2 - Tipos de gaseificador	20
FIGURA 3 - Representação esquemática de uma camada delgada de Thompson	51
FIGURA 4 - Fluxograma de funcionamento do sistema de secagem	58
FIGURA 5 - Partes do gaseificador transversal construído para realização dos experimentos	59
FIGURA 6 - Perspectiva e planta baixa do gaseificador de fluxo transversal descendente.....	60
FIGURA 7 - Gaseificador de fluxo transversal descendente com grelha, cetilha, placa defletora e abertura para limpeza	61
FIGURA 8 - Localização da cetilha no gaseificador, princípio de funcionamento, com detalhes construtivo	64

FIGURA 9 - Perspectiva externa e interna do trocador de calor - gases do gaseificador e do escapamento do motor versus ar	66
FIGURA 10 - Detalhes construtivo do trocador de calor - gases do gaseificador e do escapamento do motor versus ar	67
FIGURA 11 - Perspectiva externa e detalhes construtivo do trocador de calor - gases do gaseificador versus água	69
FIGURA 12 - Representação esquemática dos filtros, carburador e motor	71
FIGURA 13 - Cortes do ventilador de sucção	74
FIGURA 14 - Vista da câmara de secagem, com pontos de tomada de temperaturas (A), Amostragem do teor de umidade do milho (B) e umidade relativa do ar intergranular (C)	77
FIGURA 15 - Temperatura dos gases na entrada e saída do trocador de calor em função das rotações do motor	83
FIGURA 16 - Temperatura dos gases na entrada e saída do trocador de calor em função das rotações do motor, com exceção dos pontos à 3300 RPM ...	84

FIGURA 17 - Temperatura dos gases na entrada e saída do trocador de calor em função do tempo para rotação de 2200 RPM	89
FIGURA 18 - Temperatura dos gases na entrada e saída do trocador de calor em função do tempo para rotação de 2650 RPM	90
FIGURA 19 - Temperatura dos gases na entrada e saída do trocador de calor em função do tempo para rotação de 3000 RPM	91
FIGURA 20 - Temperatura dos gases na entrada e saída do trocador de calor em função do tempo para rotação de 3300 RPM	92
FIGURA 21 - Temperatura do ar na entrada e saída do trocador de calor - gases versus ar em função do tempo, para uma rotação de 2200 RPM	97
FIGURA 22 - Temperatura do ar na entrada e saída do trocador de calor - gases versus ar em função do tempo, para uma rotação de 2650 RPM	98
FIGURA 23 - Temperatura do ar na entrada e saída do trocador de calor - gases versus ar em função do tempo, para uma rotação de 3000 RPM	99
FIGURA 24 - Temperatura do ar na entrada e saída do trocador de calor - versus ar em função do tempo, para uma rotação de 3300 RPM	100

FIGURA 25 - Temperatura do ar na entrada e saída do trocador de calor - gases versus ar, em função das rotações do motor	104
FIGURA 26 - Temperatura do ar na entrada e saída do trocador de calor - gases versus ar, em função das rotações do motor, sem os pontos do teste a 3300 RPM	105
FIGURA 27 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hukill, para a primeira camada do primeiro experimento (T = 51°C e UR = 15,7%)	111
FIGURA 28 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hukill, para a segunda camada do primeiro experimento (T = 51°C e UR = 15,7%)	112
FIGURA 29 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hukill, para a terceira camada do primeiro experimento (T = 51°C e UR = 15,7%)	113
FIGURA 30 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hukill, para a quarta camada do primeiro experimento (T = 51°C e UR = 15,7%)	114

FIGURA 31 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hukill, para a quinta camada do primeiro experimento (T = 51°C e UR = 15,7%)	115
FIGURA 32 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Hukill para o primeiro experimento (T = 51°C e UR = 15,7%).....	116
FIGURA 33 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson para o primeiro experimento (T = 51°C e UR = 15,7%).....	117
FIGURA 34 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hukill, para a primeira camada do segundo experimento (T = 56°C e UR = 14,9%)	118
FIGURA 35 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hukill, para a segunda camada do segundo experimento (T = 56°C e UR = 14,9%)	119
FIGURA 36 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hukill, para a terceira camada do segundo experimento (T = 56°C e UR = 14,9%)	120

FIGURA 37 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hukill, para a quarta camada do segundo experimento ($T = 56^{\circ}\text{C}$ e $UR = 14,9\%$)	121
FIGURA 38 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hukill, para a quinta camada do segundo experimento ($T = 56^{\circ}\text{C}$ e $UR = 14,9\%$)	122
FIGURA 39 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Hukill para o segundo experimento ($T = 56^{\circ}\text{C}$ e $UR = 14,9\%$).....	123
FIGURA 40 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson para o segundo experimento ($T = 56^{\circ}\text{C}$ e $UR = 14,9\%$).....	124
FIGURA 41 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hukill, para a primeira camada do terceiro experimento ($T = 54^{\circ}\text{C}$ e $UR = 13,9\%$)	125
FIGURA 42 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hukill, para a segunda camada do terceiro experimento ($T = 54^{\circ}\text{C}$ e $UR = 13,9\%$)	126

FIGURA 43 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hukill, para a terceira camada do terceiro experimento (T = 54°C e UR = 13,9%)	127
FIGURA 44 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Hukill para o terceiro experimento (T = 54°C e UR = 13,9%)	128
FIGURA 45 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson para o terceiro experimento (T = 54°C e UR = 13,9%)	129
FIGURA 46 - Perfis de temperatura do ar com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Hukill em relação ao tempo de secagem, para o primeiro experimento	131
FIGURA 47 - Perfis de temperatura do ar com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson em relação ao tempo de secagem, para o primeiro experimento	132
FIGURA 48 - Perfis de temperatura do ar com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Hukill em relação ao tempo de secagem, para o segundo experimento	133

FIGURA 49 - Perfis de temperatura do ar com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson em relação ao tempo de secagem, para o segundo experimento	134
FIGURA 50 - Perfis de temperatura do ar com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Hukill em relação ao tempo de secagem, para o terceiro experimento	135
FIGURA 51 - Perfis de temperatura do ar com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson em relação ao tempo de secagem, para o terceiro experimento	136

LISTA DE QUADROS

- QUADRO 1 - Equações que representam as temperaturas de entrada e saída dos gases no trocador de calor - gases versus ar, para as rotações de 2200, 2650, 3000 e 3300 RPM 93
- QUADRO 2 - Equações que representam as temperaturas de entrada e saída do ar no trocador de calor - gases versus ar, para as rotações de 2200, 2650, 3000 e 3300 RPM 101

LISTAS DE TABELAS

	página
TABELA 1 - Influência da umidade do combustível na composição do gás de gaseificadores concorrentes	10
TABELA 2 - Parâmetros decorrentes do diâmetros da cetilha	27
TABELA 3 - Temperatura de entrada e saída dos gases no trocador de calor dos gases versus o ar, em função do tempo, a uma rotação de aproximadamente 2200 RPM	86
TABELA 4 - Temperatura de entrada e saída dos gases no trocador de calor dos gases versus o ar, em função do tempo, a uma rotação de aproximadamente 2650 RPM	87
TABELA 5 - Temperatura de entrada e saída dos gases no trocador de calor dos gases versus o ar, em função do tempo, a uma rotação de aproximadamente 3000 RPM	87
TABELA 6 - Temperatura de entrada e saída dos gases no trocador de calor dos gases versus o ar, em função do tempo, a uma rotação de proximadamente de 3300 RPM	88
TABELA 7 - Temperatura de entrada e saída do ar no trocador de calor dos gases versus ar, em	

função do tempo, a uma rotação de aproximadamente 2200 RPM.	95
TABELA 8 - Temperatura de entrada e saída do ar no trocador de calor dos gases versus ar, em função do tempo, a uma rotação de aproximadamente 2650 RPM	95
TABELA 9 - Temperatura de entrada e saída do ar no trocador de calor dos gases versus ar, em função do tempo, a uma rotação de aproximadamente constante de 3000 RPM.	96
TABELA 10 - Temperatura de entrada e saída do ar no trocador de calor dos gases versus ar, em função do tempo, a uma rotação de aproximadamente constante de 3300 RPM	96
TABELA 11 - Temperatura de entrada e saída do ar no trocador de calor dos gases versus ar, em função das rotações do motor	102
TABELA 12 - Volume dos gases consumido, a quantidade de carvão vegetal consumida e a eficiência do gaseificador em função das rotações de funcionamento do motor nos experiemntos realizados	106
TABELA 13 - Condições de secagem para a realização dos experimentos	107

LISTA DE SIMBOLOS

- a, n, b, c, r = constantes que dependem do produto
- C = constante que depende das formas dos corpos, igual a zero para corpos planos, igual 1 para corpos cilindros e igual a 2 para corpos esféricos
- C_v = capacidade volumétrica, cilindrada do motor em litros por ciclo
- C_p = calor específico do ar, $\text{BTU lb}^{-1} \text{F}^{-1}$
- C_{p_a} = calor específico da água, $\text{Kcal Kg}^{-1} \text{°C}^{-1}$
- C_{p_m} = calor específico do milho, Kcal Kg^{-1} de ar seco °C^{-1}
- D = adimensional de profundidade
- D_m = densidade de matéria seca de grãos, lb ft^{-3}
- D_1 = coeficiente de difusão de massa, $\text{m}^2 \text{h}^{-1}$
- E = eficiência térmica do gaseificador
- G_a = vazão mássica de ar, $\text{Kg de ar seco h}^{-1} \text{m}^{-2}$
- G_m = vazão mássica de ar, $\text{lb min}^{-1} \text{ft}^{-2}$
- H = adimensional de tempo
- H_0 = calor latente contido no subprodutos aproveitados, Kcal/h
- h_0 = coeficiente convectivo de transferência de massa, m s^{-1}
- h' = coeficiente de transferência de calor, $\text{J m}^{-2} \text{°C}^{-1} \text{h}^{-1}$
- h'_{+e} = calor latente de vaporização da água livre, J Kg^{-1}
- h'_{+e} = calor latente de vaporização da água do grão, J Kg^{-1}
- h'_{+e_a} = calor latente de vaporização da água do arroz, J Kg^{-1}
- h'_{+e_m} = calor latente de vaporização da água do milho, J Kg^{-1}
- h'_{+e} = calor latente de vaporização da água do grão, BTU lb^{-1}
- K = constante de secagem, h^{-1}

K' = constante de secagem, min^{-1}
 k = constante característica do grão
 k_{1j} = constantes fenomenológica ($i = j = 1, 2, 3$)
 k_{ij} = constantes combinadas ($i \neq j; i, j = 1, 2, 3$)
 M = Peso molecular da água, lb/h
 M_p = quantidade de matéria prima, Kg/h
 PCI_g = poder calorífico inferior do gás combustível, Kcal/Nm³
 PCI_M = poder calorífico inferior da matéria prima, Kcal/Kg
 PM = peso molecular da água, Kg-mol
 m = constante característica do milho
 m_1, n_1 = constantes que dependem da temperatura e do produto
 Nm^3 = gás ou mistura gasosa nas condições normais de temperatura e pressão
 P = pressão total, N m⁻²
 p_1, p_2, p_3, p_4 = constantes que dependem da temperatura do produto
 P_v = pressão do vapor d'água existente no ar, N m⁻²
 P_{v_s} = pressão do vapor d'água existente no ar de secagem, N m⁻²
 P_{v_e} = pressão de saturaçãõ do vapor d'água, N m⁻²
 Q, Q' = calor envolvido nos balanços de calor, BTU
 Q_r = razão fluxo de massa de água em uma fase, Kg h⁻¹
 Q_g = calor sensível do gás à temperatura de utilização, Kcal/Nm³
 Q_{m_s} = quantidade de matéria seca dos grãos na camada, Kg m⁻²
 q = taxa de transferência de calor, W
 R_g = constante universal dos gases, J Kg-mol K⁻¹
 R_e = raio da esfera

RPM = rotação de operação do motor por minuto

R_m = razão de conversão de unidades, Kg de milho Kg^{-1} de ar seco

R_r = razão de resfriamento do ar através dos grãos com umidade uniforme

RU = razão de umidade

R_v = constante do gás para o vapor d'água, $288 \text{ mol J Kg}^{-1} \text{ K}^{-1}$

S = área transversal a passagem do ar através dos grãos, ft^{-2}

S_u = área de superfície úmida, m^{-2}

T = temperatura do ar, °C

T_A = temperatura do ar, F

T_{abs} = temperatura absoluta do ar, °K

T'_{abs} = temperatura absoluta da água na superfície, °K

T' = temperatura do ar no tempo "t", °C

T_R = temperatura ambiente, R

T'_R = temperatura de secagem, R

T_e = temperatura de equilíbrio higroscópico, °C

T_f = temperatura final do ar e do grão, °C

T_o = temperatura inicial do ar, °C

T_1 = temperatura do ar de secagem, F

t = tempo de secagem, min

t_1 = tempo de secagem, h

U = teor de umidade dos grãos, decimal, base seca

$\%U_o$ = teor de umidade inicial dos grãos, percentual, base seca

U' = teor de umidade dos grãos no tempo, decimal, base seca

U_e = umidade de equilíbrio, decimal, base seca

$\%U_e$ = umidade de equilíbrio, percentual, base seca

$\%U_R$ = teor de umidade do arroz, percentual, base seca

U_r = teor de umidade final dos grãos, decimal, base seca
 U_o = teor de umidade inicial dos grãos, decimal, base seca
 UR = umidade relativa do ar, decimal
 $\%UR$ = umidade relativa do ar, percentual
 V = vetor posição, m
 V_1 = maior valor de V , m
 w_b, w_c = constante que depende de cada temperatura
 W_o = razão de umidade inicial do ar, Kg de água Kg⁻¹ de ar seco
 W_r = razão de umidade final do ar, Kg de água Kg⁻¹ de ar seco
 Z = distância do fundo da câmara de secagem, m
 z = distância do fundo da câmara de secagem, ft
 θ_o = temperatura de equilíbrio do grão, °C
 θ_o = temperatura inicial do grão, °C
 θ_k = temperatura inicial do grão, °K
 ∇^2 = operador laplaciano
 ΔW = incremento da razão de umidade do ar, Kg de água Kg⁻¹ de ar seco
 $\Delta h_{r\theta}$ = incremento do calor latente de vaporização
 ΔT = incremento da temperatura do ar
 Δt = incremento de tempo
 ΔU = incremento do teor de umidade do produto

RESUMO

Estudou-se o funcionamento de um motor estacionário com gasogênio de fluxo transversal descendente que aciona um ventilador centrífugo e recebe a energia térmica cedida pelos gases do gaseificador mediante um trocador de calor gás-ar, sendo esta energia utilizada para a secagem dos grãos de milho em camada estacionária. Os dados experimentais foram comparados com os simulados pelos modelos de Hukill e Thompson, usando-se o programa SASG-3 para microcomputador desenvolvido pelo o Núcleo de Tecnologia em Armazenagem.

Para os três testes experimentais de secagem de milho, com o resfriamento dos gases, obteve-se temperaturas médias do ar de secagem de 51 °C, 54 °C e 56 °C e vazões de ar de 8,87, 9,30 e 8,69 m³/min/ m² de secador, respectivamente, sendo as alturas da camada de secagem de 0,50m, 0,30m e 0,50m e teores iniciais de umidade de 24,53%, 32,62% e 40,44% em base seca.

Concluir que é possível secar, em média, 0,35 tonelada de milho em aproximadamente 11 horas, utilizando-se uma temperatura de 51 a 56 °C proveniente da energia térmica de um gaseificador de fluxo transversal descendente e que os modelos de simulação de secagem de Hukill e Thompson superestimaram os teores de umidades experimentais, em função do tempo.

SUMMARY

It was investigated the performance of a stationary motor with downward flow gas generator which moves a centrifugal fan and receive thermal energy scattered for gaseifier gases, beyond thermal energy scattered for gases of motor escape through of heat gases-air, being this energy used for grain drying in stationary layer. The experimental data were compared with simulated data through Hukill and Thompson models, using the SASG-3 program to microcomputer developed by Storage Technology Nucleus.

For three experimental tests of corn drying, with the gas cooling, it was obtained average temperature of drying air about 51°C, 54°C and 56°C and air flow about 8.87, 9.30 and 8.65 m³/min/m² of drier, respectively, being the heights about 0.50 m, 0.30 m and 0.50m and initial moisture contents of 24.53%, 32.62% and 40.44% in drier basis.

It was concluded that is possible to dry, on average, 0.35 ton of corn in about 11 horas, using temperatures of 51 to 56°C from thermal energy of a downward transversal flow gaseifier and that the Hukill and Thompson drying simulate models super-estimated the experimental moisture content in function of the time.

1. INTRODUÇÃO

O milho ocupa o terceiro lugar dentre os cereais cultivados no mundo, superado apenas pelo trigo e pelo arroz. Sua importância não se restringe ao fato de ser produzido em grande escala, mas também ao seu papel sócio-econômico (MARTINS et alii 1985).

No Brasil, o milho é a primeira cultura em área cultivada e a segunda no campo econômico. A maior quantidade da produção de milho provém dos pequenos produtores, que a utilizam, em parte, durante a entressafra. Porém a rudimentar infra-estrutura de armazenamento nas fazendas causa altos índices de perdas.

O milho é um produto, que faz parte intrinsecamente da culinária nordestina. É empregado nos mais diversos setores da economia e a sua utilização vai desde a fabricação de ração para animais até a fabricação de pré-cozidos para alimentação humana.

Nos últimos anos a agricultura brasileira vêm aumentando significativamente a produção de grãos, no entanto aproximadamente de 30 a 40 % desta produção é perdida devido à falta de equipamento e/ou má utilização dos processos de pós-colheita, tais como secagem e armazenagem de grãos.

No armazenamento de grãos, o que se observa com bastante frequência é o produto com teor de umidade inadequado para o período de armazenamento desejado. Este fato causa grandes

prejuízos à agricultura como também ao país, podendo provocar, em última hipótese, a importação de grãos para o abastecimento interno, o que leva a alterações na balança de pagamento do país.

Dentre os processo de pós-colheita, a secagem é a operação que prepara o produto para a armazenagem e tem a finalidade de reduzir o seu teor de umidade a níveis adequados a sua estocagem por um período prolongado. Quando este processo não é realizado de maneira correta poderá acelerar o processo de deterioração e/ou baixar o valor comercial do produto.

Na agricultura moderna, torna-se necessário o uso da secagem mecânica devido a esta permitir a realização da operação sob condições climáticas adversas. Esta operação baseia-se na utilização de secadores cuja fonte energética para o aquecimento do ar pode ser a lenha, resíduos agrícolas, combustíveis fósseis, energia solar ou energia elétrica, através de resistências elétricas. Nesses secadores o ar é forçado a passar pela massa do produto, que pode estar em movimento ou estacionária. Este método estará substituindo, gradativamente, a secagem natural. No entanto, para a sua utilização, faz-se necessário o consumo de energia, quer seja convencional ou alternativa.

Na América Latina e em muitos outros países do terceiro mundo o uso de secadores tem sido restrito às regiões de maior desenvolvimento agrícola (CORREIA, 1982).

Apenas 12% das 5.167 mil propriedades rurais do Brasil possuem eletrificação rural, ou seja, 23 milhões de pessoas nas propriedades rurais não dispõem de energia elétrica. Estes dados evidenciam o problema da energia no meio rural e de uma nova concepção energética que se deve seguir a partir da escassez do petróleo (SILVA, 1981).

Uma maneira de diminuir os custos das operações nos processos de engenharia é o uso da simulação matemática.

Basicamente, a simulação de secagem pode ser definida como o uso de modelos matemáticos para prever o comportamento de secagem sob determinadas condições. Segundo MARTINS (1982), as previsões obtidas através de simulação são muito importantes nos processos de engenharia, pois evitam gastos desnecessários de material, tempo e mão-de-obra na execução de um processo real. No caso específico de secagem de grãos, a simulação permite a análise e elaboração de projetos de secadores e ajuda no planejamento de operação dos sistemas de secagem.

A simulação tem sido de extrema importância na descrição e otimização de processos físicos, químicos e biológicos. O seu uso teve uma rápida expansão na década passada, pelo advento e evolução dos computadores (CORREIA, 1982).

A simulação é um processo de condição de experimentos em um modelo de sistema, em vez de experimentação direta com o próprio sistema. Basicamente, um modelo matemático deve ser de fácil manipulação, representativo na faixa total das aplicações

que ele possa ter, e de complexidade suficiente, para que possa representar precisamente o processo em estudo (MANTOVANI,1976).

O Brasil dispõe de condições climáticas favoráveis para explorar seu potencial energético derivado de restos culturais e da biomassa, deixando com isso os combustíveis líquidos e parte da energia elétrica para o homem urbano, aliviando ao mesmo tempo o país de maior importação de petróleo e de diminuindo o risco de racionamento de energia elétrica. Em face disto, o uso de gaseificadores para atividades agrícolas, principalmente na secagem de grãos, é uma forma de contribuir para solucionar o problema energético mencionado, com o aproveitamento dos resíduos e parte da biomassa existente no meio rural, como também, incentiva os proprietários rurais a planejarem pequenas florestas energeticas.

Com o intuito de contribuir com o problema energético e com o processo pós-colheita da cultura do milho, desenvolveu-se o presente trabalho com os seguintes objetivos:

- Estudar o gasogênio de fluxo transversal descendente para secagem de milho em camada estacionária, aproveitando-se parte da energia liberada pelo gás durante seu resfriamento, para o aquecimento do ar de secagem.
- Estudar o comportamento do trocador de calor - gases versus ar, do sistema.
- Comparar os dados experimentais de secagem de milho com os resultados simulados, utilizando os modelos de Hukill e Thompson.

2.0 - REVISÃO BIBLIOGRAFICA

2.1 - Gasogênio

2.1.1 - Antecedentes Históricos

A tecnologia da utilização dos gasogênios para motores data do fim do século XIX, quando foram empregados para motores estacionários (SIQUEIRA, 1981).

As primeiras experiências práticas da utilização de gasogênios, foram em motores móveis na primeira década do século XX: os ensaios não foram bem sucedidos e foram desativados até o início da segunda década. Posteriormente, os industriais franceses de veículo Berliet, Panhard e Renault procuraram tecnicamente fazer as adaptações e durante 7 anos de trabalho, conseguiram excelentes resultados (SIQUEIRA,1981).

Berliet e Panhard, conseguiram média de 90 Km/h com automóveis de turismo alimentados a gás pobre no autódromo de Montllery, num percurso de 500 Km.

No Brasil, durante a segunda guerra mundial, o então presidente Getúlio Vargas, em face da escassez de combustíveis,

decretou em 23 de agosto de 1940, a criação da Comissão Nacional de Gasogênio, subordinada ao Ministério da Agricultura. Entre os objetivos do organismo estava o de promover, incrementar e facilitar o uso de gasogênio em motores de explosão, tratores agrícolas, automóveis, instalações fixa e semi-fixas, e também o seu estudo e a sua fabricação (DIAS, 1981).

A gaseificação de combustíveis sólidos, é um processo bastante antigo, é realizado com o objetivo de produzir um combustível gasoso, com melhores características de transporte, melhor eficiência do combustível e que possa também ser utilizado como matéria-prima para outros processos (ASSUMPÇÃO, 1981).

Nos processos de gaseificação, a matéria orgânica é total ou parcialmente transformada em gases cujos principais componentes são: monóxido de carbono, dióxido de carbono, hidrogênio e dependendo das condições, metano, hidrocarbonetos leves, nitrogênio e vapor de água em diferentes proporções (ASSUMPÇÃO, 1981). Estes formam o chamado "gás pobre", com poder calorífico de 1.100 a 1.200 Kcal/m³.

A crescente escassez de petróleo nos últimos anos tem levado à reativação dessa tecnologia adormecida. Atualmente, estão sendo realizados, em muitos países europeus, amplos programas de pesquisas para o aproveitamento da tecnologia do gasogênio para o uso agrícola, industrial e automotivo.

2.1.2 - Gaseificador

O gaseificador é essencialmente um forno, onde se oxida madeira ou carvão em condições de equilíbrios térmico e termodinâmico, tendo como meio oxidante oxigênio (ou ar) e vapor d'água (ZAGATTO, 1981). No interior do gaseificador ocorrem reações de oxidações e reduções, craqueamento dos pirolenhosos e desidratação da biomassa. Os gaseificadores podem ser classificados de diferentes formas dependendo basicamente do comburente e do fluxo de massa gasosa gerada.

2.1.3 - Combustíveis dos Gasogênios

Todo corpo que se combina com o oxigênio produzindo calor, através da reação química de oxidação, quando realizada rapidamente produzindo gases, denomina-se combustível. O oxigênio que se combina com o combustível, para que haja a combustão, denomina-se comburente (alimentador de combustão) (FABRO et alii, 1981).

A gaseificação de carvão vegetal do ponto de vista técnico é bem mais simples que a gaseificação direta da madeira, podendo praticamente substituir o carvão mineral, com vantagens, em todos os inúmeros processos existentes de gaseificação, pois tem maior reatividade, baixo teor de cinzas facilmente reduzido a pó, além de possuir baixo teor de enxofre (SIQUEIRA, 1981).

Segundo Kirk & Othmer citado por SIQUEIRA (1981), os combustíveis ou matérias primas mais indicadas para gaseificação para motores são: a madeira e o carvão vegetal. A madeira seca apresenta, em geral a seguinte composição química ponderal.

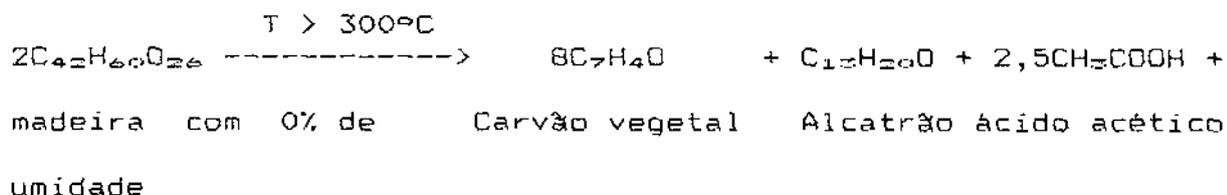
C -----	49,0 ± 1,0 %
H ₂ -----	6,1 ± 0,1 %
O ₂ -----	42,5 a 44,6 % (por diferença)
N ₂ -----	0,1 a 0,3 %
Cinzas -----	0,2 a 1,0 %

O gasogênio ou gaseificador é um dispositivo, que, queimando controladamente o carvão, produz um gás combustível com a seguinte composição:

monóxido de carbono (CO) ---	23 a 28 %
hidrogênio (H ₂) -----	12 a 15 %
metano (CH ₄) -----	1 a 2 %
nitrogênio (N ₂) -----	50 a 55 %
dióxido de carbono (CO ₂) -----	4 a 10 %

Destes gases, somente o CO, H₂ e o CH₄ são os gases combustíveis (uma média de 40% da mistura), este conjunto formam o chamado gás pobre, cujo poder calorífico se situa entre 1100 a 1200 Kcal/Nm³ (CARVALHO et alii, 1987).

Segundo ULLMAN (1932), o carvão vegetal é um dos produtos da reação de carbonização da madeira conforme equação abaixo.



H = 4400Kcal/Kg

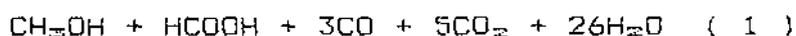
H = 7500Kcal/Kg

PM = 2024 Kgmol

PM = 0,832Kgmol

Rendimento Mássico

41.10 % 9,5 % 7,3 %



metano formol mono- dióxi- água

óxido do de

carbo- carbo-

no no

1,6 % 2,3 % 4,2 % 10,8 % 23,1 %

A umidade da matéria-prima é um fator importante nos gasificadores de leito fixo concorrente (chama invertida) ASSUMPÇÃO (1981). A Tabela 1 apresenta o resultado da composição calculada do gás de madeira para diferentes valores de umidade. Os cálculos foram feitos considerando o ar entrando a 20 °C, com 80 % de saturação em vapor d'água e uma perda para o exterior de 7,5 % (GUMUZ , 1950).

TABELA 1 - Influência da umidade do combustível na composição do gás de gaseificadores concorrente.

Componente (%V)	0%	10%	20%	30%
CO	21,0	16,5	12,0	6,8
CO ₂	10,0	12,7	15,3	17,3
H ₂	18,1	18,2	18,9	17,5
H ₂ O	4,6	6,7	9,4	13,7
CH ₄	0,7	1,1	1,7	2,7
N ₂	45,6	44,8	42,7	41,7
PCI (Kcal/Nm ³)	1162	1071	992	887
Eficiência (%)	77,8	76,4	75,4	72,9

Como se pode observar na tabela 1, o poder calorífico do gás produzido é bastante influenciado pela umidade da madeira. Se não houver fornecimento adicional de calor, esse tipo de gaseificador não pode operar com umidade superior a 30%. A umidade do carvão vegetal nunca deve ser superior a 7% .

Nos gaseificadores contracorrentes, a umidade do combustível tem uma influência menor, uma vez que os gases quentes provenientes das zonas de pirólise e gaseificação promovem a secagem do combustível e a água removida não influi nas características dos gases gerado nessas zonas (ASSUMPÇÃO, 1981).

A uniformidade da matéria-prima é também um fator que pode afetar a marcha do gaseificador, pois o material de menor granulometria tenderá a queimar mais rapidamente na zona de combustão e pode ocasionar deslocamento da mesma para determinados pontos do gaseificador, com formações de regiões quentes e frias e, eventualmente, bolsões de gás que são indesejáveis. Caso a granulometria do material seja heterogênea, a distribuição de tamanhos em cada carga deve ser razoavelmente constante (ASSUMPÇÃO, 1982).

O tamanho ideal do combustível sólido para a gaseificação foi especificado na prática, como sendo entre 25mm a 50mm (FARIA, s.d.).

A densidade do combustível deve ser a maior possível, tanto para a madeira, como para o carvão vegetal. São desejáveis madeiras de grande densidade, tais como a jurema preta e a catingueira (QUIRINO, 1988).

2.1.4 - Reações Químicas nos Gasogênios:

As reações químicas que ocorrem durante os processos de gaseificação de combustíveis sólidos são reações de oxirredução, envolvendo fases sólidas e gasosas, ou seja, sistemas heterogêneos (ASSUMPÇÃO, 1982).

De um modo geral, qualquer reação ou conjunto de reações podem ser divididos em dois processos parciais: um processo parcial químico e um processo parcial físico.

O processo físico consiste no transporte dos reagentes para a região da reação e é condição necessária para que ocorra o processo químico entre eles. É fundamentalmente uma transferência de calor e massa e, no caso de reações heterogêneas, como nos gaseificadores, envolve fenômenos de difusão, adsorção, radiação e convecção.

O processo químico, entretanto, é influenciado pela concentração dos reagentes, temperatura e pressão do sistema.

2.1.4.1 - As zonas do Gasogênio

No interior de um gaseificador ocorre zonas bastantes distintas. Estas são as seguintes: combustão, gaseificação e desidratação. Ocorrem diferentes fenômenos em cada zona dependendo da temperatura, como mostra a Figura 1.

2.1.4.1.1 - Zona de Combustão

Esta zona tem aproximadamente uma espessura de 100mm a 150mm. Nesta zona, a passagem do ar mais vapor de água pelo carvão vegetal incandescente com uma temperatura superior a 1200 °C, produz a oxidação do seu carbono (combustão) até que todo o O_2 seja gasto. (SIQUEIRA, 1981).

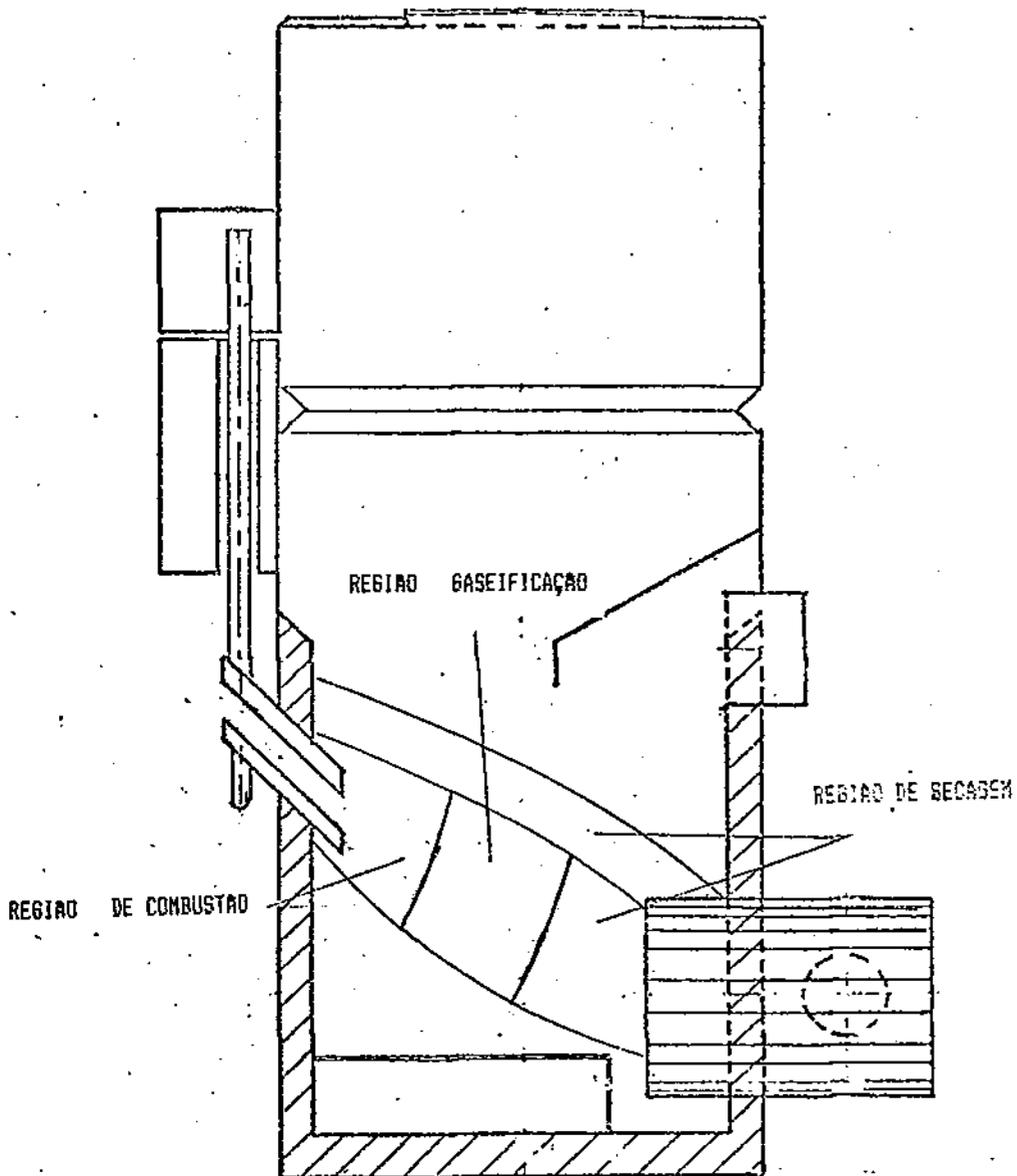
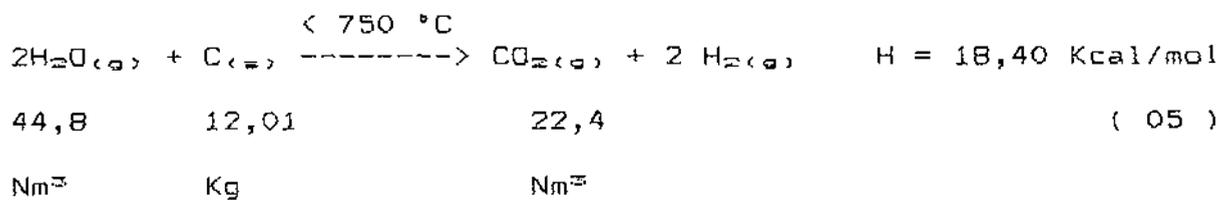
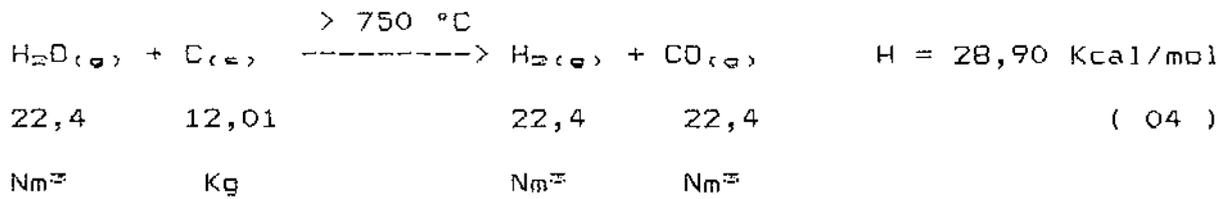
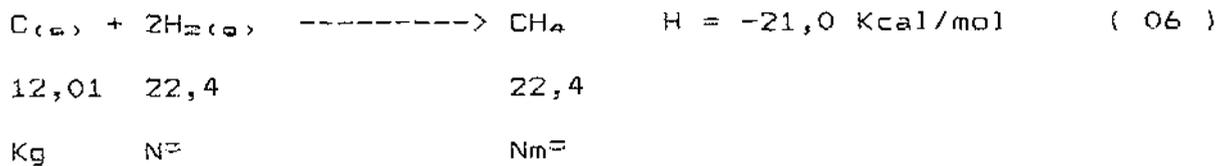


FIGURA 1 - Zonas do gaseificador: combustão, oxidação e desidratação

b - Reações do gás de água:



c - Reação de metanização



2.1.4.1.3 - Zona de Desidratação

A zona de desidratação ou secagem é a primeira região do gaseificador, é onde o carvão ou madeira perde toda a sua umidade. A temperatura está na faixa de 50 a 120 °C.

2.1.4.2 - Comburentes

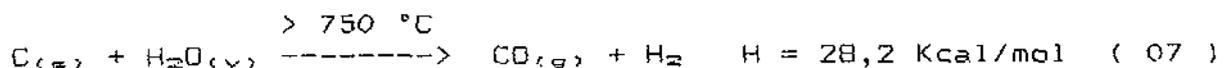
Os comburentes utilizados na gaseificação são: oxigênio, ar, vapor de água, e simultaneamente ar e vapor de água. O oxigênio como comburentes não será discutido em virtude do seu alto custo e por não ser empregado nos gasogênios mais comuns (QUIRINO, 1988).

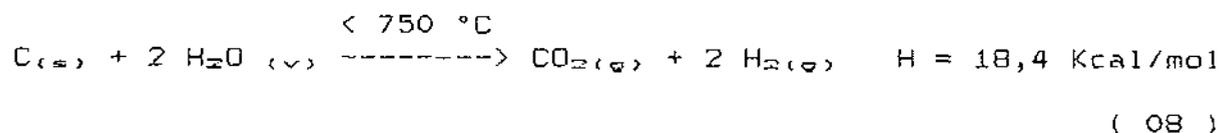
2.1.4.2.1 - Gás de Ar

Quando o ar é o agente gaseificante obtém-se no processo de gaseificação o gás de ar, também denominado gás de gerador ou gás pobre. Como o ar contém aproximadamente 80% de nitrogênio, a presença final deste gás incomburente faz diminuir o poder calorífico final que fica em torno de 1100 à 1200 Kcal/Nm³. É o combustível de menor poder calorífico e também de menor custo e maior facilidade de obtenção. Como o ar contém água obtendo-se também o gás de água. As principais reações que geram o gás de ar são representada pelas equações (02) a (06) (SIQUEIRA, 1981).

2.1.4.2.2 - Gás de Vapor de Água

É obtido pela passagem do vapor de água sobre o carvão ao rubro. As duas reações fundamentais são:





2.1.4.2.3 - Gás de Ar e Vapor de Água

Com a passagem simultânea do ar e do vapor de água superaquecido sobre o carvão ao rubro, realiza-se simultaneamente as reações do gás de ar e de gás de água. A experiência mostra que o vapor de água é misturado ao ar de entrada na proporção de 250g de vapor por quilograma de carvão consumido (CARRE,1921). O poder calorífico do gás misto se situa entre o poder calorífico do gás de ar e do gás de água.

2.1.5 - Classificação dos Processos e Equipamentos de Gaseificação

Esses processos e equipamentos são classificados de diversas maneiras descritas a seguir.

2.1.5.1 - Quanto a Fonte de Energia Para o Processo de Gaseificação

2.1.5.1.1 - Alotérmico

Neste processo a energia provém de outra fonte que não o próprio combustível. Segundo QUIRIND (1988), o emprego deste processo é para obtenção quase exclusiva do gás de água.

2.1.5.1.2 - Autotérmico

É o processo pelo qual a energia provém da combustão parcial do próprio combustível. Este processo é usualmente empregado para gerar o gás pobre.

2.1.5.2 - Quanto a Pressão de Operação do Gaseificador

Segundo ASSUMPÇÃO (1981), a pressão tem influência acentuada na composição dos gases, pois favorece aquelas reações em que há redução no número de moles.

2.1.5.2.1 - Alta Pressão

Nesta operação o gaseificador trabalha com pressão acima da atmosférica, a qual favorece a formação do metano.

2.1.5.2.2 - Baixa Pressão

Nesta operação o gaseificador trabalha com pressões próximas a atmosférica, podendo operar com pressão positiva (pouco acima da atmosférica) ou com pressão negativa (pouco abaixo da atmosférica). Gaseificadores à baixa pressão têm menor dimensão e maior capacidade. Removendo-se CO_2 e H_2O que tendem a aumentar com a pressão, o gás obtido tem poder calorífico na faixa de 4000 Kcal/Nm^3 , porém o seu rendimento é sacrificado (ASSUMPÇÃO, 1981).

2.1.5.3 - Quanto ao Tipo de Leito no Gaseificador

2.1.5.3.1 - Gaseificador do Tipo Leito Fixo

Carateriza-se pelo fato de o combústivel ser empilhado, descendo gradualmente à medida em que é consumido. A cinza é retirada pela parte inferior e a madeira (ou carvão) introduzido pela parte superior. É um sistema convencional de gaseificação, muito utilizado no passado. A entrada do ar (ou oxigênio) pode ser na parte superior, o que caracteriza a gaseificação em concorrente, ou na parte inferior, gaseificação contracorrente, como mostra a Figura 2 (CHESF, 1987).

Segundo Shreve & Brink citado por ZAGATO (1981) o rendimento do gaseificador de leito fixo depende da densidade do material carbonáceo introduzido no gaseificador. Quanto mais denso maior é o rendimento. Isto significa que carvões e madeiras pesadas dão melhores rendimento do que os carvões e madeiras leves. O carvão briquetado dá maior rendimento do que o carvão ao natural (ZAGATTO, 1981).

2.1.5.3.2 - Gaseificador de Leito Fluidizado

Caracteriza-se por utilizar a madeira ou o carvão em partículas de pequenas dimensões (5 a 7mm), mantidas em suspensão através da injeção do meio gaseificador (ar ou oxigênio e vapor) que passa pelo leito a uma velocidade suficiente para fluidizá-lo, como mostra a Figura 2. O contato sólido-gás é

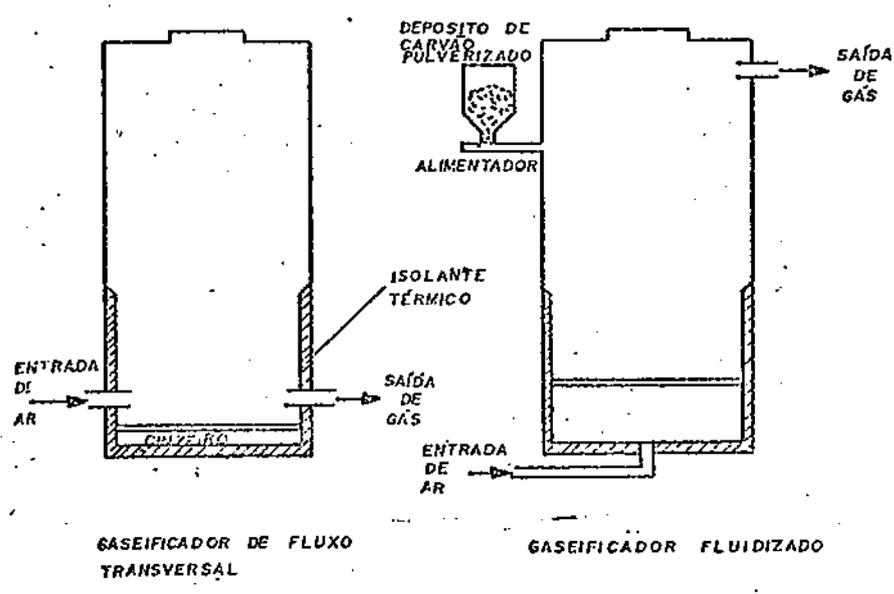
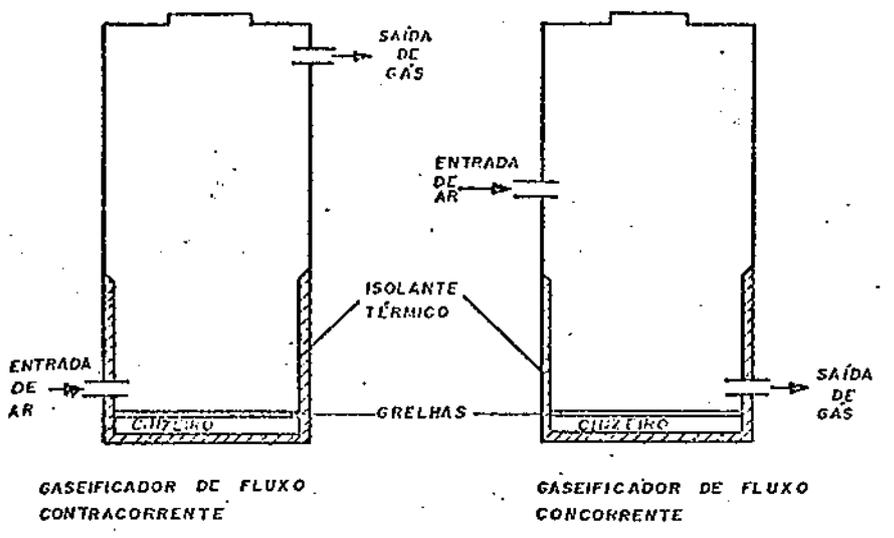


FIGURA 2 - Tipos de gaseificador

muito bom e a temperatura de saída do gás é aproximadamente igual à temperatura do leito (CHESF, 1987).

A gaseificação de leito fluidizado é bastante sofisticada para ser usada em condições rurais: além disso é importante assinalar que os resíduos vegetais, tais como sabugo e palha de milho, palha de arroz e outros resíduos vegetais são mais importantes como alimentação para os animais (QUIRINO, 1988).

2.1.5.4 - Quanto ao Movimento Relativo da Corrente de Gases Versus Correntes do Combustível no Gaseificador

Quanto ao movimento de gás dentro do reator, os gasogênios são classificados em três tipos de movimentos: contracorrente, concorrente e transversal.

2.1.5.4.1 - Gaseificadores de Fluxo Contracorrente

Os gaseificadores de fluxo contracorrente caracterizam-se pelo movimento descendente do combustível sólido (carvão vegetal ou madeira) e do movimento ascendente dos gases gerados. Este sentido do fluxo tem, do ponto de vista térmico, a vantagem de absorver parte do calor sensível dos gases quentes produzidos na câmara de combustão à custa do pré-aquecimento do combustível. Se os gases contiverem excesso de umidade poderão reduzi-la durante a permanência no reservatório. Este sentido de fluxo é também adequado aos combustíveis contendo matéria volátil, isento de alcatrão, resinas e outros produtos destilá-

veis, que iriam fixar-se sobre peças do motor como tubo de admissão, sede das válvulas, etc, causando distúrbios ao seu funcionamento e exigindo maior freqüência da manutenção (CHESF,1987).

A injeção do comburente (ar + vapor de água) é feita pelo fundo do gasogênio. O gás produzido sai pela parte superior do gasogênio, após atravessar a carga de lenha ou carvão que desce em direção à zona de reação. Com a passagem deste gás quente, a madeira passa pelas fases de secagem e pirólise.

A quantidade de gás produzido na gaseificação em contracorrente é de cerca de 2,2 à 2,4 Nm³ de gás por kg de madeira seca (FONTES, 1981).

As vantagens do gaseificador contracorrente são:

- Consumo de oxigênio (logo, o ar) nas reações de gaseificação é menor do que nos sistemas concorrentes.
- Como existe secagem automática pode-se utilizar combustível com um maior teor de umidade.
- Os gases saem mais frios do reator, em virtude de trocarem calor nas zonas de pirólise e desidratação.

Segundo QUIRINO (1988) sua principal desvantagem aparece no fato de que o gás precisa ser limpo, uma vez que os alcatrões contidos nos efluentes do gaseificador podem causar problemas de incrustações e entupimento nas linhas de distribuição.

2.1.5.4.2 - Gaseificador de Fluxo Concorrente

Gaseificador de fluxo concorrente caracteriza-se pelo deslocamento do combustível e dos gases no mesmo sentido, de cima para baixo. Neste caso, a recuperação do calor da zona de combustão é mínima, uma vez que fica limitada apenas ao calor irradiado, não havendo a sua transmissão direta à carga pela passagem dos gases quentes. Porém, sob o aspecto de limpeza dos gases, é o melhor tipo de circulação, uma vez que os produtos voláteis destilados durante o aquecimento crescente da carga durante a descida, bem como os não destilados são destruídos pela alta temperatura reinante na câmara de combustão, transformando-se em CO e/ou CO₂, obtendo-se gás de maior pureza (CHESF, 1987).

Os gaseificadores concorrentes são indicados para consumir madeira e desta forma recuperar o calor latente do alcatrão contido na madeira (MOURA, 1988).

O agente gaseificante é geralmente o ar em lugar da mistura ar + vapor de água, já que a própria umidade da madeira só é possível de ser utilizada para permitir as reações de gaseificação. Tal fato só é possível porque todos os constituintes da carga são forçados a passar na zona de reação. Da mesma forma, os voláteis e os alcatrões da madeira são craqueados na zona de reação. Esta é a razão pela qual este tipo de aparelho é o mais indicado para aplicações que requerem gás mais limpo, como por exemplo os motores de veículos (FONTES, 1981).

As principais vantagens deste tipo de gasogênio são:

- A eficiência de gaseificação é maior do que no processo contracorrente.
- O teor de efluentes líquidos resultantes da limpeza do gás é bem reduzido, diminuindo os problemas de poluição.

A principal desvantagem destes tipo de gasogênios é que se o combustível tiver mais de 15% de umidade ele deixa de funcionar (ASSUMPÇÃO, 1981).

2.1.5.4.3 - Gaseificador de Fluxo Transversal

Gaseificadores de fluxo transversal ou cruzado caracterizam-se por se situarem na mesma horizontal, a entrada de ar e a saída dos gases. E o combustível, carvão vegetal ou madeira, segue um fluxo descendente, cruzando-se na parte inferior com o fluxo horizontal e/ou inclinado de entrada de ar e saída dos gases (QUIRINO, 1988).

Segundo MOURA (1988), as vantagens e desvantagens do gaseificador de fluxo transversal são as mesmas do gaseificador de fluxo concorrente, apresentando uma vantagem adicional de ser de construção compacta e volume reduzido.

2.1.6 - Grelhas

As grelhas são peças de ferro fundido ou aço inoxidável destinado a suportar o leito de carvão e permitir uma boa distribuição da mistura combustível - ar.

As grelhas tem uma relação de área livre para obstruída de 0,5 e são montadas nos gasogênios nas posições vertical, horizontal e inclinada (SIQUEIRA, 1981). Podem ainda ser giratória, construída de ferro fundido capaz de resistir a altas temperaturas, montadas de maneiras excêntrica ou não (FONTES, 1981).

2.1.7 - Cetilha

Dá-se o nome de cetilha a dois tubos de aço concêntricos, onde o espaço livre entre os tubos é preenchido com água, que é conduzida a um reservatório de resfriamento através de convecção natural.

Este dispositivo é responsável pelo acendimento inicial do forno e pelo suprimento contínuo de ar (oxigênio) e/ou vapor de água para manter o sistema em funcionamento com a produção contínua de gás (CARVALHO, 1987).

SICILIANO (1945), estudou parâmetros referentes ao diâmetro da cetilha. Os resultados dos ensaios estão condensados na Tabela 2 e são baseados nas seguintes condições:

- 1 - O comprimento mínimo da chama é aquele que provoca uma temperatura na grelha de 900 °C.
- 2 - A fim de se obter uma taxa de conversão de 0,9 a vazão de ar mínima deve ser aquela indicada no item "b" da Tabela 2.
- 3 - A depressão através do gerador é de 304mm de coluna de água, a qual é a máxima permissível e condiciona a vazão máxima de ar do item "c", da Tabela 2.
- 4 - Os itens "d" e "f" da Tabela 2, mostram os resultados obtidos quando estas três condições são observadas.

2.1.8 - Toxidez

Segundo ULLMAN (1932), o monóxido de carbono é altamente venenoso, porque reage com a hemoglobina do sangue formando o composto cristalizado denominado carbohemoglobina, tornando o sangue incapaz de transportar o oxigênio, causando intoxicação e morte. A intoxicação dá-se quando monóxido de carbono misturado ao ar com 0,037% em volume da mistura, e com 0,3% é mortal, em menos de uma hora. A permanência prolongada de uma pessoa numa atmosfera mesmo contendo baixa quantidade de monóxido de carbono, pode causar anemia.

A principal recomendação que se faz para o gasogênio é o seu uso em recinto aberto e bastante ventilado.

TABELA 2 - Parâmetros decorrentes do diâmetro da cetilha

Diâmetro das ceticas	7,94mm	12,7mm	19mm	25,4mm
Condições				
a - Comprimento mínimo da chama que dá 900°C na grelha (cm)	19	23	28	33
b - Vazão mínima de ar para depressão através do gerador de 300 mm de coluna de água (m ³ /min)	0,196	0,45	0,785	1,06
c - Vazão mínima de ar para uma razão [CO/(CO+CO ₂)] = 0,9 (m ³ /min)	0,104	0,168	0,196	0,28
d - Vazões permissíveis de gás (m ³ /min)	0,135	0,224	0,226	0,29
	a	a	a	a
	0,258	0,59	1,02	1,40
e - Limites correspondentes da potência do gás aproximadamente	9,5	25	27	29
	a	a	a	a
	29	66	112	160
f - Potência correspondentes no motor para eficiência térmica em torno de (25 %)	2,4	6,2	6,7	7,2
	a	a	a	a
	7,2	16,5	25,0	40,0

2.1.9 - Inflamabilidade do Gás

Segundo HILSF et alii (1981), para o uso do gasogênio em edificações o cuidado mais importante deverá ser a escolha do traçado da tubulação do gás, procurando-se um caminho protegido contra incêndios, de preferência externas aos prédios. Nos trechos em que isto não for possível, prover o sistema de válvulas de bloqueio assistidas por selos hidráulicos adequados.

2.2 - Secagem de Produtos Agrícolas

A secagem é um processo de transferência simultânea de calor e massa. O calor é requerido para evaporar a umidade da superfície do produto a qual é removida e transferida para o meio por um agente de secagem, normalmente o ar (BROOKER et alii, 1974).

GERZHOI-SAMOCHETOU (1960), HALL (1971) BROOKER et alii (1974), descrevem dois períodos distintos no processo de secagem em produtos agrícolas:

- 1 - período de razão de secagem constante
- 2 - período de razão de secagem decrescente

2.2.1 - Período de Razão de Secagem Constante

Segundo BROOKER et alii (1974), a razão de secagem constante pode ser observada nos produtos nos quais a resistência interna ao transporte de umidade é muito menor do que a resis-

tência externa de remoção do vapor de água na superfície do produto.

Segundo HALL (1971), o período de razão constante de secagem de produtos agrícolas depende dos seguintes fatores:

- a - área exposta;
- b - diferença entre a umidade do ar e a da superfície do produto;
- c - coeficiente de transferência de massa;
- d - velocidade do ar de secagem;

HENDERSON e PERRY (1955), apresentaram o seguinte balanço de calor e massa para descrever o período de secagem a razão constante.

$$\frac{dU}{dt} = \frac{h_D \cdot S_u \cdot (P_{v_a} - P_v)}{R_v \cdot T_{a,b}} = \frac{h' \cdot S_u \cdot (T_{a,b} - T'_{a,b})}{h_{t,c}} \quad (9)$$

A expressão acima foi obtida pela análise do termômetro de bulbo úmido combinando a transferência de calor e massa. Considerando a taxa de transferência de calor do ar para o bulbo úmido, desprezando a radiação da atmosfera e a condução ao longo da haste do termômetro e bulbo úmido de área S_u tem-se:

$$q = h' \cdot S_u \cdot (T_{a,b} - T'_{a,b}) \quad (10)$$

A transferência de massa do bulbo úmido (taxa de evaporação) para o ar, devido à diferença de concentração, diferença de pressão parcial entre a película de água que envolve o bulbo e o fluxo de ar, é dado por:

$$Q_e = \frac{h_D \cdot S_u \cdot M (P_{v_s} - P_v)}{R_o \cdot T_{a,b,s}} \quad (11)$$

2.2.2 - Período de Razão de Secagem Decrescente

Durante o período de secagem à taxa decrescente a superfície do produto não se encontra coberta por uma camada fina de água, como no caso anterior, porque a resistência interna ao transporte de água se torna maior do que a resistência externa. A medida que o teor de umidade vai decrescendo abaixo do teor de umidade crítico, o potencial motriz do processo de secagem, $(P_{v_s} - P_v)$, decresce junto com a taxa de secagem. Aparece também um gradiente de umidade no interior do produto e sua temperatura se eleva acima da temperatura de bulbo úmido. Os grãos, geralmente só apresentam o período de secagem à taxa decrescente. Portanto, a taxa de secagem decresce continuamente durante o transcorrer da secagem (BROOKER et alii, 1974).

A previsão da taxa de secagem de um produto biológico durante o período de secagem à taxa decrescente é mais complexa do que durante à taxa constante. Neste caso, não somente devem ser considerados os mecanismos de transferências externas (transferência de calor e massa por convecção), como também o

mecanismo de transferência no interior do produto (difusão de calor e massa).

O teor de umidade no qual a taxa de secagem de um produto muda de uma taxa constante para uma taxa decrescente é chamado de teor de umidade crítico. Este teor depende das características do produto, tais como forma e tamanho e também das condições de secagem (MARTINS & CAVALCANTI MATA, 1984).

Segundo HALL (1971) com quatro camadas moleculares de água, removidas sequencialmente, existia uma mudança no valor da constante de secagem, para cada camada removida. De acordo com este mesmo autor esta variação constitui o fator principal que dificulta o desenvolvimento da equação teórica, para descrever bem o processo de secagem de produtos biológicos.

2.2.3 - Isotermas de Equilíbrio Higroscópico

O teor de umidade de equilíbrio de um material, para as condições ambientais constantes, é o teor de umidade que o material atingirá para aquelas condições do ambiente em um período infinito de tempo (SILVA, 1978).

Segundo BROOKER et alii (1974), o teor de umidade de equilíbrio higroscópico depende da variedade do grão, de sua maturidade, de seu histórico, das técnicas de medição da umidade relativa do ar e do método de determinação da umidade de equilíbrio. Afirmam também que os grãos com alto teor de óleo absorvem menos umidade do que aqueles ricos em amido.

CHU (1966) afirma que a umidade adsorvida depende somente do ambiente e é dado geralmente como uma função da umidade relativa, tendo a temperatura como parâmetro. Esta função é chamada isoterma.

Estas isotermas, para vários tipos de grãos bem como para produtos higroscópicos de natureza vegetal e animal são curvas tipo sigmóide (em forma de s) (CHITTENDEN, 1961).

Quando o produto atingir a umidade de equilíbrio perdendo umidade para o ambiente, tem-se o processo de dessorção. Quando o produto ganha umidade do ambiente, tem-se o processo de sorção. Para cada temperatura, as curvas obtidas são, respectivamente, isotermas de sorção e dessorção. A diferença entre estas isotermas é chamado de efeito de histerese (BROOKER et alii, 1974)

2.2.3.1 - Equações de Equilíbrio Higroscópico

Um número muito grande de equações teórica, semi-teórica e empírica tem sido proposto para o cálculo da umidade de equilíbrio. Segundo BROOKER et alii (1974), nenhuma equação teórica é ainda capaz de prever exatamente a umidade de equilíbrio de produtos agrícolas em toda faixa de temperatura e umidade relativa.

2.2.3.1.1 - Equação de Harkins-Jura

Harkins e Jura, em 1944, baseado na teoria potencial, desenvolveram a seguinte equação (SILVA, 1978):

$$\ln(UR) = w_b - (w_c / (U_e)^2) \quad (12)$$

2.2.3.1.2 - Equação de Smith

Smith em 1947 citado por BROOKER et alii (1974), estudou o comportamento de sorção de umidade em altos polímeros, tendo sugerido o seguinte modelo.

$$U_e = w_b - w_c \cdot \ln(1 - UR) \quad (13)$$

2.2.3.1.3 - Equação de Henderson

Uma das mais conhecidas e usadas equações para previsão de umidade de equilíbrio de grãos é o modelo semi-empírico proposto por HENDERDON (1952). Usando a equação de adsorção de Gibbs estabeleceu a seguinte equação para as isotermas de equilíbrio microscópico de materiais biológicos, incluindo grãos de cereias.

$$1 - UR = \exp (- a \cdot T_R \cdot (U_e)^n) \quad (14)$$

Esta equação pode ser linearizada como:

$$\ln(-\ln(1 - UR)) = \ln(a) + \ln(T_R) + n \cdot \ln(U_w) \quad (15)$$

2.2.3.1.4 - Equação de Agrawal

AGRAWAL et alii (s.d.), expressaram as constantes como uma função da temperatura e modificaram a equação de Henderson para:

$$1 - UR = \exp \left[- p_1 \cdot T_R^{p_2} - U_w^{p_3} \cdot T_R^{p_4} \right] \quad (16)$$

Esta equação pode ser linearizada como :

$$\ln(-\ln(1-UR)) = \ln(p_1) + p_2 \cdot \ln(T_R) + p_3 \cdot T_R \cdot \ln(U_w) \quad (17)$$

2.2.3.1.5 - Equação de Chung & Pfof

Em 1967, Chung e Pfof desenvolveram a seguinte equação matemática:

$$\ln \left(P_v / P_{v,w} \right) = (m_1 / R \cdot T_{a,b,c}) \cdot \exp(-n_1 \cdot U_w) \quad (18)$$

2.2.3.1.6 - Equação de Thompson

THOMPSON et alii (1968) desenvolveram uma expressão a partir da equação de Henderson, para descrever o equilíbrio

microscópico do milho.

$$1 - UR = \exp [- c \cdot (T_A + 50) \cdot (U_e)^n] \quad (19)$$

onde:

$$c = 3,85 \cdot 10^{-9}$$

$$n = 2,0$$

2.2.3.1.7 - Equação de Silva

SILVA (1980) propôs as seguintes equações de equilíbrio higroscópicas para o milho.

para $0\% < UR \leq 52\%$

$$U_e = (7,4776 \cdot UR^{0,4548}) / (\ln (1,8 T + 32)) \quad (20)$$

e para $52\% < UR \leq 99,9\%$

$$U_e = (21,2198 \exp (0,0146 UR)) / (\ln (1,8 T + 32)) \quad (21)$$

2.2.3.1.8 - Equação de OSBORN, WHITE & WALTON

OSBORN, WHITE e WALTON (1988) desenvolveram um modelo para soja a partir do modelo proposto por Halsey (1948).

$$\%U_e = \{ - \exp [(b \cdot T) + c] / \ln (\%UR/100) \}^{1/r} \quad (22)$$

2.2.4 - Calor Latente de Vaporização

O calor latente de vaporização é definido como a energia requerida para evaporar a umidade do produto. As curvas de umidades de equilíbrio fornece elementos necessários para o cálculo do calor de vaporização da umidade. A energia necessária para evaporar a água do grão é dependente do teor de umidade e da temperatura e segundo Brooker et alii (1974) quanto menor o teor de umidade e temperatura dos grãos maior será o seu calor latente de vaporização.

$$\frac{\ln P_v}{\ln P_{vs}} = \frac{h'_{r\theta}}{h_{r\theta}} + m_d \quad (23)$$

O calor latente de vaporização da umidade do milho, segundo THOMPSON et alii (1973), pode ser determinado pela equação:

$$h'_{r\theta} = h_{r\theta} + (1 + 4,35 \cdot \exp (-28,25 U)) \quad (24)$$

O calor latente de vaporização do arroz pode ser dado pela seguinte equação: desenvolvido por Wang citado por NODMHORM e VERMA (1986):

$$h'_{r\theta} = (1795,44 - 0,811 \cdot T) \cdot U_a^{-0,346} \quad (25)$$

2.2.5 - Constante de Secagem

Os coeficientes de difusão e as constantes de secagem de grãos e cereais são determinados para uma equação de secagem específica e são aplicáveis somente dentro de uma determinada faixa de temperatura e teor de umidade para a qual foram ajustados (BROOKER et alii, 1974).

Pabis e Henderson, citados por MANTOVANI (1976) observaram que não houve efeito da umidade relativa do ar na constante de secagem, nos seus estudos com milho. Os autores chegaram experimentalmente à equação que descreve a relação entre a constante de secagem e a temperatura absoluta, que é a seguinte:

$$K = 1941 \cdot \exp (-5023 / T_R) \quad (26)$$

2.2.6 - Teoria de Secagem

Vários mecanismos físicos foram propostos para descrever a transferência de umidade nos produtos capilares porosos tais como grãos e cereais (BROOKER et alii, 1974)

- 1 - movimento de líquido devido as forças superficiais (fluxo capilar);

- 2 - movimento de líquido devido a diferenças na concentração de umidade (difusão líquida);
- 3 - movimento de líquido devido a difusão da umidade nas superfícies dos poros (difusão da superficial);
- 4 - movimento de vapor devido a diferenças na concentração de vapor (difusão do vapor);
- 5 - movimento de vapor devido a diferenças de temperatura (difusão térmica);
- 6 - movimento de água e de vapor devido a diferenças de pressão total (fluxo hidrodinâmico).

Segundo NEVES (1982), várias teorias foram propostas para explicar os mecanismos do movimento de água em sólidos. Dentre elas citam -se as seguintes:

1. Teoria da Difusão Líquida;
2. Teoria Capilar;
3. Teoria da Vaporização-Condensação;
4. Teoria de Luikov;
5. Teoria de Philip e DeVries;
6. Teoria de Berger e Pei;
7. Teoria de Fortes e Okos;

2.2.6.1 - Teoria de Luikov

Luikov e seus colaboradores, citado por BROOKER et alii (1974), desenvolveram um modelo matemático para descrever a secagem de produtos de poros capilares baseado nos mecanismos físicos listados acima. As equações do modelo são um sistema de equações diferenciais parciais da seguinte forma.

$$\frac{\partial U}{\partial t} = \nabla^2 \cdot K_{11} \cdot U + \nabla^2 \cdot K_{12} \cdot \theta + \nabla^2 \cdot K_{13} \cdot P \quad (27)$$

$$\frac{\partial \theta}{\partial t} = \nabla^2 \cdot K_{21} \cdot U + \nabla^2 \cdot K_{22} \cdot \theta + \nabla^2 \cdot K_{23} \cdot P \quad (28)$$

$$\frac{\partial P}{\partial t} = \nabla^2 \cdot K_{31} \cdot U + \nabla^2 \cdot K_{32} \cdot \theta + \nabla^2 \cdot K_{33} \cdot P \quad (29)$$

A secagem artificial de grãos ocorrem sob circunstâncias que permitem a simplificação das equações de secagem (27), (28) e (29), uma vez que o gradiente de pressão total só é significativo na secagem para temperatura do produto bem acima da faixa empregada na secagem de grãos (BROOKER et alii, 1974).

Com esta simplificação tem-se:

$$\frac{\partial U}{\partial t} = \nabla^2 \cdot K_{11} \cdot U + \nabla^2 \cdot K_{12} \cdot \theta \quad (30)$$

$$\frac{\partial U}{\partial t} = \nabla^2 \cdot K_{21} \cdot U + \nabla^2 \cdot K_{22} \cdot \theta \quad (31)$$

As duas equações anteriores foram aplicadas à análise de secagem de uma série de produtos, Husain et alii, citado por BROOKER et alii (1974), estudaram a secagem de milho utilizando essas equações e concluíram que o efeito combinado de temperatura e umidade na análise da secagem de grãos só é necessário para um número muito limitado de grãos. Portanto, as equações (30) e (31), tornam-se:

$$\partial U / \partial t = \nabla^2 \cdot K_{11} \cdot U \quad (32)$$

$$\partial \theta / \partial t = \nabla^2 \cdot K_{21} \cdot \theta \quad (33)$$

Na análise prática de secagem de grãos, despreza-se os gradientes de temperatura nos grãos durante a secagem, que leva à última simplificação das equações de Luikov:

$$\partial U / \partial t = \nabla^2 \cdot K_{11} \cdot U \quad (34)$$

Como normalmente o fluxo de umidade dentro do grão ocorre através da difusão (líquido e/ou vapor) o coeficiente K_{11} é chamado de D , coeficiente de difusão. Pesquisadores têm usado um grande número de soluções da equação (34), para predizer o comportamento da secagem de grãos.

Para um valor constante de D_1 , a Equação (34) pode ser escrita como:

$$\partial U / \partial t = D_1 \cdot [(\partial^2 U) / \partial V^2 + (C/V) \cdot (\partial U / \partial V)] \quad (35)$$

Certo número de Soluções da equação (34), para várias formas geométricas, foram usadas como equação de secagem de grãos.

As seguintes condições inicial e de contorno são geralmente assumidas na solução da equação (34).

$$U (V, 0) = U_i \quad (36)$$

$$U (V_1, t) = U_e \quad (37)$$

2.2.6.2 - Equações de Secagem Semi-Empírica e Empírica

HUKILL (1947) propôs que a taxa de secagem de um produto, em um meio com temperatura constante, é proporcional à diferença entre a umidade do grão e sua umidade de equilíbrio. A equação proposta é :

$$\frac{dU}{dt} = - K . (U - U_e) \quad (38)$$

Separando as variáveis e integrando entre os limites apropriados de acordo com as condições de contorno (36) e (37), obtém-se a relação entre o teor de umidade inicial e o teor de umidade de equilíbrio.

$$\frac{U - U_e}{U_o - U_e} = \exp (-K . t) \quad (39)$$

PAGE (1949) sugeriu a seguinte forma para secagem em camada fina:

$$RU = \frac{U - U_e}{U_o - U_e} = \exp (- K . t^n) \quad (40)$$

HUSTRULID & FLIKKE (1959) determinaram a curva teórica de secagem do milho em espiga:

$$\frac{U - U_e}{U_o - U_e} = \frac{6}{\pi^2} \exp [(- D_1 . \pi^2 . t) / R_E^2] \quad (41)$$

THOMPSON et alii (1968) desenvolveram a seguinte equação de secagem em camada fina para o milho:

$$t_1 = P_1 . \ln (RU) + P_2 . [\ln (RU)]^2 \quad (42)$$

onde:

$$P_1 = - 1,862 + 0,00488 . T_1$$

$$P_2 = 427,4 \exp (- 0,033 . T_1)$$

TROEGER e HUKILL (1971) propuseram o seguinte modelo de secagem em camada fina para o milho.

$$\frac{dU}{dt} = -K' \cdot (U' - U_e)^m \quad (43)$$

ROSSI e ROA (1980) descreveram, a seguinte equação de secagem em camada fina para milho:

$$\frac{U - U_e}{U_o - U_e} = \exp \{ -n \cdot [(P_{v_s} - P_{v_a})/9,81]^r \cdot t^q \} \quad (44)$$

onde:

$$n = 0,0142271$$

$$q = 0,640597$$

$$r = 0,415576$$

p_{v_s} e P_{v_a} são definidos pelas seguintes equações:

$$P_{v_s} = 6894,79 \cdot \exp(51,594 - (6834/T_R) - 5,169 \cdot \ln(T_R)) \quad (45)$$

$$P_{v_a} = UR \cdot P_{v_s} \quad (46)$$

2.2.7 - Secagem em Camada Espessa

Um dos principais trabalhos, visando modelar o processo de secagem de grãos em camada espessa, foi desenvolvido por Hukill, em 1947. O modelo proposto simula o teor de umidade e temperatura dos grãos em função da altura da camada e do tempo de secagem; Apesar da maior exatidão dos modelos mais sofisticados, sua simplicidade de manuseio faz com que seja largamente utilizado na simulação de secagem de grãos (CORREA, 1982).

Dentre os modelos de simulação de secagem propostos nos últimos anos podem ser citados BOYCE (1965), BAKKER-ARKEMA et alii (1967), THOMPSON et alii (1968), HENDERSON e HENDERSON (1968) e HANDY e BARRE (1970). Esses modelos, de modo geral, envolvem sofisticados métodos computacionais e, conseqüentemente, requerem considerável tempo de computadores.

2.2.7.1 - Modelo de Hukill

Segundo Bakker-Arkema et alii, citado por QUEIROZ et alii (1982), o primeiro trabalho de grande importância em simulação de secagem foi realizado por Hukill, em 1947. Hukill desenvolveu uma expressão analítica para a umidade dos grãos, relacionado com a altura total da camada de grãos e com o tempo de secagem, desprezando o calor sensível dos grãos e admitindo que a temperatura do ar de secagem decresce, exponencialmente, à medida que o ar vai passando pela massa de grãos.

HUKILL (1971) considerou, no balanço de calor que o calor para vaporização da umidade do grão é igual ao calor sensível perdido na passagem do ar através dos grãos.

Para isso considerou uma camada fina (δx) de grãos de uma altura (x) no silo. Durante um pequeno intervalo de tempo (δt), o teor de umidade (U) decresce rapidamente (δU). A quantidade de calor necessário para diminuir o teor de umidade é dado pelo produto da quantidade de água evaporada e a de calor de vaporização. Isto pode ser expresso por:

$$Q = D_m \cdot S \cdot \delta z \cdot (\delta U / 100) \cdot h''_{fg} \quad (47)$$

Durante o mesmo intervalo de tempo, a movimentação do ar através da camada fina provoca uma pequena diminuição da temperatura (δT). A perda de calor associado a esta diminuição de temperatura é dado pelo produto da massa de ar passando através da camada fina, durante o intervalo de tempo (δt), o calor específico do ar, e a queda de temperatura. Isto pode ser dado pela seguinte equação:

$$Q' = 60 \cdot G_m \cdot S \cdot \delta t \cdot C_p \cdot \delta T \quad (48)$$

Como foi considerado o calor de vaporização igual ao calor sensível do ar ($Q = Q'$), tem-se:

$$D_m \cdot S \cdot \delta z \cdot (\delta U / 100) \cdot h''_{fg} = 60 \cdot G_m \cdot S \cdot \delta t \cdot C_p \cdot \delta T \quad (49)$$

Além do calor sensível do grão, a condução e pequenas radiações de calor são desprezadas, com isso tem-se:

$$\frac{\delta U}{\delta t} = \frac{6000 \cdot G_m \cdot C_p}{D_m \cdot h''_{r_e}} \cdot \frac{\delta T}{\delta z} \quad (50)$$

Esta expressão pode ser escrita como

$$\frac{\delta U}{\delta t} = P \cdot \frac{\delta T}{\delta x} \quad (51)$$

em que P é uma constante, estabelecida para uma dada condição de secagem, definida por:

$$P = \frac{6000 \cdot G_m \cdot C_p}{D_m \cdot h''_{r_e}} \quad (52)$$

A Equação (51) mostra que a taxa de secagem é proporcional a diferença entre as temperatura do ar imediatamente acima e abaixo de uma camada fina de espessura (δx), considerando desprezível as trocas de calor nas paredes do silo e a variação do calor sensível dos grãos.

A relação entre o teor de umidade dos grãos e o tempo durante os processos de secagem em camada fina, ou seja, processos onde cada parte da massa de grãos está em contato com o ar nas condições iniciais, é a seguinte:

$$U - U_{\infty} = \Delta U \cdot \exp (- K \cdot t_1) \quad (53)$$

A relação entre a temperatura do ar de secagem e a profundidade de grãos (espessura da camada) é a seguinte:

$$T - T_{\infty} = \Delta T \cdot \exp (- R_r \cdot z) \quad (54)$$

Assumindo as condições já citadas, pode-se derivar a expressão para o teor de umidade do grão com o tempo, em alguma parte do silo, na qual as condições iniciais do ar são constantes como também a velocidade através da massa de grãos. HUKILL encontrou uma expressão para a umidade (U) em função do tempo (t) e da profundidade (x), além de uma expressão em função dos mesmos parâmetros para a temperatura do ar. As seguir são descritas as condições de contorno e as expressões obtidas por HUKILL (1947).

condição 1:

$$t = 0, U = U_{\infty} \quad T = \Delta T \cdot \exp (- R_r \cdot z) + T_{\infty}$$

condição 2 :

$$T = \infty, U = U_{\infty}$$

condição 3:

$$z = 0, T = T_{\infty} \quad U = \Delta U \cdot \exp (- K \cdot t_1) + U_{\infty}$$

condição 4:

$$x = \infty, T = T_{\infty}$$

Para alguns valores de t e z, tem-se

$$\frac{\delta U}{\delta t} = P \cdot \frac{\delta T}{\delta z}$$

para essa condição as expressões são:

$$U = (U_0 - U_{\infty}) \cdot \frac{e^{Kz}}{e^{Kz} + e^{Kt} + 1} + U_{\infty} \quad (55)$$

$$T = (T_0 - T_{\infty}) \cdot \frac{e^{Kt}}{e^{Kz} + e^{Kt} + 1} + T_{\infty} \quad (56)$$

em que

$$e = \frac{K \cdot (U_0 - U_{\infty})}{P \cdot (T_0 - T_{\infty})} \quad (57)$$

Para simplificar a equação da umidade, o autor definiu o teor de umidade, temperatura, tempo e profundidade como parâmetros adimensionais. Adimensionalizando o teor de umidade dos grãos (razão de umidade) tem-se:

$$RU = \frac{U - U_0}{U_0 - U_0}$$

onde $RU = 1$ antes da secagem ($t = 0$) e $RU = 0$ ($t = \infty$) para o equilíbrio higroscópico.

O tempo pode ser expresso em termos de períodos de meia resposta. Isto é, o período H , em horas, é o tempo necessário para que os grãos tenham uma razão de umidade de 0,5. Conseqüentemente $e^{-KH} = 0,5$ ou $e^{KH} = 2$, e tem-se o tempo, em período de meia resposta (adimensional de tempo):

$$Y \approx \frac{t}{H} \quad (58)$$

Segundo QUEIROZ et alii (1982), o tempo de meia-resposta (H) pode ser determinado por meio de regressão linear, mediante os dados de BROOKER et alii (1974), por meio da seguinte equação:

$$H = \exp (2,413 - 0,016 \cdot \%U_{bu} + 0,003 \cdot T - 0,001 \cdot \%U_{bu} \cdot T) \quad (59)$$

A umidade equivalente a um fator profundidade D (adimensional de profundidade) pode ser definido como a profundidade da camada de grãos para a qual, o calor necessário para evapo-

razão da umidade inicial ($RU_0 = 1$) e a umidade final ($RU_T = 0$), é igual ao calor sensível fornecido pelo ar por unidade de tempo. Assim, o adimensional de profundidade é dado por:

$$D = \frac{z \cdot D_m \cdot h_{Tg} \cdot (U_0 - U_e)}{6000 \cdot G_a \cdot C_p \cdot H \cdot (T_0 - T_e)} \quad (60)$$

A equação geral proposta por Hukill para descrever a secagem de uma massa de grãos é a seguinte:

$$RU = \frac{2^P}{2^P - 2^Y - 1} \quad (61)$$

2.2.7.2 - Modelo de Thompson

THOMPSON (1967) desenvolveram um modelo para a previsão da influência das condições do ar de secagem, dos fluxos de ar e de grãos, da espessura da camada e do teor de umidade inicial do produto no processo de secagem em vários pequenos processos, simulando-se: A Figura 3, mostra esquematicamente um desses processos. Durante um intervalo de tempo t uma quantidade de umidade U é evaporada e transportada pelo ar, que aumenta sua razão de umidade w para $w + w$. Durante a secagem, a temperatura do ar diminui de um valor T proporcional ao aumento

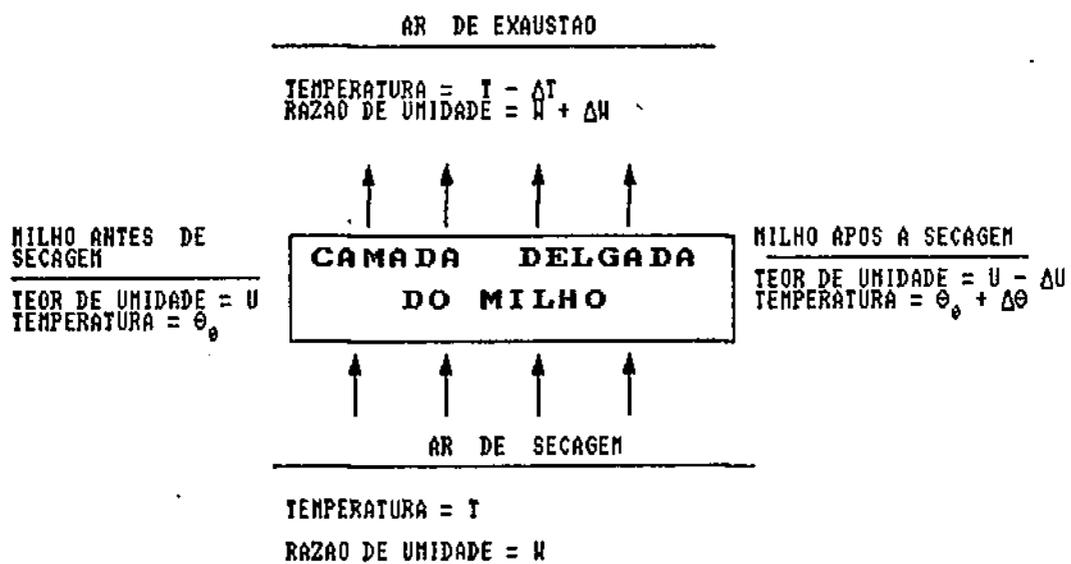


FIGURA 3 - Representação esquemática de uma camada delgada de Thompson

de temperatura do grão, θ , e ao resfriamento evaporativo, que acompanha a remoção de umidade.

No modelo de THOMPSON et alii (1968) foram feitas as seguintes suposições:

1 - A secagem de uma camada delgada é representada pela equação (42)

$$t_1 = P_1 \cdot \ln (RU) + P_2 \cdot [\ln (RU)]^2$$

2 - A temperatura do grão é igual à temperatura do ar que o envolve.

3 - O teor de umidade de equilíbrio do milho, para determinada condição do ar de secagem, é representado por:

$$1 - UR = \exp [- c \cdot (T_A + 50) \cdot (U_w)^n] \quad (62)$$

em que

$$c = 3,82 \cdot 10^{-5}$$

$$n = 2,0$$

4 - O calor latente de vaporização da água no milho é dado por:

$$h'_{\text{vapor}} = (1094 - 0,57T) \cdot (1,0 + 4,35 \cdot \exp(28,25 U)) \quad (63)$$

5 - O calor específico do milho é representado pela equação :

$$C_{pm} = (0,35 + 0,00851 \cdot \%U_{bu}) \quad (64)$$

2.2.7.2.1 - Temperatura do Ar de Secagem

A temperatura de equilíbrio entre o ar de secagem e o produto foi calculada através da equação de balanço de calor. Devido ao calor sensível do ar ser usado para evaporar a umidade do grão, esta temperatura é menor do que a temperatura do ar aquecido entrando na camada. THOMPSON (1967) determinou a seguinte expressão utilizando o balanço de calor:

$$T_e = \frac{ (0,24 + 0,45 \cdot W_o) \cdot T_o + C_{pm} \theta_o }{ (0,24 + 0,45 \cdot W_o + C_{pm}) } \quad (65)$$

2.2.7.2.2 - Umidade Removida

Para determinar a quantidade de umidade removida de cada camada é necessário conhecer o teor de umidade inicial do grão e a temperatura do ar na saída. O teor de umidade de equilíbrio, U_e , do produto, foi calculado usando a temperatura de equilíbrio da equação (65) pela seguinte equação:

$$U_e = \left[\frac{ - \ln (1 - UR) }{ (3,82 \cdot 10^{-5}) \cdot (T_e + 50) } \right]^{0,5} \quad (66)$$

Em processo de secagem em camada profunda, a temperatura do ar de secagem, T_a , em uma dada localização da camada de grãos, usualmente muda com o processo de secagem. THOMPSON et alii (1968) usou o tempo de secagem equivalente dado pela equação (42) e determinou uma nova curva de secagem, após cada incremento de tempo. A razão de umidade e o presente período de secagem foi calculado usando a equação (42) através do tempo de secagem equivalente mais o intervalo de tempo de secagem, t . O teor de umidade final da camada foi portanto calculado pela razão de umidade.

2.2.7.2.3 - Temperatura Final do Ar e do Grão

Após a umidade ser removida, a temperatura final do ar e do grão pode ser determinada mais corretamente levando em consideração o calor de vaporização da água no grão:

$$T_f = \frac{[(0,24 + 0,45.W_o).T_o - W(1060,8 + h_{fg} + 32 - \theta_o) + C_{pa} \theta_o]}{(0,24 + 0,45 . W_f + C_{pa})} \quad (67)$$

Na equação (67) assume-se que $\theta_o = T_o$

O incremento da razão de umidade do ar é dado por:

$$w = \frac{(U_o - U_f) \cdot R_c}{G_a \cdot t} \quad (68)$$

2.2.7.2.4 - Ponto de Estado Inexistencia do Ar de Secagem

Após cada balanço de calor, é necessário determinar se a temperatura e a razão de umidade do ar estão consistentes com a umidade relativa determinada matematicamente, ou seja, se esta é inferior a 100%. Se o ponto de estado for inexistente, é necessário outro balanço de calor para simular a condensação da água do ar no grão.

Do ponto de estado inexistente (representado por H_0 , G_0 e T_0), um balanço de calor foi escrito entre as condições inicial e final por acréscimo do período de secagem.

$$[0,24.T_0 + W_0.(1060,8 + 0,45 t_0) + C_{pm}B_0 + (W_f - W_0).(B - 32)] = [0,24.T_f + W_f.(1060,8 + 0,45 T_f) + C_p T_f] \quad (69)$$

A equação (69) tem duas incógnitas - temperatura final do ar (T_f) e a razão de umidade do ar de exaustão (W_f). Usando interpolação da umidade relativa versus a relação de temperatura, esta converge para uma umidade relativa de 100%, apenas em 3 ou 4 tentativas onde obtém-se uma umidade relativa entre 99% a 100%. Thompson assumiu que a água removida pelo o ar é condensada no milho e a umidade final, U_f , é determinada por:

$$U_f = U_0 - \frac{(W_f - W_0) \cdot G_a \cdot t}{R_c} \quad (70)$$

3 - MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 - Procedimento Experimental

O presente trabalho foi desenvolvido no Núcleo de Tecnologia em Armazenagem da Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande -

PB, no período de 1989 a 1990.

O milho foi dividido em três lotes, para três testes de secagem: O primeiro teste foi feito com milho obtido junto ao Instituto Agrônomico José Augusto Trindade (IAJAT), Sousa - PB, com teor de umidade de 19,7% b.u. (base úmida), e a secagem foi realizada a uma altura da camada de milho de 0,5 m, temperatura média de secagem de 51°C e vazão do ar de 8,87 m³ por minuto por m² de secador. O segundo teste foi feito com milho reumedecido, adquirido em Campina Grande - PB, e as condições de secagem foram teor de umidade de 28,8% b.u., altura da camada de milho de 0,5 m, temperatura média de secagem de 56°C e vazão do ar de 8,60 m³ por minuto por m² de secador. O terceiro teste foi feito também com milho reumedecido, mas com diferentes condições de secagem, as quais foram: teor de umidade inicial do milho de 24,6% b.u., altura da camada de milho de 0,30 m, temperatura média de secagem 54°C e vazão de ar de 9,30 m³ por minuto por m² de secador.

3.2 - Descrição do Sistema

O gasogênio projetado para secagem de grãos segue o fluxograma mostrado na Figura 4 e é composto das seguintes unidades:

- 1 - Gaseificador com cetilha
- 2 - Trocadores de calor - gases do gaseificador versus ar e gases do escapamento do motor versus ar.
- 3 - filtros
- 4 - motor
- 5 - ventilador

3.2.1 - Gaseificador com Cetilha

3.2.1.1 - Gaseificador

O gaseificador de fluxo transversal descendente, Figuras 5 e 6, é alimentado com carvão vegetal pelo topo e com ar na parte inferior através de uma cetilha inclinada com ângulo de 45°. O gaseificador tem uma capacidade aproximada de 108 kg de carvão vegetal (4 sacas de 27 Kg). As cinzas são depositadas no cinzeiro que fica na base do gaseificador, sob uma tela, que tem o objetivo de separá-las dos carvões. A sua retirada é do lado oposto ao da cetilha, através de um tubo de 350 mm de comprimento e 250 mm de diâmetro, (Figura 6).

O gaseificador da Figura 7 apresenta um formato retangular, com 500 mm de largura, 600 mm de comprimento e 1500 mm de altura. Possui uma placa defletora que conduz o carvão para a

FLUXOGRAMA DO SISTEMA

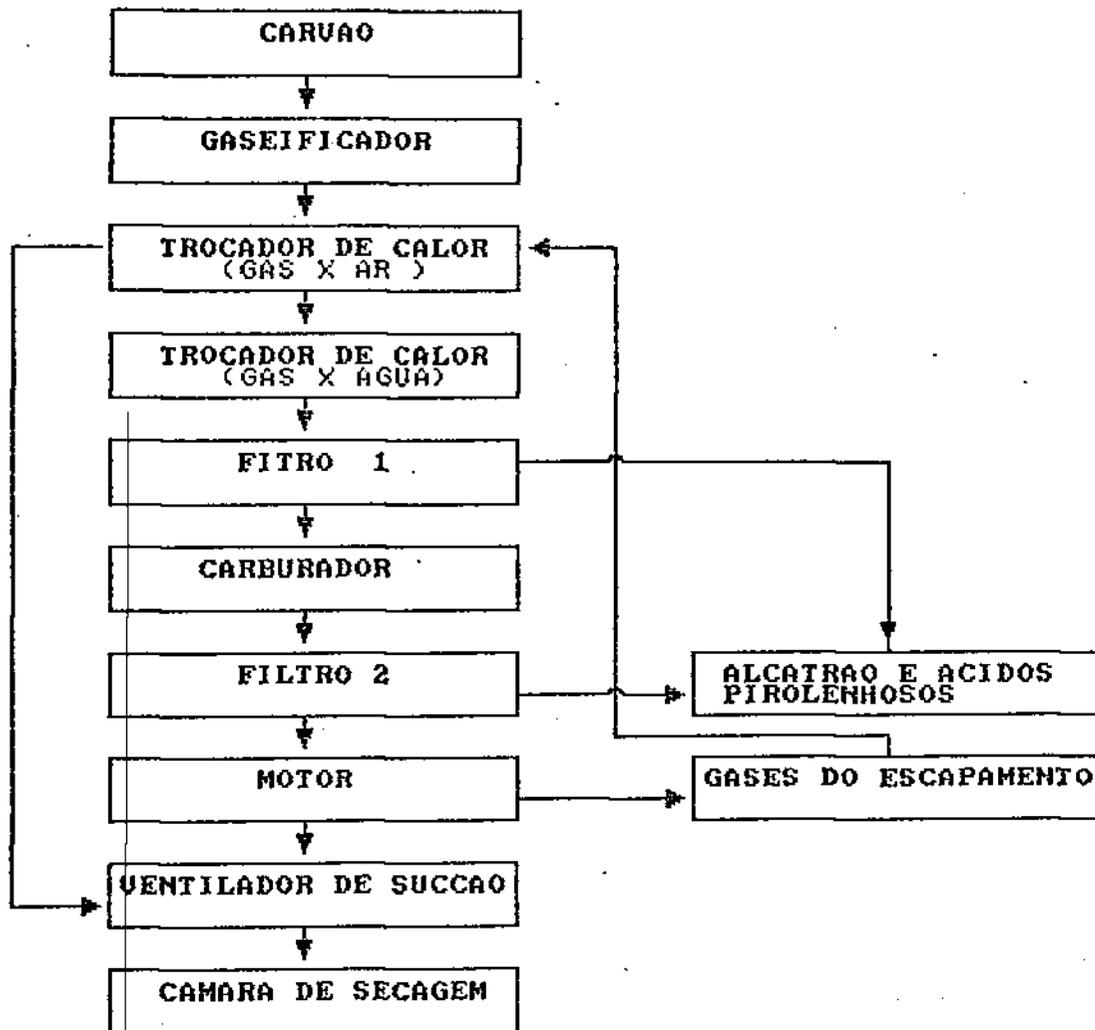


FIGURA 4 - Fluxograma de funcionamento do sistema de secagem

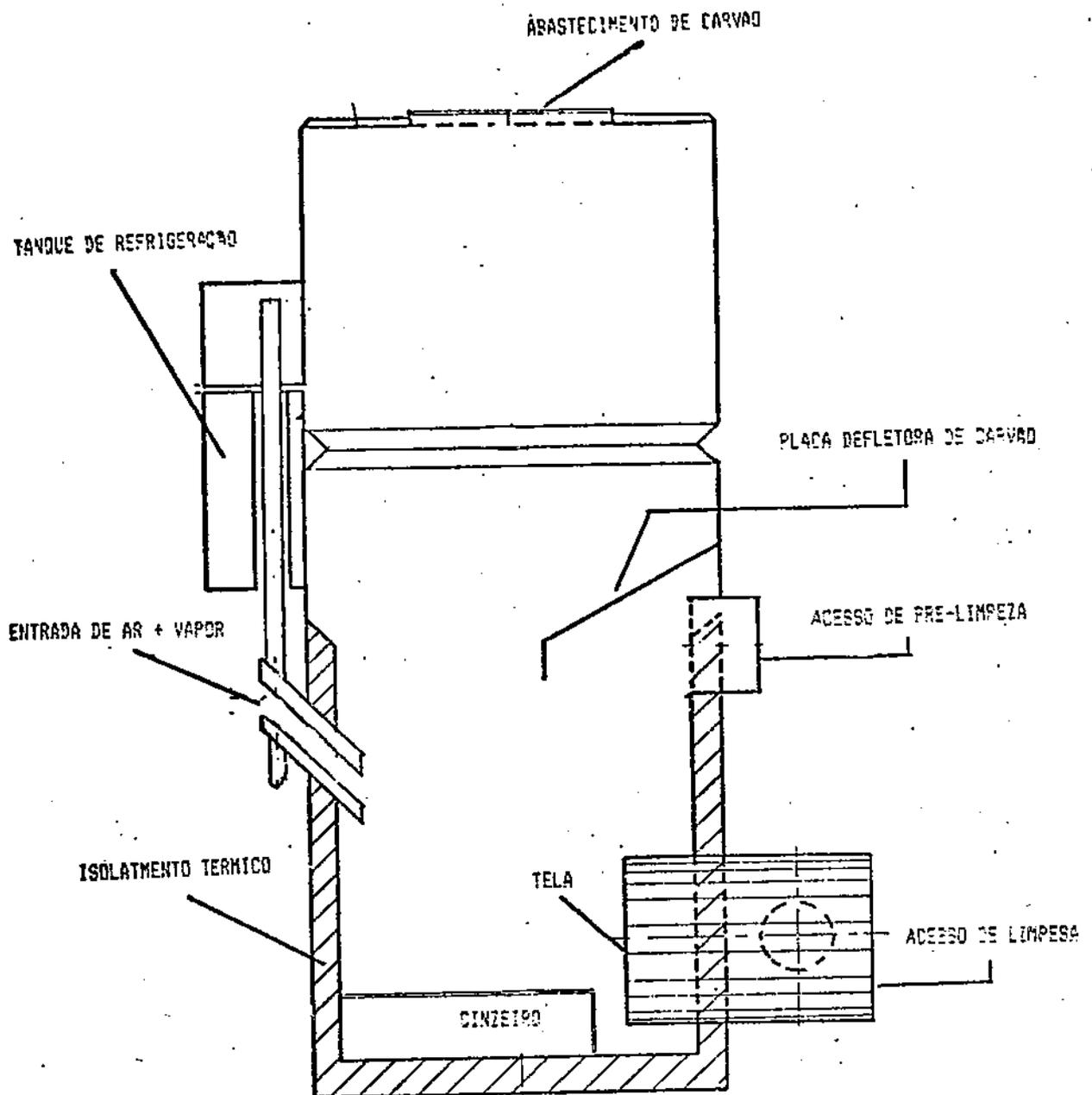
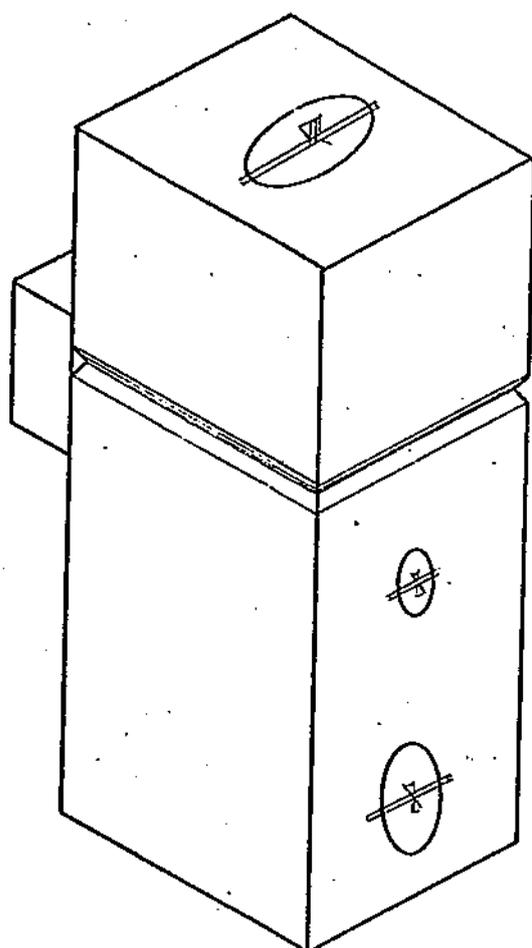
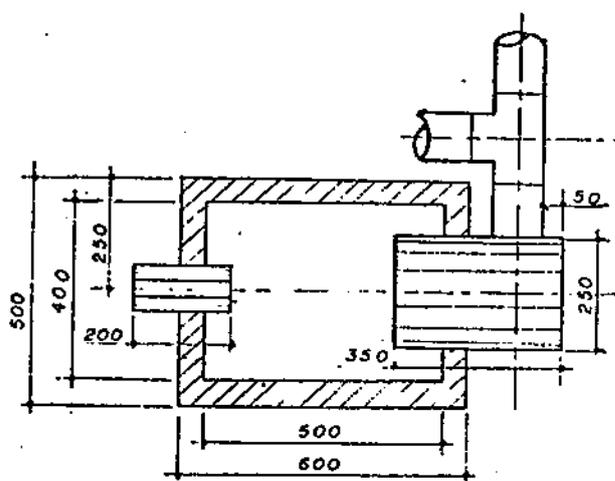


FIGURA 5 - Partes do gaseificador transversal construído para realização dos experimentos



VISTA EM PERSPECTIVA



PLANTA BAIXA

FIGURA 6 - Perspectiva e planta baixa do gaseificador transversal

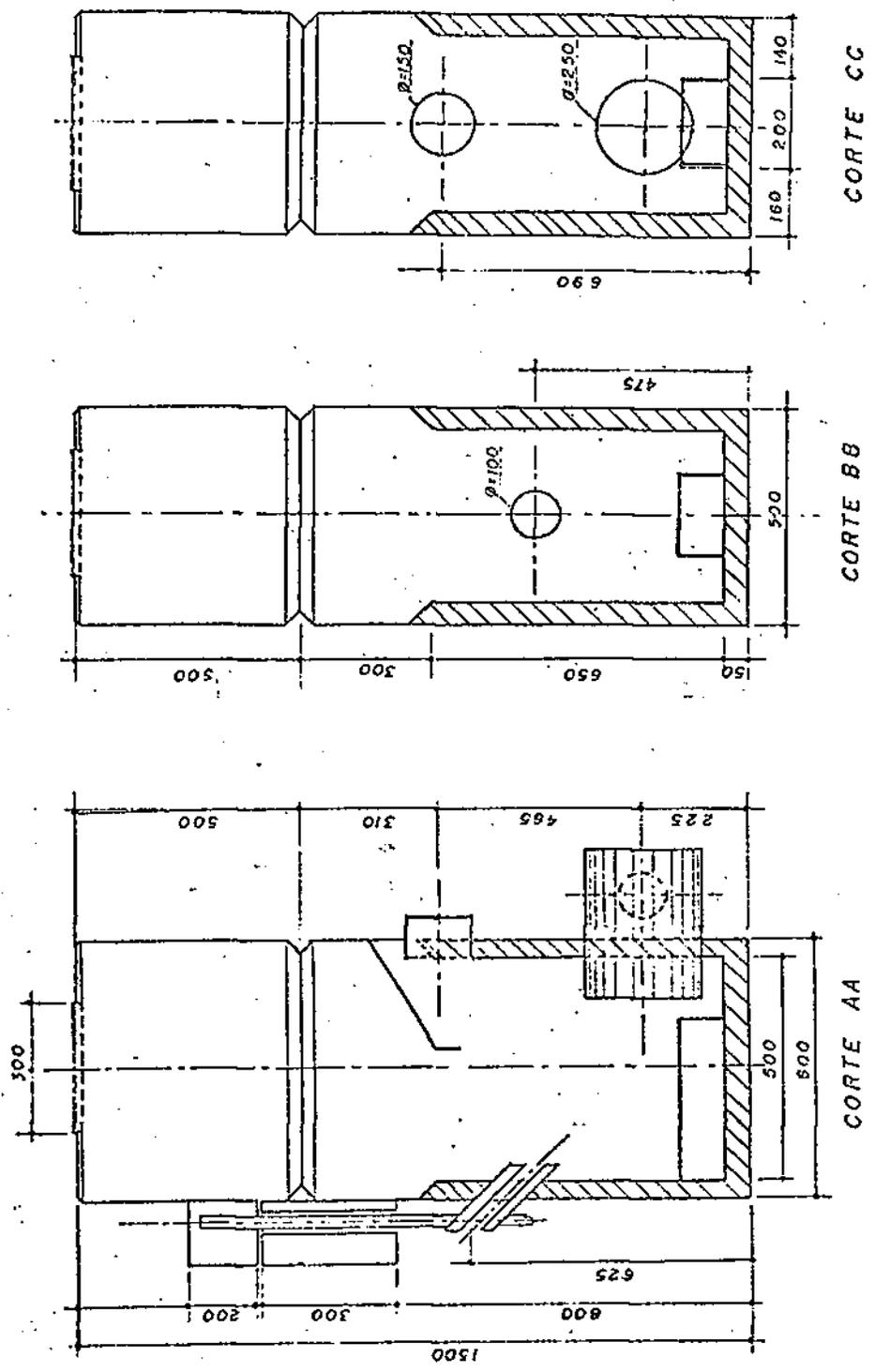


FIGURA 7 - Gaseificador de fluxo transversal com grelha, cetilha, placa defletora e abertura para limpeza

boca da cetilha, ou seja, para a zona de combustão. A 500 mm de altura da base do gaseificador há um isolamento térmico por todos os lados de 50 mm de espessura, constituído de argila refratária ($MgCO_3$). Na construção do gaseificador foram utilizadas 4 chapas de aço de 3 mm de espessura e de 2000 mm de comprimento por 1000 mm de largura, e 30 galões de argila refratária.

O sistema de limpeza é feito por meio de duas aberturas circulares, com diâmetros de 150 mm e 250 mm, respectivamente (Figura 7, corte AA e CC). A primeira abertura de 150 mm de diâmetro, foi projetada para uma pré-limpeza, ou seja, para a retirada de blocos de cinzas vitrificadas que depositam-se próximo à cetilha, como também forçar que a cinza no estado de pó seja depositada no cinzeiro na base do gaseificador. A segunda é destinada à limpeza do gaseificador após um período prolongado de funcionamento, onde são retiradas todas as impurezas depositadas no gaseificador para que seja colocada a nova carga de combustível sólido (carvão vegetal). As tampas destas aberturas são de chapas de 4 mm de espessura e são revestidas na parte interna com asbestos de 3 mm de espessura.

3.2.1.2 - Cetilha

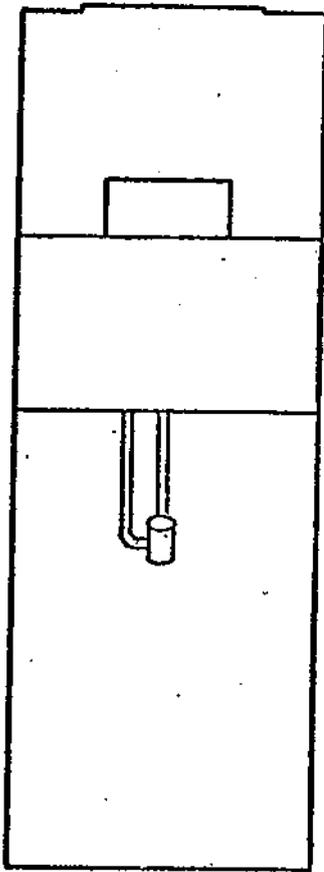
A cetilha é o dispositivo responsável pelo acendimento inicial do gaseificador e pelo suprimento contínuo do oxidante (ar) para manter o sistema em funcionamento com a produção contínua de gás.

A cetilha (Figura 8) é constituída de dois tubos concêntricos de ferro galvanizado com 500 mm de comprimento. Os diâmetros dos tubos são de 100 mm e de 32 mm, correspondendo aos diâmetros externo e interno, respectivamente. A fixação do tubo interno, no centro do tubo externo, é através de duas aletas situadas em lados opostos, com comprimento igual a 2/3. Estas aletas também têm a finalidade de forçar e direcionar a circulação da água em toda extensão e, principalmente, na região próxima à zona de combustão. As extremidades do tubo externo são tampadas por duas arruelas soldadas nos dois tubos. Perpendicular às aletas divisórias, são abertos dois orifícios no tubo externo para soldagem de duas pontas de tubo de 19,5 mm de diâmetro, na parte superior, para saída da água e na parte inferior para entrada da água. A cetilha é inclinada com um ângulo de 45°, tendo 80 mm dentro do gaseificador e 100 mm fora dele. O tanque de resfriamento da cetilha é construído com chapa de aço 2 de mm de espessura com 500 mm de comprimento por 300 mm de altura e 150 mm de espessura. O tanque é ligado à cetilha por duas linhas de tubos de 19,5 mm de diâmetro, o que possibilita o seu resfriamento por termossifão.

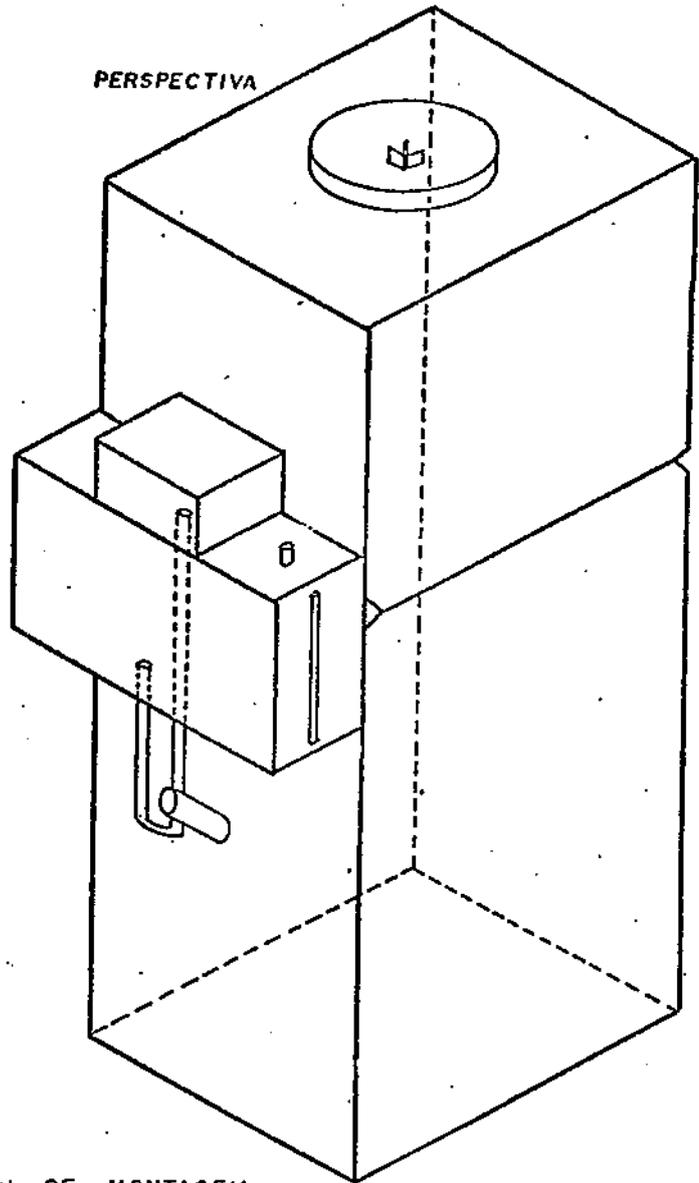
3.2.2 - Trocadores de Calor - Gases do Gaseificador Versus Ar e Água, e Gases do Escapamento do Motor Versus Ar

Estes trocadores de calor são classificados em duas classes descritas a seguir.

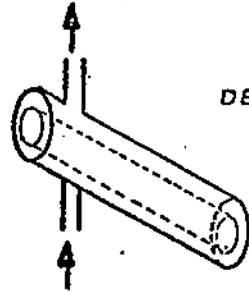
VISTA LATERAL



PERSPECTIVA



ÁGUA AQUECIDA



DETALHES DE MONTAGEM

ÁGUA DE REFRIGERAÇÃO

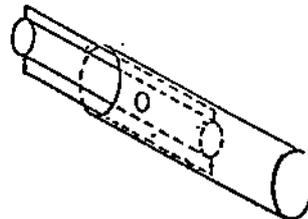


FIGURA 8 - Localização da cetilha no gaseificador, princípio de funcionamento, com detalhes construtivo

3.2.2.1 - Trocador de Calor - Gases do Gaseificador e Gases do Escapamento do Motor Versus Ar

O trocador de calor (Figura 9) é do tipo carcaça-e-tubos, sendo este dividido em duas seções, uma seção passa os gases provenientes do gaseificador e a outra passa os gases do escapamento do motor. Cada seção possui três chicanas e duas placas defletoras. Os gases escoam por dentro dos tubos e o refrigerante (ar) escoa por fora dos mesmos. Este trocador de calor tem os seguintes objetivos: (a) baixar a temperatura dos gases do gaseificador, que é de aproximadamente 300°C, para 45°C, aumentando conseqüentemente, o rendimento da combustão do motor, (b) proporcionar a condensação da água e pirolenhosos, que têm uma parte retida no próprio trocador e a outra nas unidades posteriores, e (c) aquecer o ar, que é usado na secagem de grãos. Para aquecê-lo um pouco mais, foi necessário, na segunda seção, usar o calor sensível dos gases do escapamento do motor. Foram medidas as temperaturas dos gases afluente na entrada do trocador e na saída. A medição das temperaturas foi realizada através de um termômetro digital de marca Electro-Ther, modelo MS - 800, fabricado pela Cooper Instrument Corporation.

A Figura 10 mostra todas as dimensões do trocador de calor, de formato retangular, com as seguintes dimensões: 1300 mm de altura, 200 mm de largura e 700 mm de comprimento. Internamente existem 9 tubos retos de aço zincado de 25,4 mm de diâmetro, com 1000 mm de altura por seção, no total de 18 tubos.

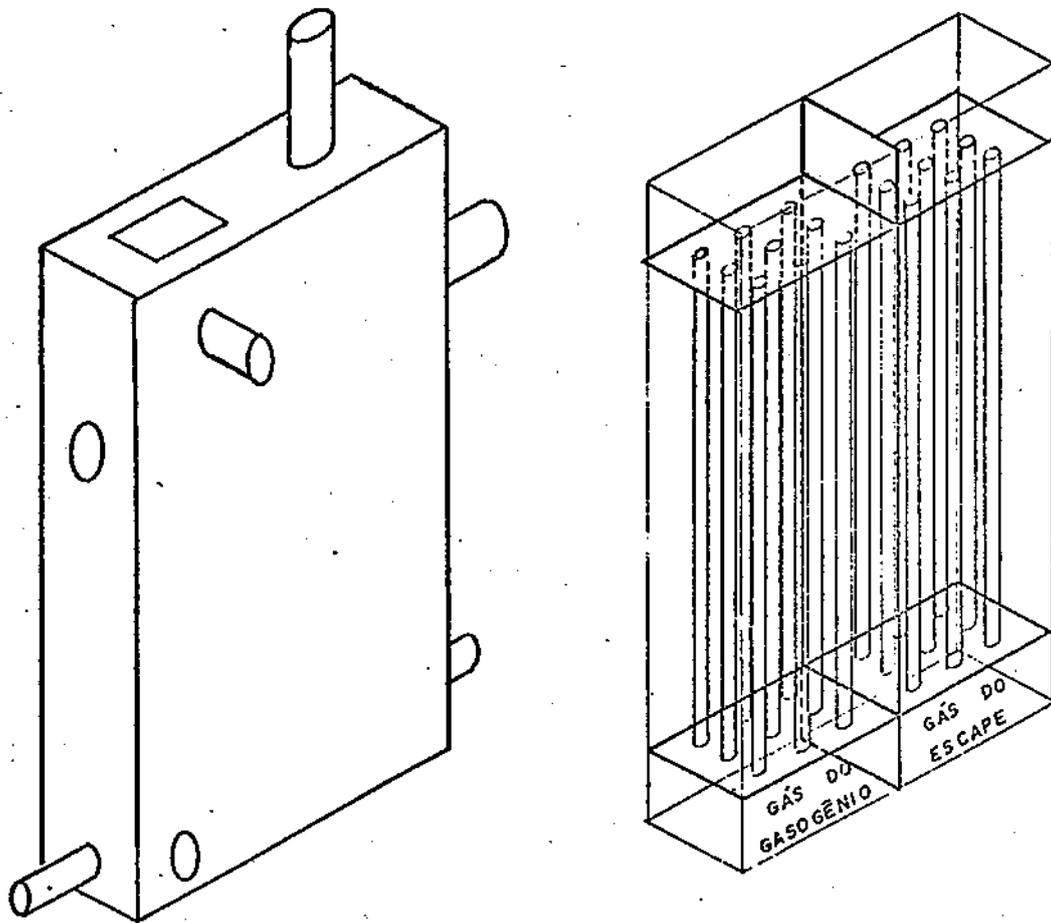


FIGURA 9 - Perspectiva externa e interna do trocador de calor
- gases do gaseificador e do escapamento do motor
versus ar

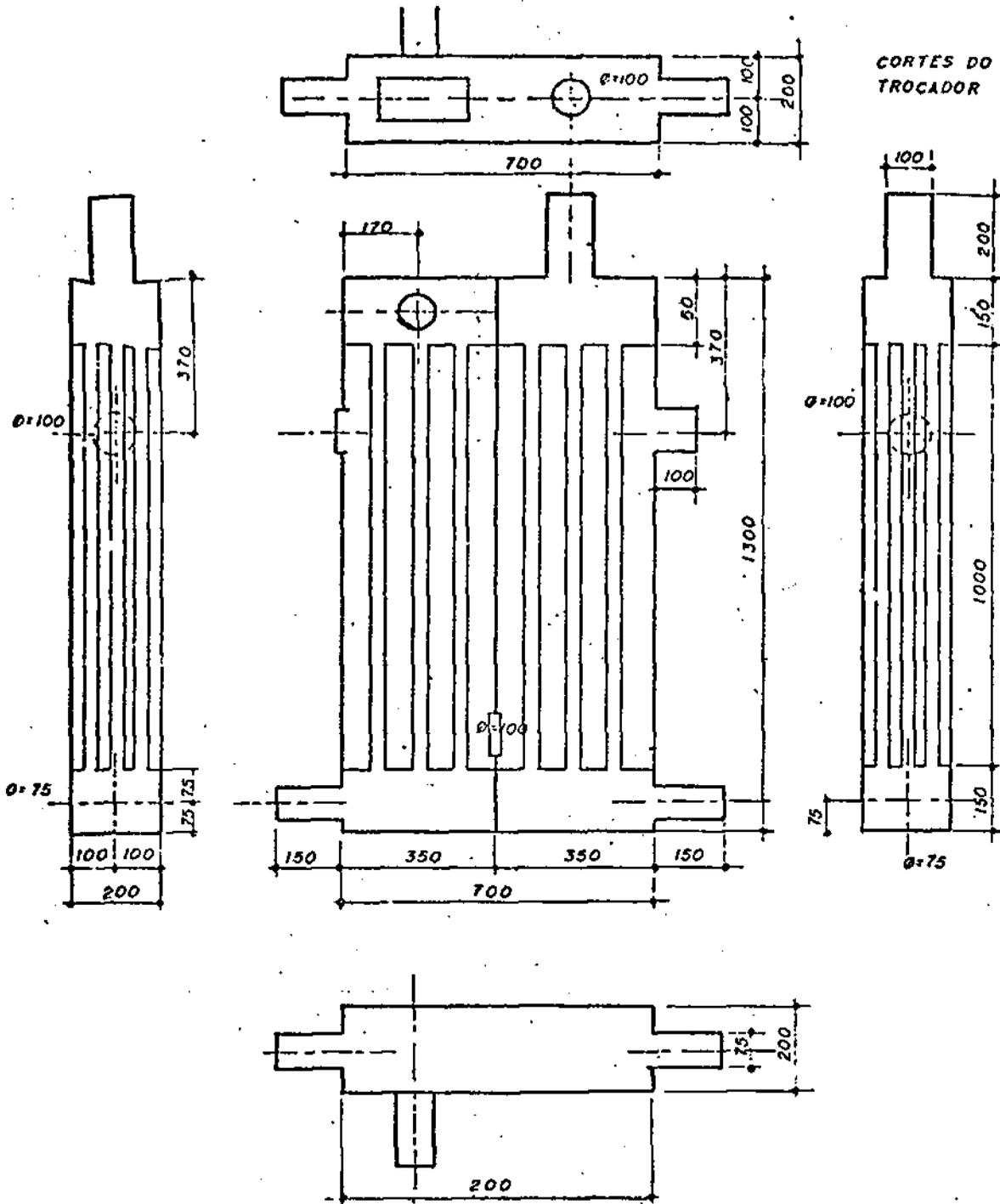


FIGURA 10 - Detalhes construtivo do trocador de calor - gases do gaseificador e dos escapamento do motor verus ar

Na parte superior do trocador de calor existe um acesso para limpeza de alcatrão, que é depositado nas paredes dos tubos pelo gás do gaseificador, e uma ventoinha que, tem o objetivo de fazer o acendimento do carvão vegetal mais rápido e controlar os fumos provenientes do gaseificador. Quando os fumos tornam-se transparentes é sinal da presença dos gases combustíveis CO e H₂. Este trocador de calor está ligado ao outro trocador de calor - gases versus água, descrito na próxima seção.

3.2.2.2 - Trocador de Calor - Gases do Gaseificador Versus Água

Este trocador de calor é semelhante ao anterior, (Figura 11) e também possui duas seções. Na primeira o gás que entra escoar através dos tubos e forçosamente passa por uma solução de óleo-água, que tem como objetivo reter parte das cinzas e outras partículas pesadas que são trazidas pelo gás do gaseificador quando é succionado pelo motor. Para a secagem de grãos, só o primeiro trocador de calor é suficiente, mas para o conjunto ter uma maior versatilidade, foi projetado este segundo trocador de calor que será usado na entre safra para acionar um sistema de irrigação e outras máquinas agrícolas, tais como picadeiras de forragens, debulhadeiras, geradores de energia e etc.

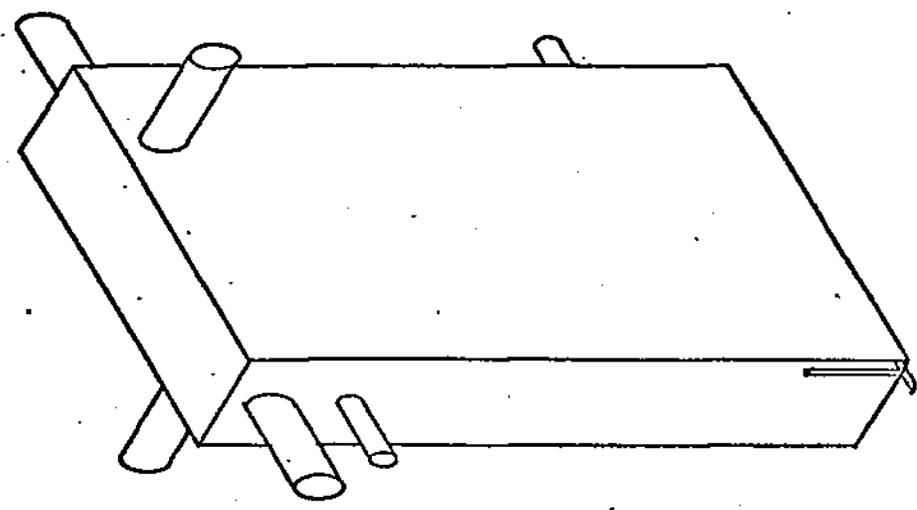
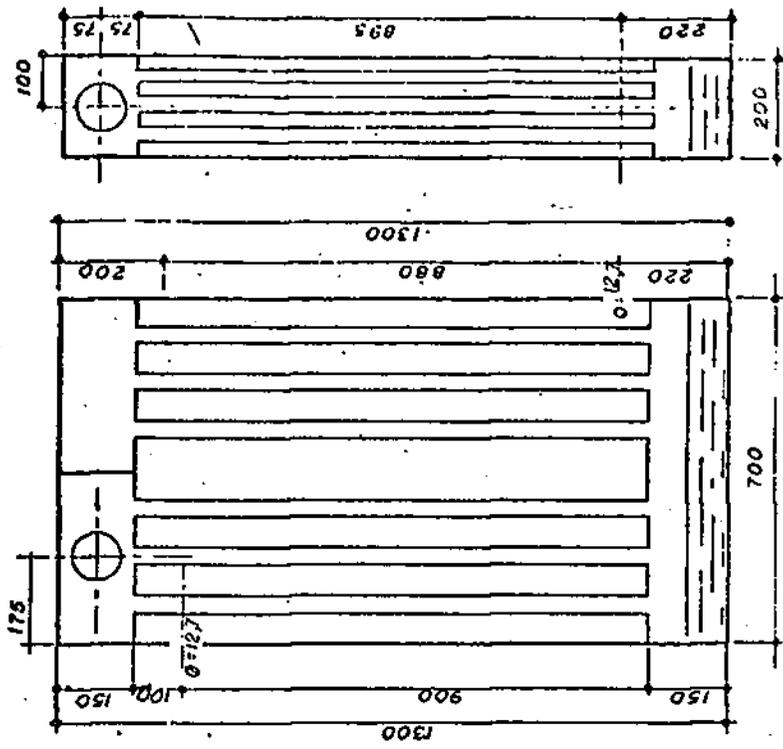


FIGURA 11 - Perspectiva externa e detalhes construtivo do trocador de calor - gases do gaseificador versus água

Os objetivos deste trocador de calor são os mesmos do anterior, excluindo o item (c) . O formato, as dimensões, o número, o diâmetro e o comprimento dos tubos são iguais ao anterior, só diferindo na parte inferior quanto ao objetivo já citado anteriormente.

Este trocador de calor é ligado imediatamente ao primeiro filtro.

3.2.3 - Filtros

Os filtros são as unidades do sistema responsável pela retenção de partículas sólidas, água e alcatrão que são trazidos pelo fluxo de gás do gaseificador quando succionado pelo motor. O sistema é composto de dois filtros em série, um logo após a saída do gás do trocador de calor e outro, logo depois da mistura gás-ar que será queimada pelo motor, como mostra a Figura 12. O primeiro filtro é composto de um cilindro de aço de 2 mm de espessura, um diâmetro externo de 210 mm e comprimento de 400 mm, possuindo internamente um elemento filtrante de papelão. O segundo filtro tem o formato semelhante ao anterior, diferindo apenas pelos diâmetro externo de 171 mm e comprimento de 355 mm. O gás ao sair deste filtro entra imediatamente no motor, e deve estar limpo e com a dosagem de ar correta para que o motor tenha um bom desempenho.

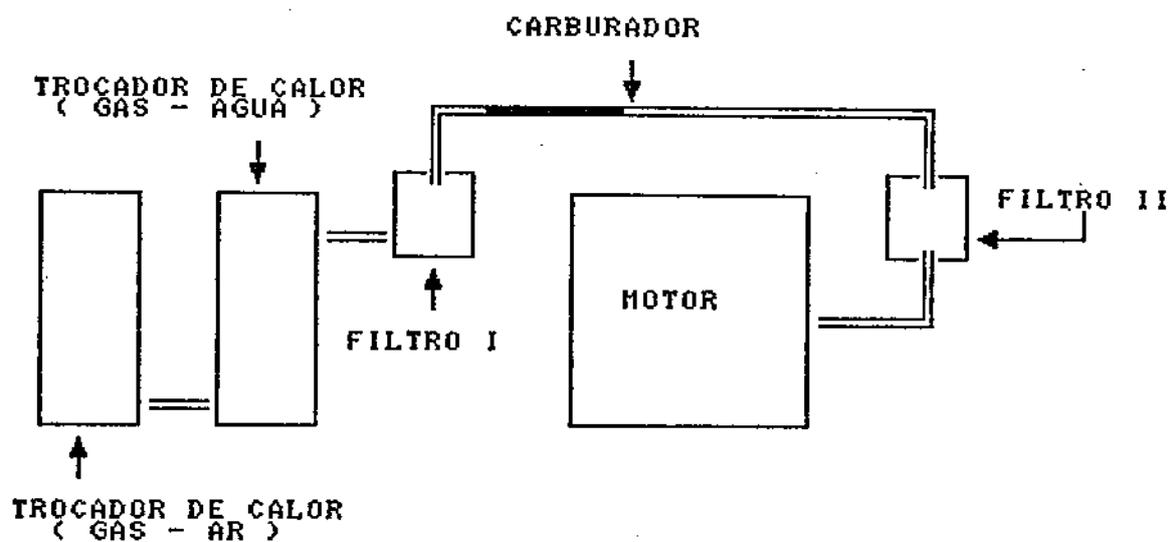


FIGURA 12 - Representação esquemática dos filtros carburador e motor

3.2.4 - Motor

Para este trabalho utilizou-se um motor Fiat, fabricado pela Fiat do Brasil, em Belo Horizonte - MG, com as seguintes características: modelo 1.300, ciclo Otto, de 4 cilindros com diâmetro de 76 mm e curso de 57,8 mm, 1.048,8 cm³ de cilindrada total, taxa de compressão 8,0:1, potência máxima de 52 CV, em regime correspondente a 5.600 RPM, torque máximo de 76,5 Nm com regime correspondente à 3.200 RPM e resfriamento a ar e água. Foram feitas algumas mudanças no motor para o mesmo funcionar eficientemente com o gás. Foi construída uma base de alumínio para o gás entrar no motor sem passar pelo carburador original que fica sobre esta base. O carburador original do motor ficou instalado para um pré-aquecimento e verificação do estado de funcionamento do motor. Quando o sistema funciona só com gás, o carburador passa a ser um tubo de aço de 50 mm de diâmetro com 5 (cinco) furos com diâmetro de 10 mm para admissão do ar na proporção exata. O ponto de ignição não foi adiantado, não houve avanço no distribuidor, como se faz comumente com motor para gasogênio, onde a cetilha é lançada de 21° a 25° antes do ponto morto superior. Foi também colocada uma ventoinha para succionar inicialmente o gás, para próximo da entrada de combustível no motor.

3.2.5 - Ventilador

O ventilador (Figura 13) foi construído pelo Departamento Nacional de Obras Contra a Seca (DNOCS), 3ª região, Campina Grande - PB. É ventilador centrífugo de pás inclinada para frente e por isso aspira o ar que resfria o gás do gaseificador no trocador de calor, paralelamente ao seu eixo e expulsa-o tangencialmente. A parte de sucção é conectada ao trocador de calor - gás versus ar, por meio de uma tubulação de PVC rígido com diâmetro de 100 mm. O ventilador está ligado ao motor através de polias e correia. As características do ventilador são as seguintes: construído de chapa de aço 2 mm, com diâmetro de 510 mm, espessura de 145 mm e um tubo de saída de 300 mm de comprimento e 240 mm de diâmetro. Este tubo de saída é usado para entrada do ar no secador.

3.3 - Operação do Gasogênio

Para que o gasogênio seja colocado em operação segue-se uma marcha. Primeiro retira-se as cinzas da zona de combustão caso tenha sido acionado antes, em seguida liga-se a ventoinha de acendimento e abre-se a válvula para a expulsão da fumaça. Em seguida, faz-se um tubo de papel de jornal e coloca na certilha até começar a queimar alguns carvões na zona de combustão. Depois de aproximadamente 15 minutos observa-se a fumaça saindo pela ventoinha de acendimento quase transparente. Verificando este fato, desliga-se a ventoinha de acendimento e

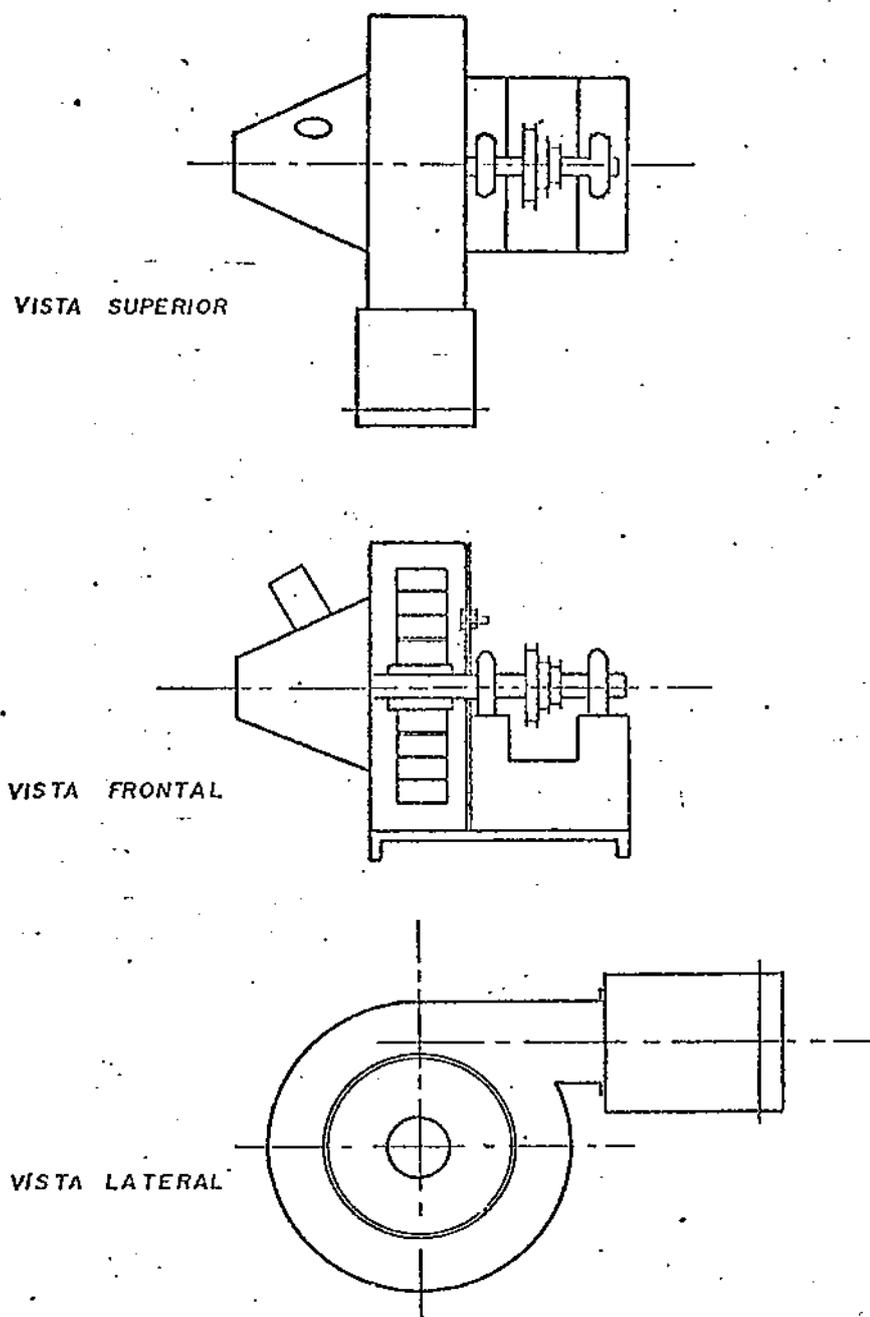


FIGURA 13 - Cortes do ventilador de sucção

liga-se a ventoinha de sucção do gás para o motor, com as entradas de ar fechadas. Passado aproximadamente 1 minuto, desliga-se a ventoinha de sucção e fecha-se o seu registro e em seguida dá-se partida no motor.

Após a partida, coloca-se a aceleração desejada, mediante o aumento ou a diminuição da área de entrada de ar no carburador. Em seguida ajusta-se as pequenas flutuações na aceleração através da abertura do registro que dá acesso dos gases ao motor.

Ao término da operação, para de evitar o recuo da chama, realiza-se a parada do sistema da seguinte maneira: fecha-se inicialmente o registro que dá acesso dos gases ao motor e em seguida coloca-se na entrada da cetilha uma rolha de madeira e fecha-se a entrada de ar do motor, para impedir que o carvão continue queimando.

3.4 - Manutenção do Gasogênio

A manutenção do gasogênio é muito importante para um bom funcionamento do sistema. Diariamente antes do início do funcionamento deve-se limpar os filtros com um compressor que tirará algumas partículas de cinzas e alguns pirolenhosos que ficarem acumulados. Limpar também o gaseificador, retirando as cinzas vitrificadas das zonas de combustão e as cinzas em pó, conduzindo-as para o cinzeiro na base do gaseificador.

Quando for consumida uma carga de carvão vegetal, faz-se a limpeza do cinzeiro, para que as cinzas da nova carga sejam depositadas no cinzeiro e não obstrua o canal da ceterilha e, conseqüentemente, a zona de combustão.

3.5 - Secagem de Grãos

3.5.1 - Secador Experimental

Foi construído um secador experimental (Figura 14) para realização dos testes de secagem. Usou-se o ventilador descrito no item 3.2.5. O ar aquecido, proveniente do sistema de resfriamento do gás, é impulsionado através do ventilador à câmara de secagem.

A câmara de secagem, como também o plenum, têm formato cilíndrico, com paredes em fibra de vidro, com espessura de 6 mm e diâmetro de 1000 mm e altura de 500 mm. A câmara de secagem (secador) é dotada de um fundo perfurado (com área perfurada superior a 40%) fixada sobre o plenum. Na parede da câmara de secagem, em intervalos de 100 mm a partir da base, foram feitos orifícios de 25 mm e 3 mm de diâmetro para determinação do teor de umidade dos grãos e para penetração do termopar para medição da temperatura de cada camada, respectivamente. Também foram feitos retângulos de 15 mm X 30 mm, no mesmo intervalo dos orifícios, para determinação da umidade relativa de equilíbrio em cada camada, através de higrômetros. Os orifícios e os retângulos ficaram distribuídos num ângulo de 120° com relação aos outros.

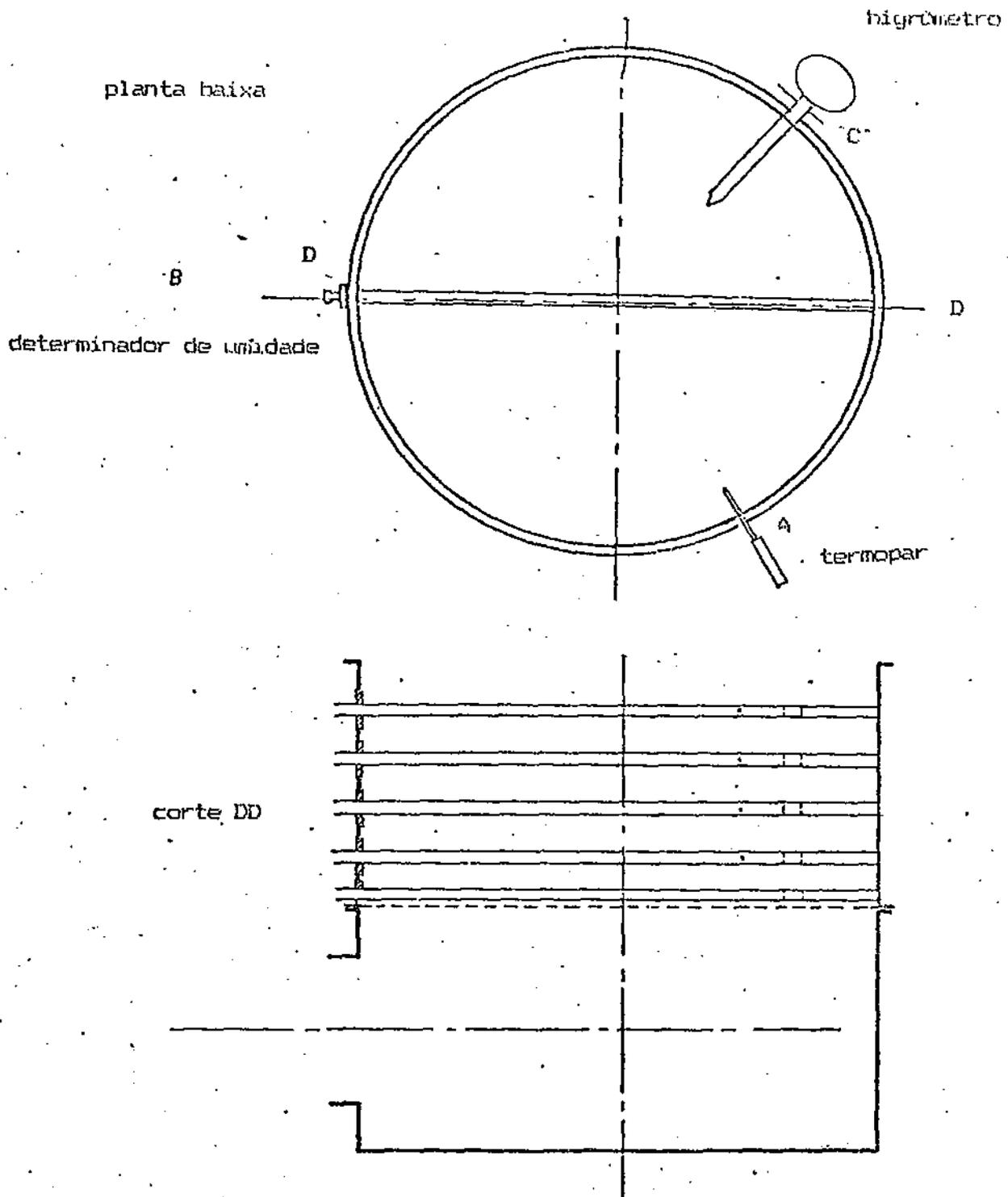


FIGURA 14 - Vista da câmara de secagem, com pontos de tomada de temperaturas (A), Amostragem do teor de umidade do milho (B) e umidade relativa do ar intergranular (C)

3.5.2 - Determinação das Condições Iniciais dos Grãos

Antes do início de cada teste, retirou-se amostras de milho, que foram homogenizadas e, posteriormente, determinou-se o teor de umidade dos grãos, pelo método da estufa, a 130 °C, por 3 (três) horas. Foram usadas 5 repetições nessas determinações.

3.5.3 - Determinação da Vazão do Ar

A vazão de ar foi determinada em função das rotações do motor e conseqüentemente, do ventilador durante o tempo de secagem. Mediu-se as rotações com um Tacômetro digital Micro-test L - 20 Quartzo de capacidade de 1 a 20.000 RPM e com precisão ± 1 dígito, fabricado pela Importécnica S.A., São Paulo - SP e a velocidade do ar com um anemômetro de lâminas rotativa na saída do ventilador, que admite-se ser a entrada do plenum.

3.5.4 - Peso das Amostras e Determinação do Teor de Umidade dos Grãos

As amostras de milho ficaram em um tubo de tela, com diâmetro de 17 mm e comprimento igual ao diâmetro da câmara de secagem. Este tubo, por sua vez, ficava dentro de outro tubo de tela, com diâmetro de 28 mm, de mesmo comprimento, que estava preso à parede da câmara de secagem através de um flange de PVC rígido.

Em intervalos regulares de 15 minutos nas primeiras duas horas, 30 minutos nas próximas duas horas e de uma hora nas horas subsequentes, foram pesadas as amostras referentes às camadas, através da pesagem dos tubos que estavam no interior do tubo telado. Amostras foram pesadas em balança digital, Mettler, modelo 440 com precisão de $\pm 0,1g$.

A determinação do teor de umidade dos grãos era feita por diferença de peso da amostra em cada camada e em intervalos de tempos, pré-determinado, acima mencionado.

3.5.5 - Instalação dos Termopares

A temperatura inicial do ar de secagem foi determinada na entrada do plenum e as temperaturas do ar de saída de cada camada foram determinadas por meio de um conjunto de termopares, obedecendo a altura citada no item 3.5.1.

Todos os termopares foram conectados a um sistema digital de marca Electro-Therm, modelo MS-800, fabricado pela Cooper Instrument Corporation. Os registros de cada temperatura, seguiram os mesmos intervalos de tempo da pesagem das amostras.

3.5.6 - Instalação dos Higrômetros

A umidade relativa do ar na saída de cada camada foi obtida através de higrômetros, fabricados por René Graf - São

Paulo. Para as mesmas alturas dos termopares e das amostras para determinação de umidade do milho, também eram registradas as umidades relativa intergranular, nos intervalos de tempo citados anteriormente .

3.6 - Simulação de Secagem

Utilizando os modelos matemático propostos por HUKILL (1974) e THOMPSON et alii (1968), desenvolveu-se um programa em DBase III (apêndice A), com o objetivo de simular a secagem sob as mesmas condições dos testes experimentais.

QUEIROZ et alii (1982) fornecem equações desenvolvidas por Wilhelm, que permitem o cálculo de todos os parâmetros psicrométricos, conhecendo-se duas propriedades psicrométricas independentes quaisquer de uma mistura de ar seco e vapor de água. Em muitos casos, procedimentos iterativos são necessários para se efetuarem os cálculos.

As condições psicrométricas médias do ar de secagem foram calculadas pelas equações fornecidas por QUEIROZ et alii (1982) tomando-se a temperatura de bulbo úmido e bulbo seco ou temperatura de bulbo seco e umidade relativa do ar.

4.0 - RESULTADOS E DISCUSSÃO

O gaseificador funciona dentro do esperado, pois produz vazão de gases suficiente para o acionamento do motor nas rotações médias de 2200, 2650, 3000 e 3300 RPM. Observa-se que há possibilidade de aproveitamento de parte da energia térmica perdida pelo gaseificador para aquecimento do ar de secagem.

4.1 - Variação de Temperatura dos Gases na Entrada e Saída do Trocador de Calor - Gases versus Ar

4.1.1 - Variação de Temperatura dos Gases na Entrada e Saída do Trocador de Calor - Gases versus Ar, em Função das Rotações por Minuto do Motor

A Figura 15 mostra a variação de temperatura dos gases na entrada e saída do trocador de calor obtidas com o motor funcionando nas rotações de 2200, 2650, 3000 e 3300 RPM. Com os dados obteve-se uma equação de terceiro grau para a temperatura de entrada e uma equação linear para a temperatura de saída no trocador de calor. Estas equações são:

$$T_E = -106,1 + 202,8 \text{ RPM} - 566,6 (\text{RPM})^2 + 522,8 (\text{RPM})^3 \quad (71)$$

$$R^2 = 0,8456$$

$$T_S = -45,03 + 0,03569 \cdot \text{RPM} \quad (72)$$

$$R^2 = 0,7895$$

Procurando encontrar uma explicação para uma elevação de temperatura tão brusca para rotação de 3300 RPM, observou-se que o primeiro filtro estava com bastante impurezas. Então foram ajustadas novas curvas excluindo-se esse valor. As curvas estão representadas na Figura 16 e as equações que melhor se ajustaram aos dados experimentais são:

$$T_e = -9,9498 + 0,0452 \cdot \text{RPM} \quad (73)$$

$$R^2 = 0,9651$$

$$T_s = 10,8284 + 0,0137 \cdot \text{RPM} \quad (74)$$

$$R^2 = 0,9212$$

Provavelmente as curvas de temperatura em função da rotação tem comportamento linear e não do terceiro grau como mostra na Figura 15.

4.1.2 - Temperatura de Entrada e Saída dos Gases no Trocador de Calor - Gases versus Ar, em Função do Tempo

As Tabelas 03 a 06 e as Figuras de 17 a 20 mostram as temperaturas de entrada e saída dos gases no trocador de calor durante 60 minutos, observadas em intervalos de 10 em 10 minutos, para as rotações de 2200, 2650, 3000 e 3300 RPM.

Estas mesmas Figuras e Tabelas mostram crescimento das temperaturas de entrada e saída dos gases, proveniente do gasificador, em função do tempo, com uma tendência de estabilização das temperaturas após 50 minutos para as respectivas rotações do motor. O gradiente térmico dos gases ($T_e - T_s$), constitui a energia térmica transferida para o ar atmosférico

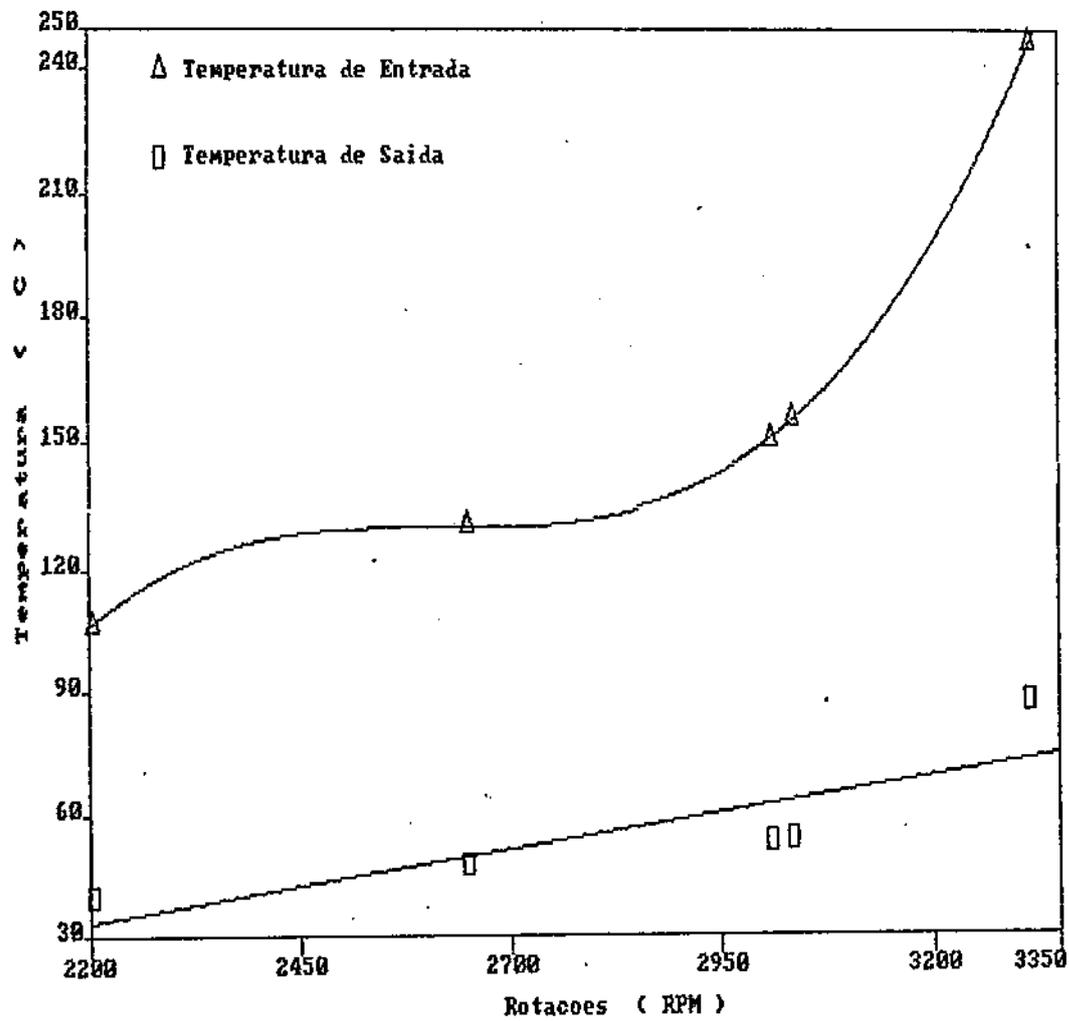


FIGURA 15 - Temperatura dos gases na entrada e saída do trocador de calor em função das rotações do motor

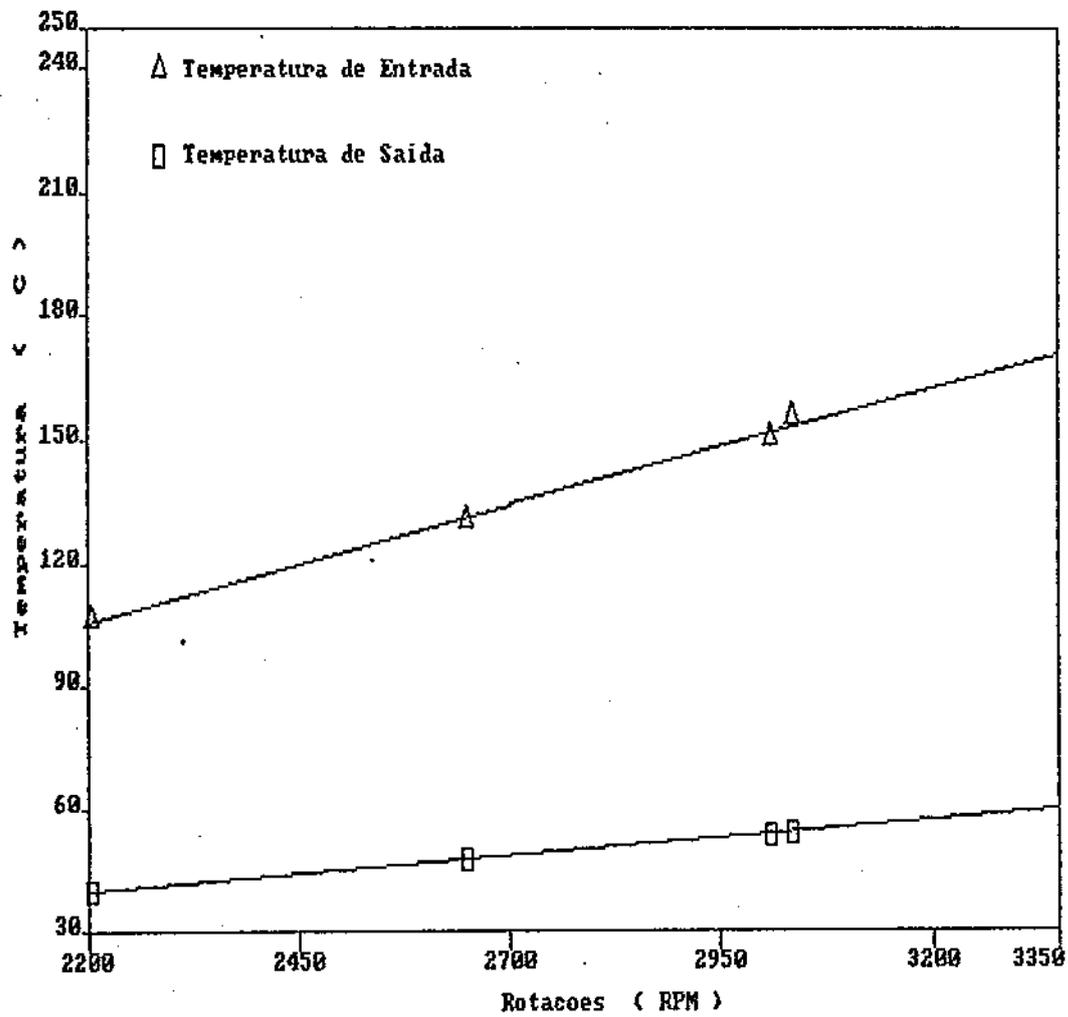


FIGURA 16 - Temperatura dos gases na entrada e saída do trocador de calor em função das rotações do motor, com excessão dos pontos à 3300 RPM.

que entra no trocador de calor mais as perdas de energia térmica para o meio ambiente.

O Quadro I apresenta as equações que melhor se ajustaram aos dados experimentais através da análise de regressão referente às temperaturas de entrada e saída do trocador de calor - gases versus ar, em função do tempo para as rotações 2200, 2650, 3000 e 3300 RPM. As Figuras 17 a 20 mostram as curvas obtidas através dessas equações juntamente com os dados experimentais, para as rotações mencionadas

No caso do experimento a 3300 RPM, onde se constatou o filtro com impurezas excessivas, os gases saíram do trocador de calor com uma temperatura muito alta. Isto pode prejudicar o funcionamento do motor, tendo em vista que os gases não devem chegar ao motor com temperatura superior a 45 °C, como foi constatado por SIQUEIRA (1981).

Para solucionar este problema e aumentar a eficiência do sistema, pode-se trabalhar com as seguintes alternativas: (a) limpeza periódica dos filtros após um certo número de horas de funcionamento e troca dos filtros como descrito no item 3.4; (b) reprojetar o trocador de calor - gases versus ar, de forma a aumentar a sua dimensão de maneira que possa colocar mais uma fileira de tubos, aumentando desta forma a área de troca de calor e/ou substituir os tubos de aço zincado por um material com melhor condutividade térmica, tais como cobre e latão. (c) melhorar o desenho do ventilador e aumentar a sua rotação através de polias, já que este trabalho foi realizado

com a rotação do ventilador igual à do motor. Este aumento da rotação do ventilador aumenta conseqüentemente a velocidade de sucção do ar atmosférico no trocador de calor, aumentando a troca de calor no sistema.

TABELA 03 - Temperatura de entrada e saída dos gases no trocador de calor - gases versus ar em função do tempo, a uma rotação de 2200 RPM.

t (min)	T _E (°C)	T _S (°C)
10	77.0	36.5
20	97.0	37.0
30	116.0	40.0
40	115.0	41.0
50	121.0	41.5
60	114.0	41.5

TABELA 04 - Temperatura de entrada e saída dos gases no trocador de calor - gases versus ar em função do tempo, a uma rotação de 2650 RPM.

t (min)	T _E (°C)	T _S (°C)
10	99.0	43.5
20	118.0	47.5
30	130.0	48.7
40	132.0	49.7
50	143.0	49.5
60	149.0	47.0

TABELA 05 - Temperatura de entrada e saída dos gases no trocador de calor - gases versus ar em função do tempo, a uma rotação de 3000 RPM.

t (min)	T _E (°C)	T _S (°C)
10	118.0	44.5
20	138.0	50.5
30	144.5	55.0
40	150.0	56.5
50	165.0	58.0
60	185.0	57.5

TABELA 06 - Temperatura de entrada e saída dos gases no trocador de calor - gases versus ar em função do tempo, a uma rotação de 3300

t (min)	T _E (°C)	T _S (°C)
10	489.0	82.0
20	224.0	83.5
30	248.0	86.5
40	257.0	88.5
50	278.0	94.0
60	282.0	97.0

Nos experimentos realizados, a temperatura dos gases não comprometeu o funcionamento do motor, porque logo após a saída do trocador de calor - gases versus ar, os gases entraram em outro trocador de calor - gases versus água, citado no item 3.2.2.2. A temperatura média de saída dos gases deste último trocador de calor foi de aproximadamente 33 °C, para todos os experimentos, inclusive para o que estava com o filtro com excesso de impurezas. A temperatura obtida é excelente para o bom funcionamento do motor.

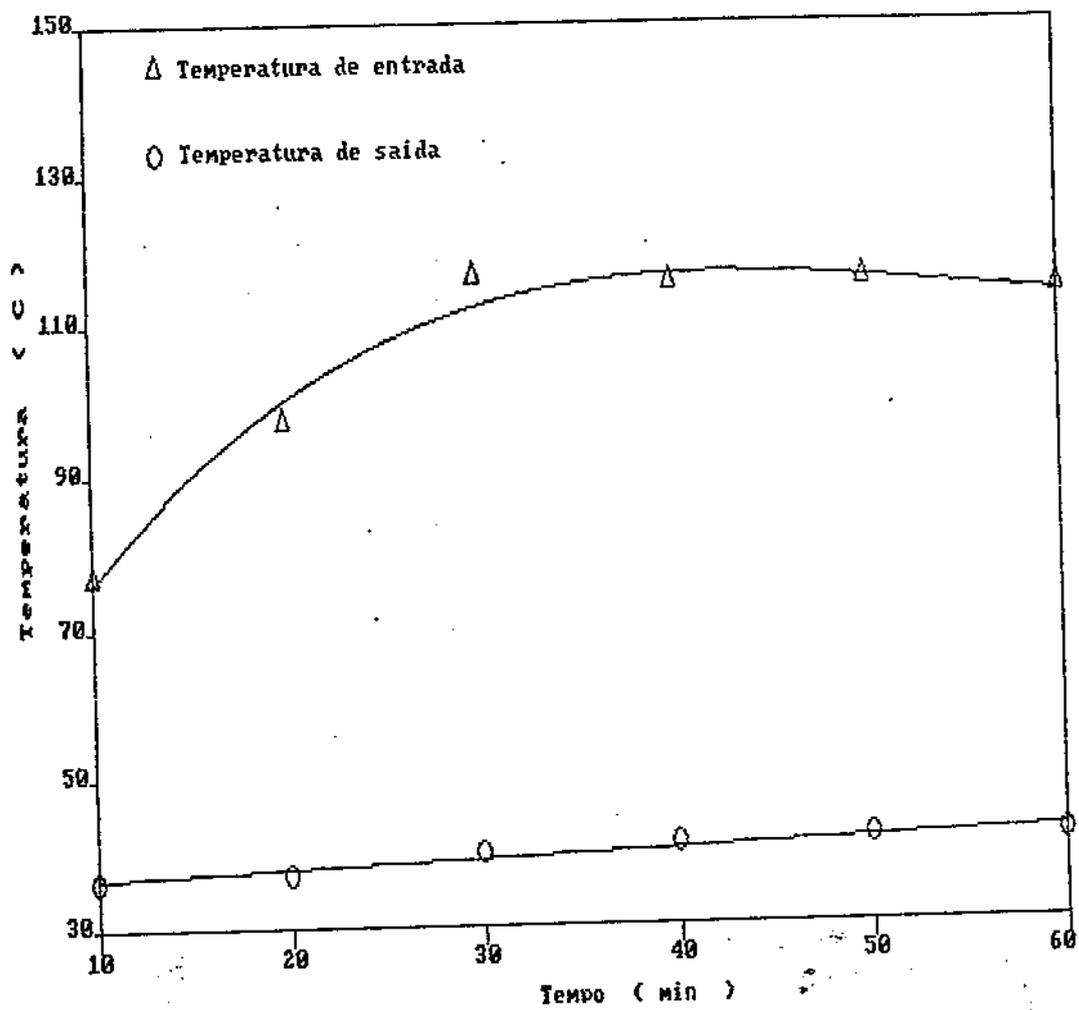


FIGURA 17 - Temperatura dos gases na entrada e saída do trocador de calor em função do tempo para rotação de 2200 RPM

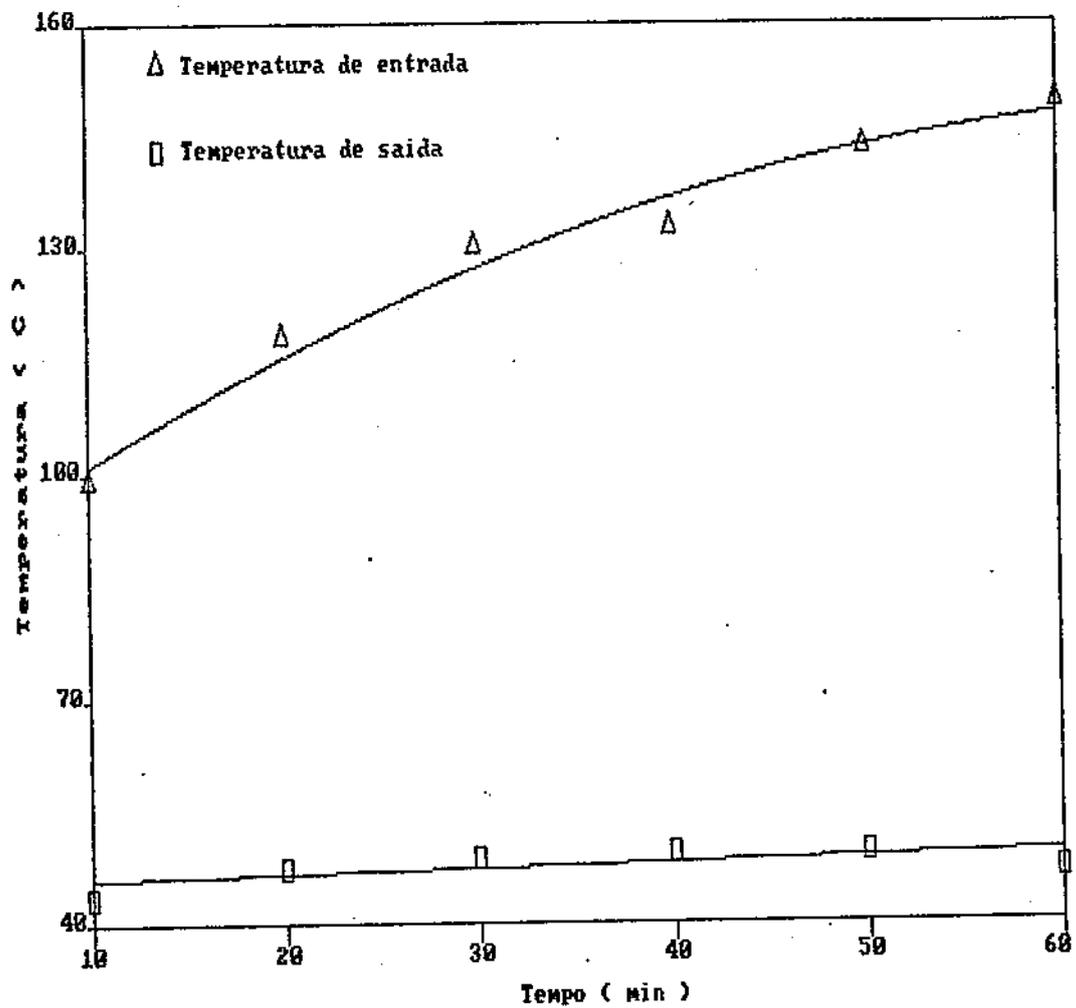


FIGURA 18 - Temperatura dos gases na entrada e saída do trocador de calor em função do tempo para rotação de 2650 RPM.

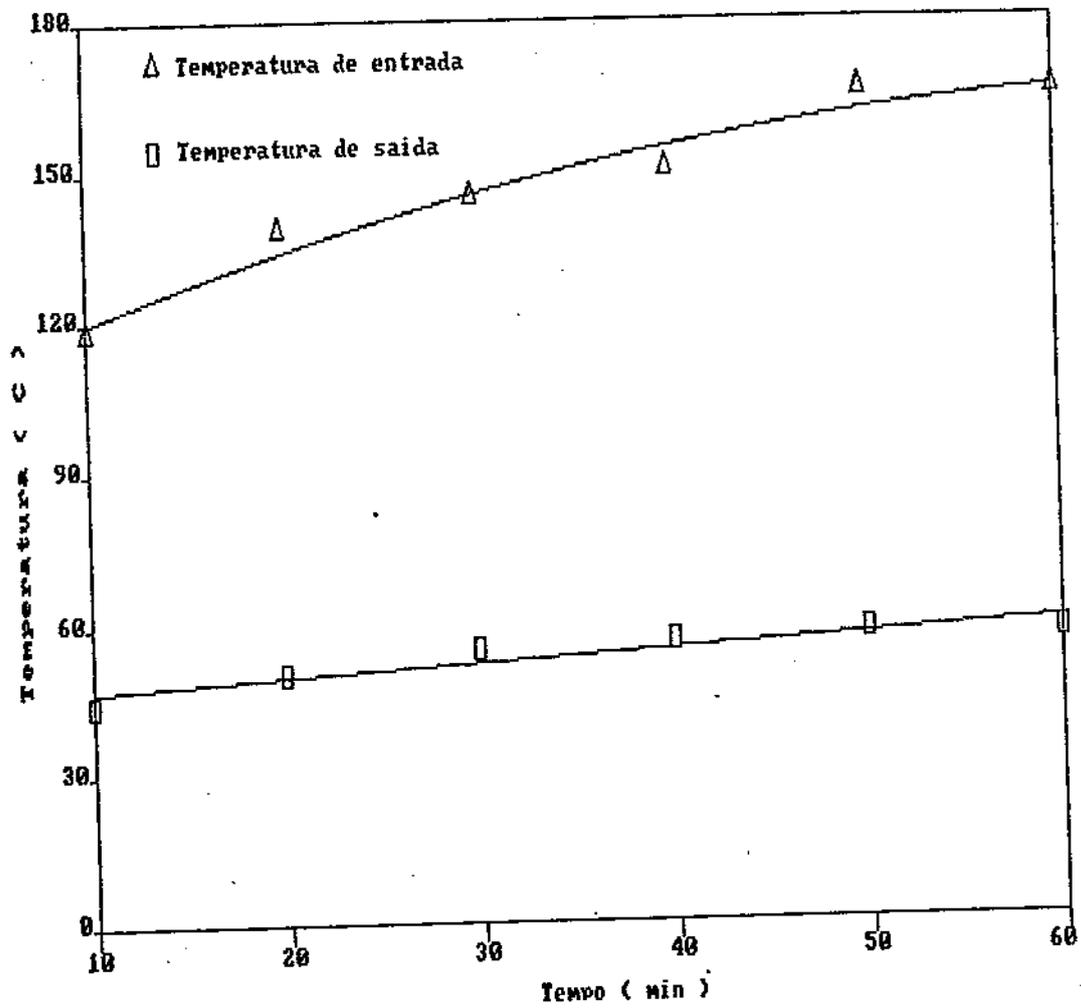


FIGURA 19 - Temperatura dos gases na entrada e saída do trocador de calor em função do tempo para rotação de 3000 RPM

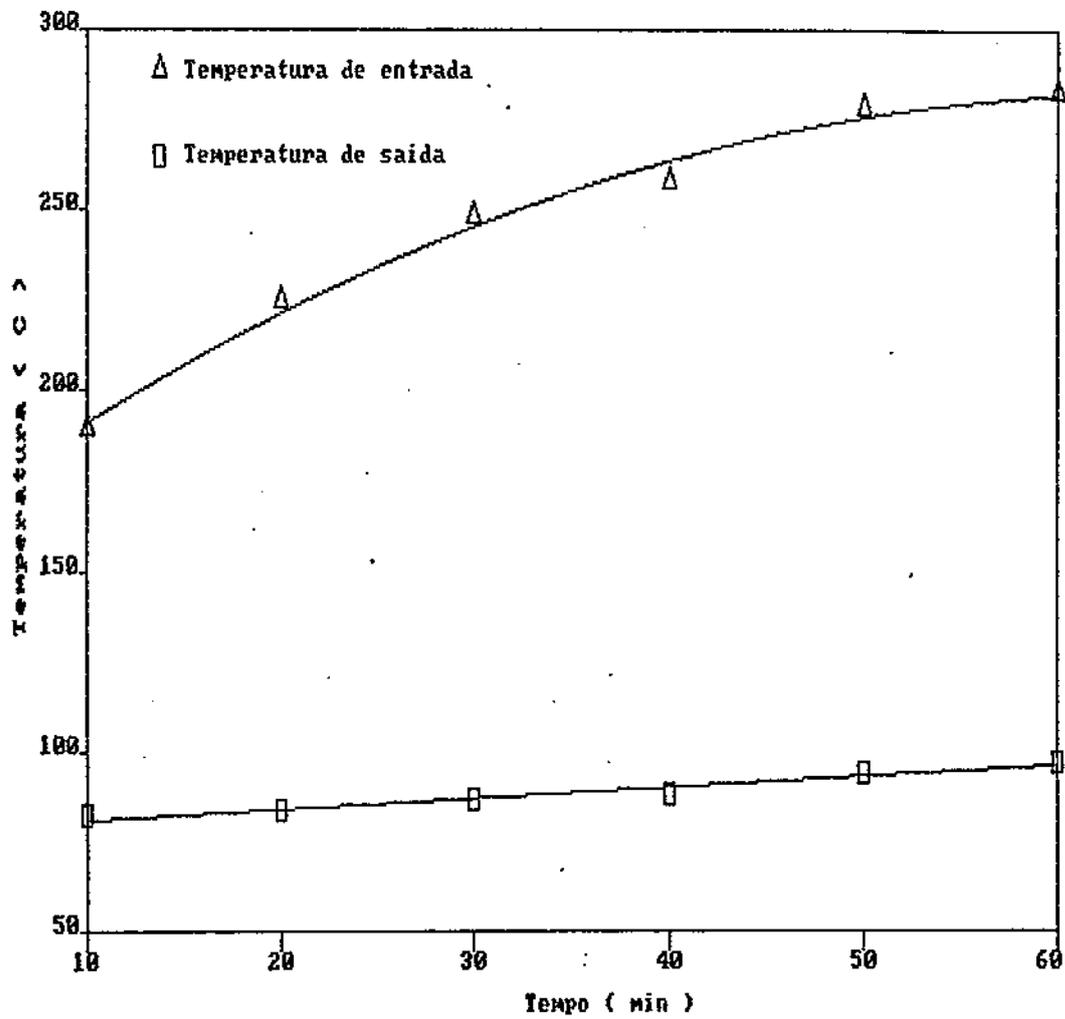


FIGURA 20 - Temperatura dos gases na entrada e saída do trocador de calor em função do tempo para rotação de 3300 RPM

QUADRO 1 - Equações que representam as temperaturas de entrada e saída dos gases no trocador de calor - gases versus ar, para as rotações de 2200, 2650, 3000 e 3300 RPM

rotações	equações	
	temperatura de entrada (°C)	temperatura de saída (°C)
2200	$T_e = 45,00 + 3,6850 \cdot t_a - 0,0538 \cdot (t_a)^2 + 1,94 \cdot 10^{-4} \cdot (t_a)^3$ (77) $R^2 = 0,9382$	$T_s = 36,44 + 0,1034 \cdot t_a$ (78) $R^2 = 0,7835$
2650	$T_e = 84,30 + 1,7968 \cdot t_a - 0,012 \cdot (t_a)^2$ (79) $R^2 = 0,9577$	$T_s = 39,34 + 0,080 \cdot t_a$ (78) $R^2 = 0,7980$
3000	$T_e = 113,60 + 0,779 \cdot t_a - 0,006 \cdot (t_a)^2$ (81) $R^2 = 0,9393$	$T_s = 42,32 + 0,05660 \cdot t_a$ (82) $R^2 = 0,6931$
3300	$T_e = 154,90 + 3,9046 \cdot t_a - 0,0298 \cdot (t_a)^2$ (83) $R^2 = 0,9820$	$T_s = 57,05 + 0,142 \cdot t_a$ (84) $R^2 = 0,8780$

4.2 - Temperatura de Saída do Ar no Trocador de Calor - Gases Versus Ar em Função do Tempo

Através de cálculos preliminares constatou-se que a energia térmica cedida ao ar atmosférico pelos gases provenientes do gaseificador através do trocador de calor apresentava um incremento de temperatura da ordem de 10 °C, que é insuficiente para uma rápida secagem de grãos. Desta forma usou-se também a energia térmica dos gases do escapamento do motor, para aumentar a temperatura de saída do ar para a secagem de grãos.

As Tabelas de 7 a 10, mostram as temperaturas de entrada e saída do ar no trocador de calor durante 60 minutos, observadas em intervalos de 10 em 10 minutos, para as rotações de 2200, 2650, 3000 e 3300 RPM.

O Quadro 2 apresenta as equações de regressão (Equação de 85 a 92) de temperatura de entrada e saída do ar no trocador de calor - gases versus ar, em função do tempo para as rotações 2200, 2650, 3000 e 3300 RPM, das Figuras 21 a 24 , respectivamente.

As Figuras de 21 a 24, mostram as comparações dos dados experimentais e as curvas obtidas através das Equações de 85 a 92. Em todas estas Figuras pode-se observar um crescimento da temperatura de saída do ar no trocador de calor gases-ar, com o tempo, tendendo à estabilização após 50 minutos de funcionamento do sistema.

TABELA 07 - Temperatura de entrada e saída do ar no trocador de calor - gases versus ar em função do tempo, a uma rotação de 2200 RPM.

t (min)	T _E (°C)	T _S (°C)
10	27.5	36.0
20	27.0	39.3
30	32.0	40.7
40	31.5	41.2
50	29.5	41.2
60	31.0	42.0

TABELA 08 - Temperatura de entrada e saída do ar no trocador de calor - gases versus ar em função do tempo, a uma rotação de 2650 RPM.

t (min)	T _E (°C)	T _S (°C)
10	28.0	39.0
20	30.0	41.8
30	31.0	42.3
40	30.0	42.8
50	31.0	43.5
60	31.0	43.5

TABELA 09 - Temperatura de entrada e saída do ar no trocador de calor - gases versus ar em função do tempo, a uma rotação de 3000 RPM.

t (min)	T _E (°C)	T _S (°C)
10	29.0	42.2
20	29.5	44.3
30	28.0	43.8
40	31.0	44.5
50	31.0	46.0
60	30.5	45.0

TABELA 10 - Temperatura de entrada e saída do ar no trocador de calor - gases versus ar em função do tempo, a uma rotação de 3300 RPM.

t (min)	T _E (°C)	T _S (°C)
10	35.5	59.5
20	35.5	60.0
30	34.5	59.7
40	32.5	62.5
50	33.0	63.8
60	33.0	66.6

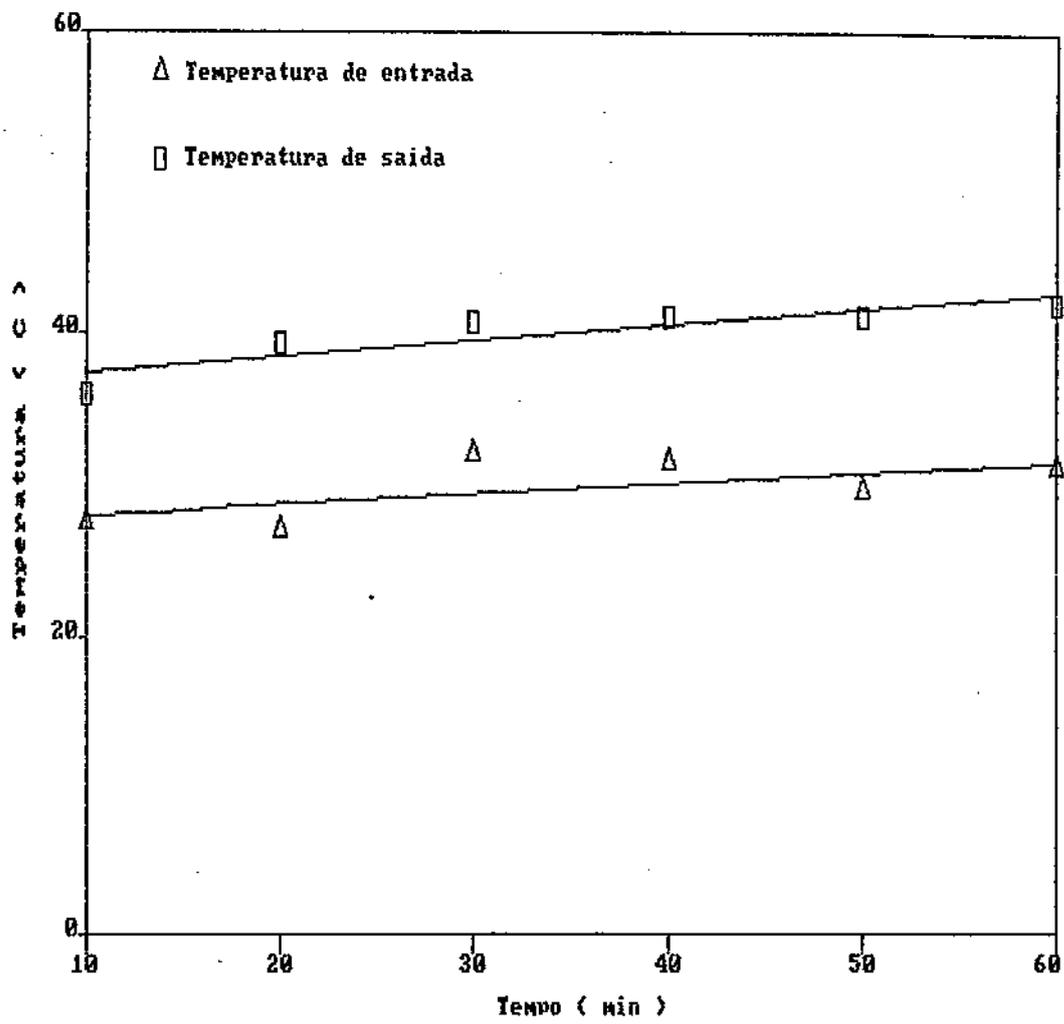


FIGURA 21 - Temperatura do ar na entrada e saída do trocador de calor - gases versus ar em função do tempo, para uma rotação de 2200 RPM

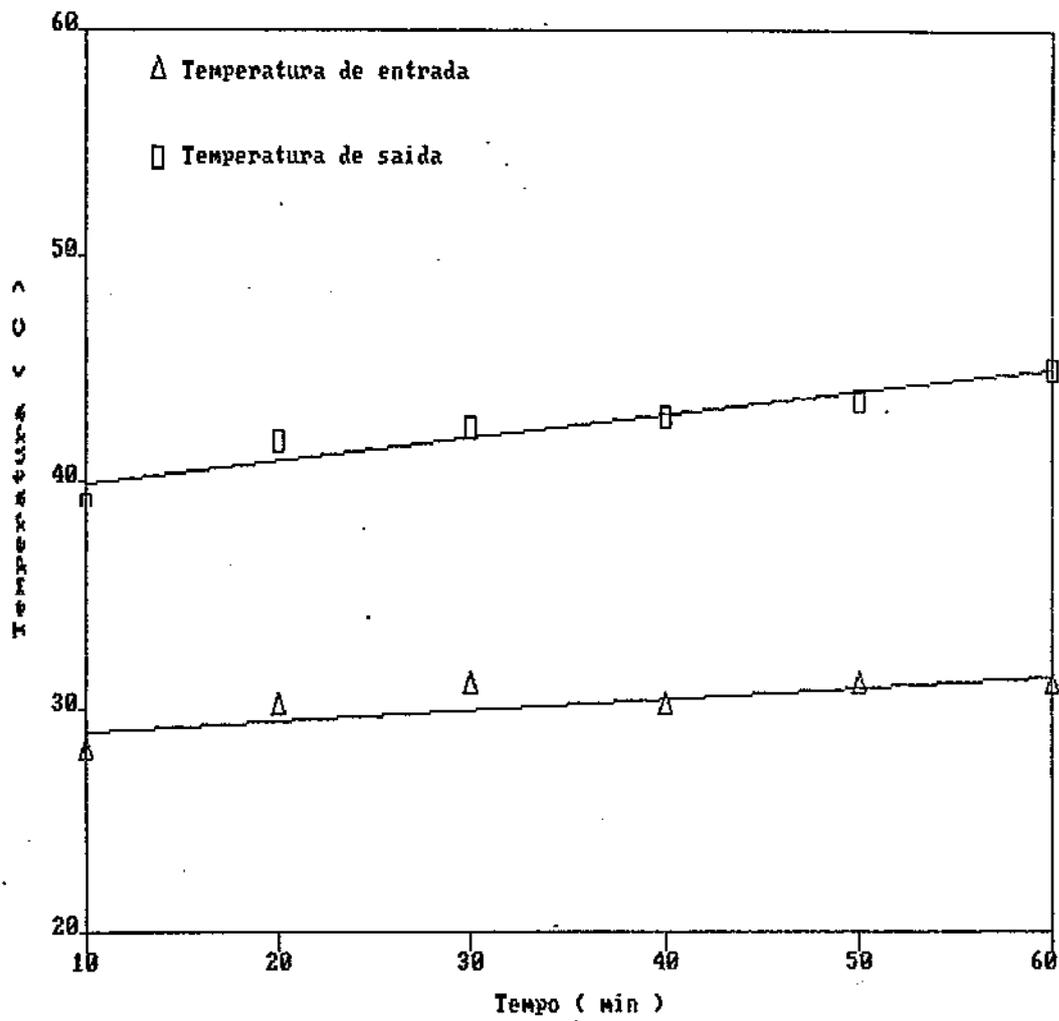


FIGURA 22 - Temperatura do ar na entrada e saída do trocador de calor - gases versus ar em função do tempo, para uma rotação de 2650 RPM

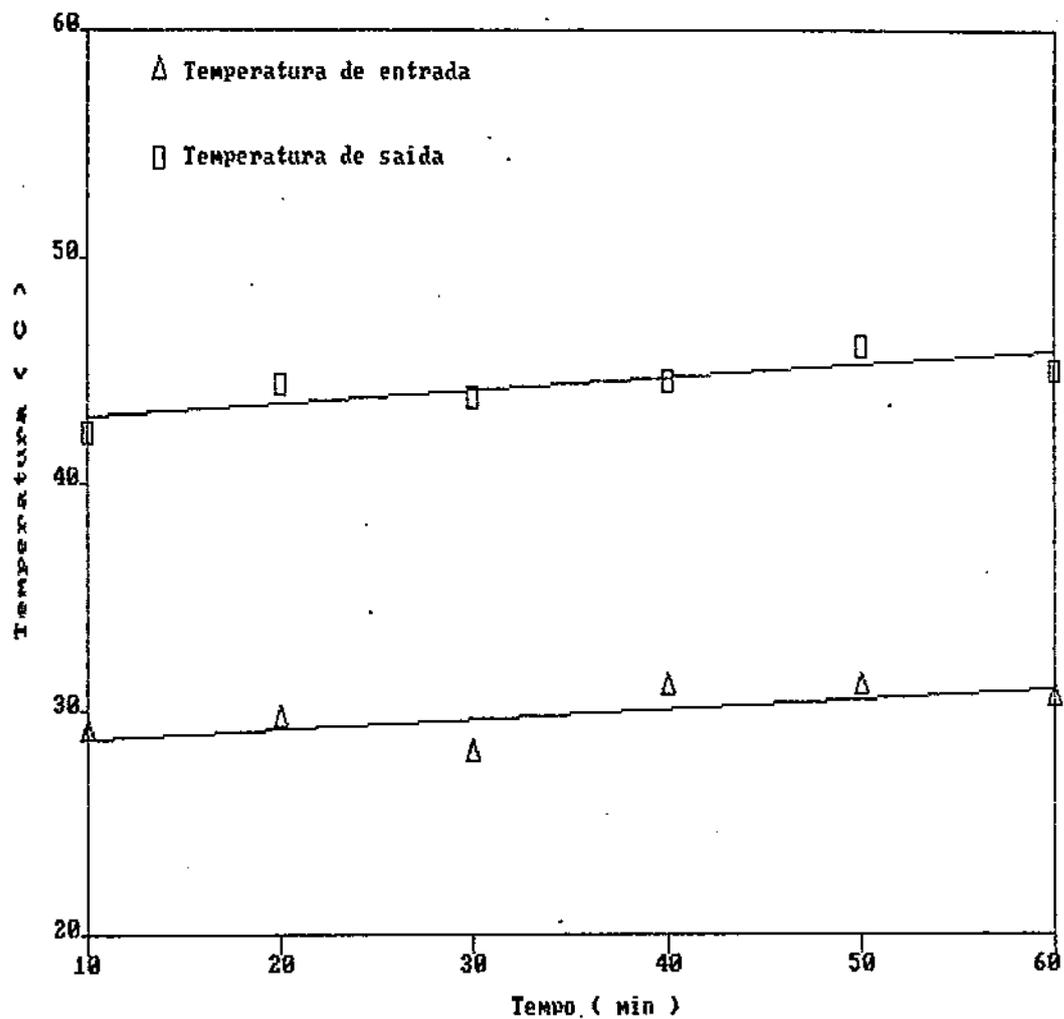


FIGURA 23 - Temperatura do ar na entrada e saída do trocador de calor - gases versus ar em função do tempo, para uma rotação de 3000 RPM

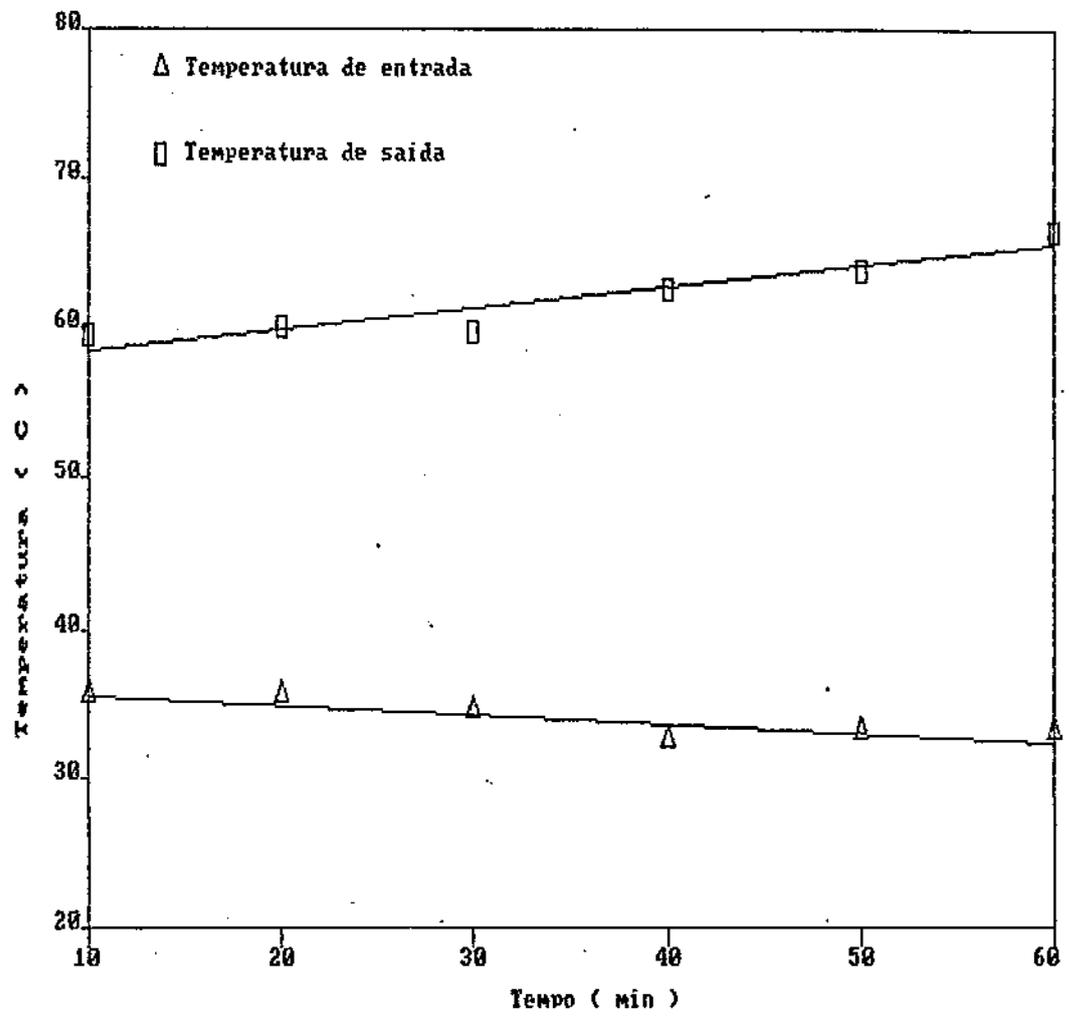


FIGURA 24 - Temperatura do ar na entrada e saída do trocador de calor - versus ar em função do tempo, para uma rotação de 3300 RPM

QUADRO 2 - Equações que representam as temperaturas de entrada e saída do ar no trocador de calor - gases versus ar, para as rotações de 2200, 2650, 3000 e 3300 RPM

rotações	equações	
	RPM	temperatura de entrada (°C)
2200	$T_e = 27,30 + 0,0700 * t_a$ (85)	$T_s = 36,04 + 0,1034 * t_e$ (86)
	$R^2 = 0,3832$	$R^2 = 0,7835$
2650	$T_e = 28,47 + 0,0485 * t_a$ (87)	$T_s = 39,34 + 0,0803 * t_e$ (88)
	$R^2 = 0,6042$	$R^2 = 0,7980$
3000	$T_e = 28,33 + 0,0428 * t_a$ (89)	$T_s = 42,32 + 0,0565 * t_e$ (90)
	$R^2 = 0,4383$	$R^2 = 0,6931$
3300	$T_e = 36,21 - 0,0630 * t_a$ (91)	$T_s = 57,08 + 0,1406 * t_e$ (92)
	$R^2 = 0,7683$	$R^2 = 0,8780$

4.3 - Variação de Temperatura do Ar na Entrada e Saída do Trocador de Calor - Gases Versus Ar em Função das Rotações do Motor

A Tabela 11 mostra as temperaturas do ar na entrada e saída do trocador de calor, para as rotações do motor de 2200, 2650, 3000 e 3300 RPM.

TABELA 11 - Temperatura de entrada e saída do ar no trocador de calor - gases versus ar em função das rotações do motor

RPM	T_E (°C)	T_S (°C)
2200	29.6	40.0
2650	31.0	49.0
3000	29.8	44.3
3300	34.0	62.0

As Equações (91) e (92) representam, respectivamente, as temperaturas do ar na entrada e saída do trocador de calor - gases versus ar em função da rotação do motor.

$$T_E = 21,63 + 0,00325 \cdot \text{RPM} \quad (93)$$

$$R^2 = 0,5336$$

$$T_S = 29,67 + 111,30 \cdot \text{RPM} - 290,0 \cdot (\text{RPM})^2 + 233,90 \cdot (\text{RPM})^3 \quad (94)$$

$$R^2 = 0,7447$$

A Figura 25 compara os dados experimentais com aqueles obtidos pelas Equações (93) e (94). Pode-se concluir que a temperatura de saída do ar no trocador de calor - gases versus ar aumenta proporcionalmente com o aumento da rotação do motor. Isto vem confirmar a afirmação feita por MOURA (1988), de que a energia térmica adquirida pelo ar é aproximadamente igual à cedida pelos gases no trocador de calor, menos as perdas do sistema.

Detectada que a temperatura elevada do ar na entrada e saída no trocador de calor, para a rotação de 3300 RPM, era decorrente das impurezas do primeiro filtro, concluiu-se que, provavelmente, a temperatura de entrada e saída do ar tende para um comportamento linear, representado pelas Equações (95) e (96) e mostrado na Figura 26.

$$T_E = 27,00 + 0,0015 \cdot \text{RPM} \quad (95)$$

$$R^2 = 0,1412$$

$$T_S = 26,62 + 0,006041 \cdot \text{RPM} \quad (96)$$

$$R^2 = 0,2912$$

4.4 - Rendimento Energético do Gaseificador

As equações utilizadas nos cálculos realizados para se obter o volume dos gases gerado, quantidade de carvão consumido e o rendimento do gaseificador de fluxo transversal descendente para as diferentes rotações do motor são apresentada no apêndi-

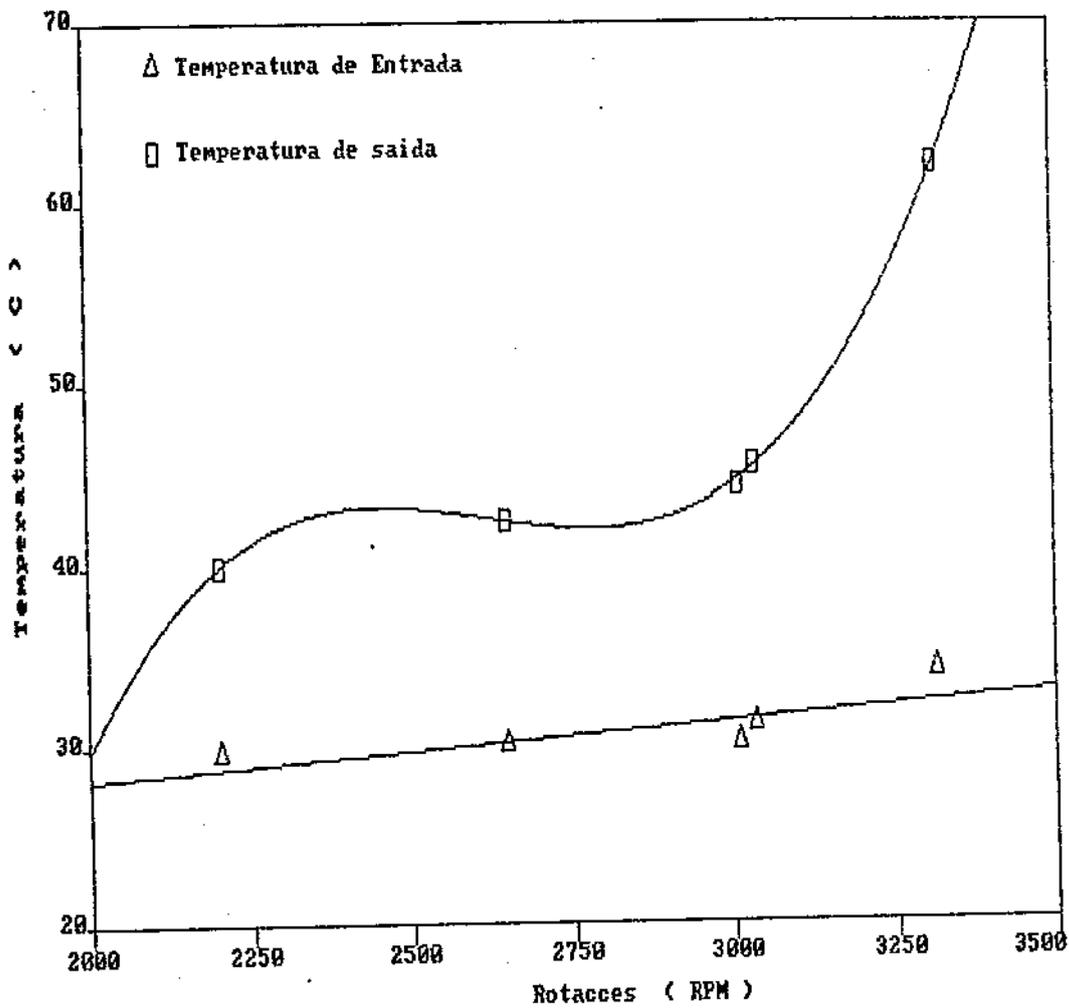


FIGURA 25 - Temperatura do ar na entrada e saída do trocador de calor - gases gases versus ar, em função das rotações do motor

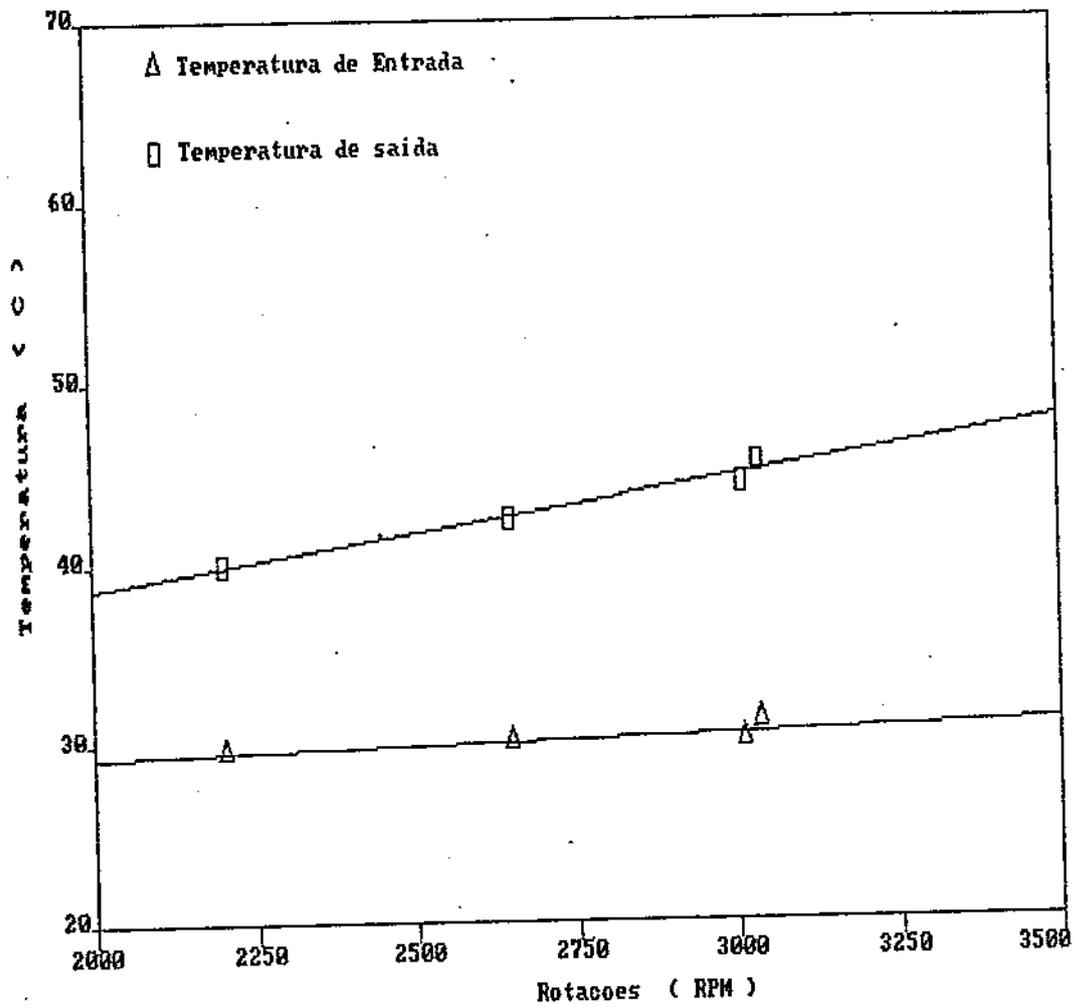


FIGURA 26 - Temperatura do ar na entrada e saída do trocador de calor - gases gases versus ar, em função das rotações do motor, sem os pontos do teste a 3300 RPM

ce B.

A Tabela 12 mostra o volume dos gases gerado, a quantidade de carvão vegetal consumido e a eficiência do gaseificador para as diferentes rotações do motor nos experimentos, onde a eficiência média do gaseificador de fluxo transversal descendente foi de 67,6%.

TABELA 12 - Volume dos gases consumido, quantidade de carvão vegetal consumida e eficiência do gaseificador em função das rotações de funcionamento do motor nos experimentos realizados.

rotação	volume de gás consumido	quantidade de carvão consumido	eficiência
RPM	Nm ³ /h	Kg/h	%
2200	20.766	5.20	67.50
2650	25.013	6.25	67.63
3000	28.402	7.10	67.61
3035	28.647	7.16	67.62
3300	31.290	7.82	67.62

4.5 - Condições de Secagem Para Obtenção dos Dados Experimentais e Simulados

A Tabela 13 mostra as condições de secagem usados, para obtenção dos dados experimentais e simulados pelos modelos de Hukill e Thompson para secagem de milho.

TABELA 13 - Condição de secagem para a realização dos experimentos

teste	teor de umidade dos grãos (%U _o)	altura da camada de grãos (m)	temperatura de secagem (°C)	umidade relativa do ar (%)	vazão de ar (m ³ /min/ m ²)	peso específico do grão seco (kg/m ³)	rotações do motor RPM
1	24,53	0,50	51,0	15,7	8,87	580	2650
2	40,44	0,50	56,0	14,9	8,60	580	3000
3	32,62	0,30	54,0	13,9	9,30	580	3300

4.6 - Secagem Experimental do Milho em Camada Espessa e Simulados Através dos Modelos de Hukill e Thompson

No apêndice C são apresentadas as Tabelas 10 a 13C que mostram as variações médias dos teores de umidade do milho, obtidos experimentalmente, em função do tempo, para as várias camadas de secagem, além dos teores de umidades simulados pelos modelos de Hukill e Thompson. Estas tabelas mostram ainda as comparações entre os valores experimentais e simulados através do teste F.

Para o teste 1 (T = 51°C e UR = 15,7%), com o modelo de Hukill, somente na primeira camada, houve diferença significativa, ao nível de 5% de probabilidade. Nas camadas restantes, ou seja, da camada 2 a camada 5, não houve diferença significativa, ao nível de 5% de probabilidade. Já com o modelo de

Thompson, com excessão da segunda camada, todas as outras, tiveram diferenças significativas, ao nível de 5% de probabilidade.

Para o teste 2 ($T = 56^{\circ}\text{C}$ e $\text{UR} = 14,9\%$), os dados experimentais do teor de umidade em função do tempo comparado com os dados simulados pelo modelo de Hukill, nas camadas 3 e 5, apresentaram diferenças significativas, ao nível de 5% de probabilidade. Não havendo, portanto, diferença significativa nas camadas 1, 2 e 4, ao nível de 5% probabilidade. Para o modelo de Thompson, com excessão da quarta camada, as demais, apresentaram diferenças significativas, ao nível de 5% de probabilidade.

Para o teste 3 ($T = 54^{\circ}\text{C}$ e $\text{UR} = 13,9\%$), não apresentaram diferenças significativas, ao nível de 5% de probabilidade, para todas as camadas, entre os resultados obtidos experimentalmente e os simulados pelos modelos de Hukill e Thompon.

Em síntese, 23% e 63% dos casos apresentaram diferenças significativas, ao nível de 5% de probabilidade, entre os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Hukill e Thompson, respectivamente. Isto indica, provavelmente, que para as condições em que o trabalho foi realizado, as equações de equilíbrio higroscópico e as de camada fina utilizadas, não representaram adequadamente o produto utilizado neste trabalho. Isto era esperado, uma vez que cada produto apresenta características particulares, em suas propriedades físicas e térmicas.

Os testes 1, 2 e 3 são mostrados nas Figuras de 27 a 31, 34 a 38 e 41 a 43, respectivamente, onde apresentam as curvas de secagem experimental de cada camada e as curvas simuladas de secagem pelos modelos de Hukill e de Thompson. As Figuras 32 e 33, 39 e 40, e 44 e 45 mostram todas as curvas experimentais de secagem para todas as camadas dos testes 1, 2 e 3, respectivamente, além das curvas simuladas pelos modelos de Hukill e de Thompson.

O modelo de Hukill não foi adequado em toda sua extensão para representar os dados experimentais do teste 1, onde o milho estava com teor de umidade natural e do teste 2, onde o milho foi reumedecido. As possíveis explicações para este fato, são mudança nas propriedades psicrométricas do ar durante a secagem; compactação do volume de grãos, que foi aproximadamente 14% e o cálculo do tempo de meia resposta dado pela Equação (59). O que concorda com MANTOVANI (1976), que diz, que o modelo matemático desenvolvido por Hukill é baseado em algumas pré-suposições simplificadas, tais como: o teor de umidade inicial dos grãos é uniforme; não há redução do volume da massa de grãos durante a secagem e os parâmetros psicrométricos do ar permanecem constantes durante o período de secagem.

O modelo de Thompson, também não representa adequadamente toda sua extensão os dados experimentais dos testes 1 e 2, provavelmente devido as equações de camada fina e equilíbrio microscópico do modelo não serem adequadas a variedade do milho utilizada nesta secagem, o que concorda com BROOKER et alii (1974), que afirma que o modelo matemático proposto por

Thompson, também baseia-se em algumas suposições, como: a secagem de camada delgada é representada pela Equação (42); a temperatura do grão é suposta ser igual a temperatura do ar que o envolve; o calor latente de vaporização da umidade do milho é dado pela Equação (63) e o calor específico do milho é assumido ser representado pela Equação (64).

Para o teste 3, os dados experimentais comparado aos dados simulados pelos modelos de Hukill e Thompson não apresentaram diferenças significativas ao nível de 5% de probabilidade pelo teste de F.

Como a diferença entre o teste 2 e o teste 3 é apenas no teor de umidade inicial do milho, uma possível explicação para este acentuado desvio entre as curvas de secagem experimentais e as simuladas é que os modelos de Hukill e Thompson não levam em consideração o teor de umidade inicial do produto. MARTINS (1988), afirma que os desvios do teor de umidade inicial e o teor de umidade de equilíbrio pode acarretar erro de até 30%.

Observa-se ainda, que o modelos de Hukill não prevê o reumedecimento das camadas superiores, como ocorre no teste 3.

De uma forma geral, os modelos matemáticos de Hukill e Thompson, superestimaram os dados experimentais, como o observado no primeiro e segundo testes, logo após os 15 minutos iniciais de secagem. Para o terceiro experimento, este fato ocorre após 1,5 horas de secagem, observando-se após 1,5 horas iniciais que os modelos subestimaram os resultados experimentais.

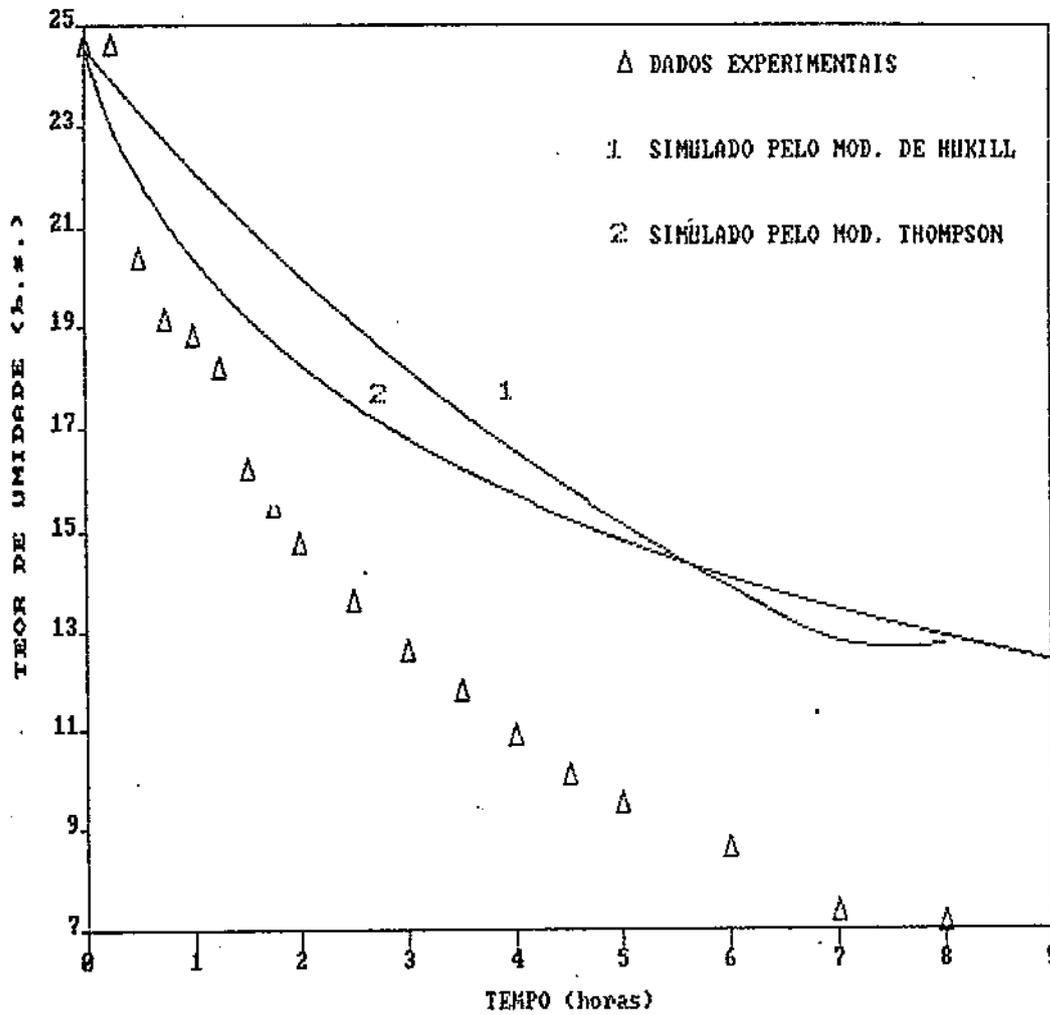


FIGURA 27 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hukill, para a primeira camada do primeiro experimento ($T = 51^{\circ}\text{C}$ e $UR = 15,7\%$)

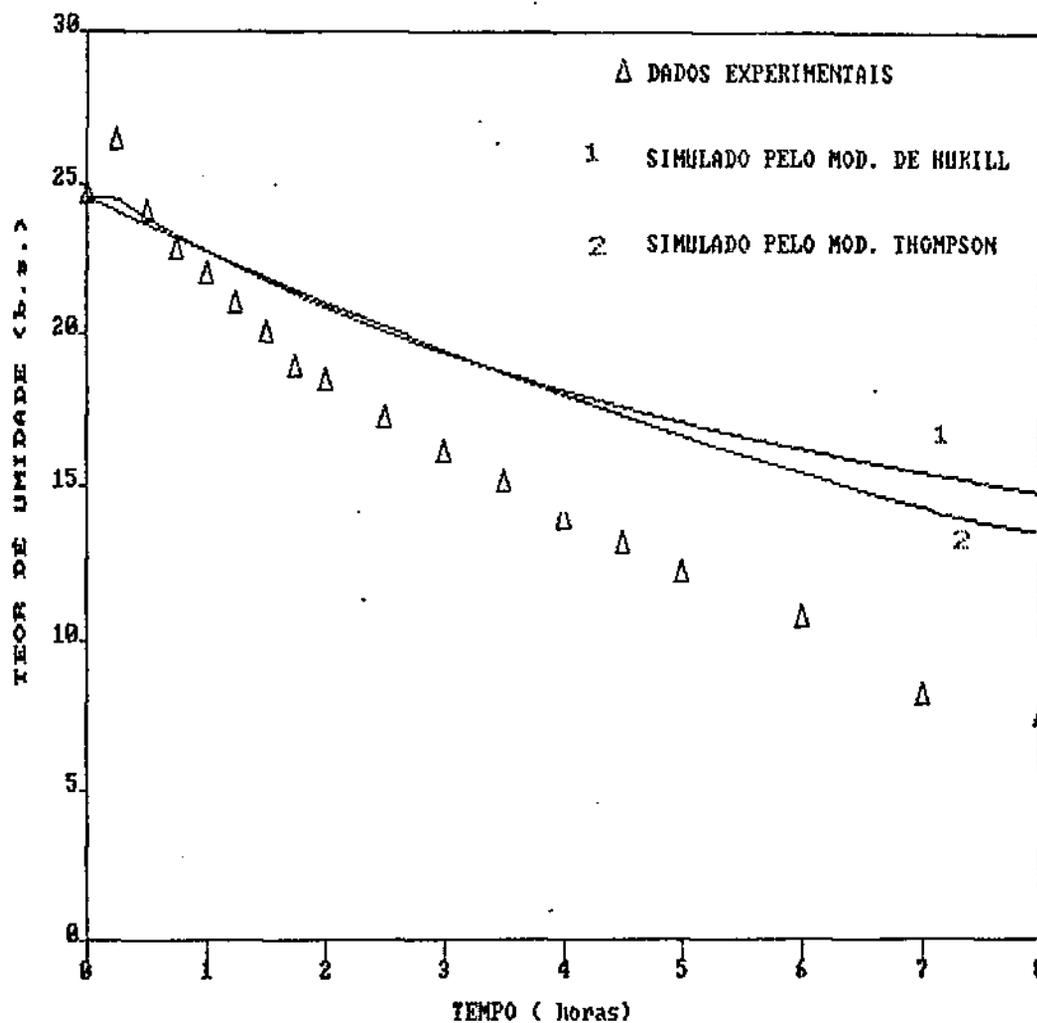


FIGURA 28 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hukill, para a segunda camada do primeiro experimento ($T = 51^{\circ}\text{C}$ e $UR = 15,7\%$)

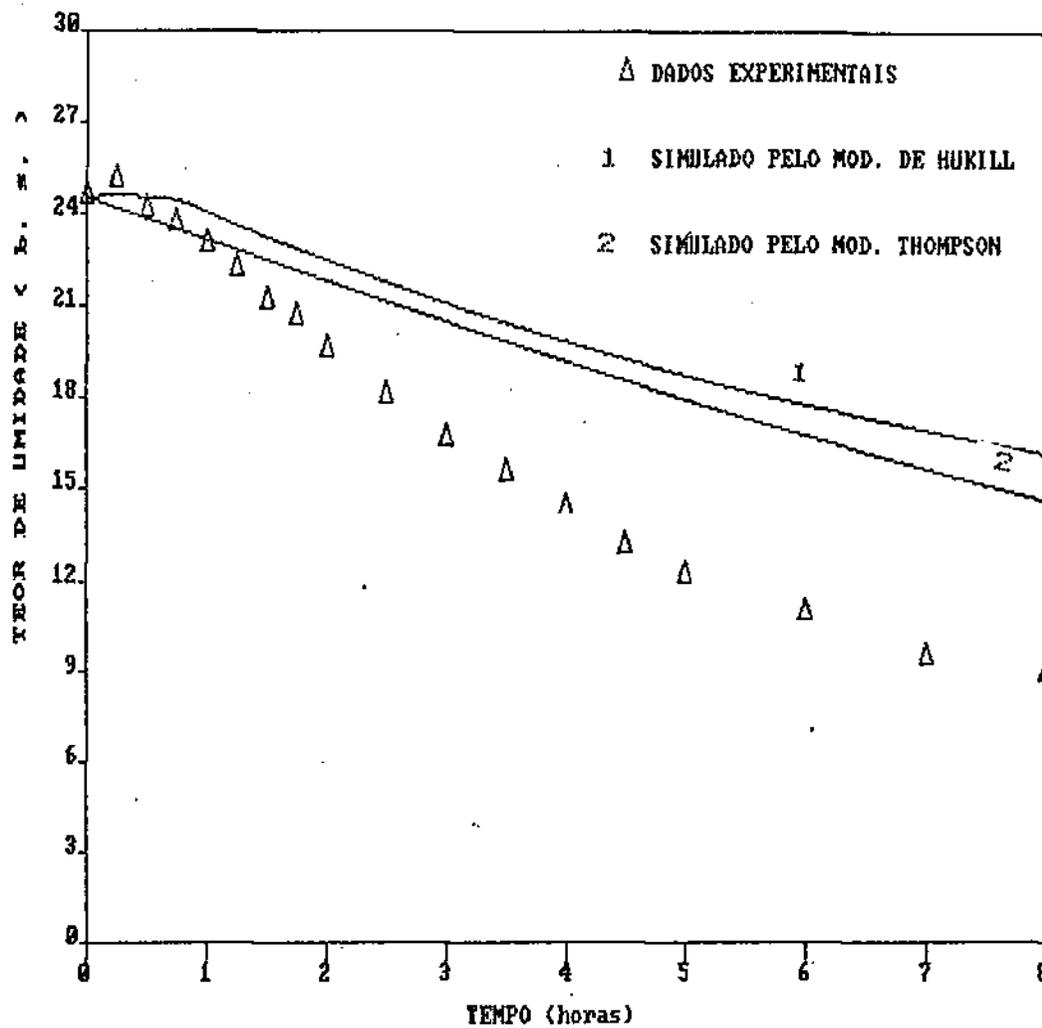


FIGURA 29 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hukill, para a terceira camada do primeiro experimento ($T = 51^{\circ}\text{C}$ e $UR = 15,7\%$)

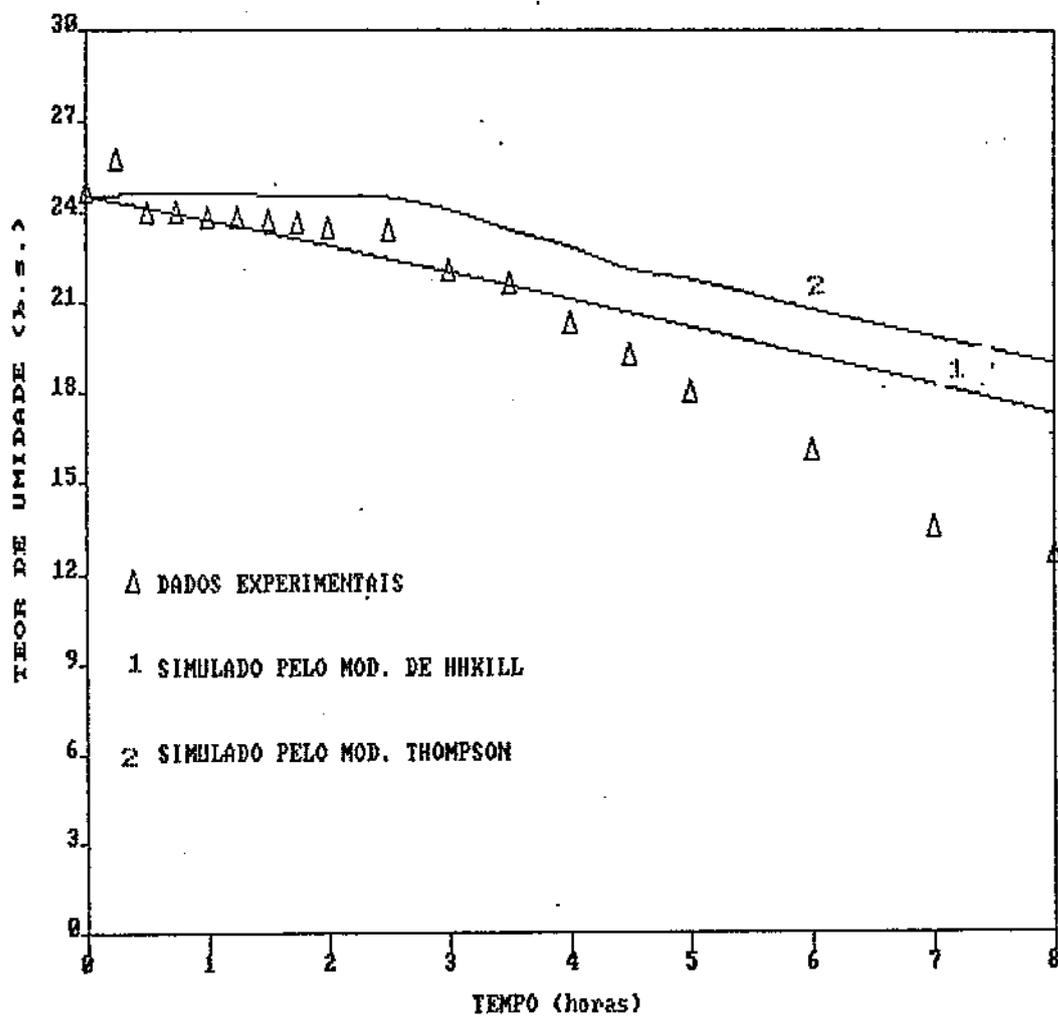


FIGURA 30 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hukill, para a quarta camada do primeiro experimento ($T = 51^{\circ}\text{C}$ e $UR = 15,7\%$)

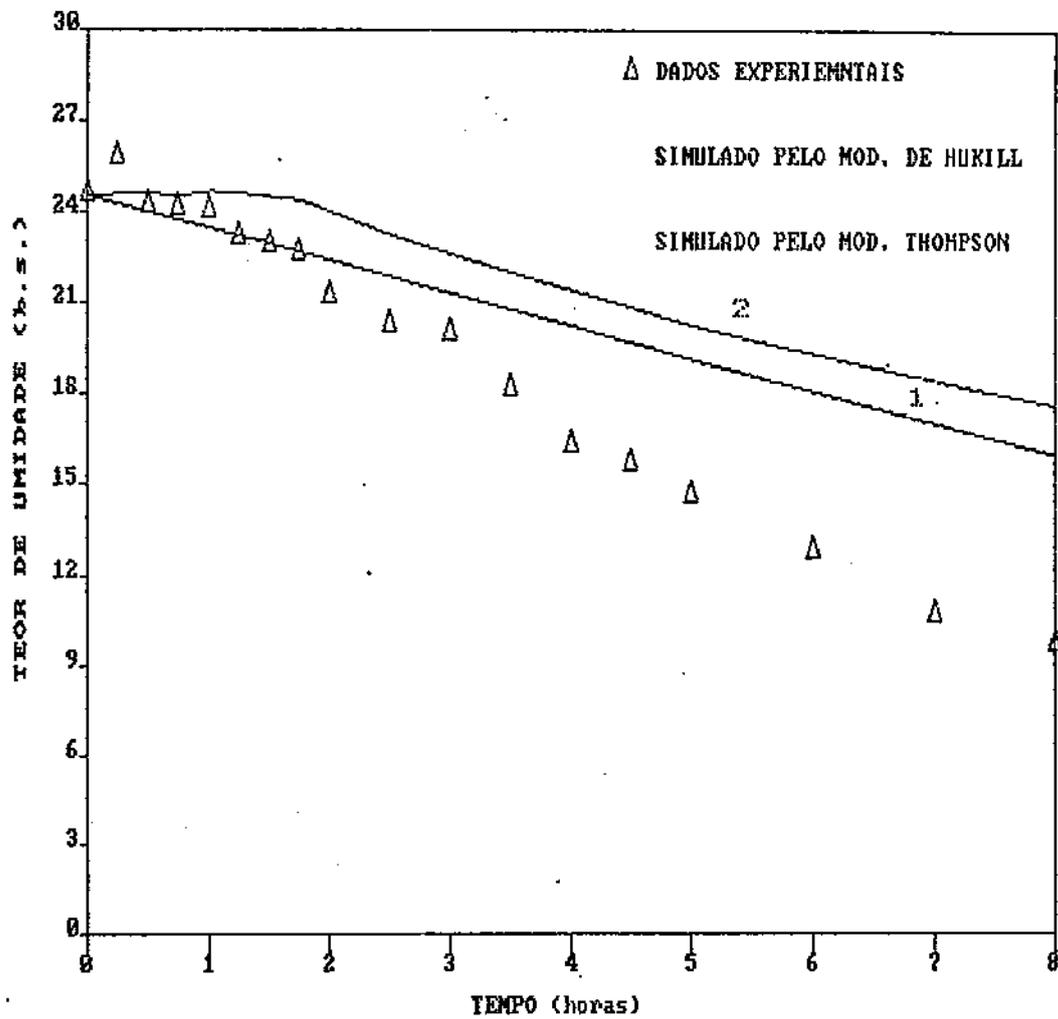


FIGURA 31 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hukill, para a quinta camada do primeiro experimento ($T = 51^{\circ}\text{C}$ e $UR = 15,7\%$)

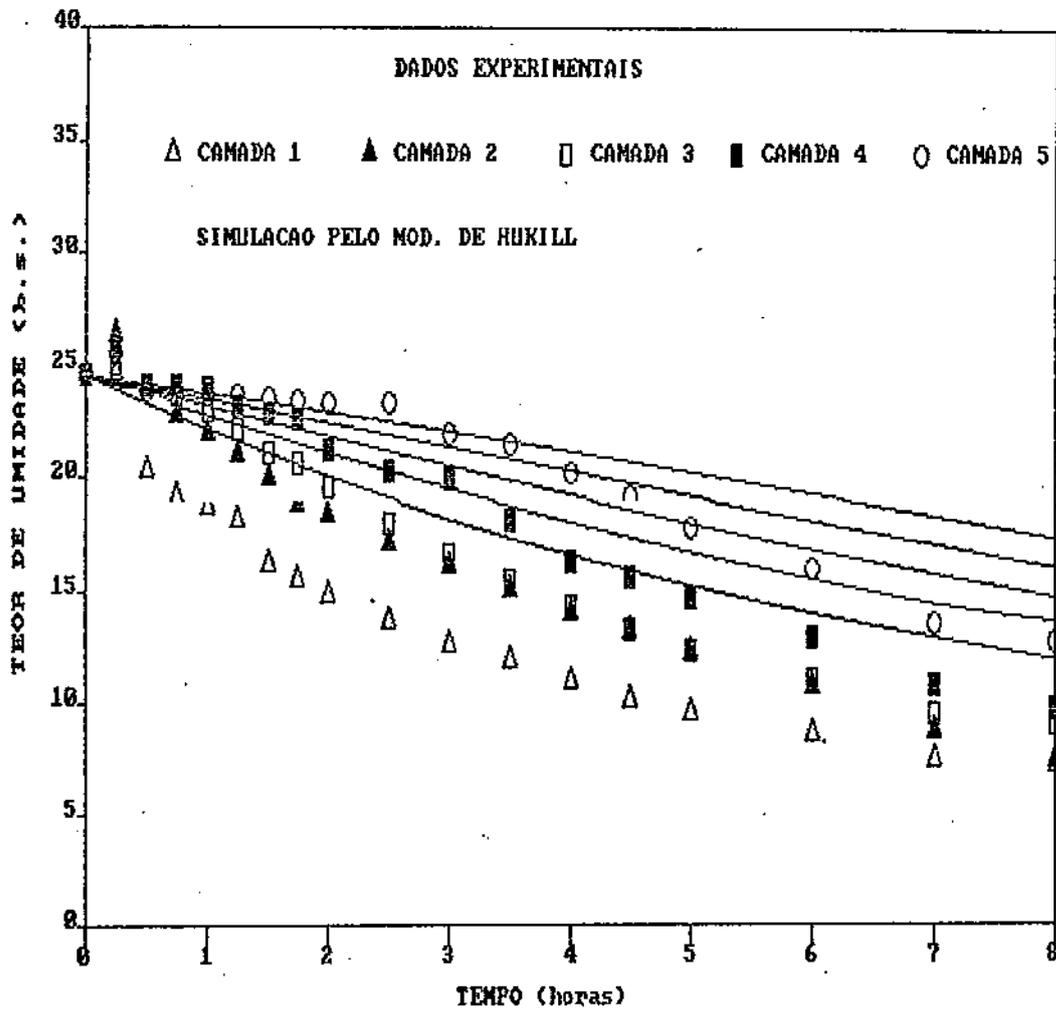


FIGURA 32 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Hukill para o primeiro experimento ($T = 51^{\circ}\text{C}$ e $UR = 15,7\%$)

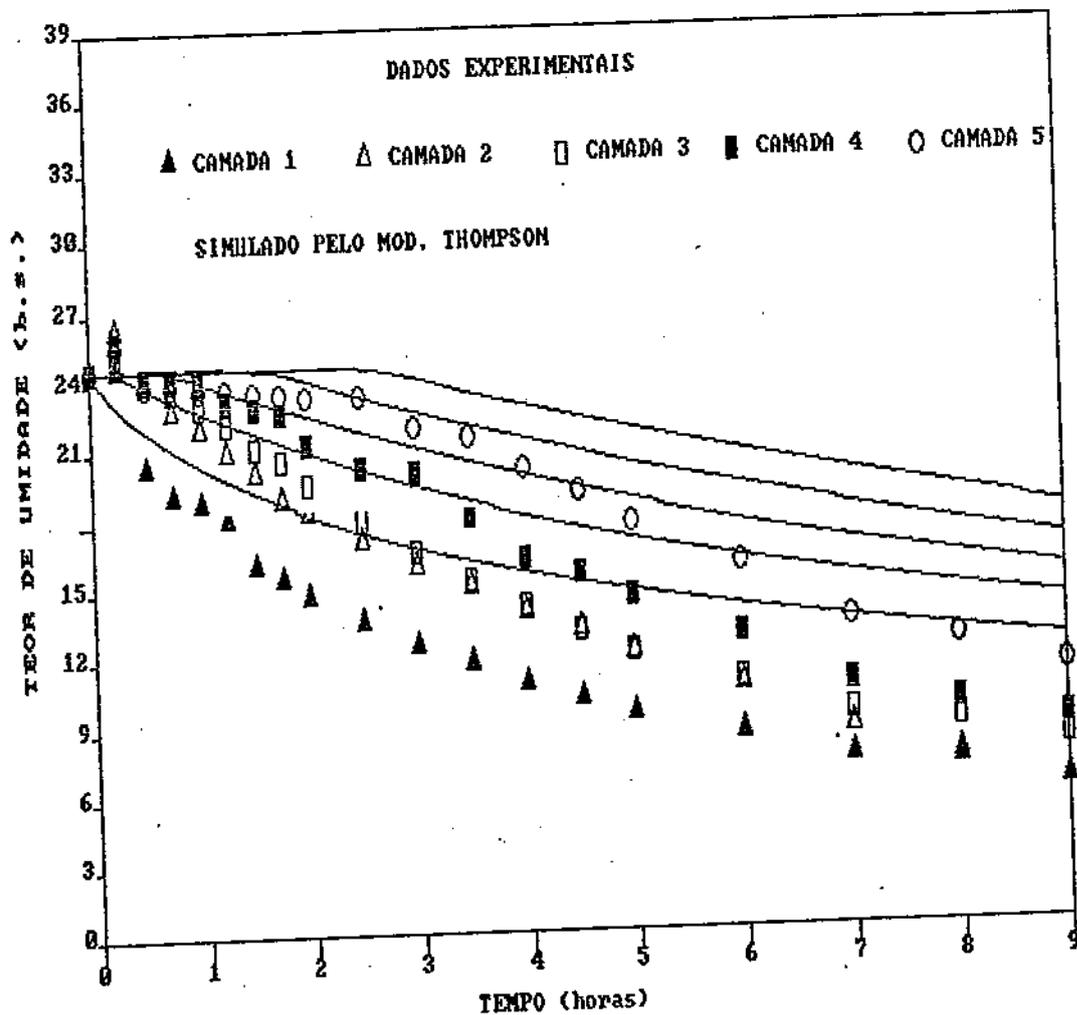


FIGURA 33 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson para o primeiro experimento ($T = 51^{\circ}\text{C}$ e $\text{RU} = 15,7\%$)

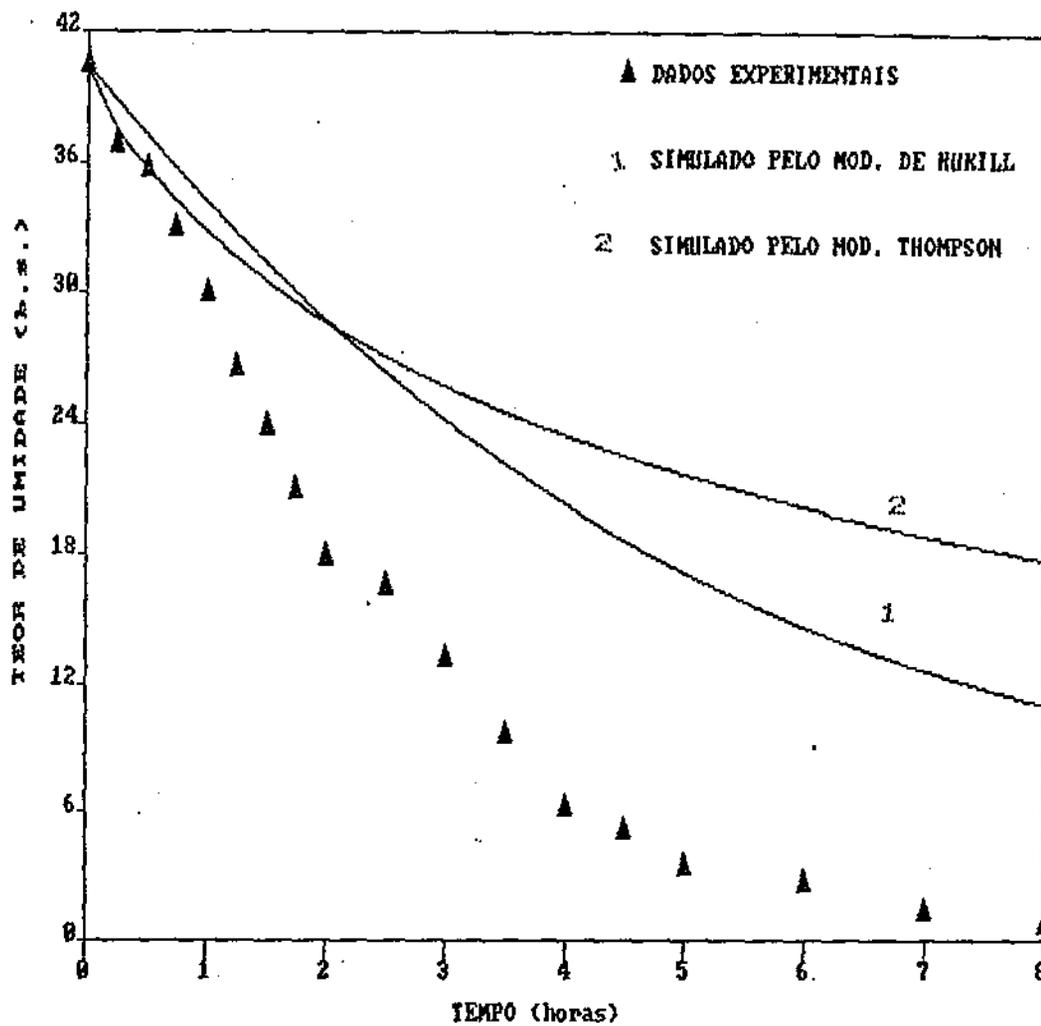


FIGURA 34 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hukill, para a primeira camada do segundo experimento ($T = 56^{\circ}\text{C}$ e $UR = 14,9\%$)

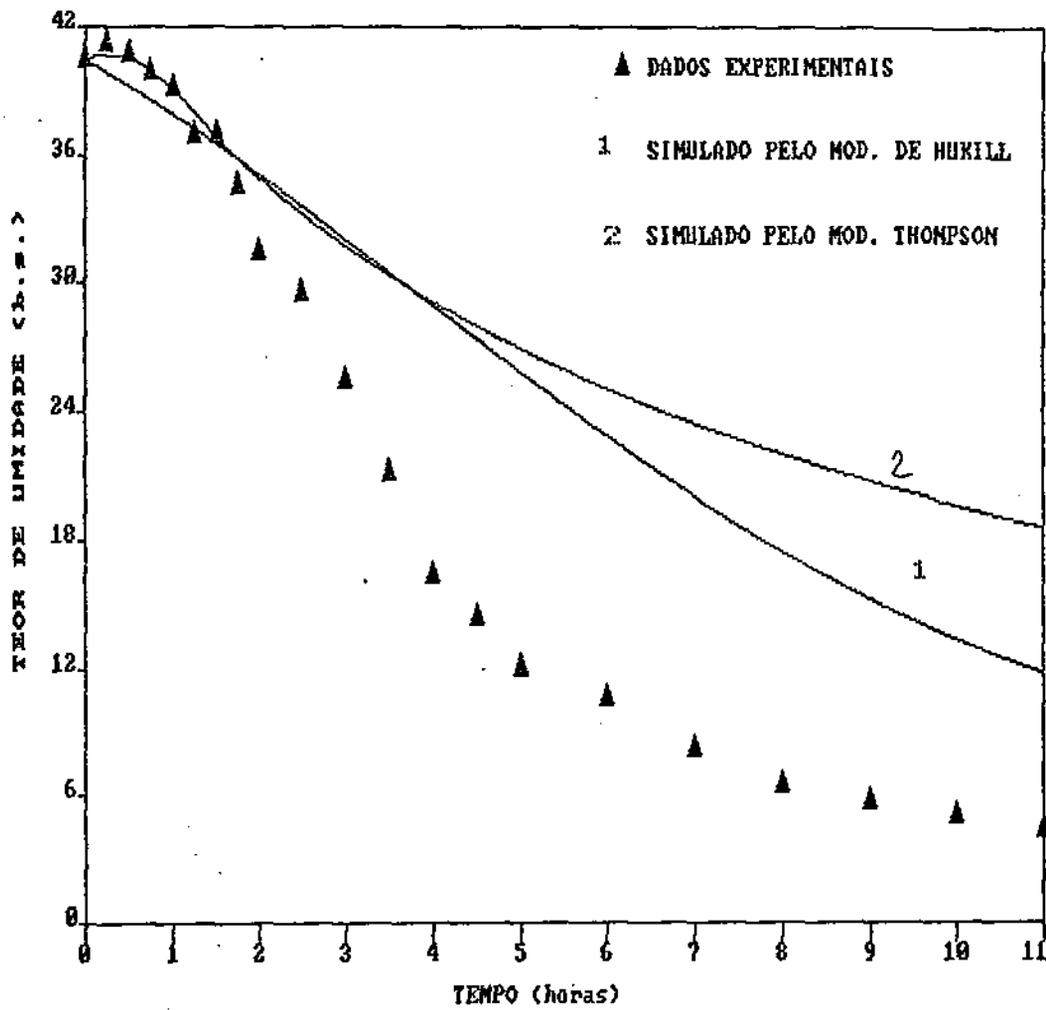


FIGURA 35 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hukill, para a segunda camada do segundo experimento ($T = 56^{\circ}\text{C}$ e $UR = 14,9\%$)

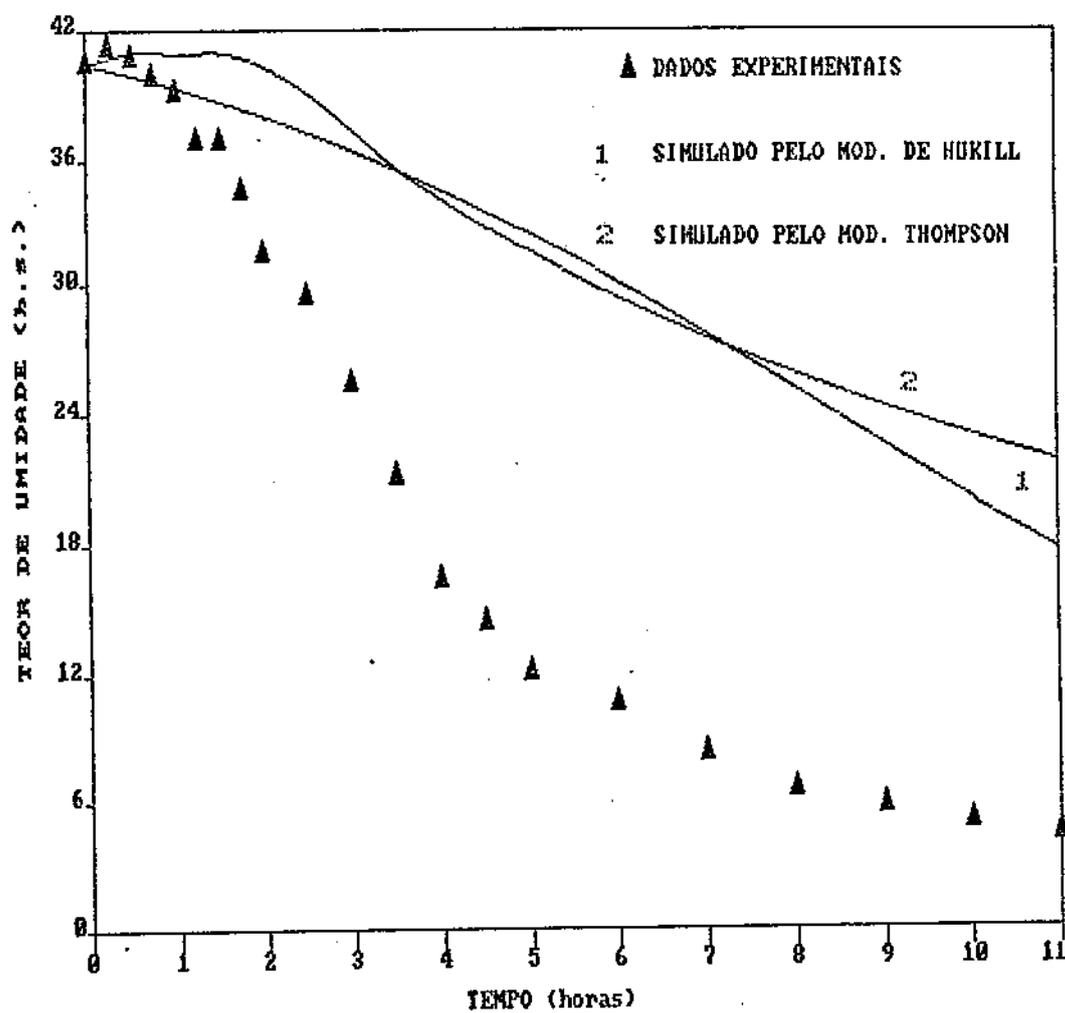


FIGURA 36 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hukill, para a terceira camada do segundo experimento ($T = 56^{\circ}\text{C}$ e $UR = 14,9\%$)

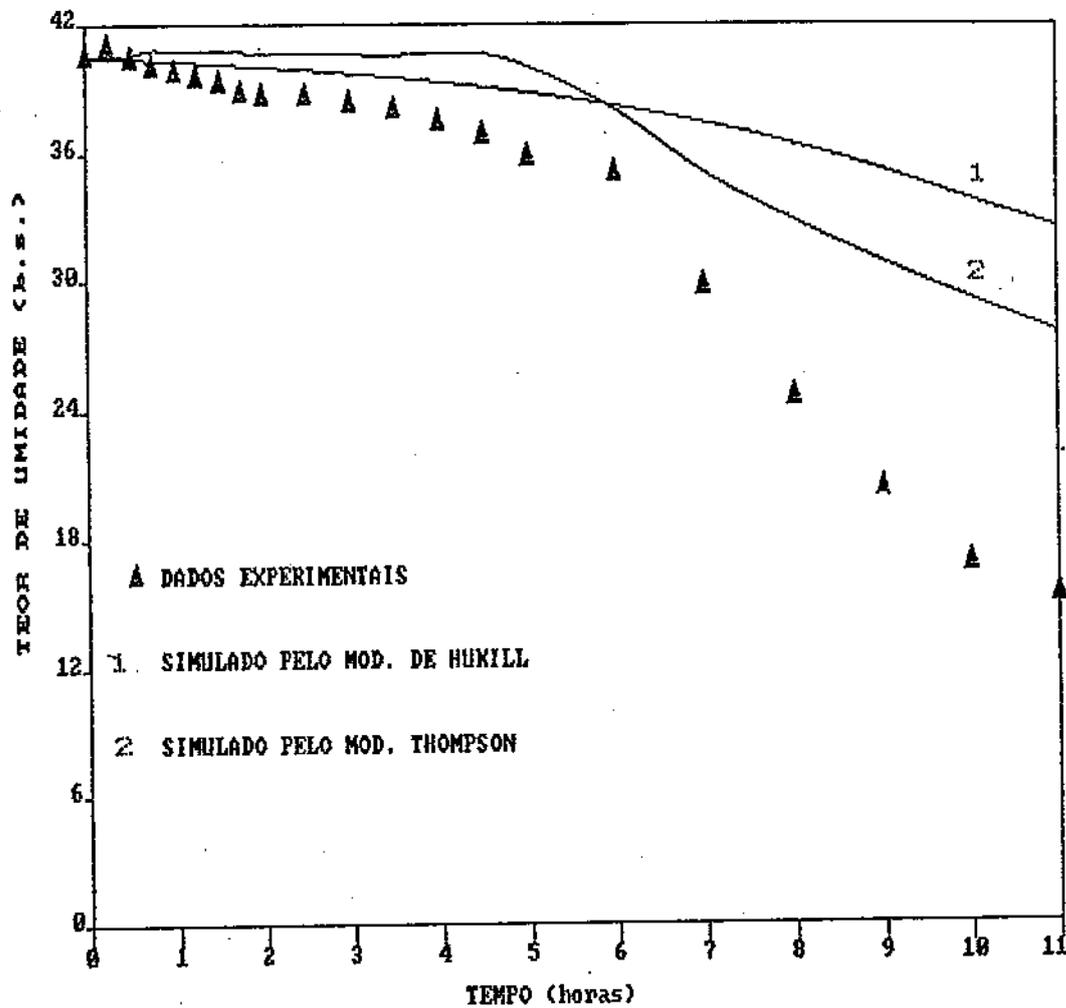


FIGURA 37 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hukill, para a quarta camada do segundo experimento ($T = 56^{\circ}\text{C}$ e $UR = 14,9\%$)

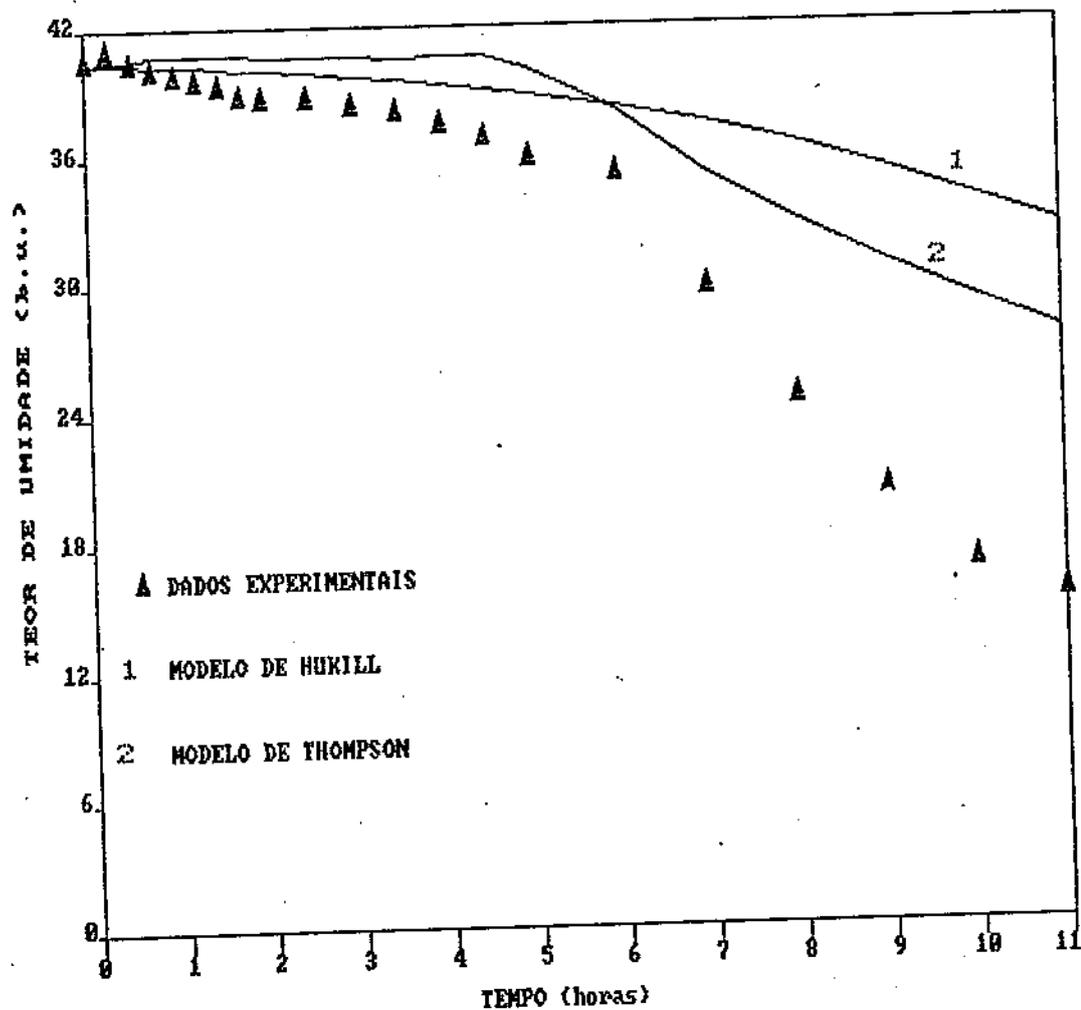


FIGURA 38 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hurill, para a quinta camada do segundo experimento ($T = 56^{\circ}\text{C}$ e $UR = 14,9\%$)

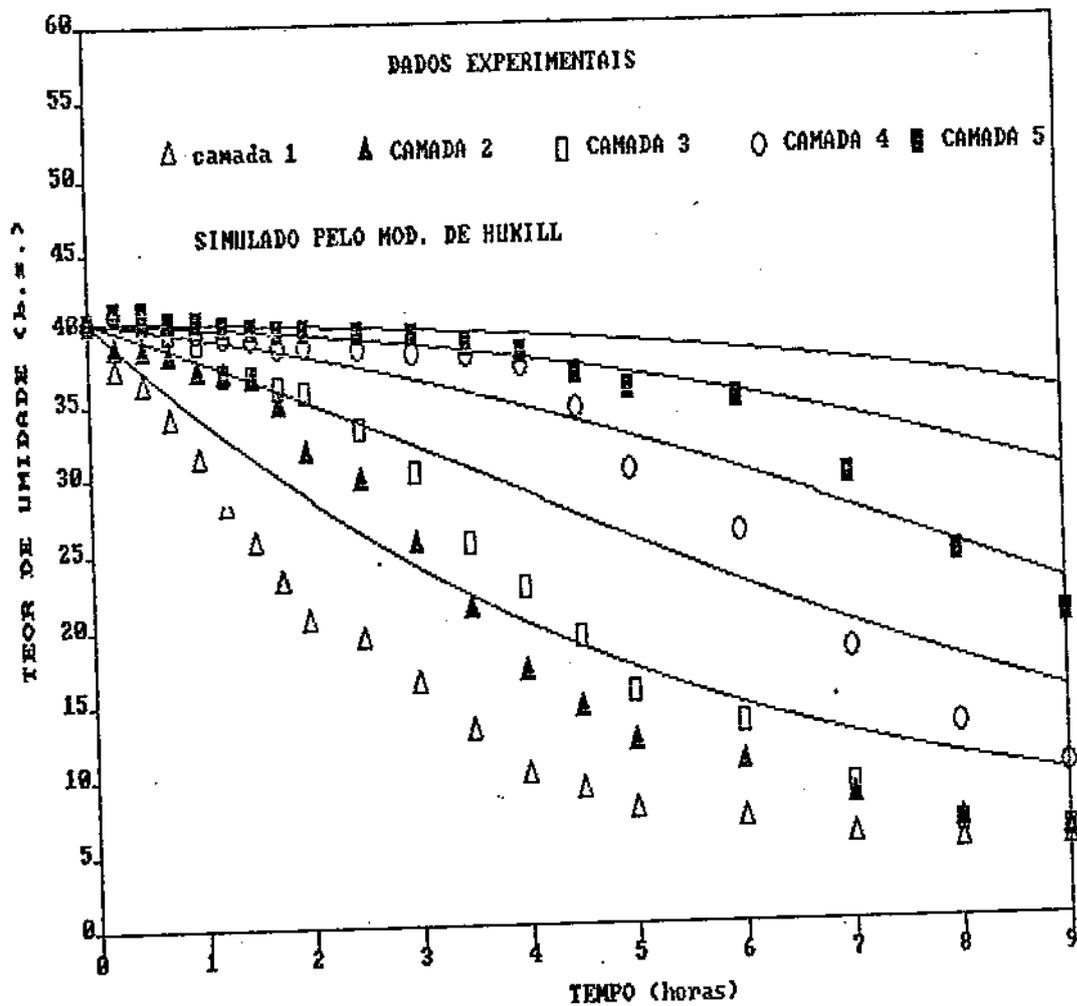


FIGURA 39 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Hukill para o segundo experimento ($T = 56^{\circ}\text{C}$ e $UR = 14,9\%$)

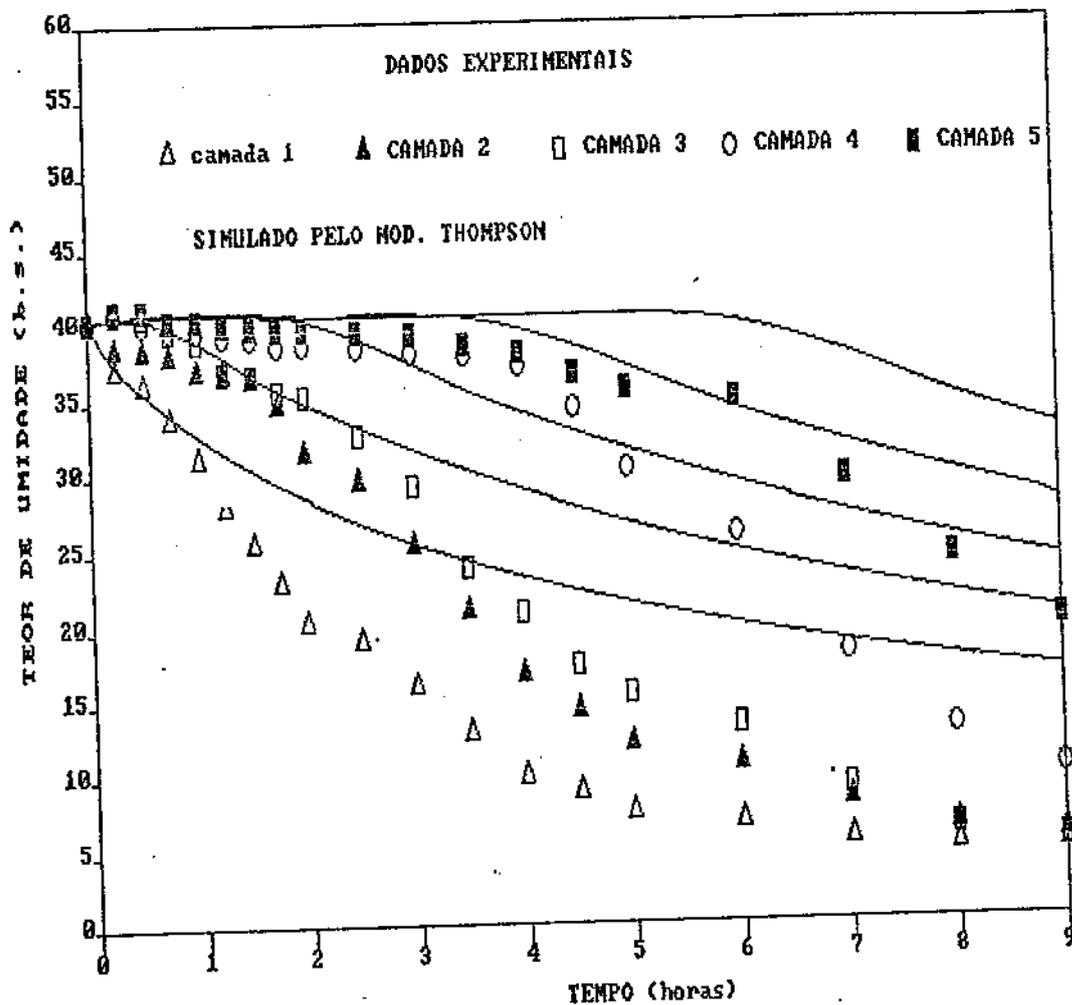


FIGURA 40 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson para o segundo experimento ($T = 56^{\circ}\text{C}$ e $UR = 14,9\%$)

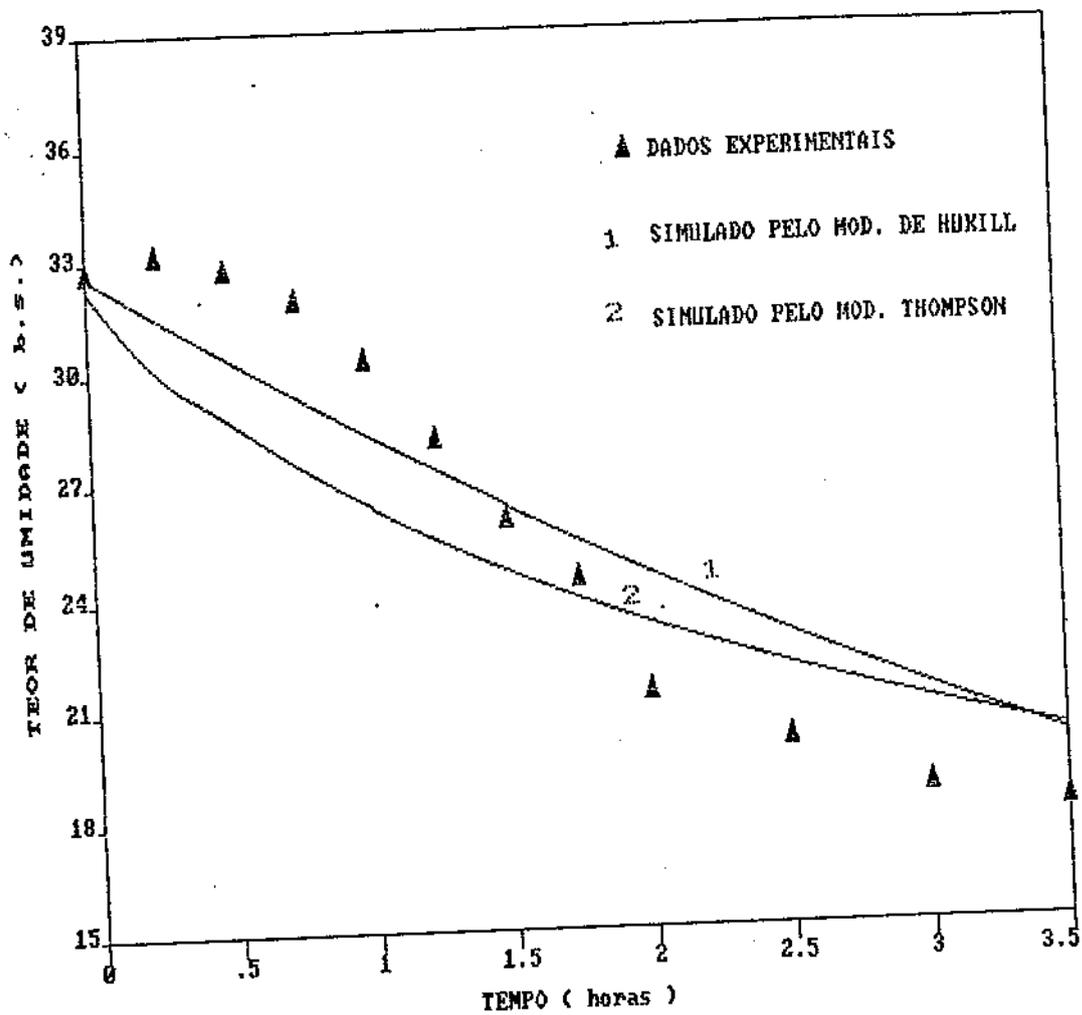


FIGURA 41 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hukill, para a primeira camada do terceiro experimento ($T = 54^{\circ}\text{C}$ e $UR = 13,9\%$)

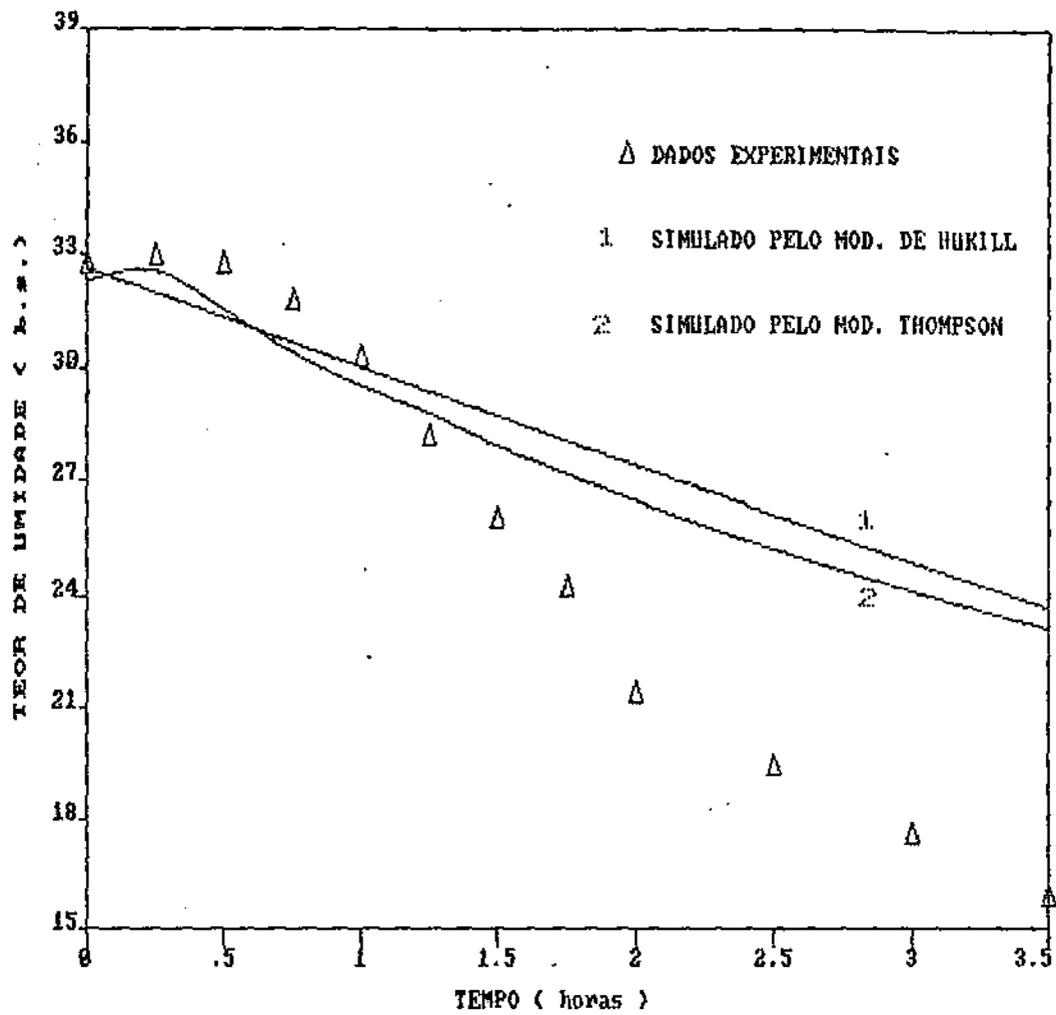


FIGURA 42 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hukill, para a segunda camada do terceiro experimento ($T = 54^{\circ}\text{C}$ e $UR = 13,9\%$)

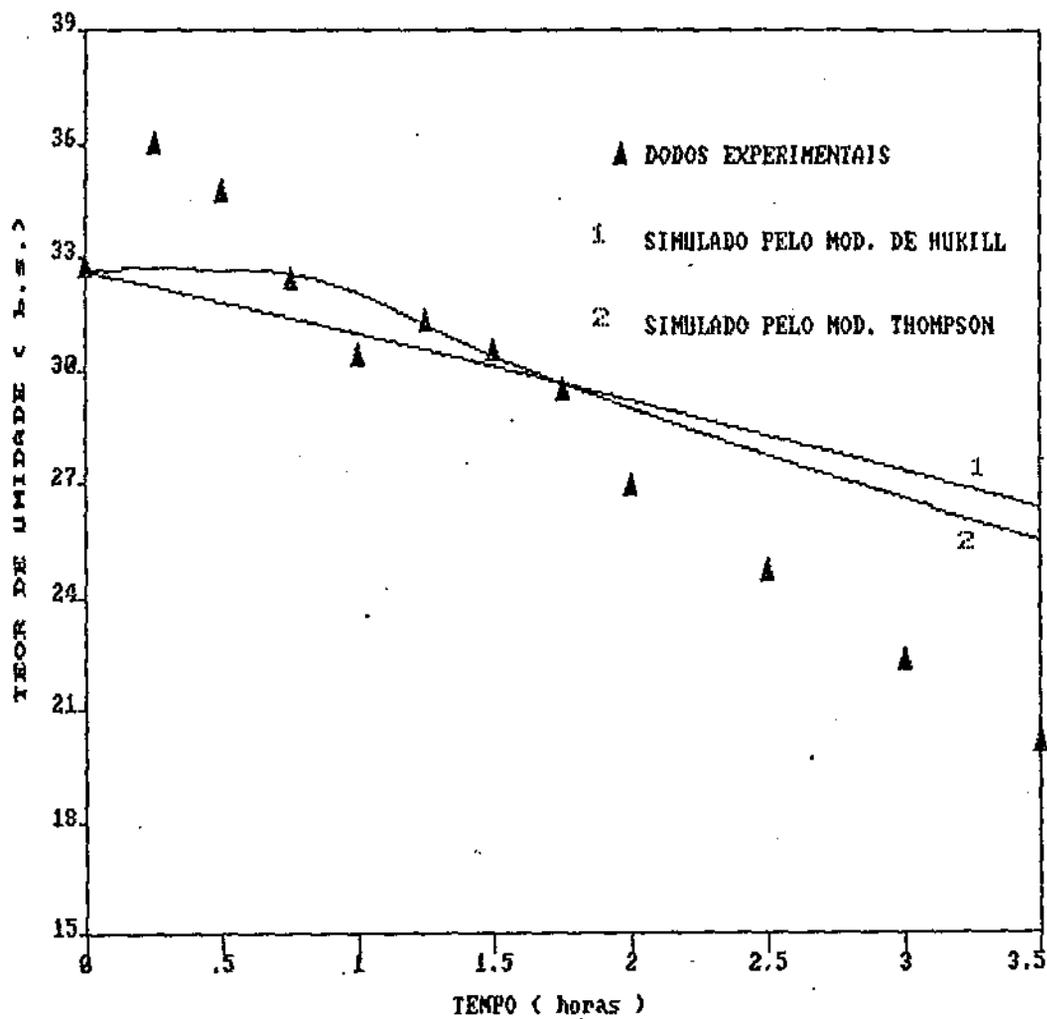


FIGURA 43 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson e Hukill, para a terceira camada do terceiro experimento ($T = 54^{\circ}\text{C}$ e $UR = 13,9\%$)

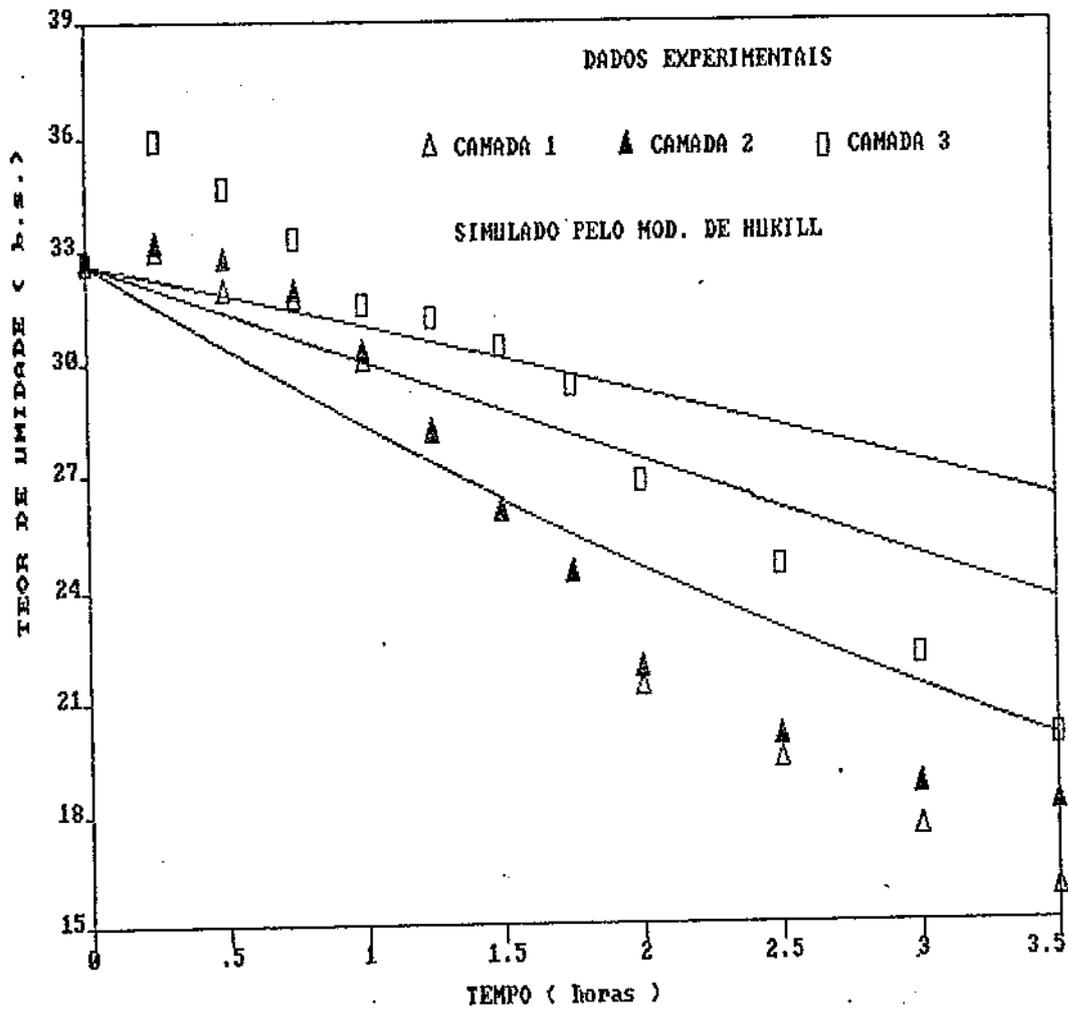


FIGURA 44 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Hukill para o terceiro experimento ($T = 54^{\circ}\text{C}$ e $UR = 13,9\%$)

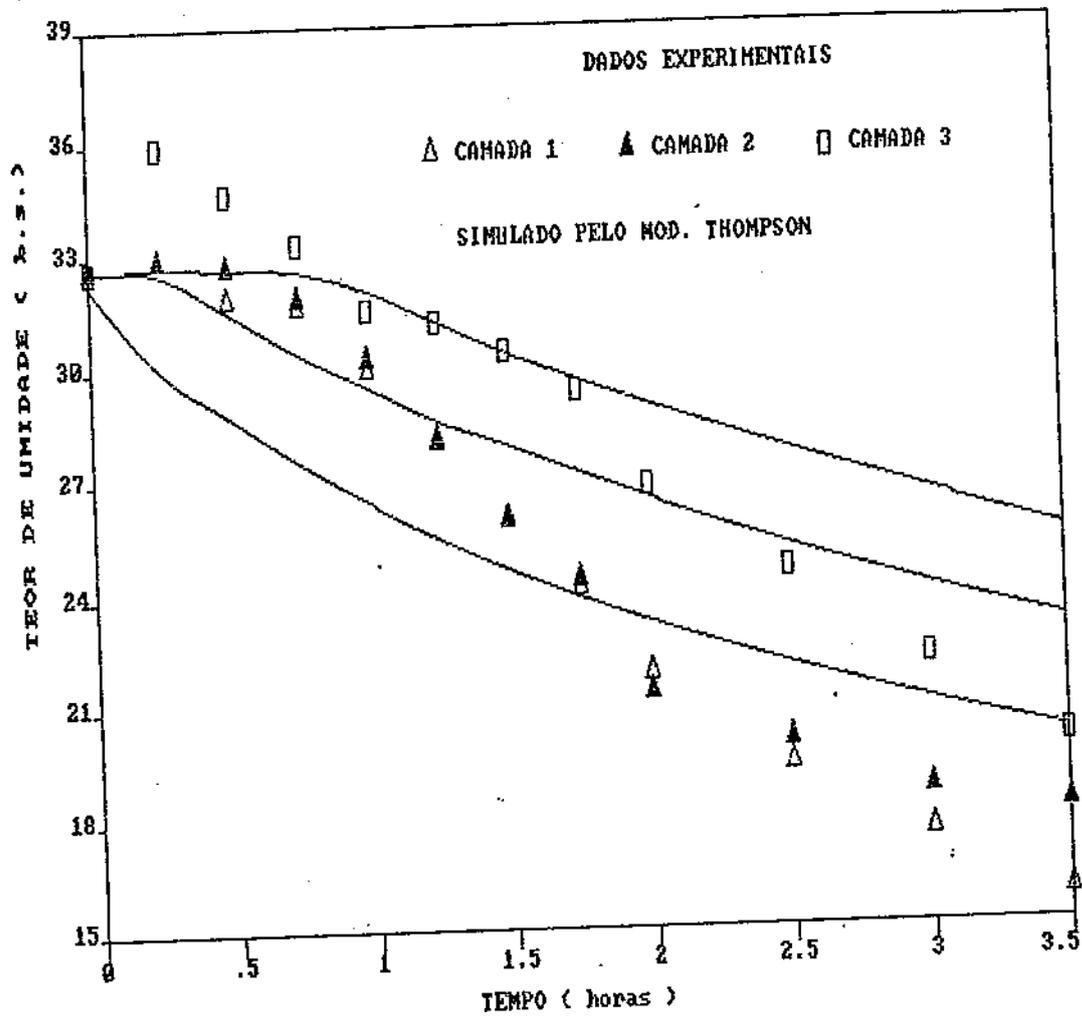


FIGURA 45 - Curvas de secagem obtidas com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson para o terceiro experimento ($T = 54^{\circ}\text{C}$ e $UR = 13,9\%$)

4.7 - Temperatura do Ar de Secagem nas Diferentes Camadas, em Função do Tempo

Nas Tabelas 13 a 26 do apêndice C, são apresentados os resultados referentes as temperaturas do ar obtidas experimentalmente e simuladas pelos modelos de Hukill e Thompson.

Para todas as camadas de todos os testes, não há diferença significativa, ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F entre as temperaturas do ar obtidas experimentalmente e as simuladas pelo modelo de Thompson. No modelo de Hukill, com exceção da primeira camada do primeiro experimento, que foi não significativa, todas as outras camadas de todos os testes encontra-se diferença significativa ao nível de 5% de probabilidade entre os dados obtidos nos experimentos e simulado por este modelo.

As Figuras 46 a 51 mostram os perfis de temperatura dos experimentos, em relação ao tempo. Em todos os experimentos, os maiores desvios entre os dados obtidos no experimento e os simulados ocorreram no início do período de secagem, principalmente na parte superior da massa de grãos. Basicamente o modelo de Hukill superestima os dados experimentais em todas as camadas de todos os experimentos, pois não prevêem o reumedecimento do produto nas últimas camadas, nas primeiras horas de secagem.

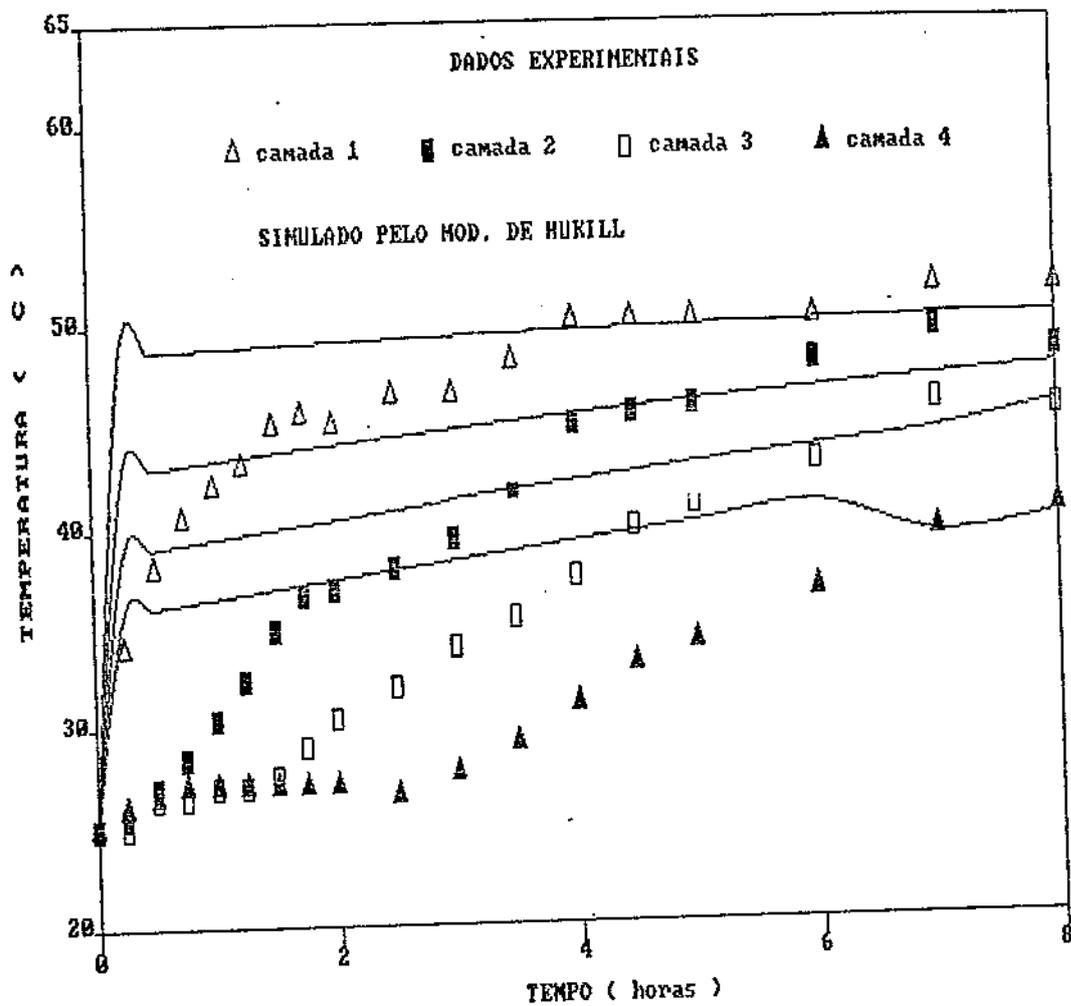


FIGURA 46 - Perfis de temperatura do ar com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Hukill em relação ao tempo de secagem, para o primeiro experimento

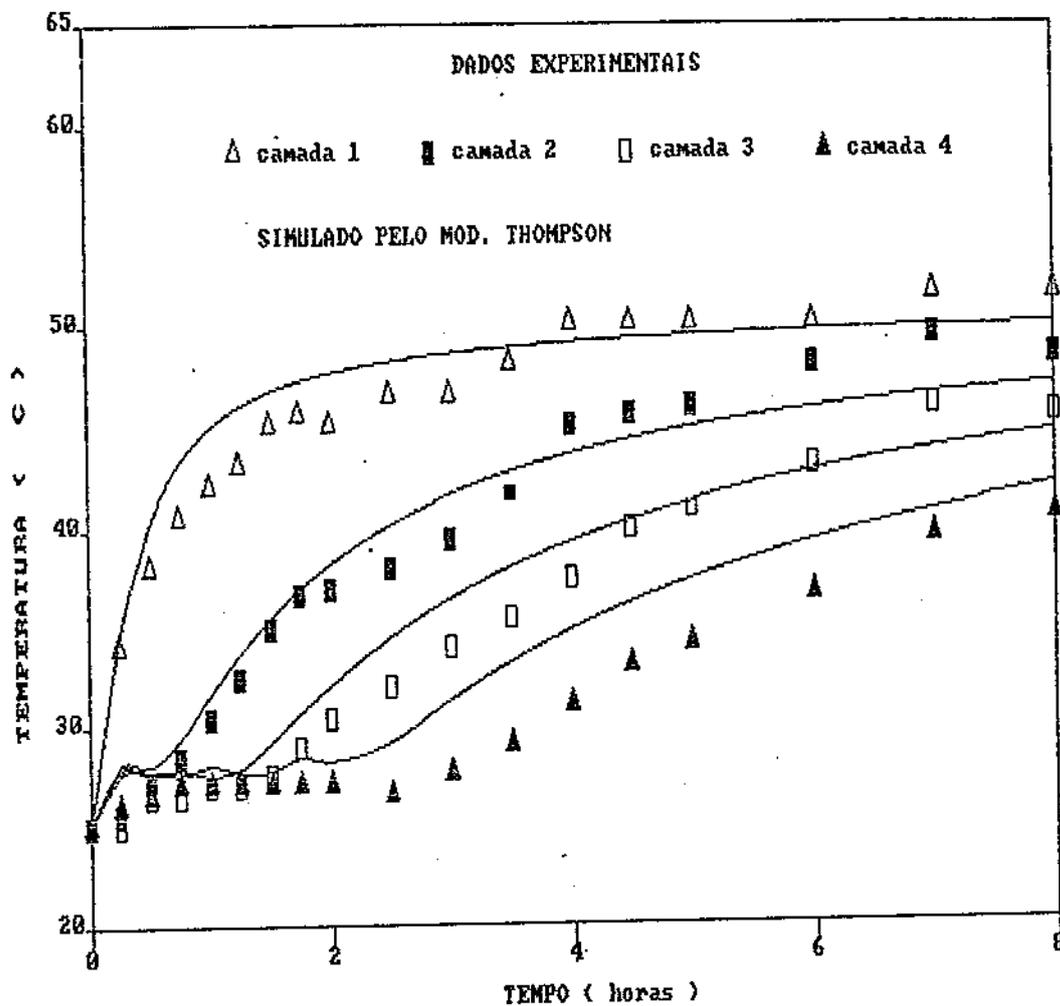


FIGURA 47 - Perfis de temperatura do ar com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson em relação ao tempo de secagem, para o primeiro experimento

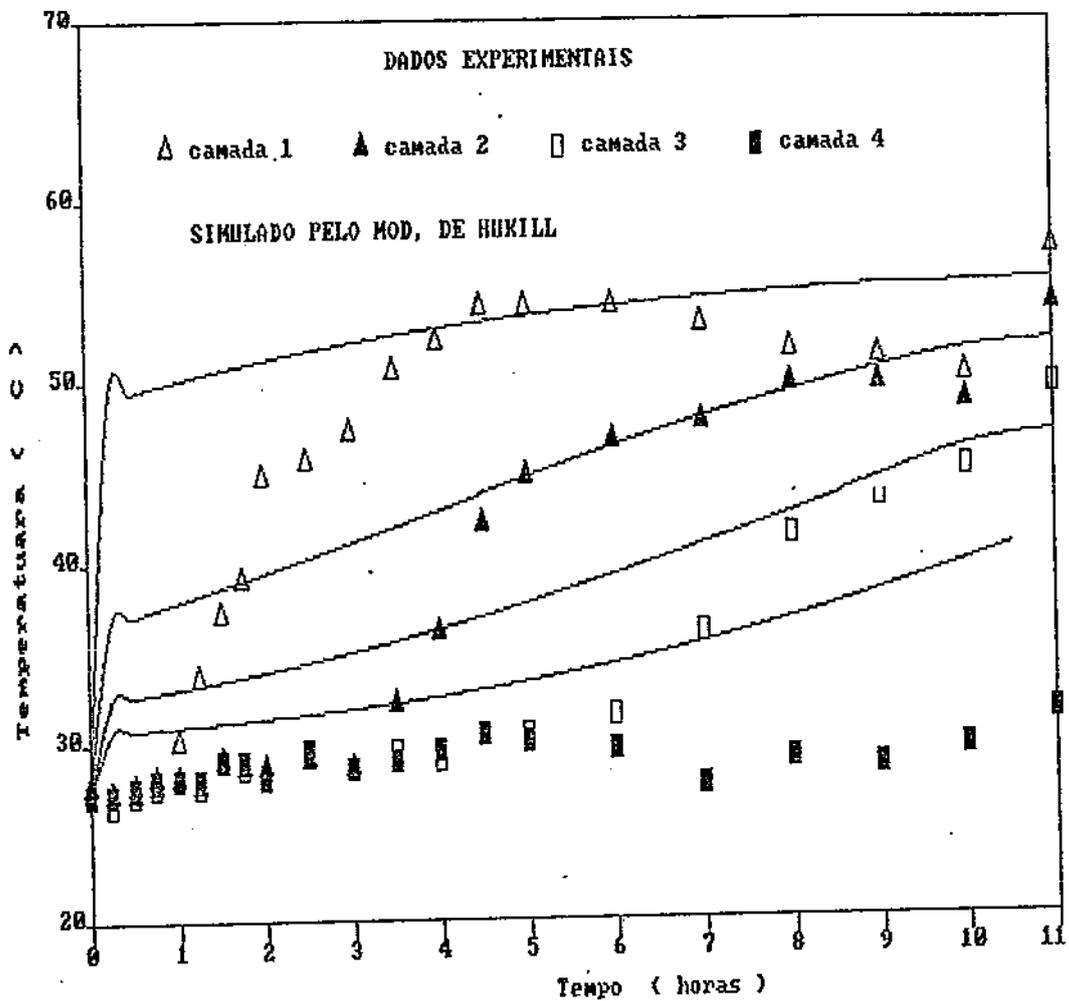


FIGURA 4B - Perfis de temperatura do ar com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Hukill em relação ao tempo de secagem, para o segundo experimento

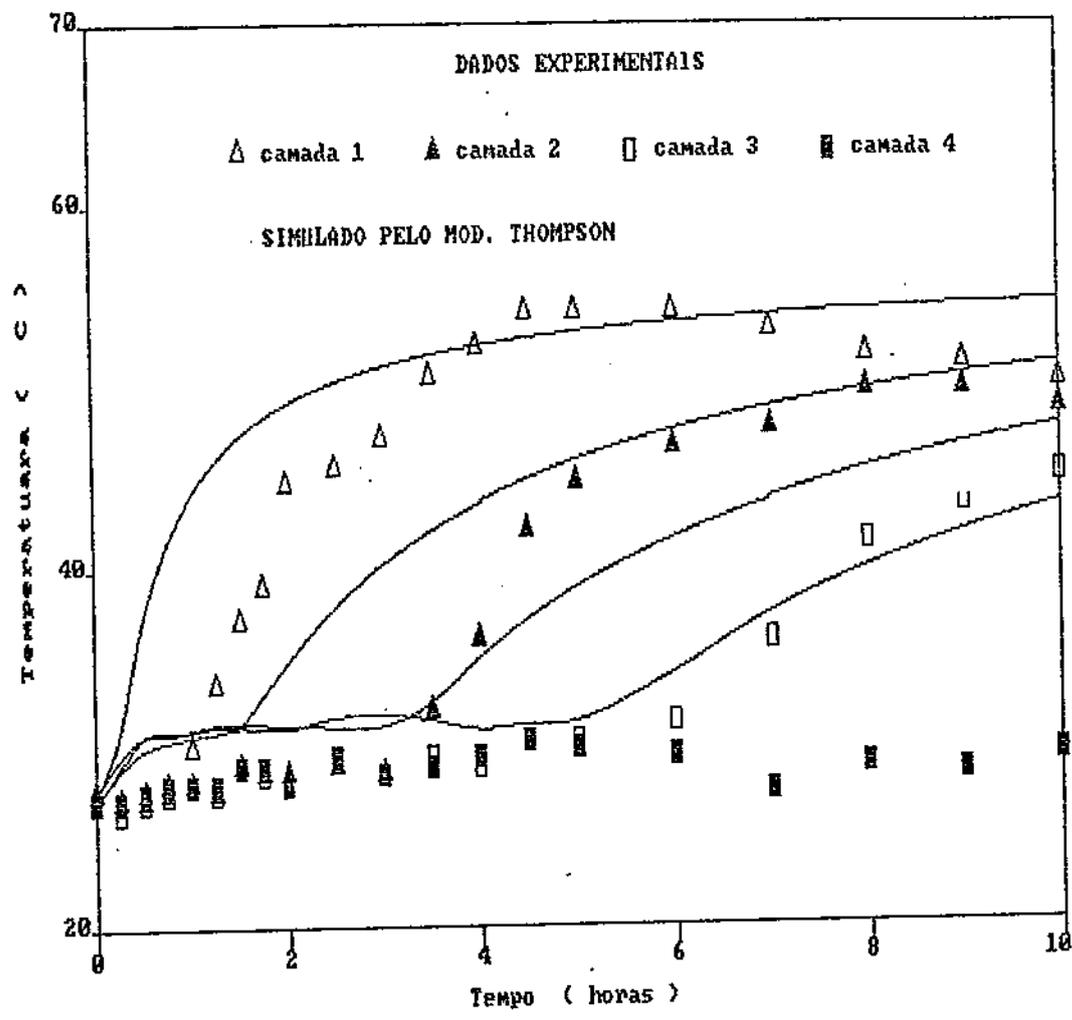


FIGURA 49 - Perfis de temperatura do ar com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson em relação ao tempo de secagem, para o segundo experimento

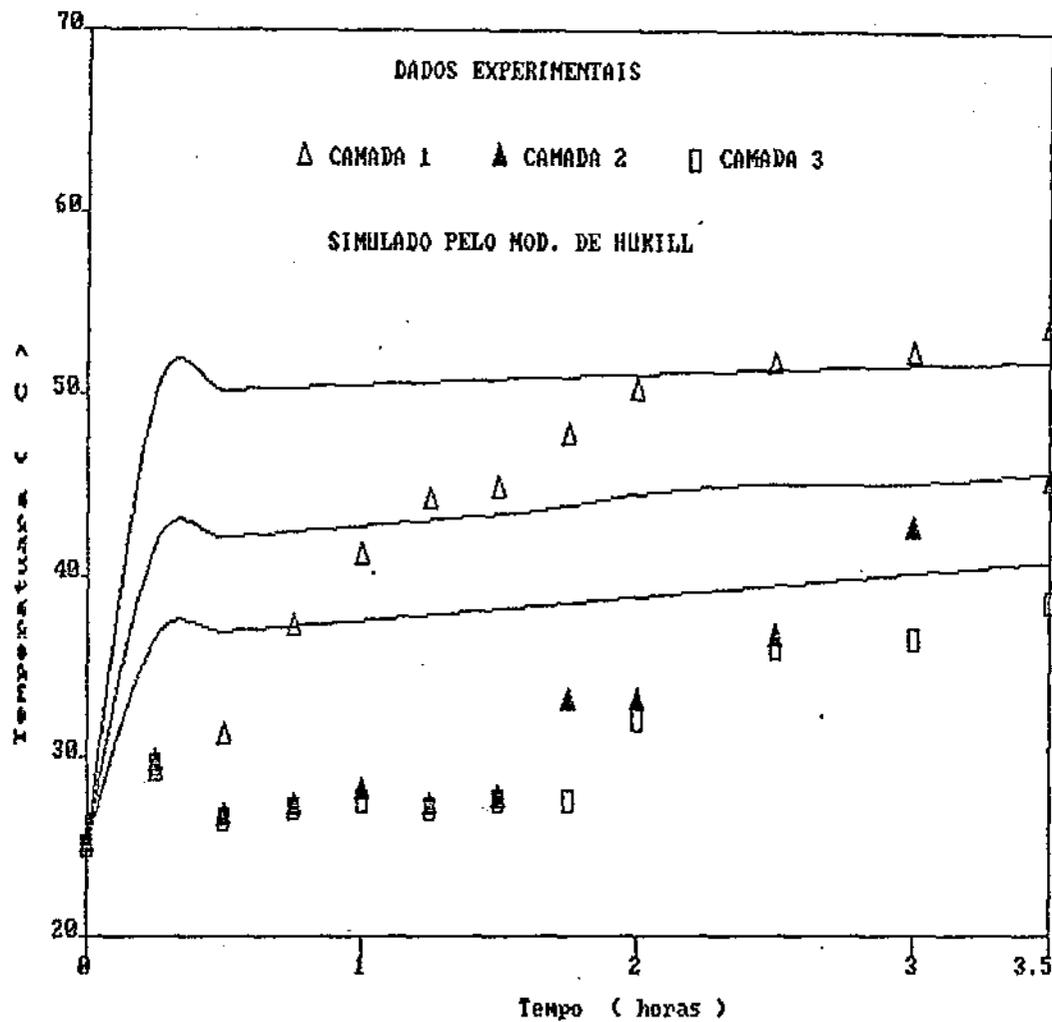


FIGURA 50 - Perfis de temperatura do ar com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Hukill em relação ao tempo de secagem, para o terceiro experimento

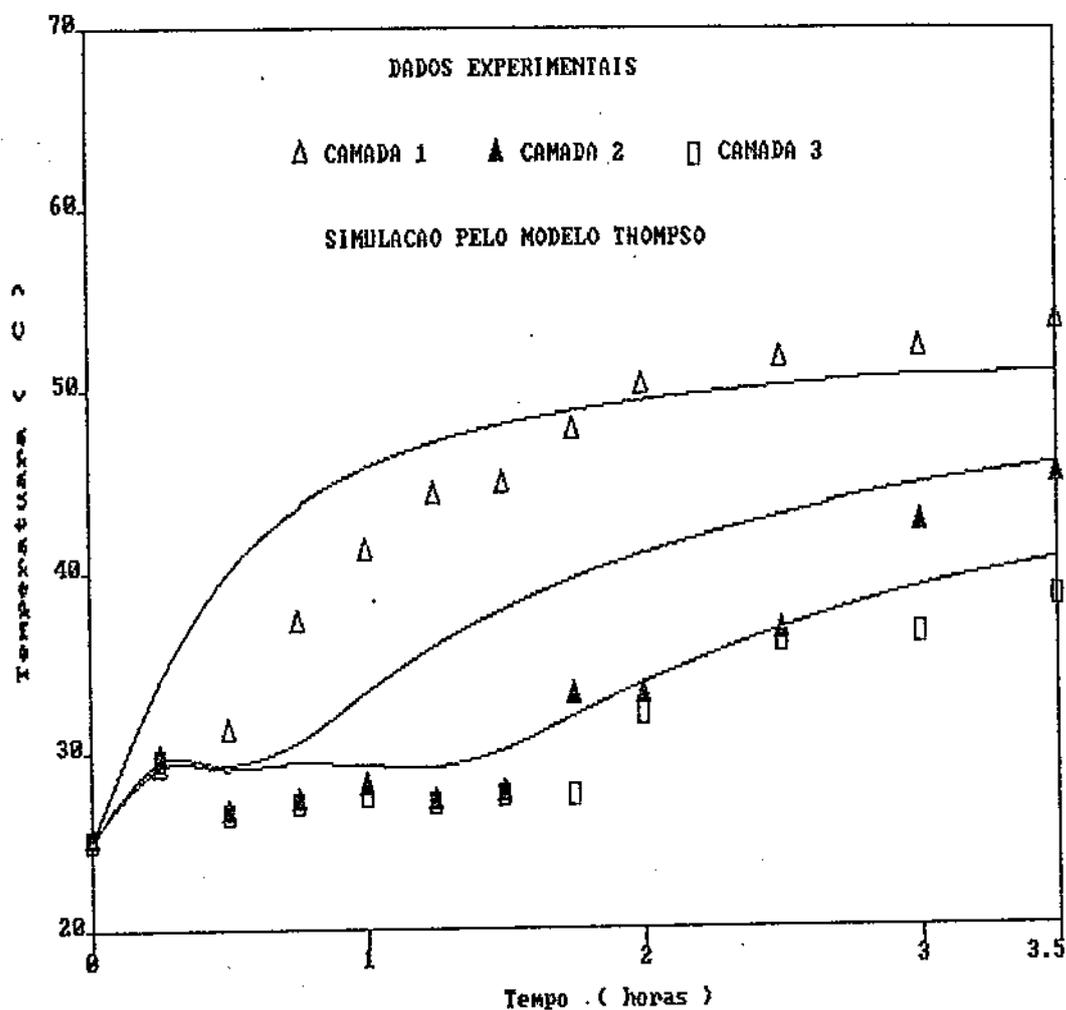


FIGURA 51 - Perfis de temperatura do ar com os resultados experimentais e os simulados pelo modelo de Thompson em relação ao tempo de secagem, para o terceiro experimento

5.0 - CONCLUSÕES

Para as condições experimentais em que este trabalho foi realizado e com os dados obtidos pode-se concluir que:

- 1 - existe possibilidade de se utilizar energia alternativa, de gaseificação de materiais biológicos, para a realização de tarefas agrícolas.
- 2 - O sistema projetado funcionando só com o trocador de calor - gases versus ar, na forma que foi construído, poderá comprometer o bom desempenho do motor, quando um dos filtros estiver com impurezas.
- 3 - O aumento das rotações do motor, aumenta a temperatura interna do gaseificador, e transfere maiores gradientes térmico ao ar de secagem, diminuído desta forma o tempo de secagem dos grãos.
- 4 - Existe uma tendência de estabilização da temperatura de saída dos gases combustíveis e do ar no trocador de calor - gases versus ar após 50 minutos de funcionamento.
- 5 - Deve-se limpar os filtros, principalmente o que localiza-se logo após o trocador de calor - gases versus água, com jato de ar, pelo menos uma vez por semana.
- 6 - O modelo de Thompson não teve efeito significativo esperado. Talvez devido a equação de camada fina e a equação de equilíbrio higroscópico que podem não ser adequadas para o milho utilizado neste trabalho.

7 - O modelo de Hukill precisa ser mais bem trabalhado para a simulação de secagem de milho, uma vez que este não descreveu bem o processo de secagem em camada espessa. Acredita-se que a melhoria do modelo de Hukill pode ser baseada em outra equação do tempo de meia resposta e levar em consideração o teor de umidade inicial do milho.

8 - O melhoramento do modelo de Thompson para secagem de milho em camada espessa, deve ser baseado em novos coeficientes das equações de camada fina e equilíbrio higroscópico.

9 - Não houve diferença significativa entre os dados experimentais e os simulados para a condução de energia térmica.

Para trabalhos futuros, sugere-se:

1 - O encamisamento do gaseificador conectando ao tubo de sucção do ventilador, para aproveitar parte da energia térmica perdida pelas paredes do gaseificador, para melhor aquecimento do ar.

2 - Colocação de um radiador próprio para funcionamento de motor estacionário.

3 - Colocação de resistências elétricas na entrada do plenum, para maior aquecimento do ar de secagem, utilizando parte da energia gerada pelo alternador do motor.

4 - Desenvolvimento de equações de camada fina e equilíbrio higroscópico, para o produto em questão.

5 - Repetir este trabalho para outros tipos de grãos.

6.0 - REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

- AGRAWAL, K.K., CLARY, B.L. e, NELSON, G. L. Investigation into the theories of desorption for rough rice and peanuts. Transaction of the ASAE, St. Joseph Mich, p. 1 - 33, (s. d.).
- ASSUMPTO, R.M.V. Gaseificação de madeira e carvão vegetal. Revista de Energia. São Paulo, V.3, n.16, p.23 - 42, 1981.
- BROOKER, D.B., BAKKER-ARKEMA, F.W. e, Hall, C.W. Drying cereal grains. Connecticut, the AVI, 1974, 265p.
- CARRE, P. Précis de chimie industrielle. Paris, Libraire J. B. Balliere et Fills, 1921, p. 40 - 42.
- CARVALHO, A.S., ARORA, H.L., CARIOCA, J.D.B., GONDIN, B.C., SILVA, N.A. Gasogênio de alvenaria. Brasília, Embrater, Ministério da Agricultura, 1987, 43p. (Manuais, 33)
- CAVALCANTI MATA, M.E.R.M. Estudo experimental de seca-aeração de amendoas de cacau em camadas finas. Viçosa, Universidade Federal de Viçosa, 1979. 64p. (Tese de Mestrado).
- CHITTENDEN, D.H. Drying of single kernels and depbeds of shelled corn. . Wisconsin, University of Wisconsin, 1961, 214p. (Tese Doutorado).

CHU, S.T. A theoretical and experimental study of the effect of size and shape of kernels on the drying of corn. Minnesota, University of Minnesota, 1966, 146p. (Tese Doutorado)

COMPANHIA HIDRELETRICA DO SAO FRANCISCO. Biomassa florestal (Madeira). 1987. p.17-51 (Fontes Energéticas Brasileiras, Inventários, Tecnologia. v.2).

CORREIA, P.C. Simulação de secagem de café em camada espessa. Viçosa, Universidade Federal de Viçosa, 1982, 47p. (tese Mestrado).

DIAS, G.P., NEVES, B.D. Gasogênio. Informativo Técnico, Viçosa, p.7, 1981.

FABBRD, I.M.D., DIAS, E.L. Gasogênios. São Paulo, 1981, 164p, (Tecnologia Agroindustrial).

FARIA, L.A.L. Uso de gasogênio em motores de ciclo diesel

FONTES, C.A. M. Produção de gás combustível de baixo poder calorífico. In: Seminário: Encontro técnico de sistemas de gasogênio, Curitiba: CNI, 1981, p.17 - 51.

GERZHOI, A.P., SAMOCHETOU, V.F. Grain drying e grain dryers. Translaciões, 1960.

GUMUZ, W. Producer gás and blast furnaces. New York, 1950

HALL, C.W. *Drying farm crops* Ann Arbor, Edwards Brothers, 1971, 336p.

HENDERSON, S.M. A basic concept of equilibrium moistures. *Agricultural Engineering*, St. Joseph, v.33, n.1, p. 29 - 32, 1952.

HENDERSON, S.M., PERRY, R.L. *Agricultural process engineering*. New York, John Wiley and Sons, 1955.

HILSF, A.G.P., KOSIN, F. Gaseificadores para pequenos e médios consumidores. *Revista de Energia*. São Paulo, v.3, n.14, p. 19 - 27. 1981.

HUKILL, W.V. Drying of grain. In: Cristensen, C. M. Ed. *Storage of cereal grains and their products*. 2 Ed. St Paul, Minn American Society of Cereal Chemists, 1974, C. 13, p. 481 - 508.

HUSTRULID, A., FLIKKE, A. M. Theoretical drying curve for shelled corn. *Transaction of the ASAE*, St. Joseph, v.2, n.1, p. 31 - 34. 1959.

KIRK-OTHEMER. *Encyclopedia of chemical technology*. New York, Interscienc, v. 15, P. 72-102.

MARTINS, J. H. *Simulação de secagem de milho em camada estacionária*. Viçosa, Universidade Federal de Viçosa, 97p, 1982. (Tese de Mestrado).

MARTINS, J.H., CAVALCANTI MATA, M.E.R.M. Introdução à teoria de secagem de grãos. Campina Grande, Universidade Federal da Paraíba, 1984, 104p.

MARTINS, J.H. Thin-layer drying rates of corn hybrids related to performance of high-speed, high temperature batch dryer. West Lafayette, Purdue University, 1988, 340p. (tese Doutorado).

MARTINS, D.S., FARONI, L.R.D., SILVA, F.A.P., SOUZA, F.F. Avaliação das perdas do milho, antes da colheita e no armazenamento, pelo gorgulho (Sitophilus spp) e pela traça na micro região de Viçosa - Mg. Revista Brasileira de Armazenamento, Viçosa, v.9 e 10, n. 1 e 2, p. 06 - 05, jun/dez. 1984-1985.

MANTOVANI, B.H.M. Análise e simulação de secagem de milho em camada espessa. Viçosa, Universidade Federal de Viçosa, 1976, 89p. (Tese de Mestrado).

MOURA, E.J. Estudo de um gasogênio de fluxo ascendente para secagem de grãos. Campina Grande, Universidade Federal da Paraíba, 1988, 65p. (Tese de Mestrado).

NEVES, M.J.B. Processo de seca-aeração. Viçosa, Universidade Federal de Viçosa, 1982. 55p. (Tese de Mestrado).

NOOMHORM, A. e VERMA, L.R. Deep-bed rice drying simulation. California, California Polytechnic Institute, 1986. (ASAE PAPER 86.305B).

OSBORN, G.S.; PEART, R.M. e WALTON, L.R. Thin layer rewetting equation for soybeans. Rapid City, Rusmore Plaza Civic Center, 1988. (ASAE paper 88.6066).

PAGE, C. Fatores influencing the maximum rates of drying shel- led corn in layer. West Lafayette, Department of the Agricultural Engineering. Purdue University, 1949.

QUEIROZ, D.M., SILVA, J.S., MELO, E.C. Prática de simulação de secagem em calculadoras programáveis. Visoça, Centro Nacional de Treinamento em Armazenagem, 1982. 84p. (Ceitreinar, n.3).

QUIRINO, J.S. Gaseificador para uso em irrigação rural. Campi- na Grande, Universidade Federal da Paraíba, 1988, 73p. (Tese de Mestrado).

ROSSI, S.J., ROA, G. Secagem e armazenamento de produtos agro- pecuários com uso de energia solar e ar natural. São Paulo, Academia de Ciência do Estado de São Paulo, 1980, 295p.

SHREVE, R.N. e BRINCK Jr, J.A. Indústria de processos quími- cos. 4 ed. Rio de Janeiro, Guanabara Dois, 1980. p. 60, 70 - 71 e 80 - 82.

SICILIANO, L.B. Gasogênio para automóveis e outros fins. 1945, p. 114 - 129. (Máquinas e Construções).

SILVA, J.N. Curvas de equilíbrios higroscópico do cacau. Viçosa, Universidade Federal de Viçosa, 1979, 64p. (Tese Mestrado)

SILVA, N.A. Construção e operação de biodigestor modelo chinês. Brasília, Embrater, Ministério da Agricultura. 1981. 90p. (Manuais, v.26).

SIQUEIRA, A.B. Gasogênio para motores. In: Seminário: Gaseificação de biomassa, Belo Horizonte: CETEC, 1981, p. 103 - 112.

THOMPSON, T.L. Predicted performance and optimal desing of convection grain dryer. West Lafayette, Purdue University, 1967, 134p. (Tese Doutorado).

THOMPSON, T.L., PEART, R.M. , FOSTER, G.H. Mathematical simulation of corn drying - A new model. Transaction of the ASAE, St. Joseph, v.11, n.4, p. 582 - 586, july/aug.1968.

TROEGER, J.M., HUKILL, W.V. Mathematical description of the drying rate of fully exposed corn. Transactions of the ASAE, v.14, n.6, p.1153 - 1156. 1971.

ULLMAN, F. Enciclopédia de química industrial. Barcelona, Gustavo Gili, 1932. v.9

WANG. C.Y. Simulation of thin-layer and deep-bed drying of rough rice. Davis, University of California, 1978. (Tese Doutorado)

ZAGATTO, A.J.A.G. Gasogênio de biomassa. São Paulo, 1981, p. 91 - 99.

APENDICE A

PROGRAMA DE SIMULAÇÃO DE SECAGEM DE MILHO UTILIZANDO O MODELO DE THOMPSON DESENVOLVIDO PELO NTA EM DBASE III.

```
SET DEVICE TO SCREEN
SET TALK OFF
STORE SPACE(77) TO limpa
STORE 0 TO passo
@ 4,2 CLEAR TO 21,78
SET COLOR TO I
@ 2,2 SAY limpa
@ 2,18 SAY "Modelo de THOMPSON: SECAGEM EM LEITO FIXO"
@ 2,70 SAY "<" + grad + ">"
SET COLOR TO
STORE " " TO cond
STORE 1 TO x,cont
STORE 000.0000000000 TO mo,go,to,ho,gar,mf,I,dt,m1,m2,m3,m4,g1,g2,
g3,g4,mfinal,tbs,tbu,ur,vesp
STORE 000.0000000000 TO r,t1,m,g,t,h,tf,med,cp,urel,me,mr,a,b,teq,
dh,hf,dhfg,tabs,pv,pvsf,tq
STORE " " TO cond
@ 6,5 SAY "Temperatura de BULBO SECO ....[" + CHR(248) + "C]:"
@ 7,5 SAY "Temperatura de BULBO UMIDO ....[" + CHR(248) + "C]:"
@ 8,5 SAY "Umidade Relativa do AR .....[ % ]:"
SET COLOR TO I
@ 23,2 SAY limpa
@ 23,10 SAY "TECLE: <C> para CANCELAR; <ENTER> para
CONTINUAR" GET cond PICTURE "!" VALID(cond$"C ")
SET COLOR TO
READ
IF (cond = "C")
RETURN
ELSE
STORE 1 TO x,ar,cond
@ 10,5 SAY "Voce vai trabalhar com:"
@ 12,5 PROMPT " Bulbo Umido "
@ 13,5 PROMPT " Um. Relativa "
SET COLOR TO I
@ 23,2 SAY limpa
@ 23,5 SAY "Use: [" + CHR(24) + CHR(25) + "]" para SELECIONAR;
[Barra de ESPACO] para EXECUTAR"
SET COLOR TO
MENU TO cond
IF (cond = 1)
@ 4,2 CLEAR TO 21,78
@ 4,5 SAY "Entre com os dados abaixo:"
@ 6,5 SAY "Temperatura de BULBO SECO ....[" + CHR(248) + "C]:
" GET tbs PICTURE "999.9999"
@ 7,5 SAY "Temperatura de BULBO UMIDO ....[" + CHR(248) + "C]:
" GET tbu PICTURE "999.9999"
READ
IF ((tbs = 0.0) .OR. (tbu = 0.0))
STORE " " TO qualquer
SET COLOR TO I
```

```

@ 15,20 SAY "+-----+"
@ 16,20 SAY "! Dados Incorretos! Tenha mais Atencao! !"
@ 17,20 SAY "+-----+"
@ 23,2 SAY limpa
@ 23,20 SAY " Aperte a TECLA << ENTER >>" GET qualquer
SET COLOR TO
READ
RETURN
ENDIF
STORE tbs TO go
DO apend11
ELSE
IF (cond = 2)
@ 4,2 CLEAR TO 21,78
@ 4,5 SAY "Entre com os dados abaixo:"
@ 6,5 SAY "Temperatura de BULBO SECD ..["+CHR(248)+"C]:
" GET tbs PICTURE "999.9999"
@ 7,5 SAY "Umidade Relativa do AR .....[ % ]:
" GET ur PICTURE "999.9999"
READ
IF ((tbs = 0.0) .OR. (ur = 0.0))
STORE " " TO qualquer
SET COLOR TO I
@ 15,20 SAY "+-----+"
@ 16,20 SAY "!Dados Incorretos! Tenha mais Atencao! !"
@ 17,20 SAY "+-----+"
@ 23,2 SAY limpa
@ 23,20 SAY " Aperte a TECLA << ENTER >>" GET qualquer
SET COLOR TO
READ
RETURN
ENDIF
STORE tbs TO go
DO apend22
ELSE
SET COLOR TO I
@ 23,2 SAY limpa
@ 23,20 SAY "VOCE e' uma COMPLETA LEZEIRA."
SET COLOR TO
RETURN
ENDIF
ENDIF
STORE 0.0000000000 TO dt
STORE tq TO to
STORE h TO ho
@ 4,5 SAY "Entre com os dados abaixo:"
@ 6,5 SAY "Teor de Umidade Inicial do Produto .....[% b.s.]:
" GET mo PICTURE "999.9999"
@ 7,5 SAY "Fluxo de AR de Secagem .....[m3/min/m2]:
" GET gar PICTURE "999.9999"
@ 8,5 SAY "Teor de Umidade Final .....[% b.s.]:
" GET mfinal PICTURE "999.9999"
@ 9,5 SAY "Altura Total da Camada de Graos .....[ m ]:
" GET l PICTURE "999.9999"

```

```

@ 10,5 SAY "Incremento de Tempo .....[ h ]:
          " GET dt PICTURE "999.9999"
@ 12,5 SAY "Temperatura Inicial do Produto ..["+CHR(248)+"C]:"
@ 12,57 SAY go PICTURE "999.9999"
@ 13,5 SAY "Temperatura do AR na Entrada do Secador .["+CHR
          (248)+"C]:"
@ 13,57 SAY to PICTURE "999.9999"
@ 14,5 SAY "Razao da Mistura do AR de Secagem [Kg(H2O/Kg
          (ar))]:"
@ 14,57 SAY ho PICTURE "999.9999"
@ 15,5 SAY "Volume Especifico do AR .....[m3/Kg(ar)]:"
@ 15,57 SAY vesp PICTURE "999.9999"
READ
IF ((vesp = 0.0000) .OR. (dt = 0.0000) .OR. (l = 0.0000) .OR.
    (mfinal = 0.0000) .OR. (gar = 0.0000))
    STORE " " TO qualquer
    SET COLOR TO I
    @ 15,20 SAY "+-----+"
    @ 16,20 SAY "! Dados Incorretos! Tenha mais Atencao! !"
    @ 17,20 SAY "+-----+"
    @ 23,2 SAY limpa
    @ 23,20 SAY " Aperte a TECLA << ENTER >>" GET qualquer
    SET COLOR TO
    READ
    RETURN
ENDIF
IF ((ho = 0.0000) .OR. (to = 0.0000) .OR. (go = 0.0000) .OR.
    (mo = 0.0000))
    STORE " " TO qualquer
    SET COLOR TO I
    @ 15,20 SAY "+-----+"
    @ 16,20 SAY "! Dados Incorretos! Tenha mais Atencao! !"
    @ 17,20 SAY "+-----+"
    @ 23,2 SAY limpa
    @ 23,20 SAY " Aperte a TECLA << ENTER >>" GET qualquer
    SET COLOR TO
    READ
    RETURN
ENDIF
@ 4,2 CLEAR TO 21,78
IF (camada > 5)
    IF (camada >= 7)
        SET COLOR TO I
        @ 6,10 SAY "Os RESULTADOS serao apresentados na
                IMPRESSORA."
        @ 8,10 SAY "+-----+"
        @ 9,10 SAY "!
        @ 10,10 SAY "! Para este RELATORIO o papel na Impres !"
        @ 11,10 SAY "! sora deve ser o de << 132 COLUNAS >>. !"
        @ 12,10 SAY "!
        @ 13,10 SAY "+-----+"
        SET COLOR TO
        STORE 2 TO cond
    ELSE

```

```

        @ 6,10 SAY "Os RESULTADOS serao apresentados na
                    IMPRESSORA."
        STORE 2 TO cond
    ENDIF
ELSE
    STORE 1 TO cond
    @ 8,10 SAY "Para a SAIDA dos resultados, temos dois
                MODOS:"
    @ 10,10 PROMPT " VIDE0 "
    @ 11,10 PROMPT " IMPRESSORA "
    SET COLOR TO I
    @ 23,2 SAY limpa
    @ 23,5 SAY "Use: ["+CHR(24)+CHR(25)+"] para SELECIONAR;
                [ ENTER ] para EXECUTAR"

    SET COLOR TO
    MENU TO cond
ENDIF
DECLARE eme[10],ge[10]
i = 1
DO WHILE (i <= 10)
    eme[i] = 0.0000
    ge[i] = 0.0000
    i = i + 1
ENDDO
IF (cond = 1)
    @ 4,2 CLEAR TO 21,78
    STORE 4 TO lin
    STORE 19 TO col
    i = 1
    DO WHILE (i <= camada)
        eme[i] = mo
        ge[i] = go
        i = i + 1
    ENDDO
    r = (580*1*vesp)/(gar*dt*camada*60)
    STORE 000.0000000000 TO t1
    DO WHILE (x = 1)
        STORE to TO t
        STORE ho TO h
        STORE (t1+dt) TO t1
        @ lin,3 SAY "Hora ----->"
        @ lin,col SAY t1 PICTURE "999.99"
        med = 0.0000
        i = 1
        DO WHILE (i <= camada)
            m = eme[i]
            g = ge[i]
            DO srp3
                eme[i] = mf
                ge[i] = t
            i = i + 1.
        ENDDD
        i = 1
        DO WHILE (i <= camada)

```

```

        med = med + eme[i]
        i = i + 1
ENDDO
med = med/camada
STORE (lin + 2) TO lin
@ lin,3 SAY "Media [U% b.s.]"
@ lin,col SAY med PICTURE "999.99"
IF (med >= mfinal)
    STORE 4 TO lin
    STORE (col + 10) TO col
    IF (col > 70)
        STORE " " TO cond
        SET COLOR TO I
        @ 23,2 SAY limpa
        @ 23,10 SAY "Aperte Q.Q. TECLA" GET cond
        SET COLOR TO
        READ
        @ 4,2 CLEAR TO 21,78
        STORE 4 TO lin
        STORE 19 TO col
    ENDIF
    LOOP
ELSE
    EXIT
ENDIF
ENDDO
ELSE
    STORE " " TO imp
    SET COLOR TO I
    @ 23,2 SAY limpa
    @ 23,10 SAY "TECLE: <<ENTER>> SE A IMPRESSORA ESTIVER OK.
        " GET imp PICTURE "!"
    SET COLOR TO
    READ
    DO impres
    STORE "NUCLEO DE TECNOLOGIA EM ARMAZENAGEM" TO cabec1
    STORE "SOFTWARE APLICATIVO A SECAGEM DE GRãos" TO cabec2
    STORE "Modelo de THOMPSON: SECAGEM EM LEITO FIXO" TO cabec3

```

```

ENDIF
IF (camada >= 4)
  @ 1,1 SAY CHR(15)+CHR(14)+cabec1
  @ 3,1 SAY cabec2
  @ 5,1 SAY cabec3+CHR(10)
  @ 7,1 SAY CHR(15)+linha
  @ 8,1 SAY linha1
  @ 9,1 SAY linha2
  @ 10,1 SAY linha3
  @ 11,1 SAY linha4
ELSE
  @ 1,1 SAY cabec1
  @ 3,1 SAY cabec2
  @ 5,1 SAY cabec3
  @ 7,1 SAY linha
  @ 8,1 SAY linha1
  @ 9,1 SAY linha2
  @ 10,1 SAY linha3
  @ 11,1 SAY linha4
ENDIF
STORE 10 TO barra
STORE 11 TO col
STORE 12 TO lin
i = 1
DO WHILE (i <= camada)
  eme[i] = mo
  ge[i] = go
  i = i + 1
ENDDO
camada = camada * 1.0000000000
STORE (580*1*vesp)/(gar*dt*60*camada) TO r
STORE 000.0000000000 TO t1
DO WHILE (x = 1)
  STORE to TO t
  STORE ho TO h
  STORE (t1+dt) TO t1
  @ lin,1 SAY ";"
  @ lin,3 SAY t1 PICTURE "999.99"
  med = 0.0000
  i = 1
  DO WHILE (i <= camada)
    m = eme[i]
    g = ge[i]
    DO srp3i
      eme[i] = mf
      ge[i] = t
    i = i + 1
  ENDDO
  i = 1
  DO WHILE (i <= camada)
    med = med + eme[i]
    i = i + 1
  ENDDO
  med = med/camada

```

```

@ lin,barra SAY ";"
@ lin,col SAY med PICTURE "999.99"
STORE (barra + 8) TO barra
@ lin,barra SAY "!"
IF (med >= mfinal)
  STORE (lin + 1) TO lin
  IF (lin > 58)
    IF (camada >= 4)
      @ lin,1 SAY linha+CHR(15)
      EJECT
      @ 1,1 SAY CHR(15)+CHR(14)+cabec1
      @ 3,1 SAY cabec2
      @ 5,1 SAY cabec3+CHR(10)
      @ 7,1 SAY CHR(15)+linha
      @ 8,1 SAY linha1
      @ 9,1 SAY linha2
      @ 10,1 SAY linha3
      @ 11,1 SAY linha4
    ELSE
      @ 1,1 SAY cabec1
      @ 3,1 SAY cabec2
      @ 5,1 SAY cabec3
      @ 7,1 SAY linha
      @ 8,1 SAY linha1
      @ 9,1 SAY linha2
      @ 10,1 SAY linha3
      @ 11,1 SAY linha4
    ENDIF
    STORE 12 TO lin
    STORE 10 TO barra
    STORE 12 TO col
  ELSE
    @ lin,1 SAY linha4
    STORE (lin + 1) TO lin
    STORE 10 TO barra
    STORE 11 TO col
  ENDIF
  LOOP
ELSE
  STORE (lin + 1) TO lin
  @ lin,1 SAY linha
  EJECT
  SET DEVICE TO SCREEN
  EXIT
ENDIF
ENDDD
ENDIF
ENDIF
STORE " " TO qualquer
SET COLOR TO I
@ 23,2 SAY limpa
@ 23,10 SAY "Aperte QUALQUER tecla" GET qualquer
SET COLOR TO
READ
RETURN

```

SUB-ROTINA PRINCIPAL DO PROGRAMA DE SIMULAÇÃO DE SECAGEM DE MILHO
UTILIZANDO O MODELO DE THOMPSON DESENVOLVIDO PELO NTA EM DBASE III

```

SET DEVICE TO SCREEN
SET TALK OFF
chave2 = 0
*STORE 0.0000000000 TO cp,ur,me,mr,a,b,teq,mf,dh,hf,dhfg,tf,h
cp = ((0.35+(0.851*(m/(100+m))))*r)*(1+(0.01*m))
t = (((0.24+(0.45*h))*t)+(cp*g))/(0.24+(0.45*h)+cp)
mf = m
DO urel3
ur = urel
IF (ur >= 1.0)
    chave2 = 2
ELSE
    me = 120.6*SQRT(-LOG(1-ur)/(t + 45.6))
    mr = LOG((m-me)/(mo-me))
    a = (-1.706+(0.00088*t))
    b = (148.7*(EXP(-0.0059*t)))
    teq = ((a*mr)+(b*(mr**2))+dt)
    mf = (((EXP((-a))-SQRT((a**2)+(4*b*teq)))/(2*b))*mo-me)
    +me)
    dh = (r*(m-mf))/100
    hf = (h + dh)
    dhfg = (606 - (0.57*t))*4.35*(EXP(-0.2835*m))
    tf = (((0.24+(0.45*h))*t)-(dh*(587.9+dhfg-t))+(cp*t))/
    (0.24+(0.45*hf)+cp)
    h = hf
    t = tf
    DO urel3
    ur = urel
    IF (ur >= 1.0)
        chave2 = 2
    ELSE
        lin = lin + 2
        @ lin,3 SAY "[U% b.s. ->"
        @ lin,col SAY mf PICTURE "999.99"
        lin = lin + 1
        @ lin,3 SAY "Temp. ---->"
        @ lin,col SAY t PICTURE "999.99"
    ENDIF
ENDIF
DO WHILE (chave2 = 2)
    tfo = t
    hfo = h
    chave3 = 3
    DO WHILE (chave3 = 3)
        t = t + 1
        h = ((0.24*(tfo-t))+((588-(0.55*tfo))*hfo)+(cp*(tfo-t)))/
        (588+(0.45*t)-tfo)
    DO urel3
    ur = urel
    IF (ur >= 1.0)
        LOOP
    ELSE

```

```

mf = mf-((100*(h-hfo))/r)
lin = lin + 2
@ lin,3 SAY "[U% b.s. ->"
@ lin,col SAY mf PICTURE "999.99"
lin = lin + 1
@ lin,3 SAY "Temp. ---->"
@ lin,col SAY t PICTURE "999.99"
STORE 0 TO chave2,chave3
EXIT
ENDIF
ENDDO
ENDDO
RETURN

```

SUB-ROTINA PARA DETERMINAÇÃO DO TEOR DE UMIDADE RELATIVA DO PROGRAMA DE SIMULAÇÃO DE SECAGEM DE MILHO UTILIZANDO O MODELO DE THOMPSON DESENVOLVIDO PELO NTA EM DBASE III

```

SET TALK ON
STORE 0.0000000000 TO tabs,pv,pvs,urel
tabs = (t + 273.16)
pv = (14.696*h)/(0.6219+h)
pvs = EXP(51.594-(6834/tabs)-(5.16927*LOG(tabs)))
urel = pv/pvs
RETURN

```

APENDICE B

1.0 - Rendimento Energético do Gaseificador com uma Estimativa das Perdas Energéticas

1.1 - Cálculo do Rendimento Energético do Gaseificador

O rendimento de um sistema energético é a relação entre a energia produzida e a energia consumida. No caso dos gasogênios a carvão vegetal, que é um dos objetivos deste trabalho, o rendimento é a relação entre a produção de energia liberada pela queima de uma certa quantidade de carvão e a queima da produção de gases combustíveis, por esta quantidade de carvão. Segundo Hilsf e Kosin (1981) a forma mais adequada para o cálculo do rendimento de gaseificadores, quando se deseja um gás combustível, é dado pela seguinte equação:

$$E = \frac{V_g (PCI_g - Q_g) + H_g}{M_p \cdot PCI_M} \quad (01)$$

Para um bom funcionamento do motor os gases deverão chegar frio e limpo, então, o calor sensível e latente não são recuperados. Porque o calor sensível é transferido para os trocadores de calor e o calor latente é eliminado com o expurgo do alcatrão. Com as suposições feitas acima tem-se Q_g e H_g iguais a zero e com isso a equação (01), torna-se:

$$E = \frac{V_g \cdot PCI_g}{M_p \cdot PCI_M} \quad (02)$$

As eficiências do gaseificador em relação as diferentes rotações do motor nos experimentos, são apresentadas na Tabela 12.

1.2 - Volume dos Gases Gerado a uma Rotação Constante do Motor

O volume dos gases gerado pelo gaseificador é dado pela seguinte equação (Carvalho et alii (1987) e Siqueira (1981).

$$V_g = \frac{(RPM \cdot 60 \cdot V_e \cdot 0,75 \cdot 0,4)}{2 \cdot 1000} \quad (03)$$

onde:

60 = conversão de RPM em rotação por hora

0,75 = fator de eliminação do motor

0,40 = fração de combustível do gás

2 = para converter em uma rotação um ciclo completo para motores de quatro tempos (que se efetua em duas rotações).

Substituindo a diferentes rotações do motor dos experimentos na equação (95), tem-se o volume de gás produzido, estes dados são apresentados na Tabela 12;

1.3 - Determinação da Quantidade de Carvão Consumida nas Diferentes Rotações

Siqueira (1981), conclui que 1 Kg de carvão vegetal produz em média 4 Nm³ de gases de baixo poder calorífico. Para determinar a quantidade de carvão consumida para o volume de gases exigidos no sistema, é dado pela seguinte equação:

$$M_p = (m_1 \cdot V) / V_1 \quad (04)$$

onde:

$m_1 \approx 1$ Kg de carvão vegetal

$V_1 \approx 4$ Nm³

A quantidade de carvão vegetal consumida nos experiemntos com diferentes rotações são apresentadas na Tabela 12.

Para os cálculos das respectivas eficiências citada na tabela 12, foi considerado o PCI da carvão vegetal igual à 7.100 Kcal/Nm³ e o PCI dos gases igual à 1.200 Kcal/Nm³.

Hilsf e Kosin (1981), concluíram que o rendimento típicos de gaseificação de carvão vegetal e lenhitos situam-se na faixa de 65 à 75 %, para gases limpos e frios.

O rendimento médio do gaseificador utilizado neste trabalho foi de 67,60 %, o qual se enquadra perfeitamente dentro da faixa citada acima.

Com o objetivo de aumentar o rendimento do presente gaseificador, sugerimos que deve-se retirar mais alcatrão do sistema, para diminuir sensivelmente o calor latente da mistura gasosa.

APENDICE C

TABELA 01C - Teores de umidades do grãos na 1ª camada da câmara de secagem, em relação ao tempo, para o primeiro experimento.

tempo de secagem (h)	teores de umidades observados (%bs)	teores de umidade simulados (%bs)	
		Hukill	Thompson
00.00	24.53	24.53	24.53
00.25	24.54	23.91	22.97
00.50	20.28	23.30	21.97
00.75	19.05	22.71	21.13
01.00	18.73	22.14	20.41
01.25	18.12	21.59	19.78
01.50	16.11	21.06	19.22
01.75	15.44	20.54	18.73
02.00	14.66	20.04	18.28
02.50	13.49	19.09	17.49
03.00	12.51	18.18	16.81
03.50	11.72	17.34	16.22
04.00	10.80	16.56	15.70
04.50	10.04	15.82	15.23
05.00	09.43	15.14	14.81
06.00	08.51	13.88	14.06
07.00	07.29	12.80	13.43
08.00	07.06	11.84	12.88

$F_{\text{observado}} - \text{Hukill} = 7.519$ s.g.

$F_{\text{observado}} - \text{Thompson} = 5.438$ s.g.

n.s. - não significativo ao nível de 5% de probabilidade

s.g. - significativo ao nível de 5% de probabilidade

TABELA O2C - Teores de umidades do grãos na 2ª camada da câmara de secagem, em relação ao tempo, para o primeiro experimento.

tempo de secagem (h)	teores de umidades observados (%bs)	teores de umidade simulados (%bs)	
		Hukill	Thompson
00.00	24.53	24.53	24.53
00.25	26.32	24.08	24.46
00.50	23.93	23.63	23.86
00.75	22.71	23.19	23.27
01.00	21.87	22.76	22.76
01.25	20.90	22.32	22.27
01.50	19.93	21.90	21.80
01.75	18.80	21.47	21.35
02.00	18.34	21.06	20.92
02.50	17.09	20.26	20.12
03.00	15.95	19.48	19.40
03.50	14.99	18.73	18.75
04.00	13.86	18.02	18.15
04.50	13.08	17.33	17.60
05.00	12.10	16.65	17.10
06.00	10.57	15.42	16.20
07.00	08.60	14.29	15.43
08.00	07.35	13.52	14.75

$F_{\text{observado}} - \text{Hukill} = 4,119 \text{ n.s.}$

$F_{\text{observado}} - \text{Thompson} = 5,438 \text{ n.s.}$

TABELA 03C - Teores de umidades do grãos na 3ª camada da câmara de secagem, em relação ao tempo, para o primeiro experimento.

tempo de secagem (h)	teores de umidades observados (%bs)	teores de umidade simulados (%bs)	
		Hukill	Thompson
00.00	24.53	24.53	24.53
00.25	25.10	24.19	24.61
00.50	24.13	23.85	24.45
00.75	23.68	23.50	24.45
01.00	22.91	23.16	24.06
01.25	22.17	22.82	23.61
01.50	21.08	22.49	23.23
01.75	20.55	22.14	22.86
02.00	19.54	21.81	22.49
02.50	18.03	21.13	21.76
03.00	16.60	20.48	21.08
03.50	15.42	19.83	20.43
04.00	14.28	19.18	19.82
04.50	13.13	18.55	19.25
05.00	12.19	17.93	18.72
06.00	10.91	16.75	17.76
07.00	09.40	15.64	16.91
08.00	08.94	14.60	16.16
09.00	08.02		15.49

F_{observado - Hukill} = 3.551 n.s.

F_{observado - Thompson} = 5.937 s.g.

TABELA 04C - Teores de umidades do grãos na 4ª camada da câmara de secagem, em relação ao tempo, para o primeiro experimento.

tempo de secagem (h)	teores de umidades observados (%bs)	teores de umidade simulados (%bs)	
		Hukill	Thompson
00.00	24.53	24.53	24.53
00.25	25.78	24.27	24.56
00.50	24.17	24.00	24.58
00.75	24.13	22.74	24.52
01.00	23.96	23.48	24.66
01.25	23.12	23.22	24.60
01.50	22.85	22.95	24.49
01.75	22.59	22.68	24.37
02.00	21.17	22.41	24.02
02.50	20.23	21.86	23.26
03.00	19.93	21.31	22.61
03.50	18.11	20.77	21.99
04.00	16.25	20.22	21.39
04.50	15.58	19.66	20.82
05.00	14.58	19.11	20.22
06.00	12.81	18.03	19.28
07.00	10.70	16.97	18.38
08.00	9.70	15.94	17.57
09.00	8.90		16.84
10.00	7.84		16.17

$F_{\text{observado} - \text{Hukill}} = 2,294$ n.s.

$F_{\text{observado} - \text{Thompson}} = 5,734$ s.g.

TABELA 05C - Teores de umidades do grãos na 5ª camada da câmara de secagem, em relação ao tempo, para o primeiro experimento.

tempo de secagem (h)	teores de umidades observados (%bs)	teores de umidade simulados (%bs)	
		Hukill	Thompson
00.00	24.53	24.53	24.53
00.25	25.56	24.33	24.57
00.50	23.85	24.14	24.60
00.75	23.85	23.94	24.61
01.00	23.68	23.73	24.58
01.25	23.68	23.53	24.58
01.50	23.57	23.31	24.57
01.75	23.45	23.10	24.56
02.00	23.33	22.89	24.63
02.50	23.24	22.45	24.49
03.00	21.89	22.01	24.08
03.50	21.43	21.56	23.40
04.00	20.13	21.09	22.83
04.50	19.03	20.62	22.08
05.00	17.78	20.14	21.74
06.00	15.91	19.18	20.73
07.00	13.45	18.23	19.80
08.00	12.55	17.27	18.95
09.00	11.27		18.18
10.00	11.27		17.46

F_{observada - hukill} = 0,853 n.s.

F_{observada - thompson} = 4,5568 s.g.

TABELA 060 - Teores de umidades do grãos na 1ª camada da câmara de secagem, em relação ao tempo, para o segundo experimento.

tempo de secagem (h)	teores de umidades observados (%bs)	teores de umidade simulados (%bs)	
		Hukilli	Thompson
00.00	40.44	40.44	40.44
00.25	37.12	38.79	37.46
00.50	36.08	37.10	35.70
00.75	33.67	35.64	34.16
01.00	31.08	34.15	32.80
01.25	27.98	32.71	31.58
01.50	25.54	31.32	30.49
01.75	22.91	29.98	29.50
02.00	20.23	28.70	28.60
02.50	18.98	26.31	27.01
03.00	16.03	24.10	25.65
03.50	12.84	22.10	24.45
04.00	09.89	20.27	23.40
04.50	08.91	18.63	22.45
05.00	07.40	17.16	21.60
06.00	06.70	14.65	20.11
07.00	05.53	12.65	18.86
08.00	04.90	11.06	17.79
09.00	04.89	09.81	16.85

F_{observado - hukilli} = 2,482 n.s.

F_{observado - thompson} = 5,2768 s.g.

TABELA 07C - Teores de umidades do grãos na 2ª camada da câmara de secagem, em relação ao tempo, para o segundo experimento.

tempo de secagem (h)	teores de umidades observados (%bs)	teores de umidade simulados (%bs)	
		Hukill	Thompson
00.00	40.44	40.44	40.44
00.25	38.53	39.84	40.69
00.50	38.39	39.19	40.57
00.75	37.97	38.56	39.92
01.00	36.84	37.89	39.06
01.25	36.62	37.21	38.01
01.50	36.38	36.50	36.77
01.75	34.51	35.79	35.78
02.00	31.35	35.06	34.88
02.50	29.43	33.58	33.23
03.00	25.36	32.04	31.73
03.50	21.02	30.49	30.37
04.00	16.80	28.93	29.11
04.50	14.37	27.37	27.97
05.00	12.00	25.83	26.91
06.00	10.53	22.83	25.02
07.00	08.15	20.04	23.40
08.00	06.42	17.53	21.98
09.00	05.73	15.32	20.73
10.00	04.97	13.41	19.62

$F_{\text{observado} - \text{Hukill}} = 2,439$ n.s.

$F_{\text{observado} - \text{Thompson}} = 4.1878$ s.g.

TABELA 08C - Teores de umidades do grãos na 3ª camada da câmara de secagem, em relação ao tempo, para o segundo experimento.

tempo de secagem (h)	teores de umidades observados (%bs)	teores de umidade simulados (%bs)	
		Hukill	Thompson
00.00	40.44	40.44	40.44
00.25	41.08	40.19	40.69
00.50	40.68	39.93	40.94
00.75	39.78	39.64	40.96
01.00	39.00	39.35	40.94
01.25	36.81	39.04	40.94
01.50	36.79	38.71	40.95
01.75	35.99	38.38	40.73
02.00	35.67	38.02	40.34
02.50	33.19	37.26	39.13
03.00	30.21	36.44	37.46
03.50	25.56	35.55	35.66
04.00	22.52	34.60	34.20
04.50	19.28	33.58	32.86
05.00	15.50	32.50	31.63
06.00	13.46	30.19	29.42
07.00	09.17	27.71	27.50
08.00	06.42	25.14	25.80
09.00	05.90	22.56	24.29
10.00		20.07	23.73

$F_{\text{observado} - \text{Hukill}} = 6,887$ n.s.

$F_{\text{observado} - \text{Thompson}} = 8,144$ s.g.

TABELA 09C - Teores de umidades do grãos na 4ª camada da câmara de secagem, em relação ao tempo, para o segundo experimento.

tempo de secagem (h)	teores de umidades observados (%bs)	teores de umidade simulados (%bs)	
		Hukill	Thompson
00.00	40.44	40.44	40.44
00.25	40.88	40.35	40.69
00.50	40.25	40.23	40.76
00.75	39.87	40.11	40.75
01.00	39.62	39.99	40.74
01.25	39.43	39.86	40.71
01.50	39.10	39.72	40.70
01.75	38.71	39.56	40.64
02.00	38.58	39.41	40.65
02.50	38.52	39.08	40.68
03.00	38.17	38.69	40.69
03.50	37.94	38.27	40.49
04.00	37.31	37.79	39.70
04.50	34.46	37.26	38.61
05.00	29.28	36.68	37.19
06.00	26.07	35.37	34.30
07.00	18.17	33.81	32.00
08.00	13.07	31.99	29.99
09.00	10.20	29.97	28.21
10.00	7.68	27.74	26.61

F_{observado - Hukill} = 3,147 n.s.

F_{observado - Thompson} = 3,454 n.s.

TABELA 100 - Teores de umidades de grãos na 5ª camada da câmara de secagem, em relação ao tempo, para o segundo experimento.

tempo de secagem (h)	teores de umidades observados (%bs)	teores de umidade simulados (%bs)	
		Hukill	Thompson
00.00	40.44	40.44	40.44
00.25	40.96	40.40	40.57
00.50	41.06	40.37	40.57
00.75	40.50	40.31	40.82
01.00	40.48	40.25	40.76
01.25	40.09	40.21	40.78
01.50	39.97	40.15	40.75
01.75	39.74	40.07	40.71
02.00	39.62	40.01	40.67
02.50	39.54	39.87	40.63
03.00	39.29	39.70	40.59
03.50	37.71	39.52	40.57
04.00	37.31	39.31	40.64
04.50	36.75	39.08	40.64
05.00	35.64	38.81	40.64
06.00	34.95	38.17	40.06
07.00	29.61	37.38	37.99
08.00	24.48	36.40	35.12
09.00	20.29	35.22	32.86
10.00	16.82	33.83	30.90

F_{observado - Hukill} = 4,989 n.s.

F_{observado - Thompson} = 5,5208 s.g.

TABELA 11C - Teores de umidades do grãos na 1ª camada de câmara de secagem, em relação ao tempo, para o terceiro experimento.

tempo de secagem (h)	teores de umidades observados (%bs)	teores de umidade simulados (%bs)	
		Hukill	Thompson
00.00	32.62	32.62	32.62
00.25	32.85	31.49	30.22
00.50	31.80	30.39	28.75
00.75	31.60	29.33	27.51
01.00	29.92	28.30	26.43
01.25	27.97	27.32	25.49
01.50	25.99	26.37	24.65
01.75	24.13	25.45	23.90
02.00	21.30	24.57	23.22
02.50	19.31	22.91	22.03
03.00	17.46	21.38	21.01
03.50	15.76	19.97	20.12

$F_{\text{observado} - \text{Hukill}} = 0,00789 \text{ n.s.}$

$F_{\text{observado} - \text{Thompson}} = 0,409 \text{ n.s.}$

TABELA 12C - Teores de umidades do grãos na 2ª camada da câmara de secagem, em relação ao tempo, para o terceiro experimento.

tempo de secagem (h)	teores de umidades observados (%bs)	teores de umidade simulados (%bs)	
		Hukill	Thompson
00.00	32.62	32.62	32.62
00.25	33.06	31.97	32.55
00.50	32.66	31.32	31.52
00.75	31.80	30.65	30.39
01.00	30.20	30.00	29.50
01.25	28.07	29.34	28.77
01.50	25.91	28.70	27.90
01.75	24.31	28.04	27.17
02.00	21.77	27.40	26.48
02.50	19.91	26.13	25.23
03.00	18.60	24.87	24.11
03.50	18.13	23.67	23.11

$F_{\text{observado} - \text{Hukill}} = 1,874$ n.s.

$F_{\text{observado} - \text{Thompson}} = 1,244$ s.g.

TABELA 13 C - Teores de umidades do grãos na 3ª camada da câmara de secagem, em relação ao tempo, para o terceiro experimento.

tempo de secagem (h)	teores de umidades observados (%bs)	teores de umidade simulados (%bs)	
		Hukill	Thompson
00.00	32.62	32.62	32.62
00.25	35.90	32.22	32.17
00.50	34.64	31.80	32.66
00.75	33.27	31.38	32.56
01.00	31.52	30.95	32.04
01.25	31.19	30.53	31.19
01.50	30.37	30.08	30.35
01.75	29.31	29.63	29.64
02.00	26.79	29.18	28.98
02.50	24.62	28.25	27.73
03.00	22.20	27.32	26.59
03.50	20.04	26.35	25.54

$F_{\text{observado} - \text{Hukill}} = 1.032$ n.s.

$F_{\text{observado} - \text{Thompson}} = 1,99$ n.s.

TABELA 14C - Temperatura do ar na 1ª camada da câmara de secagem, em relação ao tempo, para o primeiro experimento.

tempo de secagem (h)	temperaturas observadas (°C)	temperaturas simulados (°C)	
		Hukill	Thompson
00.00	25.00	25.00	25.00
00.25	34.00	48.73	34.65
00.50	38.00	48.81	40.17
00.75	40.50	48.88	43.17
01.00	42.00	48.95	44.91
01.25	43.00	49.02	46.00
01.50	45.00	49.09	46.74
01.75	45.50	49.15	47.27
02.00	45.00	49.21	47.67
02.50	46.50	49.33	48.23
03.00	46.50	49.44	48.64
03.50	48.00	49.55	48.93
04.00	50.00	49.65	49.16
04.50	50.00	49.74	49.34
05.00	50.00	49.83	49.49
06.00	50.00	49.98	49.72
07.00	51.50	50.12	49.89
08.00	51.50	50.24	50.02

$F_{\text{observada}} - \text{Hukill} = 2,716 \text{ n.s.}$

$F_{\text{observada}} - \text{Thompson} = 0,181 \text{ n.s.}$

TABELA 15C - temperatura do ar na 2ª camada da câmara de secagem, em relação ao tempo, para o primeiro experimento.

tempo de secagem (h)	temperaturas observadas (°C)	temperaturas simulados (°C)	
		Hukill	Thompson
00.00	25.00	25.00	25.00
00.25	25.50	42.77	28.10
00.50	27.00	42.98	28.05
00.75	28.50	43.17	29.47
01.00	30.50	43.37	31.67
01.25	32.50	43.56	33.72
01.50	35.00	43.75	35.48
01.75	36.70	43.94	36.97
02.00	37.00	44.12	38.21
02.50	38.00	44.48	40.16
03.00	39.50	44.83	41.60
03.50	41.50	45.17	42.71
04.00	45.00	45.49	43.59
04.50	45.50	45.80	44.30
05.00	46.00	46.10	44.89
06.00	48.00	46.66	45.81
07.00	49.50	47.16	46.50
08.00	48.50	47.62	47.03

$F_{\text{observado}} - \text{Hukill} = 6,88$ n.s.

$F_{\text{observado}} - \text{Thompson} = 0,006$ n.s.

TABELA 16C - Temperatura do ar na 3ª camada da câmara de secagem, em relação ao tempo, para o primeiro experimento.

tempo de secagem (h)	temperaturas observadas (°C)	temperaturas simulados (°C)	
		Hukill	Thompson
00.00	25.00	25.00	25.00
00.25	25.00	38.89	27.90
00.50	26.50	39.11	27.66
00.75	26.50	39.34	27.89
01.00	27.00	39.56	27.58
01.25	27.00	39.79	27.92
01.50	27.50	40.01	29.26
01.75	29.00	40.23	30.70
02.00	30.50	40.45	32.07
02.50	32.00	40.89	34.49
03.00	34.00	41.33	36.44
03.50	35.50	41.75	38.02
04.00	37.50	42.17	39.30
04.50	40.00	42.59	40.37
05.00	41.00	42.99	41.27
06.00	43.00	43.77	42.70
07.00	46.00	44.50	43.78
08.00	45.50	45.80	44.62

$F_{\text{observado}} - \text{Hukill} = 14,056 \text{ s.g.}$

$F_{\text{observado}} - \text{Thompson} = 0,226 \text{ n.s.}$

TABELA 17C - Temperatura do ar na 4ª camada da câmara de secagem, em relação ao tempo, para o primeiro experimento.

tempo de secagem (h)	temperaturas observadas (°C)	temperaturas simulados (°C)	
		Hukill	Thompson
00.00	25.00	25.00	25.00
00.25	26.00	35.94	27.65
00.50	26.50	36.16	27.84
00.75	27.00	36.37	27.60
01.00	27.00	36.58	28.05
01.25	27.00	36.80	27.71
01.50	27.00	37.02	27.79
01.75	27.00	37.24	28.43
02.00	27.00	37.46	28.24
02.50	26.50	37.90	29.24
03.00	27.50	38.35	31.34
03.50	29.00	38.79	33.22
04.00	31.00	39.24	34.84
04.50	33.00	39.69	36.22
05.00	34.00	40.14	37.40
06.00	36.50	41.02	39.32
07.00	39.50	39.40	40.80
08.00	40.50	40.27	41.97

$F_{\text{observado}} - \text{Hukill} = 29,309 \text{ s.g.}$

$F_{\text{observado}} - \text{Thompson} = 0,099 \text{ n.s.}$

TABELA 18C - Temperatura do ar na 1ª camada da câmara de secagem, em relação ao tempo, para o segundo experimento.

tempo de secagem (h)	temperaturas observadas (°C)	temperaturas simulados (°C)	
		Hukill	Thompson
00.00	27.50	27.50	27.50
00.25	27.00	49.08	31.04
00.50	27.00	49.42	37.39
00.75	28.00	49.74	41.41
01.00	30.00	50.05	44.05
01.25	33.50	50.35	45.88
01.50	37.00	50.64	47.22
01.75	37.00	50.91	48.24
02.00	44.50	51.18	49.05
02.50	45.50	51.68	50.24
03.00	47.00	52.14	51.10
03.50	50.50	52.55	51.74
04.00	52.00	52.93	52.24
04.50	54.00	53.27	52.64
05.00	54.00	53.58	52.97
06.00	54.00	54.10	53.48
07.00	53.00	54.52	53.86
08.00	51.50	54.85	54.15
09.00	51.00	55.11	54.37
10.00	51.00	53.31	54.55

F_{observado - Hukill} = 8,347 s. g.

F_{observado - Thompson} = 2.533 n.s.

TABELA 19C - Temperatura do ar na 2ª camada da câmara de secagem, em relação ao tempo, para o segundo experimento.

tempo de secagem (h)	temperaturas observadas (°C)	temperaturas simulados (°C)	
		Hukill	Thompson
00.00	27.50	27.50	27.50
00.25	27.00	36.73	29.56
00.50	27.50	37.09	30.79
00.75	27.50	37.45	30.86
01.00	28.00	57.83	31.13
01.25	27.50	38.21	31.41
01.50	29.00	38.60	31.43
01.75	28.50	39.00	33.07
02.00	28.50	39.41	34.83
02.50	29.00	40.25	37.88
03.00	28.50	41.10	40.25
03.50	32.00	41.97	42.10
04.00	36.00	42.85	43.60
04.50	42.00	43.73	44.83
05.00	44.50	44.59	45.86
06.00	46.50	46.27	47.50
07.00	47.50	47.84	48.73
08.00	49.50	49.25	49.69
09.00	49.50	50.49	50.46
10.00	48.50	51.56	51.09

$F_{\text{observado}} - \text{Hukill} = 4,08 \text{ s. g.}$

$F_{\text{observado}} - \text{Thompson} = 1,636 \text{ n.s.}$

TABELA 20C - Temperatura do ar na 3ª camada da câmara de secagem, em relação ao tempo, para o segundo experimento.

tempo de secagem (h)	temperaturas observadas (°C)	temperaturas simulados (°C)	
		Hukill	Thompson
00.00	27.00	27.00	27.00
00.25	26.50	32.45	29.05
00.50	27.00	32.63	30.76
00.75	27.50	32.82	31.02
01.00	28.00	33.03	31.09
01.25	27.50	33.24	31.32
01.50	29.00	33.46	31.53
01.75	28.50	33.69	31.41
02.00	28.00	33.93	31.33
02.50	29.45	34.44	31.24
03.00	28.50	35.00	31.29
03.50	29.50	35.60	32.59
04.00	29.00	36.25	35.05
04.50	30.50	36.94	37.16
05.00	30.50	37.67	38.91
06.00	31.50	39.25	41.65
07.00	36.00	40.93	43.71
08.00	41.50	42.67	45.32
09.00	43.50	44.42	46.61
10.00	45.00	46.11	47.66

F_{observado - hukill} = 5,946 s. g.

F_{observado - thompson} = 3,308 n. s.

TABELA 21C - Temperatura do ar na 4ª camada da câmara de secagem, em relação ao tempo, para o segundo experimento.

tempo de secagem (h)	temperaturas observadas (°C)	temperaturas simulados (°C)	
		Hukill	Thompson
00.00	27.00	27.00	27.00
00.25	27.00	30.68	28.84
00.50	27.50	30.76	30.02
00.75	28.00	30.84	30.47
01.00	28.00	30.93	30.76
01.25	28.00	31.03	30.95
01.50	29.00	31.13	31.25
01.75	29.00	31.24	31.14
02.00	28.00	31.35	31.14
02.50	29.50	31.60	31.78
03.00	28.50	31.88	31.97
03.50	29.00	32.19	31.58
04.00	29.50	32.53	31.09
04.50	30.50	32.91	31.35
05.00	30.00	33.33	31.49
06.00	29.50	34.29	34.17
07.00	27.50	35.43	37.46
08.00	29.00	36.74	39.95
09.00	28.50	38.22	41.90
10.00	29.50	39.84	43.49

$F_{\text{observado}} - \text{Hukill} = 29,79 \text{ s. g.}$

$F_{\text{observado}} - \text{Thompson} = 2,791 \text{ n.s.}$

TABELA 22C - Temperatura do ar na 1ª camada da câmara de secagem, em relação ao tempo, para o terceiro experimento.

tempo de secagem (h)	temperaturas observadas (°C)	temperaturas simulados (°C)	
		Hukill	Thompson
00.00	25.00	25.00	25.00
00.25	29.00	50.00	33.95
00.50	31.00	50.17	39.97
00.75	37.00	50.33	43.48
01.00	41.00	50.49	45.63
01.25	44.00	50.64	47.04
01.50	44.50	50.79	48.02
01.75	47.50	50.93	48.75
02.00	50.00	51.06	49.32
02.50	51.50	51.32	50.14
03.00	52.00	51.55	50.71
03.50	53.50	51.77	51.14

$F_{\text{observado}} - Hukill = 3,392$ s.g.

$F_{\text{observado}} - Thompson = 0,419$ n.s.

TABELA 23C - Temperatura do ar na 2ª camada da câmara de secagem, em relação ao tempo, para o terceiro experimento.

tempo de secagem (h)	temperaturas observadas (°C)	temperaturas simulados (°C)	
		Hukill	Thompson
00.00	25.00	25.00	25.00
00.25	29.50	41.53	29.50
00.50	26.50	41.86	29.26
00.75	27.00	42.19	30.51
01.00	28.00	42.51	33.29
01.25	27.00	42.84	35.80
01.50	27.50	43.16	37.88
01.75	33.00	43.48	39.57
02.00	33.00	43.80	40.95
02.50	36.50	44.42	43.07
03.00	42.50	45.03	44.60
03.50	45.00	45.62	45.77

$F_{\text{observado}} - \text{Hukill} = 16,826 \text{ s.g.}$

$F_{\text{observado}} - \text{Thompson} = 2,805 \text{ n.s.}$

TABELA 24C - Temperatura do ar na 3ª camada da câmara de secagem, em relação ao tempo, para o terceiro experimento.

tempo de secagem (h)	temperaturas observadas (°C)	temperaturas simulados (°C)	
		Hukill	Thompson
00.00	25.00	25.00	25.00
00.25	29.50	36.65	29.09
00.50	26.50	36.95	29.04
00.75	27.00	37.26	29.37
01.00	27.50	37.56	29.25
01.25	27.00	37.88	29.12
01.50	27.50	38.19	30.08
01.75	27.50	38.19	31.92
02.00	32.00	38.84	33.73
02.50	36.00	39.49	36.75
03.00	36.50	40.15	39.05
03.50	38.50	40.81	40.84

F_{observado - Hukill} = 11,164 s.g.

F_{observado - Thompson} = 0,998 n.s.