

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA
ÁREA DE CONCENTRAÇÃO: SISTEMAS DE PROCESSOS
QUÍMICOS E INFORMÁTICA**

***MODELAGEM E SIMULAÇÃO DO EFEITO DE PAREDE
NA TRANSMISSÃO DE CALOR EM UM FORNO
ROTATIVO UTILIZADO NA PRODUÇÃO DE GESSO
BETA***

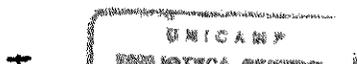
Autor: Antônio Hélder Parente

Orientador: Prof. Dr. Elias Basile Tambourgi

**Tese de Doutorado apresentada a Faculdade de Engenharia
Química como parte dos requisitos exigidos para obtenção
do título de Doutor em Engenharia Química**

Campinas- São Paulo

Julho de 2001



**UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL
SEÇÃO CIRCULANTE**

UNIDADE DC
N.º CHAMADA:
T/UNICAMP
P215m
V. _____ Ex. _____
TOMBO BC/46950
PROC. 6.392/07
C D
PREÇO R\$ 11,00
DATA 06/11/07
N.º CPD _____

CM00161512-0

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA - BAE - UNICAMP

P215m Parente, Antônio Hélder
Modelagem e simulação do efeito de parede na
transmissão de calor em um forno rotativo utilizado na
produção de gesso beta / Antônio Hélder Parente. --
Campinas, SP: [s.n.], 2001.

Orientador: Elias Basile Tambourgi.
Tese (doutorado) - Universidade Estadual de Campinas,
Faculdade de Engenharia Química.

1. Gesso. 2. Fornos. 3. Calor – Transmissão. I.
Tambourgi, Elias Basile. II. Universidade Estadual de
Campinas. Faculdade de Engenharia Química. III. Título.

Tese de Doutorado , defendida por Antônio Helder Parente , em 20 de julho de 2001 e aprovada pela banca examinadora constituídas pelos seguintes membros


Profª Drª Iracema de Oliveira Moraes – Universidade de Guarulhos


Profª Drª Ana Paula Brescancini Rabelo – PUC-MG


Profª Drª Maria Teresa Moreira Rodrigues- UNICAMP


Prof Dr Edson Tomaz-UNICAMP


Prof Dr Elias Basile Tambourgi- UNICAMP

5805216

Esta versão corresponde à final da Tese de Doutorado defendida por Antônio Helder Parente em 20 de julho de 2001.



Prof Dr Elias Basile Tambourgi- UNICAMP



Aos meus pais,
mulher e filhos, por
tudo que fizeram e
representam.

AGRADECIMENTOS

À Deus pela oportunidade da vida;

Ao meu co-orientador Prof. Dr. Valdemir Alexandre dos Santos, pela paciência e generosidade em passar seus conhecimentos, e numerosas sugestões e correções, tornando possível este trabalho e acima de tudo me proporcionando a oportunidade do enriquecimento profissional;

Ao prof. Dr. Elias Basile Tambourgi, pela amizade, orientação e oportunidade que me foi concedida.

Ao Magnífico Reitor da Universidade Católica de Pernambuco, Pe. Theodoro Paulo Severino Peters, S.J., por todo o apoio e incentivo, durante a realização deste trabalho;

Ao Pró-Reitor de Graduação e Extensão, Prof. Erhard Cholewa, pelo incentivo e compreensão;

Ao Prof. Reginaldo Lourenço da Silva, pela compreensão e experiência passada a mim;

Aos Prof. Alexandre Peretti e Mário Melo pelos momentos de amizade demonstrados durante todos estes anos;

À CGP nas pessoas das Profas. Dr. Galba Takaki, Evania Pincovsky e Clarice Travassos Sobrinha pela colaboração e apoio durante a realização deste programa;

À Universidade Católica de Pernambuco e a CAPES, pelo apoio financeiro, sem o qual seria impossível a realização deste trabalho;

Aos colegas e funcionários do Departamento de Química da UNICAP, pelo auxílio e cooperação;

À todos aqueles que direta ou indiretamente contribuíram para a finalização deste trabalho.

**“Não é o muito saber que satisfaz e sacia a alma,
mas o sentir e saborear as coisas intensamente”**

Inácio de Loyola

Resumo

Os fornos rotativos utilizados para obtenção de gesso beta ($\text{CaSO}_4 \cdot 0,5\text{H}_2\text{O}$), a partir da calcinação do minério de gipsita ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$), apresentam como principais vantagens em relação aos demais tipos a produção de um gesso mais uniforme, melhor rendimento térmico e facilidade de automação. Contudo, estes fornos tiveram origem em adaptações dos fornos de fabricação de cimento Portland, necessitando de uma melhor compreensão dos fenômenos envolvidos no processo de transferência de calor, para a elaboração de modelos de simulação mais robustos para o dimensionamento adequado em processos de produção de gesso.

Como contribuição à literatura desenvolveu-se um modelo matemático, para simular o efeito de parede através de variações do perfil de temperatura no interior do revestimento refratário de um forno rotativo. A instalação de termopares em diferentes distâncias radiais numa dada seção transversal do forno permitiu medidas experimentais para ajuste do modelo matemático proposto e posterior cálculo de propriedades termofísicas do refratário e do fluxo de calor entre a parede e o leito de sólidos. Este último parâmetro foi utilizado na simulação dos perfis de temperatura das fases em escoamento através do forno.

O modelo matemático proposto descreve com boa precisão as variações de temperatura a partir da superfície do refratário. Ficou evidenciada a grande contribuição do efeito de parede na recuperação de parte do fluxo de calor normal à parede. Cerca de 70 % da parcela de calor armazenado retorna para o leito de sólidos. Isto, evidencia a necessidade do uso de revestimento refratário em fornos de calcinação de gesso, acenando-se para uma maior economia de energia ao se optar por se trabalhar com fluxos de gases com temperaturas mais baixas.

SUMÁRIO

CAPÍTULO 1. INTRODUÇÃO.....	1
CAPÍTULO 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	5
2.1 Preliminares	6
2.2 Desidratação Térmica da Gipsita	7
2.3 Tipos de Hemidratos	15
2.4 Processamento Industrial.....	16
2.4.1 Etapas básicas.....	16
2.4.2 Fornos rotativos	17
2.4.3 Desenvolvimento de modelos matemáticos	21
2.4.4 Patentes industriais.....	25
2.4.5 Avaliação comparativa entre os fornos de calcinação	28
2.5 Conclusões	31
2.6 Desenvolvimento de Modelo Matemático para um Forno Rotativo para Calcinação da Gipsita	33
2.6.1 Controle das Condições Operacionais do Forno	35
2.7 Modelagem do Efeito de Parede.....	38
2.8 Perfis de Temperaturas das Fases em Escoamento	44
2.9 Determinação das Propriedades Termofísicas.....	46
2.10 Fluxos de Materiais Através do Forno	49
2.10.1 Fluxo de gases da combustão.....	49
CAPÍTULO 3. MATERIAL E MÉTODOS.....	53
3.1 Procedimentos Experimentais	54
3.1.1 Medidas das temperaturas internas à parede	54
CAPÍTULO 4. RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	56

4.1 Lei de Temperatura Dentro da Parede	57
4.2 Determinações das Propriedades Termofísicas do Forno.....	63
4.3 Cálculo do Calor Armazenado pela Parede.....	64
4.3 Simulação dos Perfis de Temperatura.....	69
CAPÍTULO 5. CONCLUSÕES E SUGESTÕES.....	81
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	83
APÊNDICES.....	89
ABSTRACT.....	99

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 - Tempo de rehidratação de um gesso anidro (MOISSET, 1997).....	09
Figura 2.2 - Diagrama do equilíbrio de fases no sistema sulfato de cálcio/ vapor d'água (MOISSET, 1997)	12
Figura 2.3 - Tempo de desidratação em função do diâmetro do grão de gipsita (MOISSET, 1997).....	13
Figura 2.4 - Esquema da composição de um fragmento de gipsita calcinado.....	14
Figura 2.5 - Temperaturas e energias de desidratação da gipsita.....	14
Figura 2.6 - Forno rotativo para produção de anidrita.....	18
Figura 2.7 – Forno rotativo contínuo concorrente.....	19
Figura 2.8 – Forno rotativo contínuo com trocador de calor concentrico.....	20
Figura 2.9 – Esquema do fluxo de massa no processo de desidratação da gipsita em forno rotativo concorrente.....	34
Figura 2.10 - Fotografia de um forno rotativo de produção de gesso beta no Pólo Gesseiro do Araripe.....	34
Figura 2.11 – Corte da seção transversal de um forno rotativo revestido com uma camada interna de tijolos refratários.....	47

Figura 2.12 - Vista do maçarico em funcionamento durante a operação do forno.	51
Figura 3.1 – Esquema ilustrando as posições dos tijolos refratários: (a) Vista de topo com destaque para o tijolo contendo termopares; (b) Corte AB mostrando a disposição dos termopares.	55
Figura 4.1 - Oscilação de temperatura em função do tempo a 0,30 cm de profundidade da superfície interna do forno (tijolo refratário).	57
Figura 4.2 - Oscilação de temperatura em função do tempo a 0,52 cm de profundidade da superfície interna do forno (tijolo refratário).	58
Figura 4.3 - Oscilação de temperatura em função do tempo , a 0,30 cm de profundidade da superfície interna do forno, gerada com auxílio de um programa computacional.	61
Figura 4.4 - Oscilação de temperatura em função do tempo, a 0,52 cm de profundidade da superfície interna do forno, gerada com auxílio de um programa computacional.	62
Figura 4.5 – Perfil de temperatura no interior do revestimento refratário interno ao forno.	64
Figura 4.6 – Comportamento do gradiente de temperatura na superfície interna do forno.	66
Figura 4.7 – Gradiente de temperatura na superfície interna do forno em função do tempo.	68
Figura 4.8 - Elementos geométricos definidos pela fração volumétrica da fase gasosa em um calcinador.	71

Figura 4.9 - Simulação das variações de temperatura para as fases gasosa e sólida ao longo do comprimento axial do calcinador.....	77
Figura 4.10 - Perfis axiais de temperatura média dos gases obtidos por simulação e experimentalmente.....	79
Figura 4.11 - Perfis axiais de temperatura média do leito de sólidos obtidos por simulação e experimentalmente.....	80

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 - Propriedades dos hemidratos alfa e beta.....	15
Tabela 2.2 - Características do forno tipo rotativo com aquecimento direto produzindo gesso.....	29
Tabela 2.3 - Informações gerais sobre os fornos de gesso em operação no Pólo Gesseiro do Araripe.....	30
Tabela 4.1 – Valores das amplitudes e do gradiente na superfície livre obtidos por ajustes a dados experimentais.....	67
Tabela 4.2 – Composição média dos gases de combustão (Orsat) mantida como condições operacionais durante os experimentos.....	70
Tabela 4.3 – Parâmetros da fase sólida utilizados no programa de simulação dos perfis de temperatura.....	74
Tabela 4.4 – Parâmetros da fase gasosa utilizados no programa de simulação dos perfis de temperatura.....	75
Tabela 4.5 – Parâmetros de operação do forno utilizados no programa de simulação dos perfis de temperatura.....	75
Tabela 4.6 – - Valores experimentais da temperatura média dos gases ao longo do comprimento axial do calcinador.....	76

Tabela 4.7 Valores experimentais da temperatura média do leito de sólidos ao longo do comprimento axial do calcinador.....	78
Tabela A1 – Valores de temperatura em diferentes distâncias da superfície interna do revestimento refratário do forno.....	90
Tabela B1 – Valores experimentais da temperatura dos gases ao longo do comprimento axial do calcinador.....	91
Tabela B2 – Valores experimentais da temperatura do leito de sólidos ao longo do comprimento axial do calcinador.....	92

Lista de Abreviações

Letras Latinas

A	área
A	área de contato
$ar(consum)$	Quantidade de moles de ar consumido
cal	caloria
c_p	calor específico do material que constitui a parede
cm	centímetro
°C	temperatura em Celsius
D_c	diâmetro interno do calcinador
d	diâmetro
d_p	dimensão da partícula
F	Fluxo mássico
g	grama, aceleração gravitacional
h	coeficiente de transferência de calor
kg	quilograma
k	condutividade
L	litro, comprimento do calcinador
\dot{m}_g	vazão mássica
m_{comb}	massa de combustível consumida por mol

m	metro
M	massa total de sólidos
Pr	número de Prandtl, $Pr = \frac{C_{pg}\mu}{k_g}$
P_s	tensor de estresse das partículas totais
q_{PT}	fluxo de energia pseudo-térmica
q	quantidade de calor
R	relação H/C
r	raio do cilindro
Re	número de Reynolds, $Re = \frac{v \cdot D_e \cdot \rho}{\mu}$
t	tempo
u	velocidade superficial
T	período, temperatura
T_r	temperatura de referência ou temperatura ambiente
Ton.	tonelada
W	watt
w	velocidade angular
V	velocidade dos sólidos, volume da fase
X	Fração do gás, sólido, combustível
x	quantidade estequiométrica de carbono
y	quantidade estequiométrica de hidrogênio
z	distância do ponto no interior da parede, para a superfície

Letras Gregas

α	difusividade térmica do material, amplitude da senoidal
β	coeficiente de arraste da fase, amplitude da senoidal
ε	fração volumétrica da fase, número de moléculas de água na gipsita
λ	coeficiente de condutividade térmica
μ	viscosidade
η	eficiência do forno
ν	viscosidade cinemática
θ	variação de temperatura
σ	perturbação senoidal
σ^*	constante de Stefan-Boltzmann
ρ	densidade da fase, Massa específica do material da parede
γ	dissipação de energia pseudo-térmica
ξ	parâmetro de modelo
ζ	distancia em função de z

Subscrito

A_0	combustível na entrada do reator
c	calcinador
G_0	gases na entrada do reator
G_F	gases na saída do reator
g	fase gasosa

p	partícula
S_0	Sólidos na entrada do reator
S_F	Sólidos na saída do reator
s	fase sólida
sur	superfície
w	parede

CAPÍTULO 1. INTRODUÇÃO

Localizado entre as divisas dos estados de Pernambuco, Piauí e Ceará, o Pólo Gesseiro do Araripe, responsável por 94 % do consumo do minério de gipsita ($CaSO_4 \cdot 2H_2O$) no Brasil, representa a maior reserva nacional e uma das maiores reservas mundiais desse minério (PERES, BENACHOUR e SANTOS, 2001) disponíveis para mineração a céu aberto. A maior parte dos fornos utilizados na obtenção de gesso, ou semi-hidrato do sulfato de cálcio ($CaSO_4 \cdot 0,5H_2O$) a partir da calcinação da gipsita, são adaptações precárias de outros tipos de tecnologias. Os fornos do tipo panela ou marmitta tiveram origem das casas de farinha de mandioca. Os fornos rotativos foram adaptados do processo de fabricação de cimento Portland, com um agravamento das condições operacionais devido a maioria dos fornos não possuir revestimento refratário. A instalação de caldeirarias especializadas na confecção de fornos rotativos na região, com um crescente número deste tipo de fornos nas fábricas de grande e médio porte, é outro fato que aponta para a necessidade de estudos sobre este tipo de calcinadores. Em quaisquer dos casos o gasto com energia é excessivo em relação àquela necessária para a manutenção de uma produtividade competitiva.

O projeto de fornos calcinadores para a produção de semi-hidrato, ou gesso beta, a partir da desidratação térmica da gipsita, tem encontrado dificuldades na determinação de variáveis de dimensionamento e operacionais envolvidas na modelagem matemática desse tipo de equipamento. Essas dificuldades vêm desde a escolha de um equipamento que apresente uma melhor eficiência térmica até a modelagem dos diferentes fenômenos que envolvem os processos associados à transferência de calor.

Provavelmente pela sua importância comercial, a escassez de dados relativos ao dimensionamento de fornos calcinadores de gesso, tem sido associada ao caráter do clima vigente entre as calcinadoras de todo mundo, as quais consideram o mercado atual altamente competitivo, fortalecido pelo processo de globalização pelo qual passa a economia mundial. Desta forma, a literatura apresenta um reduzidíssimo número de trabalhos envolvendo o

dimensionamento de fornos para a produção de gesso. A crescente demanda de incineradores de resíduos perigosos, em face à atual questão ambientalista, aparece então como uma opção de modelos de dimensionamento, passíveis de adaptações à obtenção de modelos mais precisos para fornos calcinadores de gesso.

O conhecimento acerca do desempenho e das características de vários tipos de fornos calcinadores pode ser uma ferramenta de grande auxílio na seleção desses equipamentos, os quais podem ser responsáveis por uma possível arrancada tecnológica para regiões caracterizadas como pólos gesseiros de países em desenvolvimento.

Quando adequadamente descrito, o processo produtivo pode ser representado por um modelo matemático e ter seu desempenho investigado de forma adequada com relação à obtenção de uma configuração ótima. De posse desses modelos pode-se ainda estimar parâmetros com razoável precisão sobre consideráveis faixas de produção e de custos anuais de operação e expansão; sem as dificuldades características dos procedimentos de avaliação empíricos.

A presente proposta de trabalho, com base na revisão bibliográfica realizada sobre a situação atual de tecnologia de fornos calcinadores para a produção de gesso, empenhou-se em determinar experimentalmente, um importante parâmetro operacional de fornos calcinadores contínuos rotativos – o efeito de parede. Através deste efeito, as paredes dos fornos rotativos armazenam calor por contato com os gases quentes, durante parte do percurso realizado em uma rotação completa, devolvendo parte deste calor armazenado para a fase sólida em escoamento no restante do percurso.

Para modelar o fenômeno do efeito de parede, a variação periódica entre a parede do calcinador e a fase sólida foi associada a uma função senoidal, decomposta com auxílio da série de Fourier. A colocação de termopares a diferentes distâncias radiais da superfície interna do forno, no interior do

revestimento refratário, permitiu determinações de importantes parâmetros termofísicos e o ajuste do modelo de variação de temperatura dentro do revestimento refratário.

A prova da contribuição positiva do efeito de parede em relação à quantidade de calor cedida pelos gases às paredes do forno, com retorno de parte deste calor para a fase sólida justifica, no mínimo, um estudo de viabilidade econômica para a recuperação das perdas de energia térmica em vários fornos calcinadores na Região do Araripe, com a adoção de revestimentos refratários para todos os fornos rotativos. Por outro lado, a determinação experimental desse efeito, permite um aumento do número de variáveis utilizadas no teste de modelos de simulação dos fenômenos de transferência axial de calor, entre ambas as fases e entre estas e a parede do equipamento.

CAPÍTULO 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Preliminares

O conhecimento mais antigo sobre o gesso vai a cerca de 5000 anos atrás, no Egito, onde foi vislumbrada a possibilidade de seu uso na fabricação de tijolos. Durante séculos, o gesso foi usado de maneira limitada, principalmente para fins ornamentais, sem alcançar maiores aplicações, devido ao seu tempo de pega (endurecimento) considerado pequeno (de 25 a 30 minutos).

Por volta do ano de 1755, na França, o gesso teve sua natureza química interpretada e a partir daquele ano ocorreu um aumento gradual de sua utilização. Desse acontecimento é que se originou a denominação comercial de gesso de Paris (Plaster of Paris), uma vez que foi na região parisiense que teve início a exploração sistemática de um grande depósito de gipsita.

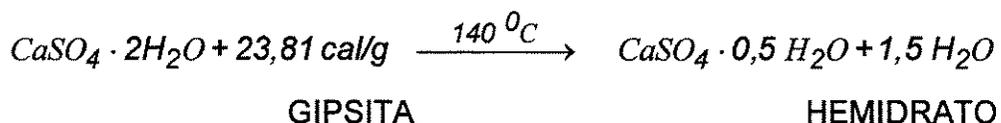
A extração mundial de gipsita encontra-se em torno de 97 milhões de toneladas por ano (ANGELERI, 1982). Os principais produtores são: Estados Unidos, Canadá, China, França, Irã, Japão, Tailândia, México e Espanha. Segundo REYES (1997), o Brasil possui fundamentalmente, somente em sua parte Norte, minas com cerca de 350 milhões de toneladas, porém só produz cerca de dois milhões. As reservas mundiais são da ordem de 25 vezes o consumo mundial. Na Europa, existem no momento três multinacionais como principais responsáveis por sua produção: a BPB, com uma cota de mercado de aproximadamente 50 %, a LAFARGE, com 20 % e a KNAUF com cerca de 10 %. Os 20 % restantes correspondem à produção de pequenas empresas.

2.2 Desidratação Térmica da Gipsita

Quando se aquece o minério de gipsita, de 20 °C a 1400 °C, tem-se a oportunidade de distinguir cinco fases do sulfato de cálcio (DALINGAND, 1985):

1 - Na temperatura ambiente o minério é essencialmente sulfato de cálcio dihidratado.

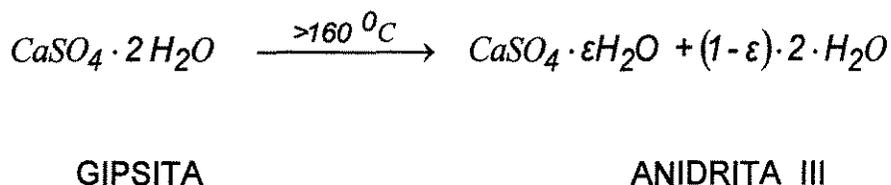
2 - Ao alcançar 60°C, conforme as condições experimentais de desidratação, inicia-se a perda pela gipsita de n moléculas de água, onde n pode variar de 0 a 2. É possível, entretanto, admitir a existência de mais de um tipo de hemidrato, dependendo da temperatura e pressão do processo, com teor de água que varia entre 0,15 e 0,66 moléculas de água, sendo o hidrato com meia molécula de água (ver estequiometria abaixo) uma forma particular intermediária, de grande interesse comercial pela sua estabilidade química. O grau de hidratação e cristalinidade do produto estão associados ao processo de obtenção e condições de tratamento térmico.



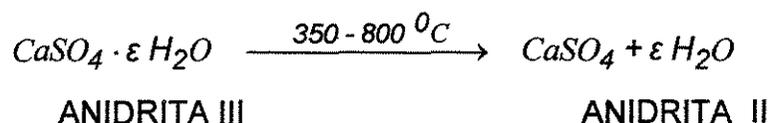
Quando a desidratação é realizada em autoclave, a pressões acima de uma atmosfera manométrica, um produto caracterizado por cristais bem formados dá origem a um hemidrato denominado de hemidrato α . Se a retirada da água combinada é realizada sob pressões próximas da atmosférica ou em atmosfera de vácuo, obtém-se um sólido micro poroso e caracterizado por cristais mal formados denominado de hemidrato β . A má formação destes cristais é atribuída à saída relativamente brusca da água de hidratação no decorrer da reação, porém, a

cinética da reação a 60 °C é muito lenta. Em processos industriais a velocidade requerida de produção é conseguida trabalhando-se em uma faixa de temperatura entre 140 e 160 °C.

3 - Quando a temperatura de 200 °C é alcançada, o semi-hidrato perde quase toda sua água e obtém-se uma anidrita solúvel (instável), denominada anidrita III. A anidrita solúvel, de fórmula $\text{CaSO}_4 \cdot \varepsilon \text{H}_2\text{O}$, indica que este produto pode conter água de cristalização, embora em baixo teor (CINCOTTO, 1988a, CINCOTTO 1988b), variável entre 0,11 a 0,06 moléculas de água. Este tipo de anidrita confere ao gesso final uma redução em suas propriedades mecânicas, devido às condições adversas em que é formada no processo (excesso de temperatura). Sendo muito reativa, transforma-se em semi-hidrato com a umidade do ar. Esta hidratação tem sido verificada após 12 horas de armazenamento do produto em atmosfera com umidade relativa de 80%. Industrialmente esta rehidratação ocorre após o gesso sair do forno em uma etapa conhecida como estabilização do gesso.



4 - Ao se alcançar cerca de 400 °C, a anidrita III transforma-se em anidrita II, esta última de hidratação lenta e, como o processo de transformação da fase III para a fase II é exotérmica, a transformação é muito rápida e não-reversível:



Quando a temperatura de reação aumenta acima de 400 °C, a velocidade de rehidratação do produto obtido é cada vez mais lenta. A 500 °C necessita-se de mais de quatro dias, em média, para rehidratar metade da anidrita (Figura 2.1). A 600 °C, necessita-se de mais de 10 dias para rehidratar metade da anidrita e, a 800 °C, o produto é considerado de difícil rehidratação.

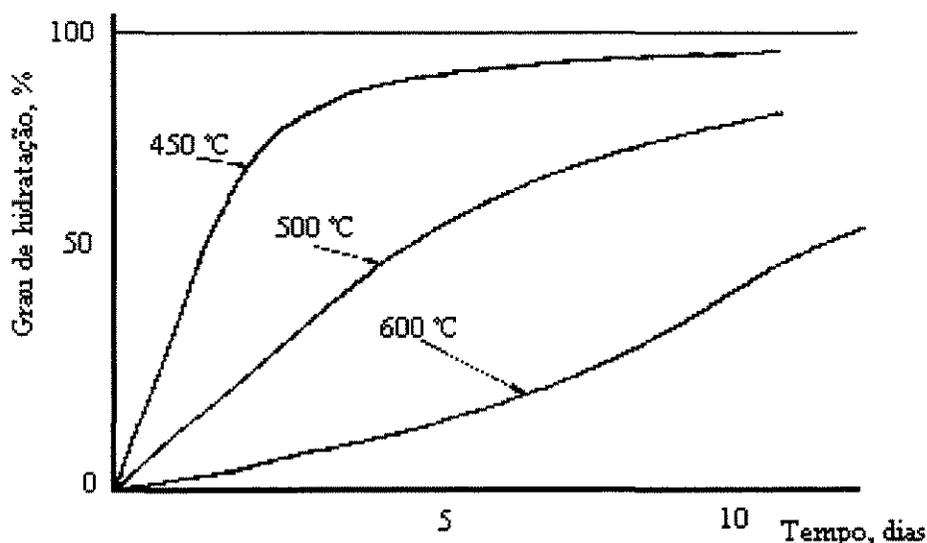


Figura 2.1 - Tempo de rehidratação de um gesso anidro (MOISSET, 1997).

A anidrita II também chamada de anidrita artificial solúvel, ou ainda anidrita super-calcinada, de fórmula CaSO_4 , pode ser obtida entre 350 e 800 °C. Entre 700 - 800 °C é denominada de gesso calcinado à morte. Sua produção controlada entre 400 e 500 °C, produz uma anidrita utilizada como um dos constituintes dos gessos de construção, principalmente o gesso para revestimento de parede, por conferir resistências especiais à erosão e à compressão para a mistura final.

5 - Quando se calcina o minério de gipsita pouco acima de 800 °C, o produto é similar à anidrita natural encontrada em minério de gipsita e conhecida como anidrita I, de hidratação extremamente difícil.

6 - Quando atinge temperatura de calcinação acima de 1250 °C, a gipsita decompõe-se em óxido de cálcio e anidrido sulfúrico.

Só recentemente, parâmetros cinéticos da reação de desidratação da gipsita foi levado com bastante clareza para toda a comunidade científica (McADIE, 1964; GARDET et al, 1976; SANTOS, 1996). Tal fato pode ser justificado pelo caráter comercial dessas informações, as quais podem proporcionar consideráveis facilidades àqueles que trabalham em busca de uma otimização para equipamentos e processos de produção do gesso beta.

Existem mudanças de fase de acordo com a temperatura e a pressão de vapor d'água nas vizinhanças do sulfato de cálcio, e este é um importante parâmetro do processo. Na presença de água no estado líquido (significa que a pressão da água é maior que 1 atm em temperaturas próximas a 100 °C), consegue-se um semi-hidrato alfa em lugar do hemidrato beta como mostra a Figura 2.2.

Quando a pressão parcial de vapor d'água no reator (por exemplo a 120 °C) for ainda maior que a de obtenção de vapor saturado, pode-se evitar o aparecimento de anidrita III. Mas se a gipsita for calcinada a baixas pressões de vapor d'água, obtém-se um produto instável, de difícil armazenamento por mais que três dias, mas com um pequeno tempo de pega. Portanto, em se desejando um gesso que necessita ser armazenado, em silo ou em sacos por um longo tempo, ou obter um produto com longo tempo de pega, recomenda-se efetuar o processo de desidratação sob pressão de vapor d'água alta.

Para entender as vantagens e desvantagens de cada processo para os diferentes e usuais empregos do gesso, é também necessário entender como a troca de calor e água entre gás e minério de gipsita são realizadas durante o processo de calcinação. Enquanto o calor penetra na gipsita, a água move-se para fora. A água é evacuada de acordo com a velocidade de difusão e distância da superfície. A velocidade de retirada da água é inversamente proporcional à dimensão da partícula ($1/d_p$). A velocidade de evaporação da água na superfície é função da superfície da partícula (d_p^2) e o volume de água a ser removido é função do volume da partícula (d_p^3). Quando o diâmetro da partícula é duplicado, o tempo de calcinação necessário para atingir a mesma conversão fica multiplicado por quatro. Por exemplo, se forem necessários 6 segundos para calcinar uma partícula de 1 mm de diâmetro em uma corrente gasosa a uma dada temperatura, serão necessários 24 segundos para uma partícula de 2 mm de diâmetro (Figura 2.3). Um equipamento quatro vezes maior será necessário para a mesma produção.

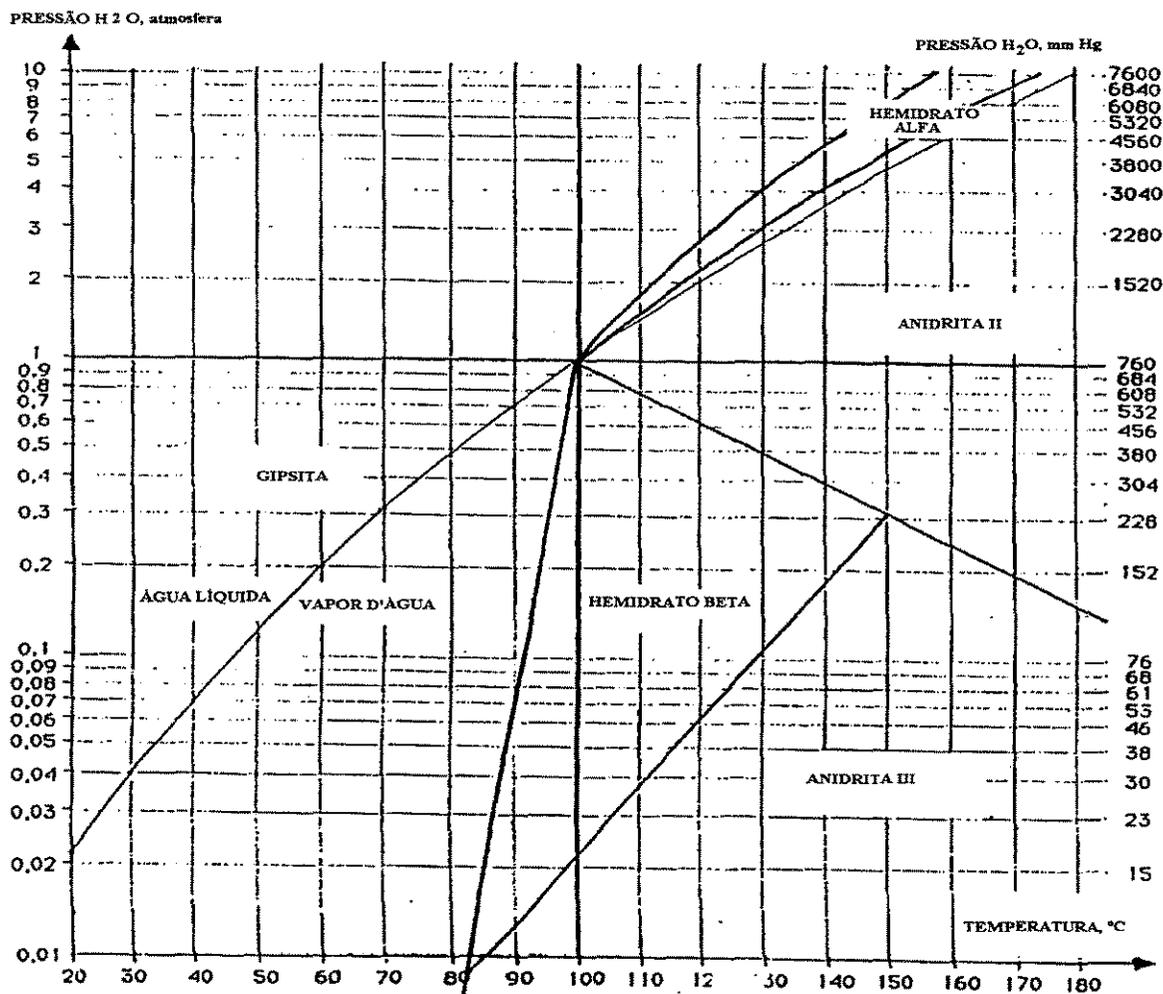


Figura 2.2 - Diagrama do equilíbrio de fases no sistema sulfato de cálcio/ vapor d'água (MOISSET, 1997)

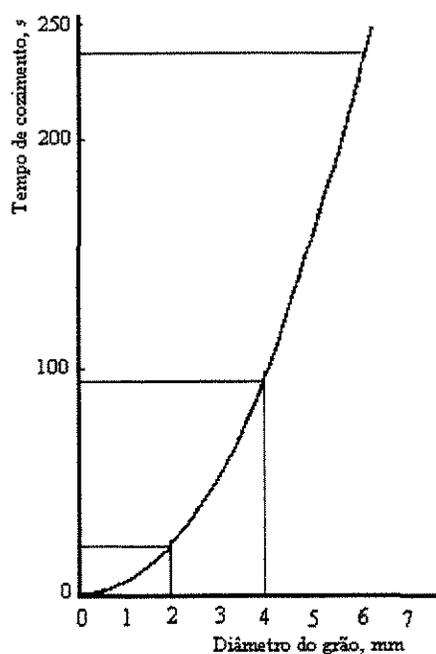


Figura 2.3 - Tempo de desidratação em função do diâmetro do grão de gipsita (MOISSET, 1997).

A Figura 2.4 ilustra a forma de produto obtido quando se calcina uma certa quantidade de gipsita. No final do processo pode-se ter quatro tipos de sulfato de cálcio. No centro da partícula sólida encontra-se gipsita não calcinada. Quando se movimenta em direção à superfície da partícula encontra-se primeiro uma camada de hemidrato, mais externamente uma camada de anidrita III e na superfície uma camada de anidrita I. Isto significa que ao se desejar conseguir um produto apenas, deve-se ajustar o tamanho da partícula e a temperatura do gás ou a superfície de transferência do calor necessária.

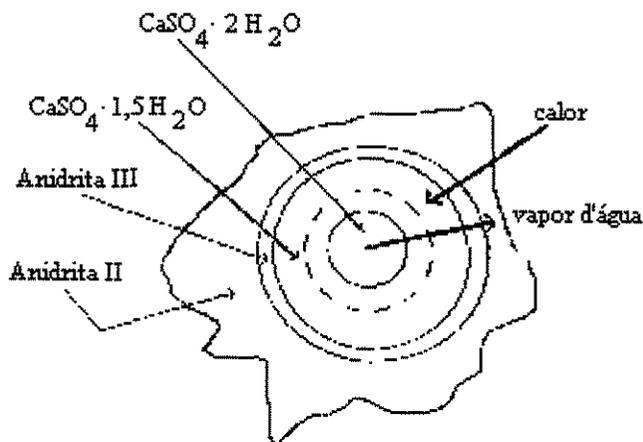


Figura 2.4 - Esquema da composição de um fragmento de gipsita calcinado.

Ao se considerar que para ir de uma fase à outra precisa-se de energia, ou seja, para ir de gipsita a hemidrato, de hemidrato à anidrita III e de anidrita III à anidrita II, necessita-se de tempo para conseguir a referida energia. Um esquema destas etapas pode ser visto na Figura 2.5.

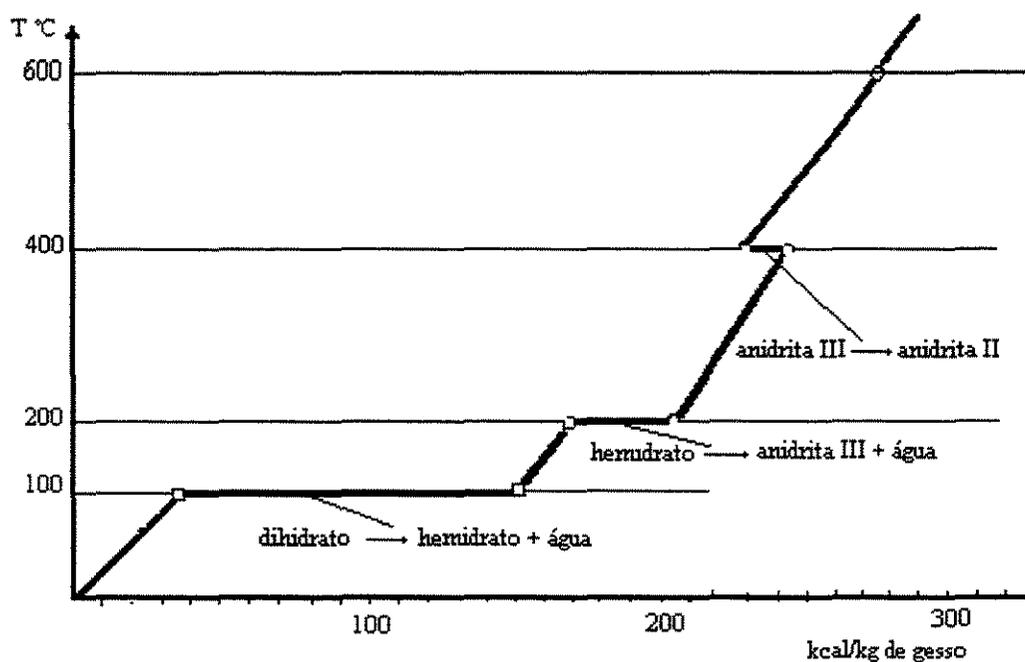


Figura 2.5 - Temperaturas e energias de desidratação da gipsita.

2.3 Tipos de Hemidratos

Os gessos comerciais apresentam-se sob forma de um pó branco e constituídos geralmente por:

- hemidrato beta que é o principal constituinte dos gessos;
- mistura de hemidrato beta com anidrita II em proporções de aproximadamente 2/3 de hemidrato e 1/3 de anidrita II. A hidratação da anidrita é mais lenta que a do hemidrato;
- hemidrato alfa, compacto, cristalino e fracamente solúvel em água. Com ele são feitas pastas fluidas apropriadas à fabricação de gessos cerâmicos.

Não é simples a diferenciação experimental entre os hemidratos alfa e beta (gesso alfa e gesso beta), suas propriedades são muito semelhantes como pode ser observado na Tabela 2.1. Esta dificuldade é maior quando não existem amostras para referência de ambos e apenas testes com auxílio de raios-X e análise térmica diferencial apresentam-se como solução para o problema (GOTO, 1966, HOLDRIDGE, 1965; SAITO, 1961).

Tabela 2.1 - Propriedades dos hemidratos alfa e beta.

Propriedade	Gesso alfa	Gesso beta
Calor específico, cal / °C ⁻¹ mol ⁻¹	28,6	29,6
Entalpia de formação, kcal / mol	-376,47	-375,97
Energia livre de formação, kcal / mol	-343,02	-442,78
Entropia, cal / °C ⁻¹ mol ⁻¹	31,2	32,1
Densidade em xileno, g / cm ³	2,75	2,6

O semi-hidrato alfa ou gesso alfa precisa de menor quantidade de água do que o semi-hidrato beta ou gesso beta para obtenção de pasta com igual

fluidez (BALL and NORWOOD, 1978) e seus cristais praticamente não desagregam quando colocados em água. Ainda em comparação ao gesso beta, o gesso alfa produz peças de maior densidade (menor porosidade) e de maior resistência mecânica à compressão e à flexão.

2.4 Processamento Industrial

2.4.1 Etapas básicas

A fabricação de gesso compreende as seguintes etapas:

- Extração da gipsita, efetuada em mina subterrânea ou a céu aberto;
- Britagem da gipsita, que consiste na fragmentação de grandes blocos em britadores e rebitadores até granulometria adequada e, se possível, umidade adequada. Na preparação do minério de gipsita, a moagem primária é geralmente feita por britador do tipo mandíbula. A seleção dos britadores e rebitadores (moinhos), este último na britagem secundária, tanto depende do tamanho dos fragmentos da rocha, como da produção desejada e do tipo de processamento subsequente. Esta etapa, envolvendo a cominuição do minério deve ser acompanhada por peneiras vibratórias para controlar e reduzir a entrada de sólidos relativamente grandes e de ultra-finos no forno desidratador (ANGELERI, 1982). Uma faixa granulométrica ampla dificulta o controle das condições de reação e causa problemas de poluição ambiental por arraste excessivo de sólidos em fornos contínuos. A limpeza e a escolha do tipo de minério utilizado como matéria-prima poderá evitar problemas com a qualidade do gesso final, uma vez que existem impurezas tanto de ordem intermolecular como por adsorção física;
- Cozimento, calcinação ou desidratação, que pode ser realizada com auxílio de:

a) Pressão atmosférica e por via seca, utilizando fornos de diferentes tipos, os quais devem assegurar uma distribuição e um cozimento regular do material, tais como:

- . fornos rotativos a contracorrente, onde os diâmetros variam de 1 a 3 m e os comprimentos variam de 8 a 20 m, dentro dos quais a gipsita com granulometria adequada, é introduzida numa extremidade (mais alta do forno) e transita até a outra extremidade, onde entram os gases quentes;

- . fornos rotativos concorrentes, nos quais a gipsita é introduzida pela extremidade mais inferior, onde a temperatura é mais elevada, e é transportada para a outra extremidade por arraste com auxílio de gases quentes;

- . fornos marmitta vertical ou horizontal, onde a gipsita é depositada sobre uma superfície metálica e entra em contato indireto com gases quentes, normalmente a temperaturas entre 600 e 800 °C;

- . fornos a leito fluidizado, nos quais as partículas de gipsita são mantidas em suspensão durante o cozimento, pela ação de um fluxo de gás quente;

- . fornos britadores calcinadores;

b) Por via úmida dentro de fornos autoclaves;

- Moagem do gesso através de moinhos rotativos a discos, a rolos, a martelos, para obtenção de um grau de finura em função da categoria de gesso que se deseja fabricar, as quais podem atingir áreas superficiais que vão desde 1500 a 12000 cm²/g;

- Mistura ou operação na qual é assegurada uma homogeneidade adequada ao produto final após dosagem, dentro de proporções adequadas, de hemidrato e anidrita II ou eventuais dosagens de aditivos;

- Ensilagem;

- Embalagem.

2.4.2 Fornos rotativos

Em forno rotativo para produção de anidrita II (Figura 2.6), utiliza-se um fluxo de gás quente em contracorrente à gipsita. Isto possibilita conseguir um gás

muito frio no filtro de pó e um ajuste de temperatura de super calcinação, pelo controle do fluxo de gipsita e da temperatura do gás na entrada do forno (RODDEWIG, 1984). O consumo de combustível é alto: 40 kg de óleo combustível por tonelada de anidrita a 400 °C, 49 kg a 600°C e 58 kg a 800°C.

Outro problema que surge neste tipo de forno é a grande quantidade de gesso perdido por arraste pelos gases de combustão. Este tipo de gesso arrastado é constituído de todos os tipos de produtos, cozidos ou não. Não pode ser recirculado porque voltará a ser arrastado. A única maneira de tratar este tipo de material de arraste é misturá-lo com gesso super calcinado, a baixa temperatura, quando produz um gesso em 600 ou 800 °C. Recomenda-se por isso não utilizar gipsita com muitos finos.

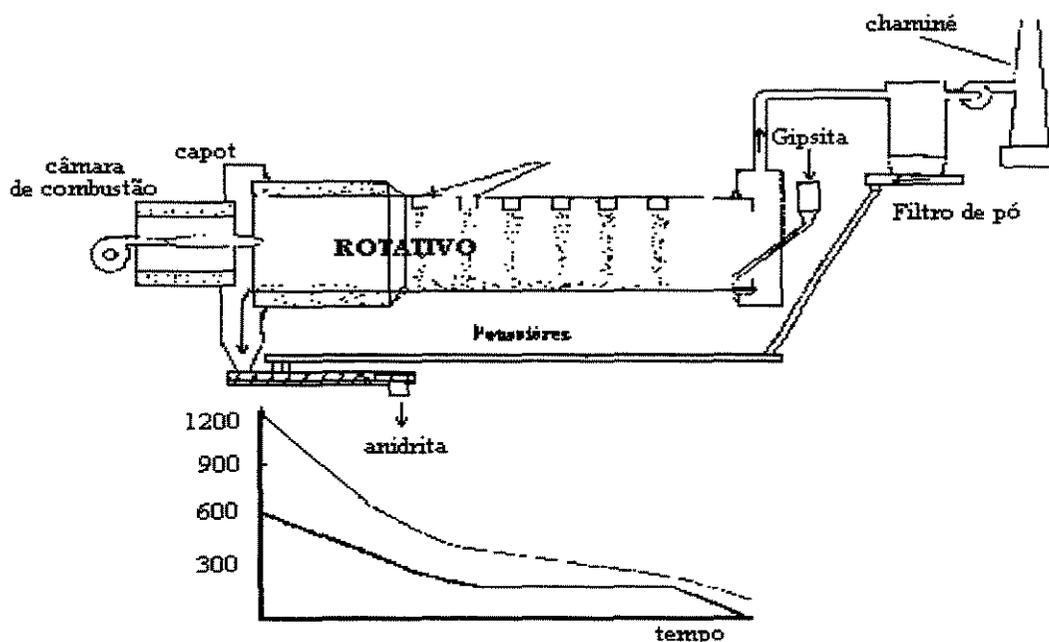


Figura 2.6 - Forno rotativo para produção de anidrita.

Com o objetivo de controlar a temperatura de calcinação em torno de 160 °C na saída do forno para evitar a produção de anidrita II, na superfície da gipsita britada, deve-se:

- operar o forno em regime concorrente (Figura 2.7);

- ter uma grande proteção contra os efeitos da radiação da chama na superfície da gipsita;
- ter uma temperatura do gás, na saída do gerador de gás, não muito alta.

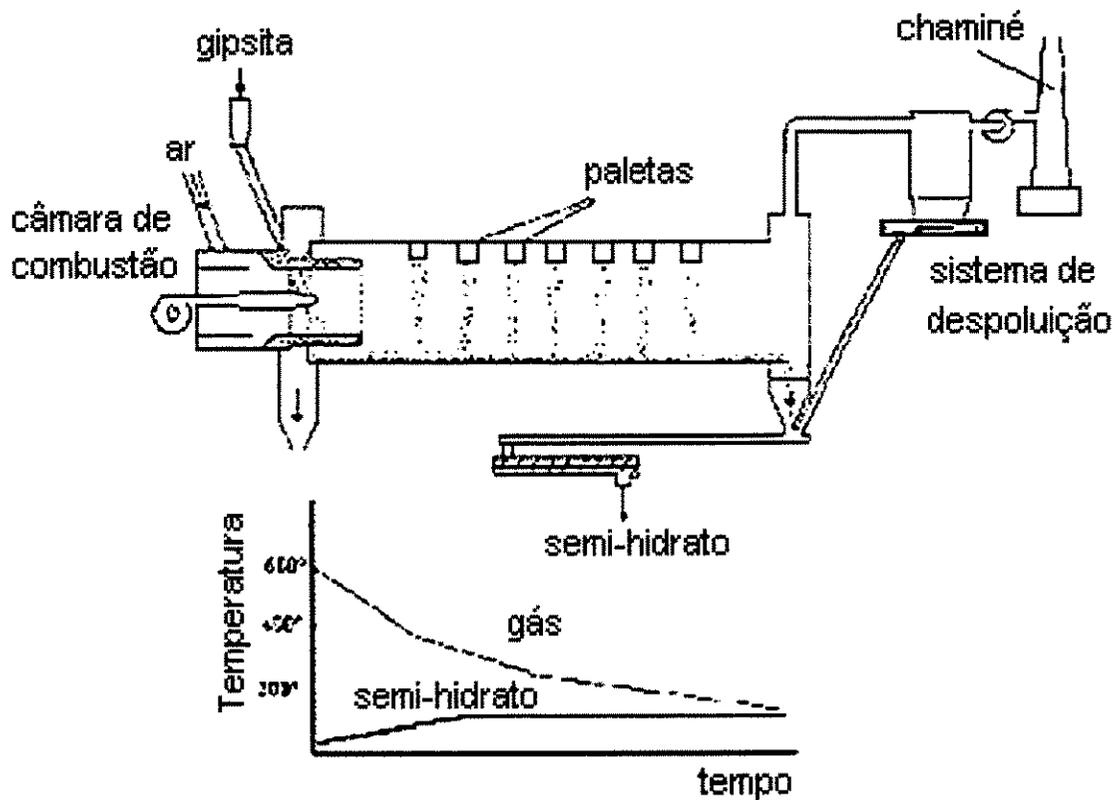


Figura 2.7 – Forno rotativo contínuo concorrente.

Contudo, com este processo ter-se-ão problemas de reintrodução de finos, os quais podem conter alguma gipsita não calcinada. Deve-se então utilizar um processo similar ao usado para produzir gesso anidrita II e misturar o produto final com os finos de modo a evitar a recirculação do pó e calcinar a pouca quantidade de gipsita contida neste pó.

O consumo de combustível é pouco acima de 30 kg de óleo combustível por tonelada de hemidrato. Uma das razões para este fato é a grande quantidade

de anidrita III e alguma quantidade de anidrita II produzidas, requerendo para isto a evaporação de duas moléculas de água em lugar de uma e meia. Quando se está produzindo gesso com ventilação de ar úmido, reverte-se muita desta anidrita III em semi-hidrato, fato que tem sido ignorado por muitos anos. Para diminuir o consumo de combustível alguns fabricantes deste equipamento propõem um forno rotativo com um tubo concêntrico para pré-aquecer a gipsita britada com os gases de exaustão e resfriar o produto da calcinação.

Para evitar problemas de contato direto com os gases em alta temperatura, os fornos rotativos têm sofrido modificações importantes, entre as quais tem se destacado a introdução de um tubo concêntrico na entrada do mesmo (Figura 2.8). A gipsita recebe calor do forno e da camisa usada para aproveitar os gases de exaustão com o produto calcinado, o qual é resfriado ao mesmo tempo. Semelhante processo pré-aquece a gipsita e resfria o produto e os gases de exaustão, além de diminuir o consumo de combustível (pouco abaixo de 25 kg de óleo combustível por tonelada de gesso calcinado). Como a expansão dos tubos varia de um para outro, porque eles não estão na mesma temperatura, existe o risco de vazamento de ar e produtos. Isto requer que este tipo de forno seja construído por bons especialistas.

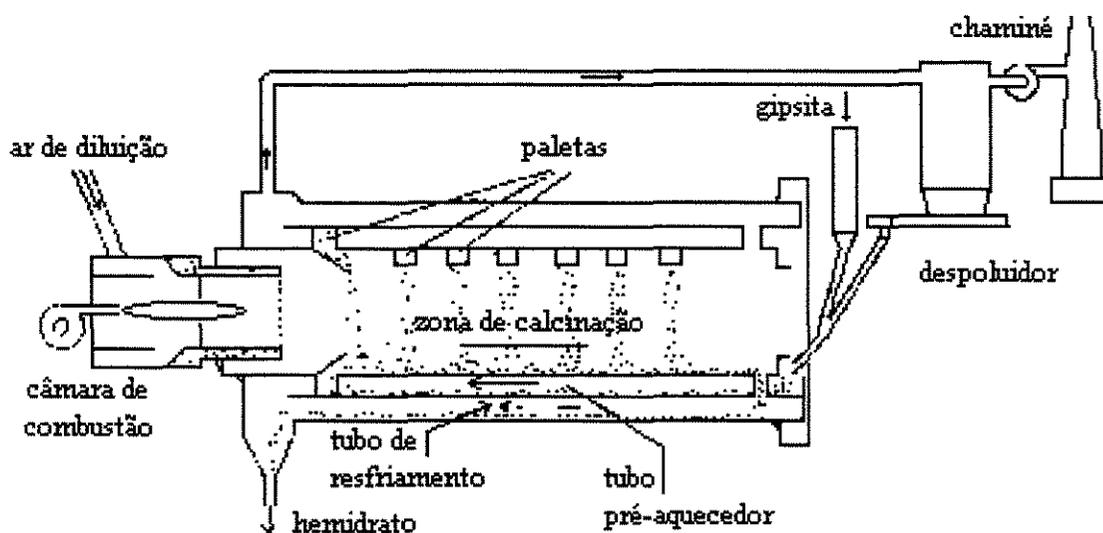


Figura 2.8 - Forno rotativo com trocador de calor concêntrico (MOISSET, 1997)

2.4.3 Desenvolvimento de modelos matemáticos

Um modelo de fluidização usando a teoria cinética de fluxo granular é empregado para resolver problemas de fluxo de partículas e transferência de calor. Este modelo foi empregado por YANG E FAROUK (1997), que também utilizaram um modelo bidimensional para prever a rotação do fluxo induzido das partículas sólidas. Um outro modelo utilizado foi o pseudo tridimensional para transferência de calor onde o gradiente de temperatura axial da mistura foi obtido a partir de um modelo de balanço de energia unidimensional.

A descrição do comportamento da dinâmica do fluxo granular desenvolvido por YANG E FAROUK (1997) envolve aspectos da mecânica dos fluidos, teoria da plasticidade, mecânica dos solos e reologia. Equações de movimento para fluxo granular foram derivadas da adoção da teoria cinética dos gases densos. Esta técnica envolve um tratamento estatístico – mecânico dos fenômenos de transporte além do tratamento cinemático comumente usado para derivar estas relações para fluidos. Partículas sólidas pré-aquecidas são alimentadas no calcinador por um dos extremos. O movimento axial do material alimentado é dirigido pela lenta rotação do calcinador com uma inclinação determinada. O material do leito é aquecido eletricamente ou a gás em um espaço anular ao redor do calcinador. O fluxo de nitrogênio e outros gases inertes em contracorrente retira qualquer gás desvolatilizado resultante do processo de aquecimento.

Iniciando com a equação de Boltzman para distribuição de velocidade de partículas, o modelo de YANG E FAROUK (1997) é a generalização da equação de Navier-Stokes, exceto que as viscosidades e estresses do sólido são

computadas simultaneamente resolvendo a equação de “energia flutuante”. A suposição primária feita durante o desenvolvimento do modelo de fluxo foi que as partículas no leito estão sem coesão, o que significa que elas possuem um coeficiente de restituição relativamente alto, e que as partículas são esféricas, rígidas e levemente elásticas, o que significa que propriedades do fluxo granular são isotrópicas, e a dissipação de energia devido à colisões inelásticas é permitida.

As equações governantes para o fluxo de gás granular ou intersticial, propostas por YANG E FAROUK (1997) são (para valores altos da fração volumétrica de sólidos, ε_s):

$$\frac{\partial(\rho_k \varepsilon_k)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_k \varepsilon_k V_k) = 0$$

$$\frac{\partial(\rho_s \varepsilon_s V_s)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_s \varepsilon_s V_s V_s) =$$

$$(\rho_s - \rho_g) \varepsilon_s g - \nabla P_s + \beta (V_s - V_g)$$

e

$$\frac{\partial(\rho_g \varepsilon_g V_g)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_g \varepsilon_g V_g V_g) = \rho_g g - \nabla p + \beta (V_s - V_g)$$

Onde o subscrito k (s ou g) indica as fases sólida e gasosa; V é a velocidade dos sólidos; ρ_s e ρ_g as massas específicas das fases sólida e gasosa, respectivamente; ε_s e ε_g são as frações volumétricas das fases sólida e gasosa.

P_s é o tensor de estresse das partículas totais que consiste de ambos os componentes estático e cinético (fluxo e colisão), e β é o coeficiente de arraste. A interação entre a fase sólida (partículas) e a fase gasosa é dada por β . A expressão para P_s é dada por COHEN (1972), onde o estresse é dependente

localmente da “temperatura granular” T , do coeficiente de restituição das partículas e da concentração volumétrica de sólidos. Note que a temperatura granular não é a mesma que a temperatura física das partículas ou da fase gasosa. Basicamente, a temperatura granular é uma estimativa da flutuação da partícula no fluxo granular. A temperatura granular é governada pela seguinte equação:

$$\frac{3}{2} \left[\frac{\partial(\rho_s \varepsilon_s T)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_s \varepsilon_s V_s T) \right] = P : \nabla V_s + \nabla \cdot q_{PT} - \gamma$$

Onde o termo q_{PT} é o fluxo de energia pseudo-térmica, enquanto γ é a dissipação da energia pseudo-térmica devido à colisão inelástica das partículas. A expressão detalhada para as quantidades físicas acima podem ser encontradas em DING e GIDASPOW (1990).

Vários outros trabalhos sobre transferência de calor em fornos rotativos foram publicados com aplicações em engenharia metalúrgica e produção de cimento. Destes, os trabalhos mais importantes foram desenvolvidos por JENKINS e MOLES (1981), GOROG e BRIMACOMBE e ADAMS (1983) e SILCOX e PERSHING (1990). Este último, desenvolveu o modelo mais realístico, constituindo-se no ponto de partida para um importante trabalho desenvolvido por TOMAZ (1998).

TOMAZ (1998) desenvolveu um modelo matemático para prever os perfis axiais de temperatura e concentração dentro do forno rotativo e do pós-combustor do incinerador associado, em estado estacionário e não estacionário. O modelo difere dos trabalhos anteriores principalmente porque considera a redução do volume do sólido devido à degradação térmica do resíduo, assim como, a combustão em fase gasosa dos compostos voláteis gerados. Além disso, a injeção de resíduo líquido no pós-combustor é permitida. O modelo é

unidimensional e considera as trocas radioativas entre as zonas imediatamente adjacentes. As correntes de fluxo de massa são divididas em jato ou chama, gás anular e sólido. O forno foi dividido axialmente em zonas de igual comprimento, onde cada uma das correntes foi considerada completamente misturada e caracterizada por uma única temperatura, única composição e única vazão mássica.

A combustão dos voláteis oriundos do sólido em fase gasosa é considerada instantânea. A taxa de queima do resíduo é controlada pela transferência de massa dos voláteis a partir do sólido, expressa como taxa de perda de massa do sólido. Dentro de cada zona, o jato ou chama é representado como um cilindro de diâmetro constante e especificado para cada zona. O jato é dividido em três regiões: a região do estabelecimento do jato, a chama e a região pós-chama. Na região de estabelecimento do jato não ocorre combustão ou entrada de gás a partir da região anular. Na região pós-chama não há combustível auxiliar para combustão, mas pode haver a queima de voláteis oriundos do leito de sólido. Na chama, há entrada de gás proveniente da região anular, cuja taxa é especificada para cada zona.

As conclusões relativas ao trabalho de TOMAZ (1998) podem ser subdivididas em dois grupos: um sob uma visão mais geral, contextualizada na prática da incineração, e outro, sob a visão das efetivas contribuições do trabalho ao conhecimento científico envolvido no processo de incineração com fornos rotativos dotados de pós-combustor. Em ambas as abordagens, o trabalho trouxe contribuições importantes e criou perspectivas e orientações para novos estudos.

Além das dificuldades práticas de modelagem dos fenômenos de transferência de calor em fornos rotativos, a utilização de métodos analíticos adequados à análise desses fenômenos estão ligados ao processo de condução

inversa de calor. Problemas de condução inversa de calor são freqüentemente encontrados em muitas situações onde as medidas diretas das condições de contorno ou determinação de propriedades termofísicas de corpos sólidos são de difícil realização. Devido então à importância de sua aplicação para resolução da maioria dos modelos propostos, a analogia utilizada pela análise de Fourier tem feito parte de considerável número de trabalhos na literatura (BECK, BLACKWELL e St-CLAIR Jr., 1985; JARNY, OZISIK e BARDON, 1991; DINH, 1998). Com base nesses trabalhos, o mecanismo de convergência e regularização de um algoritmo de gradiente conjugado aplicado a problemas de condução de calor inversa, foram estudados dentro do contexto da análise de Fourier por PRUD'HOMME e HUNG NGUYEN (1999). Para um corpo cúbico, sujeito a um fluxo de calor desconhecido e variável no tempo, em relação a um de seus lados, e a condições limites desconhecidas em lados remanescentes, foram propostas soluções analíticas derivadas para componentes de Fourier do fluxo desconhecido em um dado intervalo de tempo. A taxa de convergência do algoritmo mostrou-se essencialmente dependente em uma freqüência de tempo dos dados. Soluções numéricas também foram apresentadas para descrever em detalhes o processo de convergência e o poder de regularização da solução do método do gradiente conjugado, quando o fluxo de calor desconhecido continha muitas freqüências de componentes e os dados medidos tinham ruídos. Foi determinado que um fluxo de calor desconhecido pode ser recuperado satisfatoriamente usando um único sensor mesmo quando o campo de temperatura torna-se bidimensional, e que o sensor deverá ser colocado de forma simétrica para melhores resultados.

2.4.4 Patentes Industriais

A desidratação térmica ou calcinação da gipsita, como é comumente denominada, pode ser realizada com auxílio de contato direto ou indireto com os gases quentes e o regime de processamento pode ser do tipo batelada ou contínuo. Os fornos de calcinação utilizados para produção em batelada

assemelham-se a grandes panelas abertas, onde a carga de gipsita é depositada, iniciando-se posteriormente o aquecimento. Esses fornos receberam a denominação de marmitas. A homogeneização da massa para facilitar a troca de calor entre os sólidos e as paredes do recipiente, em processos de aquecimento indireto, é realizada com auxílio de agitadores mecânicos ou, em algumas regiões tecnologicamente pouco desenvolvidas, de forma manual. As dificuldades com o controle de temperatura, com a uniformidade e conseqüente qualidade do produto final e o gasto excessivo com combustível são responsáveis pelos diferentes pedidos de patente de otimização desse tipo de forno. Entre os primeiros pedidos encontra-se os de sistemas de controle do grau de desidratação da gipsita, através da monitoração da viscosidade da massa de sólidos (LAMBERT FRERES & CIE, 1963; COOPER, 1970).

A adaptação dos fornos tipo marmita para permitirem fluxos contínuos de entrada e saída de materiais deu origem às marmitas contínuas ou caldeiras. Em alguns desses casos o aquecimento pode ser por contato direto com os gases quentes, dando origem a leitos fluidizados nos quais os sólidos são mantidos em suspensão por um fluxo contínuo e ascendente de gases (LAMBERT FRERES & CIE., 1963; RHONE - POULENC INDUSTRIES, 1977).

Fornos rotativos, originalmente utilizados para fabricação de cimento Portland, são também utilizados para produção de gesso beta. Possuem formato de um cilindro disposto horizontalmente e com movimento em torno de um eixo axial. Gases e sólidos escoam em seu interior, paralelamente ao seu comprimento axial e de forma concorrente ou em contracorrente. Problemas com perda de energia atribuídos à falta de uma boa troca térmica entre as fases em escoamento, geraram pedidos de patentes para a inclusão de cilindros tipo camisas o que permite a recirculação dos gases (LAMBERT FRERES ET CIE, 1967) e de serpentinas internas para o mesmo fim (CHARLES EDWARD COMPTON, 1961).

Um caso especial de pedido de modificação para fornos rotativos contínuos foi o de substituir o fluxo de gases quentes por um fluxo de esferas metálicas aquecidas para aumentar a eficiência da troca de calor no sistema (OLOF ERIK AUGUST ASPERGREN, 1960). Esse tipo de modificação trouxe, contudo, problemas devido ao manuseio adicional de materiais de alta densidade.

Transportadores do tipo parafuso sem-fim, encamisados ou tendo como eixo central um tubo, também tiveram suas patentes requeridas como formas econômicas de produção de gesso beta (INSTITUT FUR ZEMENT, 1971; THE BRITISH PLASTER BOARD LIMITED - US, 1966). Os sólidos são transportados pelo parafuso sem fim ao mesmo tempo que trocam calor ao longo do comprimento axial do desidratador, disposto horizontalmente. Ambas as formas de troca de calor puderam ser utilizadas numa única estrutura e o comprimento do desidratador era função de sua velocidade de rotação.

O transporte pneumático de gipsita com gases quentes foi outra forma de troca de calor para produzir a desidratação da mesma. Nesses sistemas, o arraste das partículas sólidas pelo fluxo ascendente de gases (AIR INDUSTRIE AND SOCIÉTÉ CHIMIQUE DES CHARBONNAGES, 1973; RHEINSTAHL AKTIENGESELLSCHAFT, 1976; DAVID, 1984), provoca um fluxo concorrente das fases. A principal dificuldade para esses tipos de fornos é a de ter, obrigatoriamente, sistemas automáticos eficientes de controle para o grau de desidratação dos sólidos em escoamento (RHEINSTAHL AKTIENGESELLSCHAFT, 1972; LEWIS, 1985), elevando os custos da instalação e requerendo mão de obra especializada de alto nível.

2.4.5 Avaliação comparativa entre os fornos de calcinação

O primeiro forno rotativo a operar na Região do Araripe foi o da São Miguel, fabricante do gesso Gipso, utilizando óleo combustível como combustível. Com o passar do tempo outras empresas começaram a utilizar fornos rotativos acoplados a gaseificadores de lenha e carvão. Atualmente, existem vários fornos rotativos em operação na região. Estes fornos operam de forma bastante semelhantes produzindo cerca de 3 a 4 toneladas de gesso por hora. O roteiro das operações em fábricas que utilizam fornos rotativos segue os seguintes passos:

- **Britagem** - O minério que chega da mina é triturado em britadores de mandíbula.
- **Calcinação ou Desidratação** - Conduzida com cerca de 10 a 20 m de comprimento e 1,4 a 1,8 m de diâmetro.
- **Moagem** - Geralmente realizada em moinhos de martelos ou pulverizadores.
- **Embalagem** - Normalmente realizada em saco de papel (3 folhas) com capacidade para 40 kg, em ensacadeiras semi-automáticas.

As características dos fornos tipo rotativo tubular, quando utilizando óleo combustível para produzir gesso, estão apresentadas na Tabela 2.2:

Tabela 2.2 - Características do forno tipo rotativo com aquecimento direto para a produção de gesso.

Combustível	Óleo Combustível
Consumo de óleo (kg/Ton)	35
Poder calorífico (kcal/kg)	9.495
Consumo de Calor por Tonelada de Gesso (kcal/Ton)	332.320
Consumo teórico de energia por tonelada de gesso (kcal/Ton)	154.000
Eficiência térmica (%)	45.0

* Óleo Combustível - Densidade = 0,974 kg/L

Enxofre = 1%

Esse tipo de forno, normalmente, quando trabalhando com minério moído fino, necessita de mecanismos para retenção de poeira com labirintos, ciclones ou filtros de manga.

O forno tipo rotativo, quando comparado com os outros calcinadores de produção de gesso, também de grande aceitação na região, apresenta como principais vantagens:

- Produção contínua - Facilita a obtenção de um gesso com características uniformes;
- Maior rendimento térmico - Por utilizar o aquecimento direto (contato dos gases quentes com o minério);
- Fornalha independente - Permite a realização de manutenções necessárias com pequenas paradas;
- Facilidade de automação - Por ser um processo contínuo, pode ser automatizado com os conseqüentes ganhos de qualidade e diminuição de custos.

Um resumo das características mais importantes dos diversos tipos de fornos, muitos deles em operação no Araripe, está apresentado na Tabela 2.3, com objetivo de permitir aos técnicos e administradores de empresas de calcinação optar pelo tipo de equipamento adequado. Vale salientar que o tamanho das empresas não representa muito e que o fator realmente significativo é a sua competitividade.

Tabela 2.3 - Informações gerais sobre os fornos de gesso em operação no Pólo Gesseiro do Araripe.

Tipo de Forno	Rotativo	Marmita	Panela
Tipo de Gesso Produzido	fundição	fundição e revestimento	fundição e revestimento
Facilidade de Controle do Tempo de Pega	não	sim	sim
Tendência a Formar Supercalcinado ou Cru	Sim	não	não
Poluente do Ambiente Interno	pouco	pouco	muito
Combustível Utilizado	BPF	lenha ou BPF	lenha
Consumo Combustível (kcal/Ton gesso)	400.000	840.000	1.600.000
Investimento	grande	médio	pequeno
Capacidade Produtiva (Ton/h)	2,5 - 3,5	0,6 - 0,8	0,1 - 0,2
Manutenção	média	média	grande
Durabilidade (Anos)	*ND	*ND	0,5 - 0,6

ND – não determinada

Com relação às características de cada forno apresentadas na Tabela 2.3 podem-se tecer os seguintes comentários:

- As dificuldades para controlar o tempo de pega dos gessos produzidos em fornos rotativos se devem, principalmente, à distribuição granulométrica do material (minério) utilizado na alimentação;

- A tendência a formar gesso supercalcinado no forno rotativo é diretamente relacionado ao gradiente térmico que afeta o minério;

- O consumo de combustível de cada forno está associado a seus projetos construtivos, e

- A grande manutenção necessária aos fornos tipo panela é devido à baixa qualidade e a inadequação dos materiais utilizados na sua fabricação o que o torna um equipamento de baixo custo, mas pouco durável.

2.5 Conclusões

O que se observa, através de uma análise cuidadosa sobre fundamentos do processo de obtenção de semi-hidrato, ou gesso beta, a partir da desidratação térmica do minério de gipsita e de patentes para fornos industriais ligados ao referido processo, é que:

- Alguns tipos de equipamentos de contato indireto vêm sendo transformados em fornos de contato direto. No caso específico das marmitas, obtêm-se diretamente reatores de leito fluidizado. Esse fato denota uma grande preocupação dos projetistas da área em melhorar, consideravelmente, a forma de contato entre as fases, como maneira de reduzir perdas de energia.
- Os fornos originariamente de contato direto estão sendo melhorados, através do desenvolvimento de técnicas, em busca de uma conversão maior, contudo, a busca por melhores condições de trabalho nos países em desenvolvimento também envolve uma

revisão nos processos praticados para a obtenção de um tipo de forno mais adequado, o qual apresente maiores facilidades relativas de operação, manutenção e economia de energia.

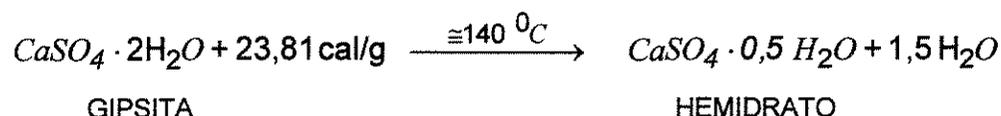
A utilização de calcinadores a leito fluidizado apresenta um bom número de vantagens sobre outros tipos de fornos convencionalmente utilizados. Um leito fluidizado proporciona homogeneidade de temperatura, uniformidade de difusão e desorção do gás sobre as superfícies dos sólidos, além de permitir uma maior aproximação entre as condições operacionais praticadas em todas as escalas de testes. Entretanto, a prática de calcinação em fornos rotativos já é uma tecnologia bastante praticada nos diferentes pólos gesseiros de todo o mundo. A complexidade e o total desconhecimento sobre a operação dos fornos de leito fluidizado elegeram os estudos de melhorias dos fornos rotativos contínuos como metas prioritárias a curto e médio prazos para o Pólo Gesseiro do Araripe. Torna-se portanto necessária a elaboração de trabalhos que auxiliem na validação de modelagens adequadas para fenômenos associados ao funcionamento desses fornos rotativos contínuos; evitando-se um empirismo predominante na maioria das regiões gesseiras localizadas nos países do terceiro mundo.

Entre as etapas preliminares do trabalho de concepção de fornos rotativos mais eficientes encontra-se a confecção de um banco de dados com importantes parâmetros do processo, o qual deverá garantir testes de avaliação do desempenho para os modelos de simulação propostos pela literatura. Entre os parâmetros importantes mencionados, encontra-se o fluxo de calor da parede para o leito de sólidos. Este parâmetro, tem sido pouco abordado em relação a sua determinação experimental, mas figura entre as expressões de modelos de simulação propostos. Sua determinação necessita de um cuidadoso estudo de fenômenos de interações entre parede e leito de sólidos, mais precisamente a forma como o calor cedido pelo gás, utilizado como fonte de aquecimento, tem parte de sua intensidade retornando ao leito – efeito de parede.

2.6 Desenvolvimento de Modelo Matemático para um Forno Rotativo para Calcinação da Gipsita

Os fornos calcinadores rotativos são bastante solicitados na produção de gesso beta. Em um calcinador rotativo, concorrente, os sólidos particulados passam através de um cilindro rotativo, submetidos ao contato de gases quentes, inicialmente secos, produzidos pela queima de combustível em maçarico apropriado. É comum operar-se de modo que a temperatura dos gases produzidos pela combustão seja controlado através da vazão de combustível. Em alguns casos, a vazão e a umidade do ar de entrada também são controlados.

A desidratação do minério de gipsita para obtenção de semi-hidrato ou gesso beta ocorre segundo a seguinte estequiometria:



A gipsita na forma de particulado passa através do interior de um cilindro disposto horizontalmente, girando em torno de um eixo relativo à sua maior dimensão (comprimento), entrando em contato com um gás quente, fenômeno que pode ocorrer em regime de escoamento das fases concorrentes ou em contracorrente. Esses tipos de fornos podem envolver a troca direta de calor dos sólidos com gases produzidos por reações de combustão.

É prática comum que a temperatura dos gases que passam através de fornos de desidratação seja controlada por meio da vazão de combustível, sendo a umidade dos gases de saída controlada por meio da vazão do ar de entrada. Um fluxograma típico deste tipo de processo pode ser visualizado pela Figura 2.9. A Figura 2.9 apresenta a fotografia de um forno rotativo típico da região do Araripe.

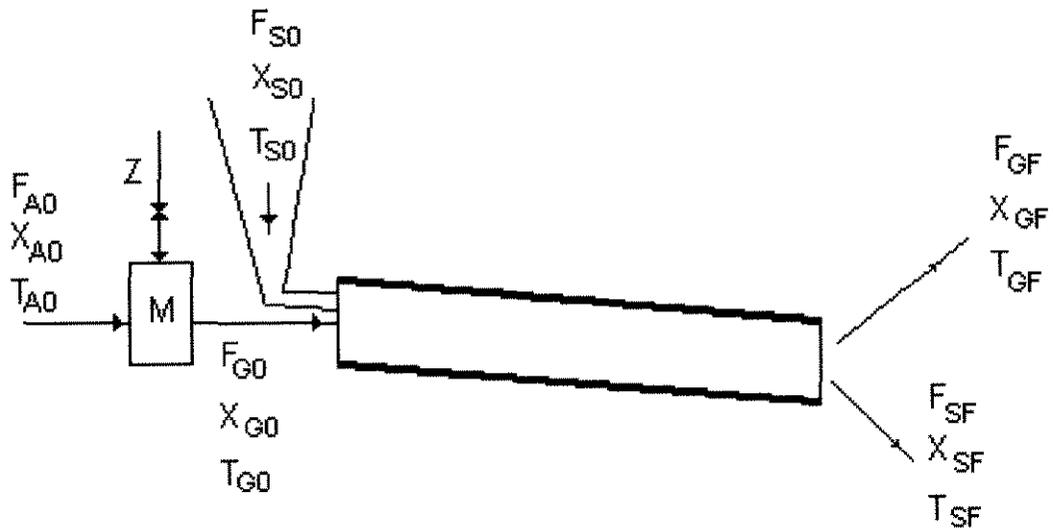


Figura 2.9 – Esquema do fluxo de massa no processo de desidratação da gipsita em forno rotativo concorrente.

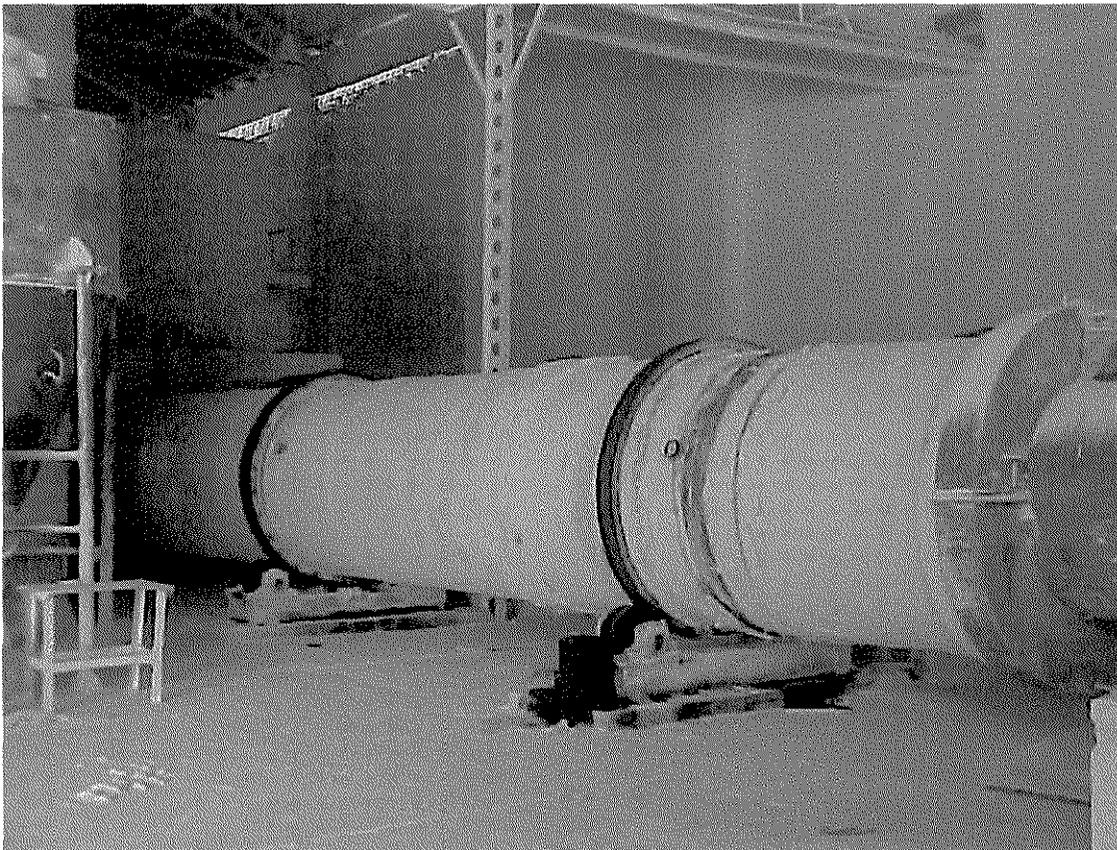


Figura 2.10 - Fotografia de um forno rotativo de produção de gesso beta no Pólo Gesseiro do Araripe.

2.6.1 Controle das Condições Operacionais do Forno

A função dos fornos num processo é fornecer calor através da queima de combustíveis: São usados para aquecer fluidos a altas temperaturas ou, como no caso em questão, fornecer calor para reações endotérmicas. No primeiro caso são denominados simplesmente de fornos e no segundo caso de fornos reatores.

Os itens a serem acompanhados em um forno, para controle das condições operacionais são, geralmente:

- i) **Manutenção preventiva dos queimadores e refratários.** Uma boa queima depende das condições de manutenção do maçarico. Um maçarico entupido ou danificado pode causar incêndio com possibilidades de riscos para os operadores. Os refratários devem ser inspecionados nas paradas para evitar perdas em função de um isolamento térmico deficiente.
- ii) **Qualidade do óleo.** Os queimadores são projetados para operar bem, dentro de determinada faixa de viscosidade do óleo. Quando o óleo é mais viscoso que o valor previsto em projeto o maçarico não consegue atomizá-lo, originando uma queima incompleta, podendo provocar incêndio. Por outro lado, sendo o óleo menos viscoso, há probabilidade do referido fluido “escorrer” e também provocar incêndio.
- iii) **Excesso de ar.** Os combustíveis usados, geralmente, são compostos de átomos de carbono e hidrogênio que, reagindo com o oxigênio, produzem dióxido de carbono e água. Para que a reação se complete é necessário a presença de um excesso de oxigênio. Contudo, um excesso de oxigênio acima do necessário indica problemas de controle

nas condições operacionais do forno. O excesso de oxigênio abaixo do necessário, indica falta de controle e ocorrência de combustão incompleta.

- iv) Eficiência do forno. Este parâmetro indica a fração do calor total cedido pelo combustível que é aproveitado no processo. Seu valor pode ser estimado em função do calor aproveitado ou em função do calor perdido para o meio ambiente.

Para estimar a eficiência do forno com base no calor absorvido utiliza-se a relação:

$$\eta = \frac{Q_{\text{absorvido}}}{Q_{\text{total}}} \cdot 100 = \frac{(Q_{a_radiação} + Q_{a_convecção})}{Q_{\text{total}}} \cdot 100 \% \quad (2.6.1)$$

Partindo-se de que o calor perdido é igual ao valor do calor total menos o calor absorvido, pode-se ter a eficiência em função do calor perdido como:

$$\eta = 1 - \frac{Q_{\text{perdido}}}{Q_{\text{total}}} \cdot 100 \% \quad (2.6.2)$$

Para cálculos rotineiros, com um erro máximo de 5 % (LEWIS, 1985), só são consideradas as perdas com os gases de combustão e as perdas por radiação, as demais perdas podem ser desprezadas. Desta forma,

$$\eta = \left(1 - \frac{\text{Perdas no gás} + \text{perdas por radiação}}{Q_{\text{total}}} \right) \cdot 100 \% \quad (2.6.3)$$

Dividindo-se e multiplicando-se a Equação 2.6.3 pela vazão de óleo,

$$\eta = \left(1 - \frac{\frac{\text{Perdas no gás}}{\text{vazão de óleo}} + \frac{\text{perdas por radiação}}{\text{vazão de óleo}}}{\frac{Q_{total}}{\text{vazão de óleo}}} \right) \cdot 100 \% \quad (2.6.4)$$

Sabe-se que o poder calorífico do combustível, PCI, que é o calor liberado na combustão completa de uma unidade de massa de combustível menos o calor utilizado pela água formada na reação de combustão para vaporizar, é igual à razão calor total/vazão de óleo. O termo perdas por radiação/vazão de óleo é função da temperatura da fornalha, da temperatura ambiente e da espessura do isolamento. Neste caso pode então ser considerado como uma percentagem do PCI.

O termo perda nos gases/vazão de óleo pode ser estimado de:

$$\frac{\text{perdas nos gases}}{\text{vazão de óleo}} = \frac{\text{vazão de gases} \cdot C_{p_g} (T_g - T_r)}{\text{vazão de óleo}} \quad (2.6.5)$$

onde, T_r , é a temperatura de referência, ou temperatura ambiente. Ainda de que,

$$\frac{\text{vazão de gases} \cdot C_{p_g}}{\text{vazão de óleo}} = \frac{1178 - 18,35 \cdot b - 21 \cdot c}{106,3 + 6,94 \cdot b - 5,06 \cdot c} \quad (2.6.6)$$

Chegando-se finalmente a:

$$\eta = \left(1 - \% \cdot PCI \cdot \frac{(1178 - 18,35 \cdot b - 21 \cdot c)(T_g - T_r)}{106,3 - 6,94 \cdot b - 5,06 \cdot c} \right) \cdot 100 \% \quad (2.6.7)$$

onde PCI está em Btu/lb e T_g e T_r em °F. Desta forma pode-se calcular a eficiência do forno independente da massa de combustível.

2.7 Modelagem do Efeito de Parede

Durante o percurso de sua entrada até a saída do forno rotativo, as partículas de gipsita, ou gesso, dependendo do grau de hidratação em que o sólido encontra-se, entra em contato com as paredes do forno. Pelo contato com os gases quentes utilizados como meio de desidratação no processo, as paredes do forno armazenam calor e, durante seu contato com os sólidos, cedem parte dessa energia armazenada. É este mecanismo de troca que se denomina de efeito de parede. A parede passa a cada rotação pela mesma situação durante um certo intervalo de tempo, permanece sob parte da carga de sólidos, favorecendo a ocorrência de uma variação periódica de temperatura. Desta variação periódica e da perda através da parede pode-se estimar uma importante quantidade de energia dentro do balanço global de energia cedida para os sólidos.

Como a seção transversal do forno é circular, o tratamento matemático dado à avaliação da variação periódica de temperatura ao longo de um forno rotativo sugere a utilização de coordenadas cilíndricas, ou seja, a temperatura como função do raio e do tempo. Entretanto, o mecanismo da variação de temperatura ao longo do comprimento axial do forno rotativo será tratado, neste trabalho, em coordenadas cartesianas, como função da distância axial da superfície interna do forno e do tempo t , devido ao grande raio de curvatura da parede, sob a ação da variação de temperatura.

Deve-se em princípio admitir que a parede compõe-se de uma superfície sólida semi-infinita. A partir de um plano a $z = 0$, estabelece-se uma variação periódica de temperatura. Este fenômeno é identificado como um problema de condução de calor em regime transiente, e uma equação de derivadas parciais

pode ser utilizada para reger essa lei de variações de temperatura em questão, ou seja,

$$\alpha \frac{\partial^2 \theta}{\partial z^2} = \frac{\partial \theta}{\partial t} \quad (2.7.1)$$

onde:

α é a difusividade térmica do material que constitui a parede em m^2 / s , dada por

$$\alpha = \frac{\lambda}{\rho \cdot c_p} \quad (2.7.2)$$

com:

ρ = massa específica do material da parede, kg / m^3

c_p = calor específico do material que constitui a parede, $kJ / (kg \cdot K)$

λ = coeficiente de condutividade térmica do material que constitui a parede, $kJ / (s \cdot m \cdot K)$.

Partindo-se do princípio que a variação de temperatura ocorre em torno de um valor médio, o qual pode ser estabelecido como zero, segundo uma lei senoidal de período T, a temperatura dentro do plano $z = 0$, designada por $\theta|_{z=0}$, pode ser expressa por:

$$\theta(z = 0) = A \text{ sen}(wt) \quad (2.7.3)$$

onde $w = \frac{2\pi}{T}$.

Dentro do sólido obtém-se uma temperatura $\theta(z > 0)$, função de z e t . É evidente que se espera para valores muito grandes de z , que a perturbação não se faça sentir. Por conseguinte, $\theta(z > 0)$ tende a zero, qualquer que seja t quando z cresce indefinidamente.

Nesse tipo de situação que esta sendo abordada, o meio que trocará calor por condução pode ser considerado como tendo espessura suficiente, de forma que o perfil de temperatura é especificado apenas por uma das condições de contorno. Em tais casos, a espessura é considerada como semi-infinita. Por outro lado, a perturbação periódica na superfície deve ser transmitida para o interior das paredes do forno quando é estabelecido um regime permanente na operação do equipamento, mas com amplitude decrescente quando se afasta dessa superfície. Então, a Equação 3.19 sugere como solução uma expressão da forma

$$\theta = Ae^{-\xi z} \text{sen}(\omega t - \zeta) \quad (2.7.4)$$

com ξ sendo uma constante e ζ uma função de z , a qual se anula para $z = 0$. Essa solução satisfaz amplamente com a adoção de uma quantidade ζ proporcional a z e uma escolha conveniente de ξ . Desta forma,

$$\theta = Ae^{-\xi z} \text{sen}(\omega t - \xi z) \quad (2.7.5)$$

onde a constante ξ tem o seguinte valor:

$$\xi = \sqrt{\frac{w}{2\alpha}} \quad (2.7.6)$$

Fazendo-se $\sigma = \frac{1}{\xi}$, a Equação 2.7.4 pode ser rescrita como:

$$\theta(z) = Ae^{-\frac{z}{\sigma}} \operatorname{sen}\left(\omega t - \frac{z}{\sigma}\right) \quad (2.7.7)$$

$$\text{com } \sigma = \sqrt{\frac{2\alpha}{w}} = \sqrt{\frac{\alpha T}{\pi}} = 0,564\sqrt{\alpha T}.$$

A cada profundidade, existe uma perturbação senoidal, cuja amplitude decresce com o aumento da profundidade e na qual a fase varia de forma diferente da variação na superfície da parede. Isto é, a amplitude máxima não ocorre no mesmo tempo que na superfície livre.

A uma profundidade $z = \pi\sigma$, a fase está em sentido oposto com a fase na superfície. O máximo ocorre no instante de ocorrência de um mínimo na superfície livre, mas, a esta profundidade a amplitude é muito reduzida uma vez que ela é multiplicada por um fator $e^{-\pi} = 0,04$. Na profundidade $z = 2\pi\sigma$ existe uma concordância de fases, mas com uma amplitude praticamente nula.

Suponha-se que a temperatura média no interior da parede de refratário seja uniforme e esta temperatura varie em torno desse zero. Deste modo, a temperatura na parede diminui de forma constante no sentido da superfície interna do forno para o exterior do forno, segundo um gradiente proporcional ao fluxo de perda de calor para o ambiente.

Considerando o coeficiente de condutividade térmica constante dentro da camada de refratário compreendida pela parede, pode-se então admitir que o efeito de variação periódica de temperatura e de perda constante dessa mesma temperatura sejam independentes: o efeito resultante é a soma destes dois efeitos. Desta forma, pode-se expressar a temperatura em um ponto no interior da parede como:

$$\theta = \theta(z) + Bz + C = Ae^{-\frac{z}{\sigma}} \operatorname{sen}\left(\omega t - \frac{z}{\sigma}\right) + Bz + C \quad (2.7.8)$$

Esta expressão deve satisfazer à Equação 2.7.1, às condições de contorno para $z = 0$ e $z = 12$ cm, para uma escolha conveniente de B e C.

Suponha-se que λ seja o coeficiente de condutividade térmica da parede na temperatura média da superfície livre. O calor recebido por um elemento de área, dS , em função do tempo é:

$$d^2Q = -\lambda \left(\frac{\partial \theta}{\partial z} \right)_{x=0} dS \cdot dt \quad (2.7.9)$$

Ou, conforme a Equação 3.26:

$$d^2Q = \left[-\lambda \left(\frac{\partial \theta}{\partial z} \right)_{x=0} dt - \lambda B dt \right] \cdot dS \quad (2.7.10)$$

Que, para um período de T segundos,

$$dQ = \left[-\lambda \int_a^{T+a} \left(\frac{\partial \theta}{\partial z} \right)_{x=0} dt \right] \cdot dS - \lambda BT \cdot dS \quad (2.7.11)$$

E, de acordo com as suposições feitas de variações em torno de um zero de temperatura média,

$$\int_a^{T+a} \left(\frac{\partial \theta}{\partial z} \right)_{x=0} dt = 0 \quad (2.7.12)$$

Deste modo, a perda é o calor total que entra na parede ao curso de um período T, dado por:

$$dQ = -\lambda B T \cdot dS \quad (2.7.13)$$

O período de tempo T decompõe-se em duas frações iguais, tais que:

$$\lambda \int_a^{T+a} \left(\frac{\partial \theta}{\partial z} \right)_{x=0} dt = -\lambda \int_{\frac{T}{2}+a}^{T+\frac{T}{2}+a} \left(\frac{\partial \theta}{\partial z} \right)_{x=0} dt = q \quad (2.7.14)$$

Onde q é a quantidade de calor armazenada pela parede durante o percurso em contato com os gases quentes. Assim:

- do tempo a ao tempo $a + \frac{T}{2}$, o calor que entra na parede é:

$$dQ_1 = \left[-q - \lambda B \frac{T}{2} \right] \cdot dS \quad (2.7.15)$$

- do tempo $a + \frac{T}{2}$ ao tempo $a + T$ o calor que entra na parede é:

$$dQ_2 = \left[q - \lambda B \frac{T}{2} \right] \cdot dS \quad (2.7.16)$$

de onde deduz-se que o calor que atravessa a parede para o exterior é dado por:

$$dQ = dQ_1 + dQ_2 = -\lambda BT \cdot ds \quad (2.7.17)$$

Quanto a q , calor armazenado pela parede quando esta entra em contato com os gases quentes, durante o percurso em que a parede está em contato com a matéria sólida, parte é cedido à matéria sólida e parte é perdido para o ambiente.

2.8 Perfis de Temperaturas das Fases em Escoamento

No esquema de um calcinador rotativo as partículas sólidas são alimentadas nos extremos. O movimento axial do material alimentado é dirigido pela rotação e inclinação do calcinador. O material do leito é aquecido com auxílio de um gás em contato direto com os sólidos.

Um modelo de fluidização usando a teoria cinética do fluxo granular pode ser utilizado para formular este complexo problema de transferência de fluxo de calor entre as duas fases. Iniciando com a equação de Boltzman para distribuição de velocidade de partículas, o modelo é a generalização da equação de Navier-Stokes, exceto que as viscosidades e estresses do sólido são computadas simultaneamente resolvendo a equação de "energia flutuante". A suposição preliminar feita durante o desenvolvimento do modelo de fluxo, é que as partículas no leito estão sem coesão, o que significa que elas possuem um coeficiente de restituição relativamente alto, e que as partículas são esféricas, rígidas e levemente elásticas, o que significa que propriedades do fluxo granular são isotrópicas, e a dissipação de energia devido às colisões inelásticas é permitida.

As temperaturas dos fluxos de gás e sólido ao longo do comprimento axial do calcinador são estimadas pelas expressões:

$$\dot{m}_g C_g \frac{dT_g}{dz} = h_{gs}(T_s - T_g) + h_{wg} A_{wg}(T_w - T_g) \quad (2.8.1)$$

e

$$\dot{m}_s C_s \frac{dT_s}{dz} = h_{gs}(T_g - T_s) + h_{ws} A_{ws}(T_w - T_s) + h_r A_{ws}(T_w - T_s) \quad (2.8.2)$$

onde:

A_{gs} = área de contato gás-sólido, m^2

Para o modelo de simulação apresentado, são as seguintes as expressões para estimativas dos coeficientes de transferência de calor:

$$h_{wg} = 0,036 \frac{k_g}{D_s} Re^{0,8} Pr^{0,33} \left(\frac{D_c}{L} \right)^{0,055} \quad (2.8.3)$$

$$Re = \frac{v \cdot D_e \cdot \rho}{\mu} \quad (2.8.4)$$

$$Pr = \frac{C_{pg} \mu}{k_g} \quad (2.8.5)$$

$$h_{gs} = 0,4 \cdot G_g^{0,62} \quad (2.8.6)$$

onde:

$$G_g = \frac{3600 \cdot \dot{m}_g}{A_g} \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{h}} \right] \quad (2.8.7)$$

$$h_r = \xi \sigma^* (T_w - T_{sur}) (T_s^2 + T_{sur}^2) \quad (2.8.8)$$

onde T_{sur} é a temperatura da superfície exposta do leito, °C.

e

$$h_{ws} = \frac{q_{ws}}{(T_w - T_s) A_{ws}} \quad (2.8.9)$$

2.9 Determinações das Propriedades Termofísicas

A perda é um fluxo constante que atravessa a parede para o exterior do forno. Neste trabalho, considera-se o forno constituído de um cilindro de aço revestido internamente por uma camada uniforme de tijolos refratários (sílica-alumina). A Figura 2.11 ilustra uma seção reta transversal do forno. Considere θ_i a temperatura na superfície interna do forno e θ_e a temperatura externa do refratário, em contato com a parede metálica do forno. Por questão de simetria, as superfícies interna e externa são isotérmicas. São igualmente isotérmicas as

superfícies dos cilindros r_i e r_e . Desta forma, as linhas de fluxos térmicos são dispostas radialmente.

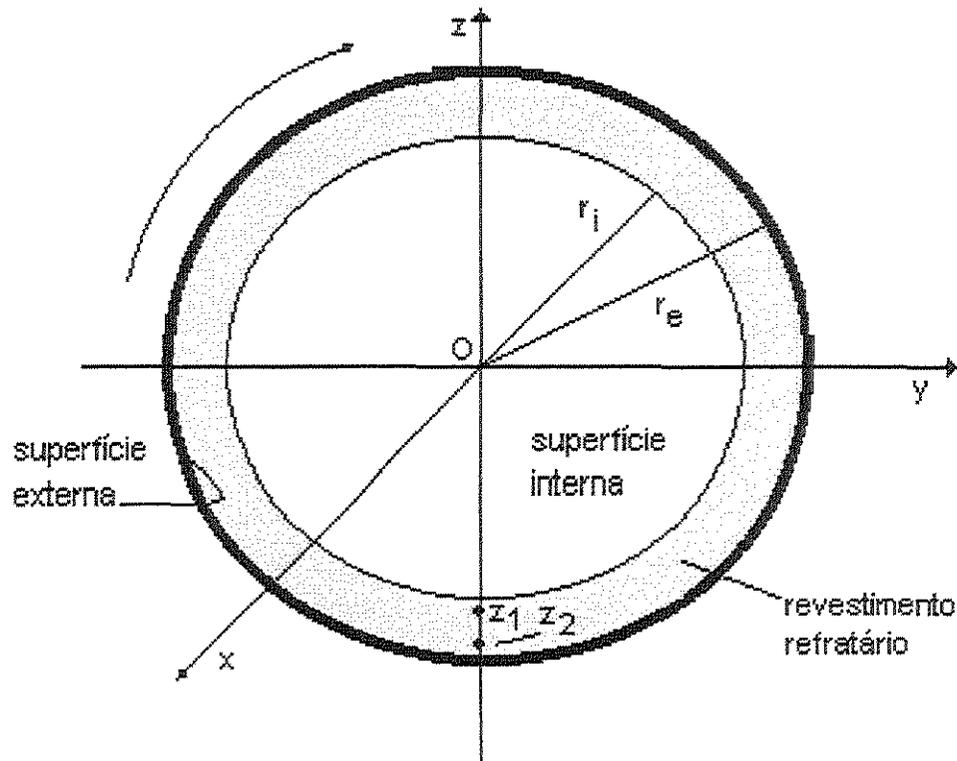


Figura 2.11 – Corte da seção transversal de um forno rotativo revestido com uma camada interna de tijolos refratários.

Ao partir dos valores de temperatura θ_1 e θ_2 , distantes z_1 e z_2 da superfície interna dentro da parede refratária, pode-se determinar a densidade de fluxo térmico que atravessa o cilindro de raio $r_i + \frac{z_1 + z_2}{2}$, e que é dada pela expressão:

$$q'' = \lambda \frac{\theta_1 - \theta_2}{z_1 - z_2} \quad (2.9.1)$$

Supondo-se que se deseja estimar o coeficiente de condutividade térmica, λ , do material com o qual a parede é confeccionada, empregado no cálculo do fluxo térmico pode-se utilizar as equações a seguir. As amplitudes das senoidais obtidas com as variações de temperatura nos pontos z_1 e z_2 , correspondentes a α , β e a amplitude medida na superfície podem ser correlacionadas como:

$$\beta_1 = A e^{-\frac{z_1}{\sigma}} \quad (2.9.2)$$

e

$$\beta_2 = A e^{-\frac{z_2}{\sigma}} \quad (2.9.3)$$

ou,

$$e^{\frac{z_2 - z_1}{\sigma}} = \frac{\beta_1}{\beta_2} \quad (2.9.4)$$

e

$$\sigma = \frac{z_2 - z_1}{\ln(\beta_1) - \ln(\beta_2)} \quad (2.9.5)$$

Obtêm-se então a difusividade:

$$\alpha = \frac{\pi \sigma^2}{T} = \frac{\pi \left(\frac{z_2 - z_1}{\ln(\beta_1) - \ln(\beta_2)} \right)^2}{T} \quad (2.9.6)$$

e finalmente a condutividade térmica:

$$\lambda = \rho \cdot c_p \cdot \left[\frac{\pi \left(\frac{z_2 - z_1}{\ln(\beta_1) - \ln(\beta_2)} \right)^2}{T} \right] \quad (2.9.7)$$

A forma proposta para as determinações da densidade de fluxo térmico e condutividade térmica não exige nenhum conhecimento prévio dos valores destes parâmetros, dentro da faixa de temperatura de trabalho. Entretanto, necessita-se de valores precisos das distâncias dos pontos z_1 e z_2 até a superfície.

2.10 Fluxos de Materiais Através do Forno

2.10.1 Fluxo de gases da combustão

Com base na composição do combustível utilizado no processo e determinando-se o excesso de ar pode-se estimar a composição dos gases através do forno calcinador, a qual pode ser comprovada posteriormente com a realização da análise desses mesmos gases utilizando-se um aparelho de Orsat. Partindo-se então da informação da análise de laboratório de que o combustível utilizado, óleo combustível, é praticamente isento de enxofre e nitrogênio, faz-se a estimativa da composição dos gases de combustão baseados na quantidade de carbono e hidrogênio presentes.

Com um controle rígido das condições operacionais de combustão converte-se todo o carbono presente no combustível a dióxido de carbono e todo o hidrogênio livre a água. A quantidade de oxigênio teórico necessário à combustão irá depender então dos teores de carbono e hidrogênio. A Figura 2.12

dá uma visão do maçarico em funcionamento, durante a operação do forno, para a produção do calor utilizado na conversão da gipsita.

Estequiometricamente, para formar água são necessários dois moles de hidrogênio (H_2) para cada mol de oxigênio (O_2), sendo consumido portanto, metade da quantidade de moles de hidrogênio. Daí,

$$\text{moles de } H_2O \text{ formados} = \text{moles de } H_2 \quad (2.10.1)$$

$$\text{moles de } O_2 \text{ consumidos} = \frac{\text{moles de } H_2}{2} \quad (2.10.2)$$

Para uma combustão completa ($CO=0$), tem-se:

$$O_2(\text{teórico}) = \text{Moles de C (formação de } CO_2) + \frac{\text{moles de } H_2}{2} (\text{ formação de } H_2O) \quad (2.10.3)$$

Como em um processo de combustão industrial é praticamente impossível obter combustão completa sem que se tenha um excesso de ar conveniente para o combustível utilizado, assim, tem-se para o oxigênio alimentado:

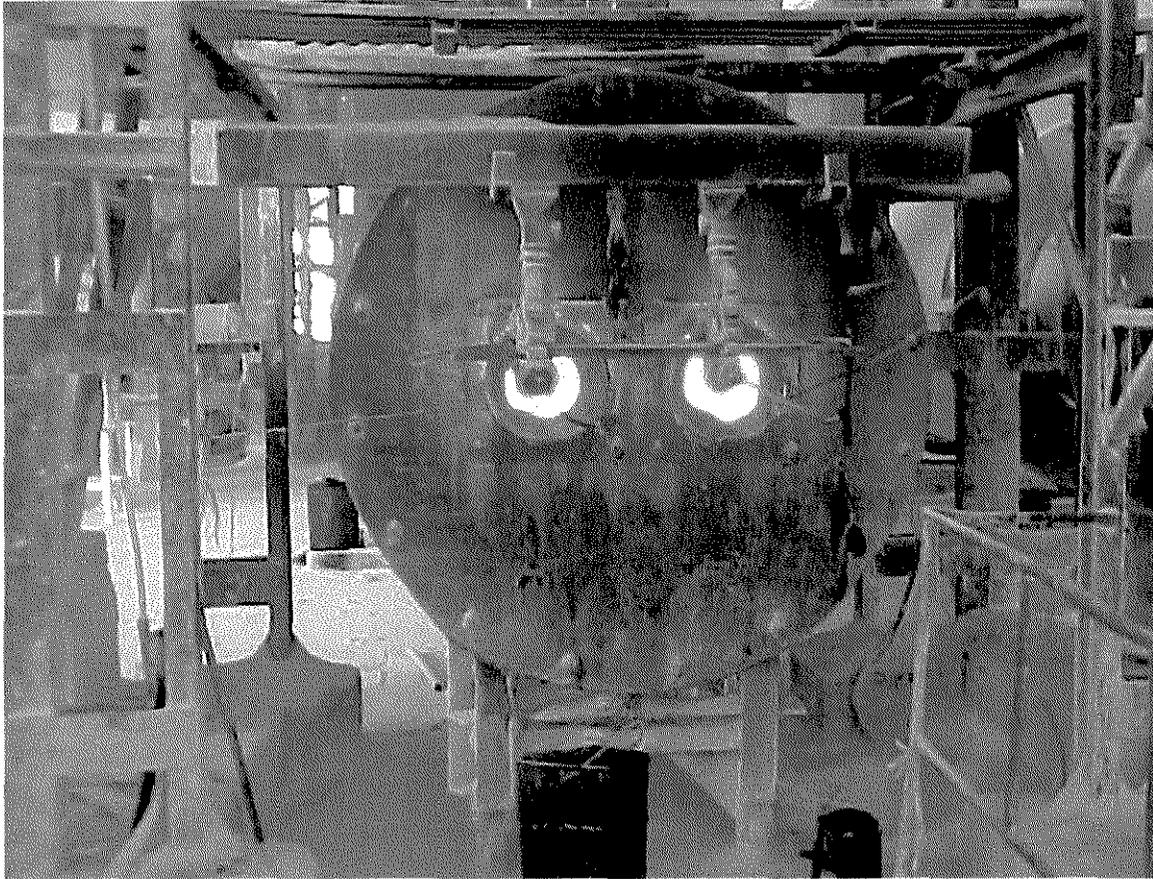


Figura 2.12 - Vista do maçarico em funcionamento durante a operação do forno.

$$O_2(\text{alimentado}) = \% \text{ excesso de ar} \cdot O_2(\text{teórico}) + O_2(\text{teórico}) \quad (2.10.4)$$

E o nitrogênio que entra no sistema juntamente com o oxigênio, isto é, o nitrogênio que entra com o ar é:

$$N_2(\text{alimentado}) = \frac{\text{moles de } N_2 \text{ contidos no ar}}{\text{moles de } O_2 \text{ contidos no ar}} \cdot \text{moles de } O_2(\text{alimentado}) \quad (2.10.5)$$

Com o oxigênio residual, confirmado em aparelho de Orsat:

$$O_2 \text{ (residual)} = O_2 \text{ (alimentado)} - O_2 \text{ (teórico)} \quad (2.10.6)$$

ou seja,

$$O_2 \text{ (residual)} = O_2 \text{ (alimentado)} - O_2(CO_2) - O_2(H_2O) \quad (2.10.7)$$

CAPÍTULO 3. MATERIAL E MÉTODOS

3.1 Procedimentos Experimentais

3.1.1 Medidas das temperaturas internas à parede

Para estudar a influência de um revestimento interno de material refratário na eficiência um forno rotativo, dois tijolos refratários foram preparados em posições estratégicas para que se pudesse fazer medidas de temperaturas. Esses perfis de temperatura foram utilizados para ajustar o modelo matemático proposto para variações senoidais previstas em virtude da passagem periódica de pontos da parede sob a carga de sólidos do forno, provocando oscilações de temperatura na superfície livre do refratário. Essas oscilações propagam-se para o interior da parede, cujas medidas experimentais das amplitudes de temperatura auxiliam a modelar matematicamente.

O termopar do tipo S foi fabricado pela primeira vez em 1881. Esse termopar, que tem uma liga de 90% de platina e 10% de ródio no lado positivo, e platina pura no lado negativo, é ainda hoje um dos padrões internacionais para calibração de termopares e outros dispositivos de medição de temperatura. É também de uso comum o tipo R, com 87% de platina e 13% de ródio no lado positivo, e platina pura no lado negativo. Ambos os tipos - R e S – são fornecidos na forma de fios de diâmetro pequeno, de 0,010 a 0,045" (0,25 a 1,15 mm), sendo o diâmetro de 0,020" (0,51 mm) o mais comum (KEMPENICH, 1981).

Dois conjuntos de seis tijolos refratários, cada tijolo com dimensões de 5 cm x 5 cm x 5 cm foram colocados de forma a revestirem a parede interna a 4,5 m e 9,5 m da extremidade inicial do forno e ao longo de seu comprimento axial de 15,9 m. No interior do revestimento colocado no centro de cada conjunto, foram introduzidos cinco termopares do tipo S (positivo: Platina-Ródio 10 %, negativo: Platina), com capacidade para atuar numa faixa de temperatura de 0 °C a 1450 °C. As junções dos termopares foram fixadas na superfície livre do tijolo e a 0,3 cm e 0,52 cm desta mesma superfície livre (Figura 3.1).

Para registro das temperaturas foi elaborado um circuito eletrônico digital com memória, para posterior acoplamento e registro das temperaturas em uma impressora jato de tinta. Para isto um indicador de temperatura da COEL, modelo UL 1480 foi modificado pelo pessoal de engenharia da ANADIGI – Projetos Eletroeletrônicos – Recife/PE. O referido circuito foi projetado para registro e memorização de dados fornecidos simultaneamente por cinco termopares e posterior registro em impressora por chaveamento eletrônico. Também foram instalados termopares a 2 cm, 4 cm, 6 cm, 8 cm e 10 cm da superfície do refratário para obtenção de dados que auxiliaram na determinação da condutividade térmica do refratário (tijolo sílico-aluminoso).

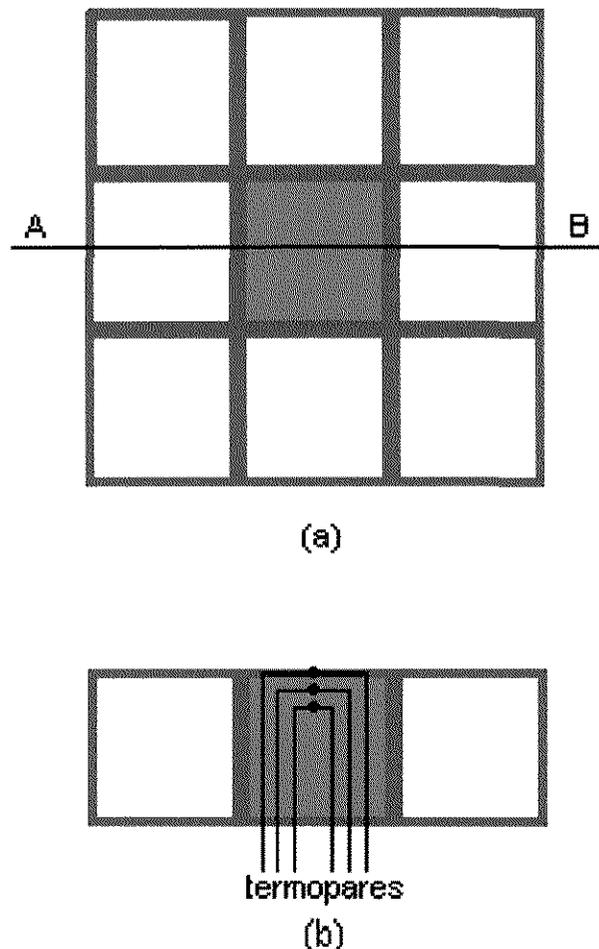


Figura 3.1 – Esquema ilustrando as posições dos tijolos refratários: (a) Vista de topo com destaque para o tijolo contendo termopares; (b) Corte AB mostrando a disposição dos termopares.

CAPÍTULO 4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1 Lei de Temperatura Dentro da Parede

As Figuras 4.1 e 4.2 ilustram as variações de temperatura a 0,3 cm e 0,52 cm de profundidade no revestimento interno do forno, composto de tijolo refratário sílica-alumina.

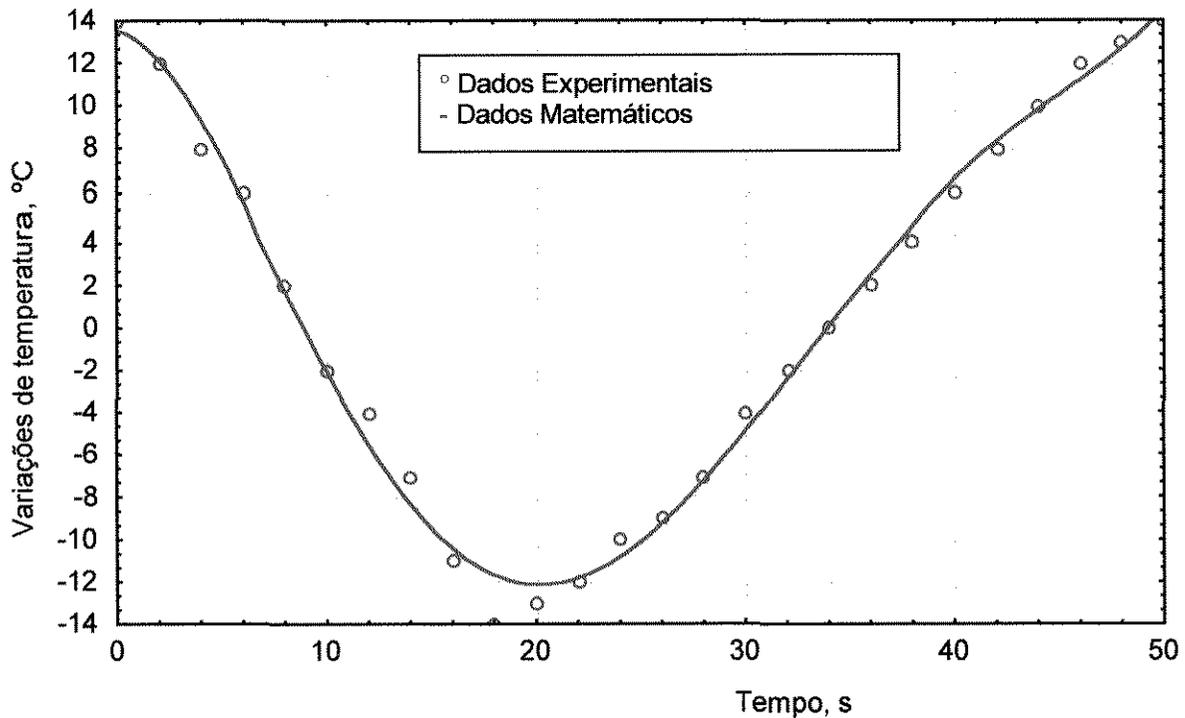


Figura 4.1 - Oscilação de temperatura em função do tempo a 0,3 cm de profundidade da superfície interna do forno (tijolo refratário).

Essas curvas de oscilações de temperatura obtidas a partir de dados experimentais, a 0,3 cm e 0,52 cm de profundidade em relação a superfície interna do forno, não se apresentaram como senoidais exatas. Isto foi, aparentemente, contra a teoria proposta neste trabalho pela modelagem matemática do fenômeno de propagação de uma variação senoidal. Entretanto, as

interferências sofridas pelo sistema nas condições experimentais podem ser abordadas com auxílio de expansões em série de Fourier. Neste caso, o termo fundamental responsável pela diminuição da amplitude de temperatura com a

distância, z , da superfície, obedece à lei $e^{-\frac{z}{\sigma}}$. Os harmônicos sucessivos

estabelecidos são, portanto, $e^{-\frac{z\sqrt{2}}{\sigma}}$, $e^{-\frac{z\sqrt{3}}{\sigma}}$, $e^{-\frac{2z}{\sigma}}$, etc.

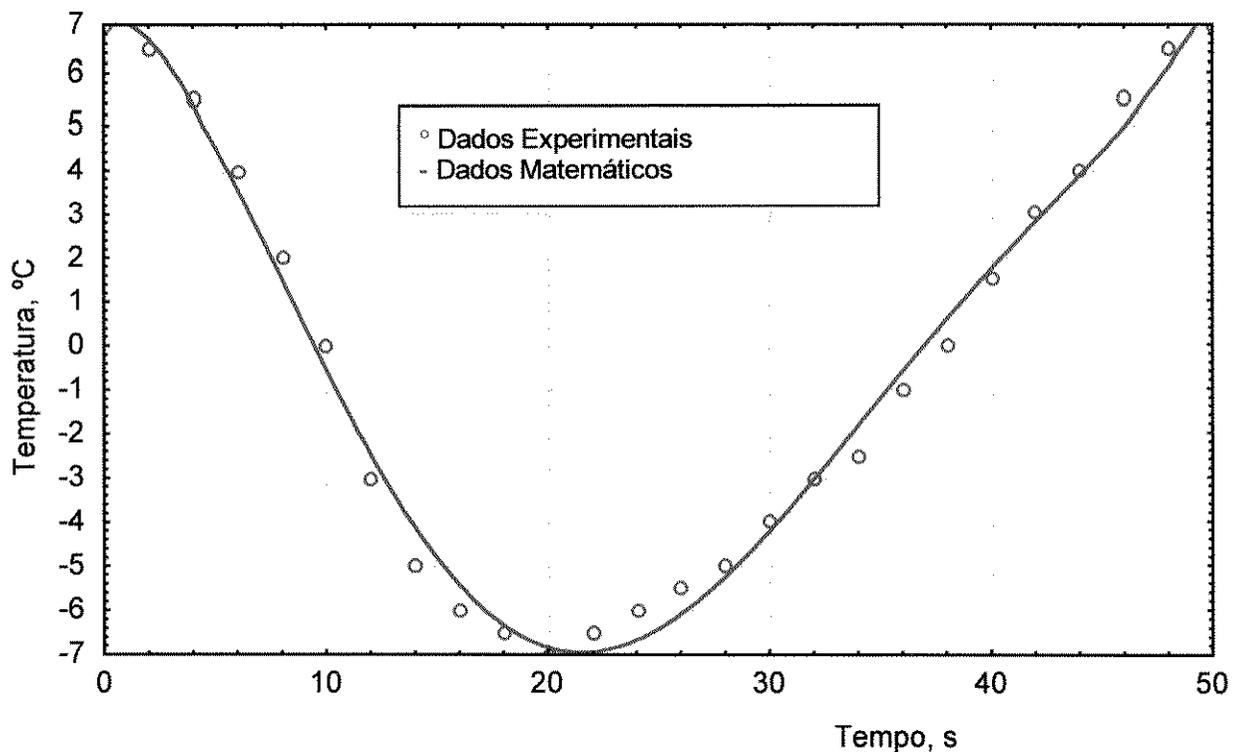


Figura 4.2 - Oscilação de temperatura em função do tempo a 0,52 cm de profundidade da superfície interna do forno (tijolo refratário).

Partindo-se então do princípio de que a temperatura na parede é muito próxima à da superfície,

$$\theta(z=0) = \sum_{k=1}^{k=\infty} A_k \operatorname{sen}\left(\frac{2k\pi}{T}t + \delta_k\right) \quad (4.1)$$

A uma distância z da superfície tem-se:

$$\theta(z) = \sum_{k=1}^{k=\infty} A_k e^{-\frac{z\sqrt{k}}{\sigma}} \operatorname{sen}\left(\frac{2k\pi}{T}t - \frac{z\sqrt{k}}{\sigma} + \delta_k\right) \quad (4.2)$$

Com auxílio de um programa computacional(MATLAB) foram estimadas as constantes de A_1 a A_5 e de δ_1 a δ_5 para a expressão geral de oscilação de temperatura dentro da parede, ou seja:

$$\begin{aligned} \theta(z) = & A_1 e^{-\frac{z\sqrt{1}}{\sigma}} \operatorname{sen}\left(\frac{2\pi}{T}t - \frac{z\sqrt{1}}{\sigma} + \delta_1\right) + A_2 e^{-\frac{z\sqrt{2}}{\sigma}} \operatorname{sen}\left(\frac{4\pi}{T}t - \frac{z\sqrt{2}}{\sigma} + \delta_2\right) + \\ & + A_3 e^{-\frac{z\sqrt{3}}{\sigma}} \operatorname{sen}\left(\frac{6\pi}{T}t - \frac{z\sqrt{3}}{\sigma} + \delta_3\right) + A_4 e^{-\frac{2z}{\sigma}} \operatorname{sen}\left(\frac{4\pi}{T}t - \frac{2z}{\sigma} + \delta_4\right) + \\ & A_5 e^{-\frac{z\sqrt{5}}{\sigma}} \operatorname{sen}\left(\frac{2\sqrt{5}\pi}{T}t - \frac{z\sqrt{5}}{\sigma} + \delta_5\right) + \dots \end{aligned} \quad (4.3)$$

A seguir são listados os valores das referidas constantes obtidas por ajuste aos valores experimentais na profundidade de 0,3 cm, a partir da superfície interna do forno, utilizando-se o método numérico Quasi-Newton de ajuste por regressão de funções não lineares (CUNHA, 1993):

$$A_1 = -31,6; \quad A_2 = 10,5 \quad A_3 = 2,7 \quad A_4 = 1,2 \quad A_5 = 1,9$$

e

$$\delta_1 = -0,562; \quad \delta_2 = 1,734; \quad \delta_3 = 1,033; \quad \delta_4 = 1,816; \quad \delta_5 = 1,414$$

As oscilações a 0,3 cm de profundidade e a 0,52 cm de profundidade foram então assim modeladas:

$$\begin{aligned} \theta(z = 0,30) = & -12,75 \cdot \text{sen}(0,125t - 1,47) + 2,91 \cdot \text{sen}(0,250t + 0,45) + \\ & + 0,20 \cdot \text{sen}(0,5t) + 0,25 \cdot \text{sen}(0,625t - 0,61) \end{aligned} \quad (4.4)$$

e

$$\begin{aligned} \theta(z = 0,52) = & -6,5 \cdot \text{sen}(0,125t - 1,09) + 1,2 \cdot \text{sen}(0,250t + 1,42) - \\ & - 0,25 \cdot \text{sen}(0,375t - 1,50) - 0,10 \cdot \text{sen}(0,5t) - 0,10 \cdot \text{sen}(0,625t) \end{aligned} \quad (4.5)$$

cujas curvas correspondentes foram obtidas em programa computacional (MATLAB), gerando os gráficos das Figuras 4.3 e 4.4.

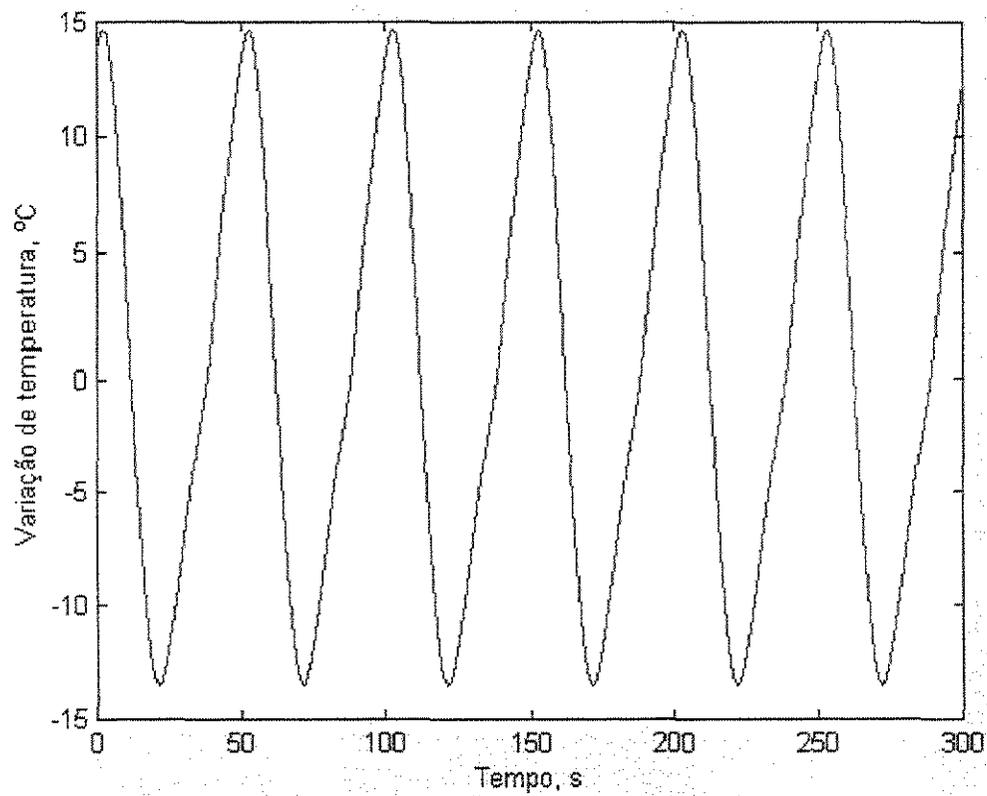


Figura 4.3 - Oscilação de temperatura em função do tempo, a 0,30 cm de profundidade da superfície interna do forno, gerada com auxílio de um programa computacional (MATLAB).

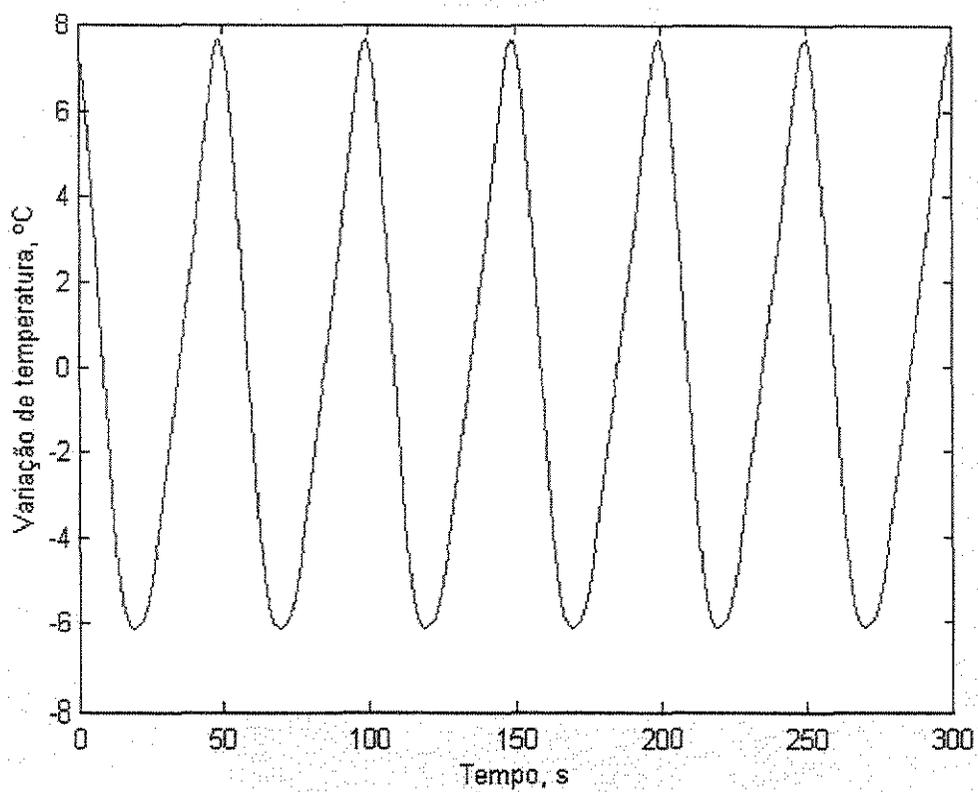


Figura 4.4 - Oscilação de temperatura em função do tempo, a 0,52 cm de profundidade da superfície interna do forno, gerada com auxílio de um programa computacional (MATLAB).

4.2 Determinação das Propriedades Termofísicas do Forno

A partir das Equações 4.4 e 4.5 pode-se notar que as amplitudes fundamentais a 0,30 cm e 0,52 cm são de 12,75 °C e 6,5 °C, respectivamente. Daí,

$$\sigma = \frac{0,22}{\ln(12,75) - \ln(6,50)} = 0,33 \text{ cm}$$

Neste caso, a difusividade tem o valor de:

$$\alpha = \frac{\pi \cdot (0,33)^2}{50} = 0,007 \text{ cm}^2 / \text{s} = 7 \cdot 10^{-7} \text{ m}^2 / \text{s}$$

E o valor da condutividade térmica para o material refratário corresponde a:

$$\lambda = \alpha \cdot c_p \cdot \rho = 7 \cdot 10^{-7} \cdot 1137,4 \cdot 2100 = 1,672 \text{ W} / (\text{m} \cdot \text{K})$$

Para estimar a densidade de fluxo térmico, o valor de condutividade térmica acima foi utilizado com dados de temperatura no interior de um dos tijolos refratários interno ao forno. As temperaturas nas distâncias de 2,0 cm e 8,0 cm da superfície interna do forno corresponderam aos valores médios de 995 °C e 721 °C, respectivamente, como pode ser observado com auxílio da Figura 4.5. Neste caso, com auxílio da Equação 2.8.9, obteve-se:

$$q'' = 1,672 \frac{721 - 995}{0,08 - 0,02} = 7635,5 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2}$$

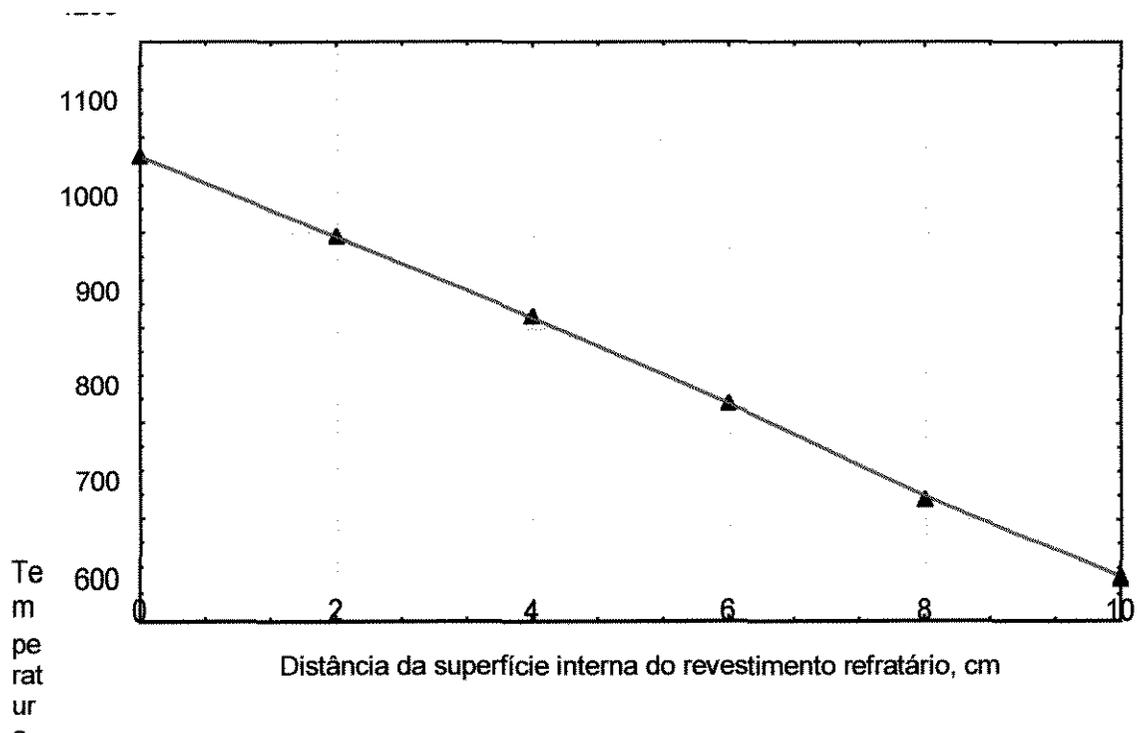


Figura 4.5 – Perfil de temperatura no interior do revestimento refratário interno ao forno.

4.3 Cálculo do Calor Armazenado pela Parede

A partir da Equação 4.3 e dos valores das constantes, determinados por ajustes aos dados experimentais a 0,3 cm, obtém-se:

$$\begin{aligned}
\theta|_{z=0,3} = & -31,6 \cdot e^{-\frac{z}{0,33}} \operatorname{sen}\left(0,125t - \frac{z}{0,33} - 0,562\right) + \\
& + 10,5e^{-\frac{z\sqrt{2}}{0,33}} \operatorname{sen}\left(0,25t - \frac{z\sqrt{2}}{0,33} + 1,734\right) + \\
& + 2,7 \cdot e^{-\frac{z\sqrt{3}}{0,33}} \operatorname{sen}\left(0,375t - \frac{z\sqrt{3}}{0,33} + 1,033\right) + \\
& + 1,2 \cdot e^{-\frac{2z}{0,33}} \operatorname{sen}\left(0,5t - \frac{2z}{0,33} + 1,816\right) + \\
& + 1,9 \cdot e^{-\frac{z\sqrt{5}}{0,33}} \operatorname{sen}\left(0,625t - \frac{z\sqrt{5}}{0,33} + 1,414\right)
\end{aligned}
\tag{4.6}$$

Expressão que permite a obtenção do gradiente de temperatura:

$$\frac{\partial \theta}{\partial z} = \frac{31,6}{0,33} \cdot e^{-\frac{z}{0,33}} [\operatorname{sen}(\) + \operatorname{cos}(\)] - \frac{10,5\sqrt{2}}{0,33} [\] + \dots
\tag{4.7}$$

Cujo valor na superfície, ou a $z=0$ é:

$$\begin{aligned}
\left(\frac{\partial \theta(z=0)}{\partial z}\right) = & 95,6[\operatorname{sen}(0,125t - 0,562) + \operatorname{cos}(0,125t - 0,562)] - \\
& - 40,5[\operatorname{sen}(0,25t + 1,734) + \operatorname{cos}(0,25t + 1,734)] - \\
& - 14,2[\operatorname{sen}(0,375t + 1,033) + \operatorname{cos}(0,375t + 1,033)] - \\
& - 7,3[\operatorname{sen}(0,5t + 1,816) + \operatorname{cos}(0,5t + 1,816)] - \\
& - 12,8[\operatorname{sen}(0,625t + 1,414 + \operatorname{cos}(0,625t + 1,414))]
\end{aligned}
\tag{4.8}$$

A Figura 4.6 ilustra o comportamento do gradiente de temperatura na superfície interna do forno em função do tempo, obtido através de computador a partir da Equação 4.8 .

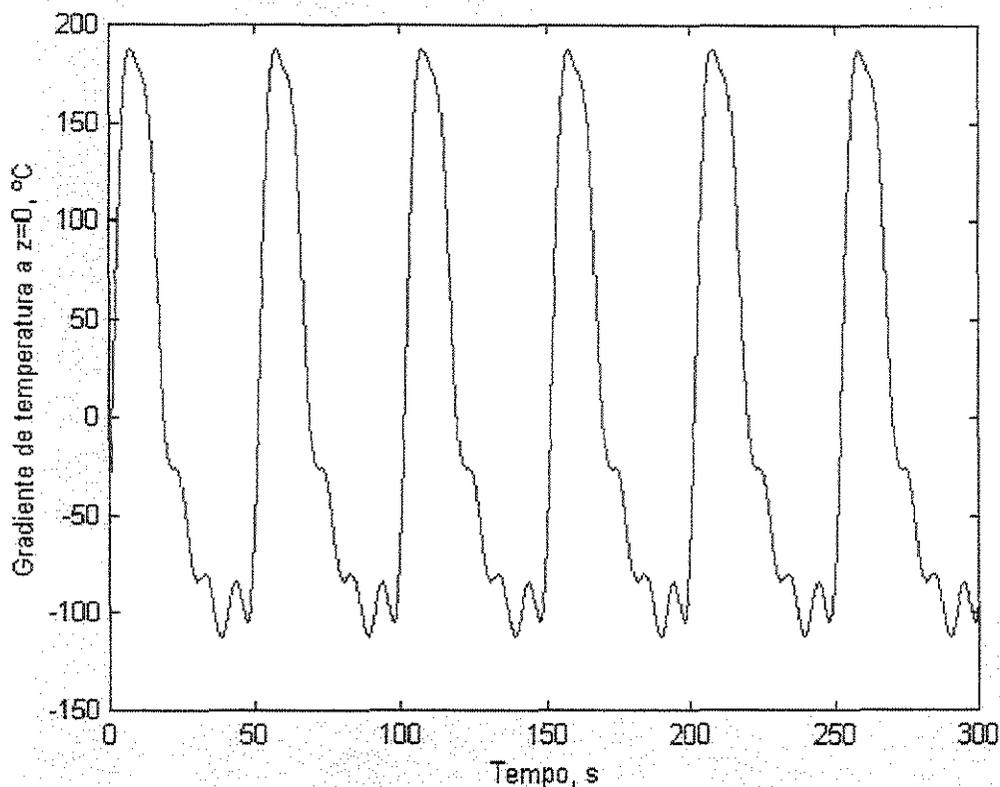


Figura 4.6 – Comportamento do gradiente de temperatura na superfície interna do forno.

Para obtenção de uma maior contribuição do modelo matemático obtido para o gradiente de temperatura na superfície interna do forno, a Tabela 4.1 relaciona os valores das amplitudes fundamentais e do segundo ao quinto harmônicos seguintes. Cada conjunto de dados corresponde aos tempos de 0, 10, 20, 30, 40 e 50 segundos. A soma algébrica obtida dá o valor do gradiente, representado pela Figura 4.7 em função de um período de tempo de 50 segundos.

Tabela 4.1 – Valores das amplitudes e do gradiente na superfície livre obtidos por ajustes a dados experimentais

Tempo (s)	Fundamental	2° harmônico	3° harmônico	4° harmônico	4° harmônico	$\left(\frac{\partial\theta}{\partial z}\right)_{z=0}$
0	30,4	33,7	-19,4	-5,4	-14,6	-42,7
10	135,0	54,8	13,3	-9,8	-14,6	178,7
20	55,3	54,9	2,2	0,0	-14,6	-16,4
30	-99,1	31,4	-9,4	9,8	-14,6	-81,9
40	-118,2	3,6	18,0	5,8	-14,6	-105,4
50	23,2	-36,4	-20,0	-7,0	-14,6	-54,8

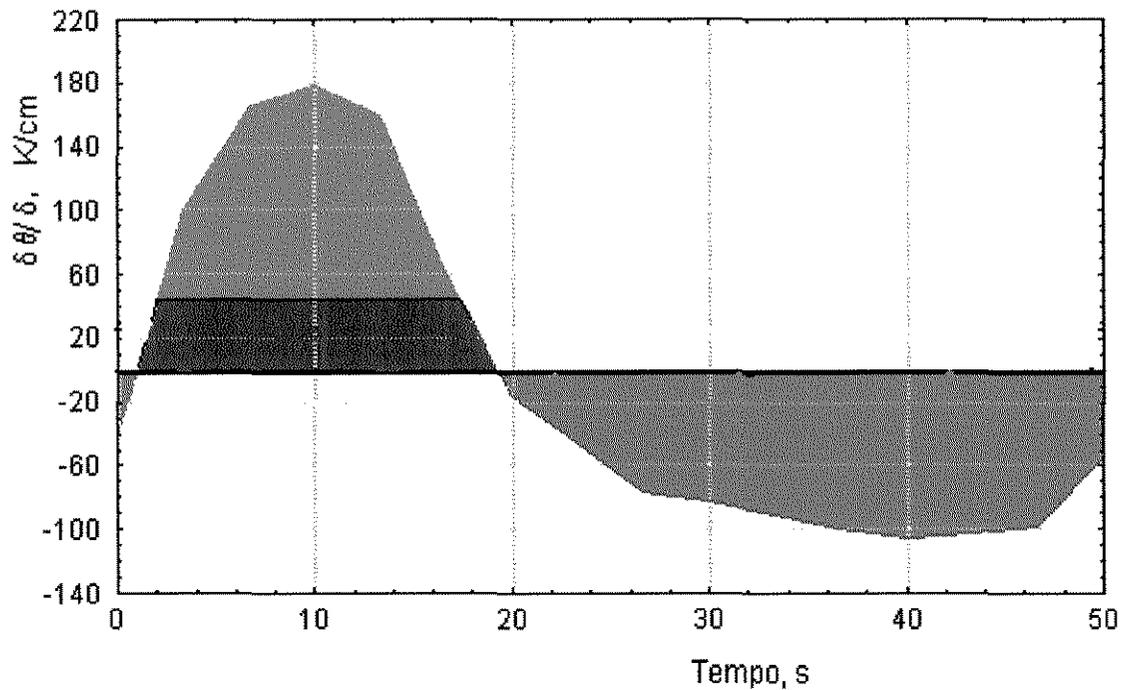


Figura 4.7 – Gradiente de temperatura na superfície interna do forno em função do tempo

No gráfico mostrado pela Figura 4.7, as áreas acima e abaixo da ordenada zero são aproximadamente iguais. Cada uma dessas áreas multiplicada pela condutividade térmica do refratário, λ , é igual a uma quantidade de calor armazenada e posteriormente repassada.

Na parte inferior em tonalidade alaranjada pode-se estimar a energia armazenada pela parede. A parte superior, correspondente à área de tonalidade azul claro, pode-se estimar o calor efetivo repassado à carga de sólidos do forno (gipsita) e, da área em azul mais escuro estima-se as perdas para a parte externa do forno. Com auxílio de integrações da Equação 4.8, dentro dos limites convenientes, obteve-se:

- Calor armazenado pela parede: $213.000 \text{ K} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}$

- Calor perdido para o exterior: $64.000 \text{ K} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}$

e

- Calor cedido para os sólidos: $149.000 \text{ K} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}$

Que correspondem a fluxos de calor equivalentes a:

- Perdas para o exterior: $5.350.400 \text{ W} / \text{m}^2$

e

- Fluxo parede-sólido $12.456.400 \text{ W} / \text{m}^2$

Totalizando um fluxo de calor normal à parede de: $17.806.800 \text{ W} / \text{m}^2$

4.3 Simulação dos Perfis de Temperatura

A determinação de uma das principais variáveis de operação do forno, a vazão de gases quentes através do mesmo, utilizada como um dos principais parâmetros de entrada do programa de simulação computacional dos perfis de temperatura das fases, foi possível com auxílio da análise desses gases por meio de um aparelho do tipo Orsat. Com um óleo combustível contendo 88 % de carbono e 12 % de hidrogênio, para uma combustão completa foi necessário um excesso de oxigênio de 24 %. A Tabela 4.2 apresenta o resultado dessas análises:

Tabela 4.2 – Composição média dos gases de combustão (Orsat)
Mantida como condições operacionais durante os experimentos.

Componente	Base: 100 kg óleo	Base: 90 kg óleo	Teor %
CO_2	7,33	6,6	11,1
O_2	4,17	3,8	6,4
N_2	54,4	49,0	82,5
Total	65,9	59,4	100

Entre outros parâmetros de interesse nas condições operacionais de um forno rotativo encontra-se a fração volumétrica da fase gasosa, ou porosidade, que relaciona o volume de gás e o volume total interno do calcinador:

$$\varepsilon_g = \frac{V_t - V_s}{V_t} = 1 - \frac{V_s}{V_t} \quad (4.9)$$

A porosidade, ou volume de vazios, dá origem a diferentes áreas de contato entre as fases e entre estas e a superfície das paredes internas do calcinador, as quais possuem características próprias de transferência de calor, motivo pelo qual são requisitadas na composição de modelos de simulação dos perfis de temperatura. A Figura 4.8 ilustra um corte da seção transversal de um calcinador de seção transversal circular, cuja altura da carga de sólidos define comprimentos e áreas de contato a partir de um ângulo central β . A definição dessas áreas de contato parede-sólidos, parede-gás e gás-sólido, pode ser estimada então com base nos componentes geométricos formados. Correlacionam-se os referidos elementos geométricos e a porosidade das fases para definir alguns parâmetros importantes como:

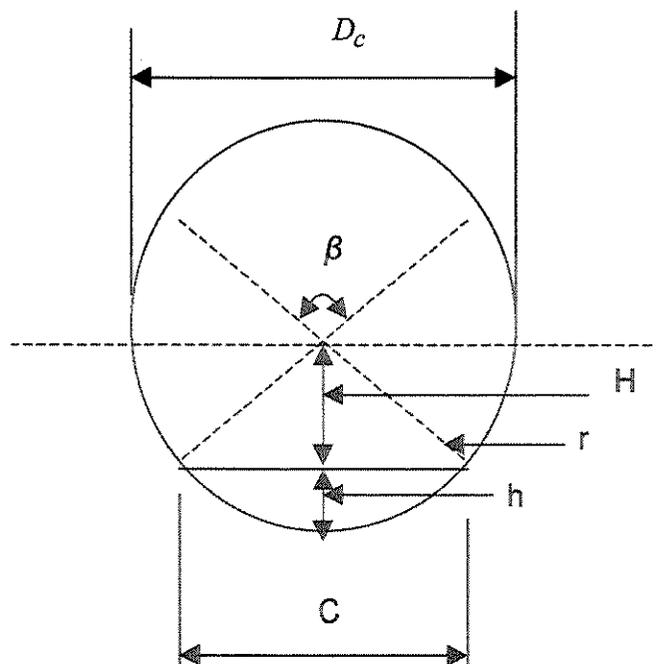


Figura 4.8 - Elementos geométricos definidos pela fração volumétrica da fase gasosa em um calcinador.

Volume da fase sólida:

$$V_s = \varepsilon_s \cdot \frac{\pi}{4} D_c^2 \cdot L_c \quad (4.10)$$

Neste caso, a fração volumétrica de sólidos está correlacionada com os componentes geométricos observados numa seção reta transversal do forno calcinador segundo DANIEL (1982):

$$\varepsilon_s = \frac{\text{arc cos} \left(1 - 2 \left(\frac{h}{D_c} \right) \right)}{180} - \frac{2 \left(1 - 2 \frac{h}{D_c} \right) \sqrt{\frac{h}{D_c} \left(1 - \frac{h}{D_c} \right)}}{\pi} \quad (4.11)$$

com o ângulo sendo dado em graus.

Área de escoamento da fase gasosa:

$$A_g = \frac{\pi}{4} D_c^2 \cdot (1 - \varepsilon_s) \quad (4.12)$$

Área de contato parede-gases:

$$A_{wg} = D_c \left(\pi - \frac{\beta}{2} \right) L_c \quad (4.13)$$

Área de contato parede-sólidos:

$$A_{ws} = \frac{D_c \cdot \beta}{2} \quad (4.14)$$

Área de contato gás-sólido:

$$A_{gs} = C \cdot L_c = D_c \cdot \left(\text{sen} \left(\frac{\beta}{2} \right) \right) \cdot L_c \quad (4.15)$$

nas equações de 4.13 a 4.15 o ângulo central, β , é dado em radianos.

O modelo de simulação utilizado foi o conjunto de equações proposto por YANG e FAROUK (1997):

$$\frac{dT_g}{dz} = k_1(T_s - T_g) + k_2(T_w - T_g) \quad (4.16)$$

e

$$\frac{dT_s}{dz} = k_3(T_g - T_s) + k_4(T_w - T_s) + k_5(T_w - T_s) \quad (4.17)$$

onde:

$$k_1 = \frac{h_{gs} \cdot A_{gs}}{M_g \cdot C_{pg}} \quad (4.18)$$

$$k_2 = \frac{h_{wg} \cdot A_{wg}}{M_g \cdot C_{pg}} \quad (4.19)$$

$$k_3 = \frac{h_{gs} \cdot A_{gs}}{M_s \cdot C_{ps}} \quad (4.20)$$

$$k_4 = \frac{h_{ws} \cdot A_{ws}}{M_s \cdot C_{ps}} \quad (4.21)$$

e

$$k_5 = \frac{h_r \cdot A_{ws}}{M_s \cdot C_{ps}} \quad (4.22)$$

Para este modelo foram adotados os seguintes coeficientes de transferência de calor:

$$h_{wg} = 0,036 \left(\frac{k_g}{D_c} \right) \cdot (Re)^{0,8} \cdot (Pr)^{0,33} \cdot \left(\frac{D_c}{L_c} \right)^{0,055} \quad (4.23)$$

$$h_{gs} = 0,4 \left(\frac{3600 \cdot \dot{m}_g}{A_g} \right)^{0,62} \quad (4.24)$$

$$h_r = \varepsilon \cdot \sigma \cdot (T_w + T_{sur}) \cdot (T_s^2 - T_{sur}^2) \quad (4.25)$$

e

$$h_{ws} = \frac{q_{ws}}{(T_w - T_s) \cdot A_{ws}} \quad (4.26)$$

A substituição de h_{ws} (equação 4.26) na expressão atribuída a k_4 , permite uma considerável simplificação, tornando $k_4 = q_{ws}$, evidenciando a importância da determinação do fluxo de calor da parede para a partícula sólida objetivo dos trabalhos experimentais aqui realizados.

Os valores atribuídos para os parâmetros do modelo de simulação utilizado estão listados nas Tabelas de 4.3 a 4.5.

Tabela 4.3 – Parâmetros da fase sólida utilizados no programa de simulação dos perfis de temperatura.

Parâmetro	Valor	Unidade
d_s	0,0035	m
ρ_s	1030	kg / m^3
Cp_s	0,235	$kJ / (kg \cdot ^\circ C)$
k_s	0,43	$W / (m \cdot ^\circ C)$
ε	0,95	-

Tabela 4.4 – Parâmetros da fase gasosa utilizados no programa de simulação dos perfis de temperatura

Parâmetro	Valor	Unidade
ρ_{gs}	0,273	kg / m^3
μ_g	0,0000533	$kg / (m \cdot s)$
Cp_g	1,198	$kJ / (kg \cdot ^\circ C)$
k_g	0,0882	$W / (m \cdot ^\circ C)$

Tabela 4.5 – Parâmetros de operação do forno utilizados no programa de simulação dos perfis de temperatura.

Parâmetro	Valor	Unidade
D_c	2,9	m
L_c	15,9	m
ω	12	rad/s
\dot{m}_s	3,122	$kg / (m^2 \cdot s)$
\dot{m}_g	0,084	$kg / (m^2 \cdot s)$
ε	0,054	-
q_{ws}	7636	W / m^2
A_g	6,25	m^2
A_{gs}	21,96	m^2
A_{wg}	121,89	m^2
A_{ws}	22,89	m^2

O programa computacional foi aplicado ao modelo de simulação e as variações de temperatura para as fases sólida e gasosa ao longo do comprimento axial do calcinador. A fase gasosa gerada pelos gases de combustão à saída do maçarico tem um decréscimo na sua temperatura, a qual se reduz de cerca de 1150 °C, na entrada do calcinador, a aproximadamente 430 °C, na extremidade de saída do equipamento. A fase sólida, minério de gipsita que ao longo do calcinador vai sendo convertida em gesso pela perda de uma molécula e meia de água, percorre o equipamento em paralelo aos gases e sua temperatura varia de 30 °C a um valor estimado em 180 °C. A Figura 4.9 ilustra as curvas de temperatura das duas fases em escoamento em função do comprimento axial do calcinador.

Tabela 4.6 - Valores experimentais da temperatura média dos gases ao longo do comprimento axial do calcinador.

Distância da entrada, m	Temperatura Média, °C
0	1150 ± 6
1	1110 ± 5
2	1080 ± 6
3	1025 ± 5
4	973 ± 6
5	913 ± 6
6	864 ± 4
7	813 ± 5
8	771 ± 7
9	719 ± 6
10	680 ± 6
11	635 ± 5
12	583 ± 6
13	523 ± 8
14	469 ± 8
15	421 ± 7
15,9	359 ± 7

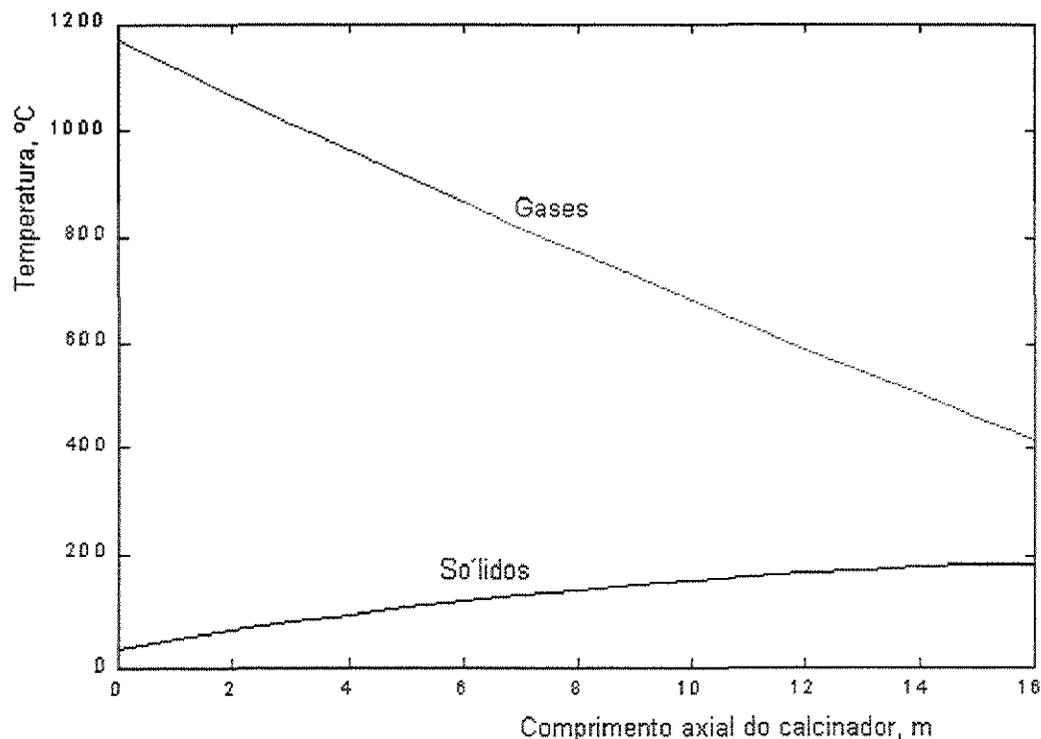


Figura 4.9 - Simulação das variações de temperatura para as fases gasosa e sólida ao longo do comprimento axial do calcinador.

Para testar a convergência dos valores simulados de temperatura das fases com valores de temperatura no calcinador, foram realizadas medidas ao longo do calcinador utilizando-se termopares alinhados a cada um metro no sentido axial (Tabela 4.6). A Figura 4.10 ilustra uma considerável convergência entre valores simulados e experimentais da temperatura do gás ao longo do calcinador. Nota-se, neste caso a existência de uma menor convergência entre simulação e dados experimentais na extremidade final do calcinador. Experimentalmente observou-se que tais divergências parecem estar ligadas à existência de um certo efeito terminal, onde o contato dos gases com o ambiente, onde a temperatura é relativamente baixa, é mais efetivo.

Tabela 4.7 – Valores experimentais da temperatura média do leito de sólidos ao longo do comprimento axial do calcinador.

Distância da entrada, m	Temperatura Média, °C
0	30 ± 2
1	48 ± 3
2	62 ± 2
3	81 ± 2
4	97 ± 3
5	105 ± 2
6	115 ± 3
7	122 ± 2
8	135 ± 1
9	146 ± 2
10	153 ± 2
11	164 ± 1
12	170 ± 2
13	174 ± 2
14	177 ± 2
15	180 ± 2
15,9	185 ± 2

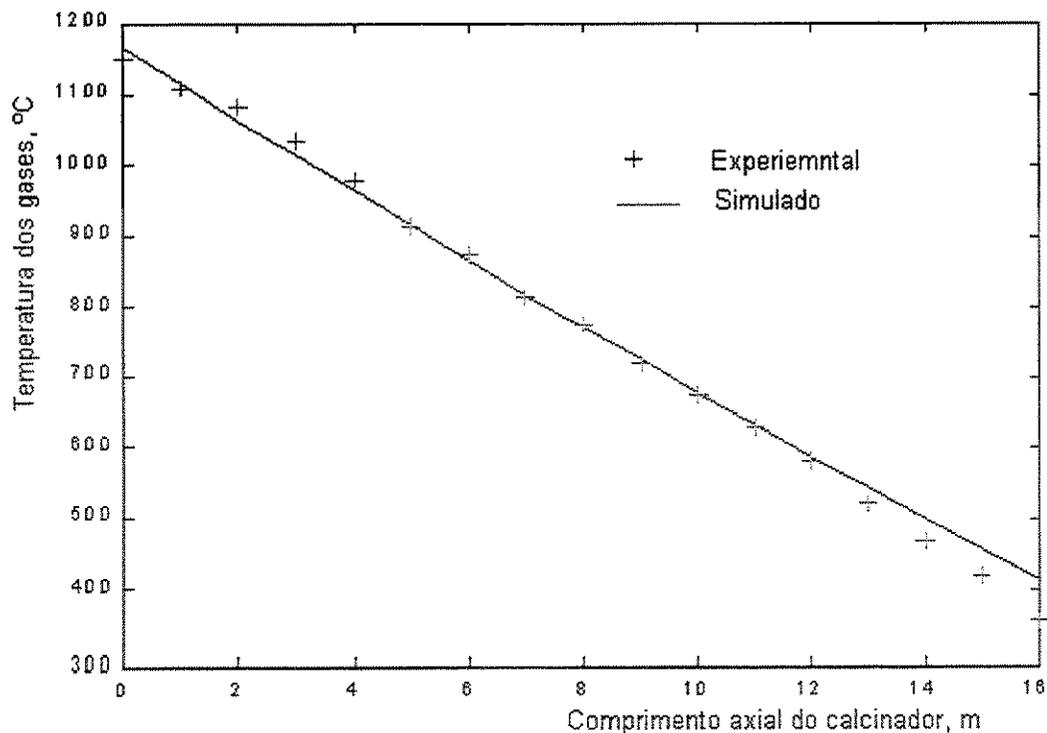


Figura 4.10 - Perfis axiais de temperatura média dos gases obtidos por simulação e experimentalmente.

Avaliou-se também a convergência da variação de temperatura no leito de sólidos com relação aos valores simulados e experimentais (Figura 4.11). A convergência entre estes dados mostrou-se melhor que para a fase gasosa, principalmente no trecho de saída do calcinador. Isto pode ser justificado em razão da menor área de exposição dos sólidos ao meio ambiente que a fase gasosa. Neste caso, pode-se também ressaltar um contato mais íntimo dos sensores de temperatura, os quais ficavam totalmente imersos no leito de sólidos quando da passagem dos mesmos pela parte inferior do percurso, durante a rotação do forno.

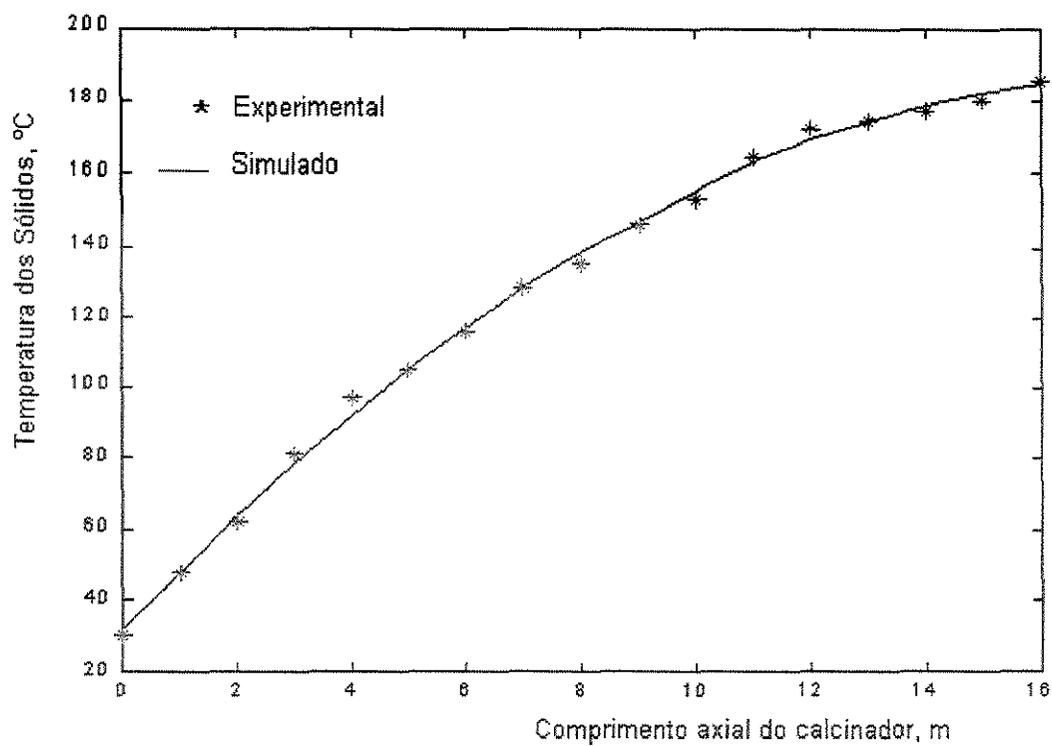


Figura 4.11 - Perfis axiais de temperatura média do leito de sólidos obtidos por simulação e experimentalmente.

CAPÍTULO 5. CONCLUSÕES E SUGESTÕES

Os dados experimentais obtidos neste trabalho mostraram que:

- A energia devolvida à carga de sólidos no calcinador rotativo utilizado, devido ao calor armazenado pela parede, correspondeu a uma parcela importante para o processo de transferência de calor de cerca de 70 %.

- A variação de temperatura na superfície interna do forno é proporcional à velocidade de rotação do mesmo.

- O efeito de parede depende pouco do material de confecção da parede. Uma vez que o material que compõe a carga é de baixa condutividade térmica, este último, em função de sua granulometria, foi o maior responsável pelo referido efeito.

- Para trabalhos futuros sugerimos a inclusão de expressões referentes ao efeito de parede na composição de modelos de simulação dinâmica para fornos rotativos utilizados na calcinação de sólidos.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AIR INDUSTRIE AND SOCIÉTÉ CHIMIQUE DES CHARBONNAGES-FRENCH., **Improvements in or relating to the production of plaster**, C 04 B 11 / 02, GB. N. 1429259, 12 oct. 1972, 1973.

ANGELERI, F. B.; CARDOSO, S. R. ; SANTOS, P. S. As gipsitas brasileiras e sua aplicação como gesso na indústria cerâmica - Parte I, **Cerâmica**, São Paulo, v. 28, n. 156, p. 471- 479, 1982.

BALL, C. M.; NORWOOD, L.. S. Studies in system $\text{CaSO}_4 + \text{H}_2\text{O}$: Part 6 – surface chemistry and porosity of CaSO_4 hemidrates, **J. Chem. Soc. Faraday Trans. 1**, New York, v. 74, p. 1477-1487, 1978.

BECK, J. V.; BACKWELL, B. and St- CLAIR Jr., **Inverse heat conduction: III-proposed problems**, New York: Wiley Interscience, 1985.

CHARLES EDWARD COMPTON - US, **Method of dehydration gypsum**, C 04 B 11/02, GB. n. 866126, 5 apr. 1958; 26 apr, 1961.

CINCOTTO, M. A.; AGOPYAN, V.; FLORINDO, M. C. O gesso como material de construção - Composição química (1ª Parte). In: **Tecnologia de edificações**, São Paulo: Editora PINI, p. 53-56, 1988a.

CINCOTTO, M. A.; AGOPYAN, V.; FLORINDO, M. C. O gesso como material de construção - Composição química (2ª Parte). In: **Tecnologia de edificações**, São Paulo: Editora PINI. p. 53-56, 1988b.

COHEN, A. I. Rate of convergence of several conjugate gradient algorithms. **S.I.A.M. J. Numer. Anal.** v.9, p. 248-259, 1972.

COOPER, L.; STEINBERG, D. **Introduction to methods of optimization**. Philadelphia: W. B. Sauders Co., 1970.

CUNHA, C. **Métodos numéricos para as engenharias e ciências aplicadas**. Campinas, SP: Ed. da UNICAMP, 1993. 265 p.

DALINGAND, D., Le plâtre et se techniques de production, **Ciments, Bétons, Plâtre Chaux**, Paris, v. 2, n. 753, p. 83-88, 1985.

DANIEL, C.; WOOD, F.; GORMAN, J. W. **Fitting equations to data**, New York: Wiley Interscience, 1982.

DAVID WATKINS; PETER WHEATLEY; WILLIAM KAYE - GB, **Heat treatment of materials**, C 04 B 11/02, US. n. 4455285, 6 abr. 1981; 19 jun. 1984.

DING, J. AND GIDASPOW, D., A bubbling fluidization model using kinetic theory of granular flow. **AIChE Journal**. New York, v. 36, p. 523-539, 1990.

DINH, N. H. **Methods for inverse conductions problems**. New York: Peter Lang ed., 1998.

GARDET, J. J.; GUILHOT, B.; SOUSTELLE, M. The dehydration kinetics of calcium sulphate dehydrate influence of the gaseous atmosphere and temperature. **Cem. and Concr. Res.** v. 6, n. 5, p. 697-706, 1976.

GOTO et al. The forms of calcium sulphate hemidrate, **Aust J. Chem.** v. 19, p. 313-316, 1966.

GOROG, J. P. ; BRIMACOMBE, J. K. and ADAMS, T. N., Heat transfer from flames in a rotary kiln. **Metallurgical transations.** v. B, p. 14B:411, 1983.

HOLDRIDGE, D. A. The characterization of plaster, **Trans. of the British Ceram. Society.** v. 64, n. 4, 1975.

INSTITUT FUR ZEMENT - GERMANY(1971), Gunter Fietsch; Gottfried Scheidel; Peter Sarget, **Process and apparatus for the production of calcined gypsum**, C 04 B 11/02, GB. n.1224067, 21 oct. 1966.

JARNY, Y.; OZISIK, M. N: and BARDON, J. P., A general optimization method using adjoining equations for solve multidimensional inverse heat conduction. *Int. J. Heat Mass transfer*. v. 34, n. 11, p. 2911-2919, 1991.

JENKINS, B. C. and MOLES, F. D.. Modeling of heat transfer from a large enclosed flames in a rotary kiln. *Trans. IchemE*. v. 59, p. 17, 1981.

KEMPENICH, G. **Cursos extracurriculares: instrumentação e controle de processos - medição de temperatura – termopares**. Recife, PE.: ABEMI, 1981. 29 p.

LAMBERT FRERES & CIE.-FRANCE, **Method of dehydrating plaster at low temperatures**, C 04 B 11/02, 8 february 1962, 23 dec. 1963.

LAMBERT FRERES ET CIE.-FRANCE, **Improvements in and relating to the calcining**, C 04 B 11/02, GB. n. 1062199, 10 dec. 1964; 15 mar. 1967.

LEWIS, R. Méthodes de calcination améliorées. **Ciments, Bétons, Plâtres et Chaux**. Paris, V. 753, p. 98-105, 1985.

McADIE, H. G. The effect of water vapour upon the dehydrate of CaSO_4 **Canadian Journal of Chemistry**. Ottawa v. 42, p. 792-800, 1964.

MOISSET, J. Review of the main processes used for plaster production. **Anais da Gypsum Fair 97**, Recife: FACEPE, Abril. 1997.

OLOF ERIK AUGUST ASPERGREN-SWEDEN, **Improvements in and relating to the calcining of gypsum**, C 01 F, GB. n. 853812, 18 nov. 1958; 9 nov. 1960.

PERES, L.; BENACHOUR, M. AND SANTOS, V. A., **O gesso: produção e utilização na construção civil**. Recife: Editora Bagaço, 2001. 156 p.

PRUD'HOMME, M. HUNG NGUYEN, T. , **Fourier analysis of Conjugate Gradient Method Applied to Inverse Heat Conduction problems**. *Int. J. Heat and Mass Transfer*. v. 42, p. 4447-4460, 1999.

REYES, M. C. D. **Panoramica del yeso en España**. *Anais da Gypsum Fair' 97*, Recife, PE: FACEPE , Abril. 1997.

RHEINSTALL AKTIENGESELLSCHAFT-GERMANY, **Improvements in or relating to the calcination of gypsum**, C 04 B, GB. N. 1399553, 23 oct. 1971; 3 oct. 1972.

RHEINSTAHL AKTIENGESELLSCHAFT – GERMANY. **Method of and Apparatus for calcining gypsum**, C 04 B 11/02, GB. N. 1438234, 28 feb. 1976.

RHONE – POULENC IND. - FRANCE, Alain Charlet; Jean-Paul Coquery; François Munier, **Processo e equipamento para tratamento térmico de gesso**, C 04 B 11/02, BR. n. 7603245, 25 maio 1976; 25 jan. 1977.

RODDEWIG, D. **La cuisson du plâtre dans un four rotatif compact**. *Ciments, Bétons, Plâtres et Chaux*. Paris, v. 747, p. 96-103, 1984.

SAITO, T. **Some observation on process of dehydration and rehydration of gypsum by means of proton magnetic resonance**, *Bull. Chem. Soc. Japan*. Tokyo, v. 34, n. 10, p. 1454-1457, 1961.

SANTOS, V. A. **Análise cinética da reação de desidratação térmica da gipsita na obtenção do hemidrato beta.** 165 f. 1996. Tese (Doutorado). Faculdade de Engenharia Química, UNICAMP, São Paulo, Abril, 1996.

SILCOX, G. D, and PERSHING, The effect of rotary kiln operating conditions and design on burden heating rates as determined by a mathematical model of rotary kiln heat transfer. **J. Air Waste Manage. Assoc.** v. 40, p. 337-344, 1990.

THE BRITISH PLASTER BOARD LIMITED - US, Robert, C. Blair, **Process and apparatus for continuous calcining of powdered gypsum rock,** C 04 B 11/02, US 3236509, 13 nov. 1961; 22 feb. 1966.

TOMAZ, E., **Modelagem matemática e simulação de incinerador de resíduos perigosos de forno rotativo com pós-combustor em estado estacionário e não estacionário,** 252 f. 1998. Tese (Doutorado). Faculdade de Engenharia Química, UNICAMP, Campinas, SP, 1998.

YANG, L. and FAROUK B., Modeling of solid particle flow and heat transfer in rotary kiln calciners. **J. Air & Waste Manage. Assoc.** v. 47, p. 1189-1196, 1997.

APÊNDICES

APÊNDICE A – VALORES DE TEMPERATURA A DIFERENTES DISTÂNCIAS DA SUPERFÍCIE DO REFRAATÁRIO DO FORNO.

Tabela A1 – Valores de temperatura em diferentes distâncias da superfície interna do revestimento refratário do forno.

Distância da superfície interna (cm)	Temperatura, °C			Temperatura média (°C)
	1	2	3	
0,0	1081	1079	1080	1080,0
2,0	995	994	994	994,3
4,0	910	913	910	911,0
6,0	822	822	823	822,3
8,0	724	721	722	722,3
10,0	643	642	641	642,0

APÊNDICE B – VALORES DA TEMPERATURA DAS FASES SÓLIDA E GASOSA AO LONGO DO COMPRIMENTO AXIAL DO CALCINADOR.

Tabela B1 – Valores experimentais da temperatura dos gases ao longo do comprimento axial do calcinador.

Distância da entrada, m	Temperatura dos gases, °C					Temperatura Média, °C	Desvio Padrão
	1	2	3	4	5		
0	1147	1158	1154	1147	1143	1150	±6
1	1105	1113	1116	1106	1110	1110	±5
2	1083	1086	1074	1073	1086	1080	±6
3	1025	1019	1028	1032	1020	1025	±5
4	967	972	969	982	977	973	±6
5	905	909	915	916	919	913	±6
6	868	869	861	859	863	864	±4
7	806	815	813	812	819	813	±5
8	765	769	781	776	766	771	±7
9	715	712	725	721	724	719	±6
10	676	686	687	674	676	680	±6
11	631	639	637	629	641	635	±5
12	579	587	589	575	587	583	±6
13	532	529	515	526	515	523	±8
14	461	476	478	464	465	469	±8
15	415	428	420	414	429	421	±7
15,9	351	354	361	362	368	359	±7

Tabela B2 – Valores experimentais da temperatura do leito de sólidos ao longo do comprimento axial do calcinador.

Distância da entrada, m	Temperatura do leito de sólidos, °C					Temperatura Média, °C	Desvio Padrão
	1	2	3	4	5		
0	31	28	33	28	29	30	±2
1	46	52	50	48	46	48	±3
2	61	64	62	64	60	62	±2
3	80	84	83	81	79	81	±2
4	98	96	93	99	100	97	±3
5	102	103	107	105	107	105	±2
6	112	117	113	117	118	115	±3
7	124	121	119	122	124	122	±2
8	135	136	134	137	134	135	±1
9	146	148	145	147	143	146	±2
10	151	154	153	155	154	153	±2
11	163	162	165	164	165	164	±1
12	169	168	172	171	172	170	±2
13	173	172	175	175	176	174	±2
14	177	175	179	178	175	177	±2
15	179	181	183	178	181	180	±2
15,9	186	187	188	184	182	185	±2

APÊNDICE C: PROGRAMA COMPUTACIONAL PARA SIMULAÇÃO DOS PERFIS DE TEMPERATURA DOS GASES E DO LEITO DE SÓLIDOS AO LONGO DO COMPRIMENTO AXIAL DO CALCINADOR.

```
> restart;

> with(plots,odeplot):with(DEtools):

> # Propriedades da Fase Sólida

> d:=0.0035:                # diâmetro médio da partícula, m
> ros:=1030:                # massa específica, kg/m3
> Cps:=0.235:              # calor específico, kJ/(kg.°C)
> ks:=0.43:                # condutividade térmica, W/(m.°C)
> emis:=0.95:              # emissividade, -

> # Propriedades da Fase Gasosa

> rog:=0.273:              # massa específica, kg/m3
> mig:=0.0000533:          # viscosidade cinemática, kg/(m.s)
> Cpg:=1.198:              # calor específico, kJ/(kg.°C)
> kg:=0.0882:              # condutividade térmica, W/(m.°C)

> # Parâmetros Operacionais do Forno

> Dc:=2.9:                  # diâmetro interno, m
> Lc:=15.9:                 # comprimento axial, m
> omega:=12:                # velocidade de rotação, rad/s
> Ms:=3.122:                # vazão mássica de sólidos, kg/(m2.s)
```

> Mg:=0.084: # vazão mássica de gás, kg/(m2.s)
 > epsons:=0.054: # porosidade da fase sólida, -
 > qws:=7336: # fluxo de calor parede sólidos, W/m2
 > Ag:=6.25: # área transversal de escoamento do gás, m2
 > Ags:=21.96: # área de contato gás-sólido, m2
 > Awg:=121.89: # área de contato parede-gás, m2
 > Aws:=22.89: # área de contato parede-sólido, m2
 > epsong:=1-epsns: # porosidade da fase gasosa, -
 > Tsur:=1000:Tw:=160:

> # Constantes Físicas

> g:=9.806: # constante gravitacional, m/s2
 > sigma:= 0.0000000493: # constante de Stefan-Boltzmann, kcal/(h.m2.K4)

> # Números Adimensionais Característicos

> Ry:=Mg*Dc/(mig*epsong): # número de Reynolds, -
 > Pr:=mig*Cpg/kg: # número de Prandtl, -
 > hwg:=0.036*(kg/d)*(Re^0.8)*(Pr^0.33)*((Lc/Dc)^0.055):
 > hgs:=0.4*((3600*Mg/Ag)^0.62):
 > hr:=emis*sigma*(Tw+Tsur)*((Ts^2)+(Tsur^2)):

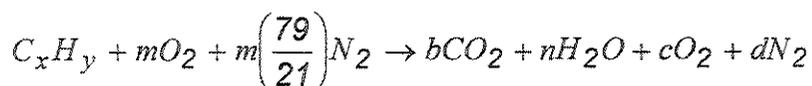
> sys:=diff(g(z),z)-(hgs*Ag/(Mg*Cpg))*(s(z)-g(z))-(hwg*Awg/(Mg*Cpg))*(Tw-g(z))=0,diff(s(z),z)-(hgs/(Ms*Cps))*(g(z)-s(z))-(qws/((Tw-s(z))*Cps*Ms))*(w-s(z))-((emis*sigma*(Tw+Tsur)*((s(z))^2)+(Tsur^2)))*Aws/(Ms*Cps))*(Tw-s(z))=0:

> fcns:={g(z),s(z)}:

```
> p:=dsolve({sys,g(0)=1150,s(0)=30},fcns,type=numeric):  
> odeplot(p,[[z,g(z)],[z,s(z)]],0..15.9,numpoints=100);  
  
>
```

APÊNDICE D: CÁLCULO ESTEQUIOMÉTRICO DA COMBUSTÃO NO CALCINADOR.

O percentual de excesso de oxigênio, ou de ar, forma pela qual o oxigênio é admitido na maioria dos processos de combustão, pode ser calculado com base nos percentuais de oxigênio e dióxido de carbono nos gases efluentes do processo de combustão, ou a relação ponderal hidrogênio/carbono do combustível. Nestas condições, considerando que o ar constitui-se de percentuais molares iguais a 21 % de O_2 e 79 % de N_2 , a estequiometria da reação de combustão pode ser escrita como:



Estequiometricamente tem-se:

- Relação H/C

$$R = y / 12 \cdot x \quad (D.1)$$

- $b = x$ e $n = y/2$

- Quantidade de moles de O_2 consumidos:

$$O_2(\text{consumido}) = b + n / 2 = x + y / 4 \quad (D.2)$$

- Quantidade de moles de ar consumidos:

$$\text{ar}(\text{consumido}) = (1 + 79 / 21) \cdot (x + y / 4) = 4,76(x + y / 4) \quad (D.3)$$

- massa de combustível consumida por mol:

$$m_{\text{comb}} = 12x + y \quad (D.4)$$

Como a massa molar do ar é de 28,9 kg/kmol,

$$\frac{\text{Massa de ar}}{\text{Massa de combustível}} = \frac{28,9 \cdot 4,76(x + (y/4))}{12x + y} = \frac{137,564 \cdot x + 34,391 \cdot y}{12x + y} \quad (\text{D.5})$$

Substituindo y por $12xR$,

$$\frac{\text{Massa de ar}}{\text{Massa de combustível}} = \frac{11,5 \cdot (1 + 3R)}{1 + R} \quad (\text{D.6})$$

Que é a relação ar/combustível teórica. Na prática, uma quantidade maior de ar é necessária para compensar inadequações no processo de mistura. Estima-se esse excesso a partir da expressão.

$$\text{Excesso de ar} = \frac{\text{quantidade total de ar} - \text{quantidade de ar teórica}}{\text{quantidade de ar teórica}} \cdot 100\% \quad (\text{D.7})$$

Vê-se ainda pela estequiometria que:

- A quantidade de moles de O_2 em excesso por mol de combustível é igual a c e,
- A quantidade de ar teórico é igual a $x+(y/4)$.

Portanto, o excesso de oxigênio é dado por:

$$\text{Excesso de } O_2 = \frac{c}{x + y/4} \cdot 100 = \frac{400 \cdot c}{4x + y} \quad (\text{D.8})$$

Como $x = b$ e $y = 12xR = 12bR$,

A Equação D.8 pode ser rescrita como:

$$\text{Excesso de } O_2 = \frac{100 \cdot c}{b \cdot (1 + 3R)} \% \quad (\text{D.9})$$

Ainda, como R pode ser estimado:

$$R = \frac{8,87 - 0,421(b + c)}{b} \quad (\text{D.10})$$

Substituindo R na Equação D.9, teremos:

$$\text{Excesso de } O_2 = \frac{100 \cdot c}{26,61 - 0,263 \cdot b - 1,263 \cdot c} \% \quad (\text{D.11})$$

Portanto, conhecendo-se os resultados da análise dos gases oriundos de uma combustão em termos dos percentuais de oxigênio e dióxido de carbono, pode-se atuar na operação do forno, caso seja necessário, para obtenção de uma combustão completa e econômica.

Abstract

The rotating kiln used for plaster attainment beta ($\text{CaSO}_4 \cdot 0,5\text{H}_2\text{O}$), from the calcination of the crude gypsum ore ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$), present as main advantages in relation to the too much types the production of a plaster more uniform, better thermal efficiency and easiness of automation. However, these ovens had had origin in adaptations of the kilns of manufacture Portland cement, needing one better understanding of the involved phenomena in the process of heat transference, for the elaboration of more robust models of simulation for the sizing adjusted in processes of plaster production.

As contribution to literature a mathematical model was developed, to simulate the effect of wall through variations of the profile of temperature in the inward of the refractory covering of a rotating kiln. The installation of thermocouples in different radial pitches in one given transversal section of the oven allowed measured experimental for smoothing of the mathematical model considered and after calculation of thermophysical properties of refractory and the stream of heat between the wall and the solid stream bed. This last parameter was used in the simulation of the profiles of temperature of the phases in draining through the kiln.

The considered mathematical model describes with good accuracy the variations of temperature from the surface of the refractory one. It was evidenced the great contribution of the effect of wall in the backup of part of the stream of heat to the wall. About 70 % the parcel stored heat it returns for the solid stream bed. This, evidences the necessity of the fractory covering use in kilns of plaster calcination, waving itself for a bigger economy of energy to if opting to if working with streams of gases with lower temperatures.