

Universidade Estadual de Campinas

Faculdade de Engenharia Química

Área de Concentração:

Desenvolvimento de Processos Químicos

Modelagem Matemática, Controle e Otimização do Processo
de Incineração em Fornos Rotativos com Pós-Combustor

Autor: Eduardo Thomaz Inglez de Souza

Orientador: Prof. Dr. Rubens Maciel Filho

Dissertação de Mestrado apresentada à Faculdade de Engenharia Química
como parte dos requisitos exigidos para obtenção do título de Mestre em
Engenharia Química.

Campinas - São Paulo
Março de 2000

UNICAMP

BIBLIOTECA CENTRAL
SEÇÃO CIRCULANTE



2000-03-04

UNIDADE	BC
N.º CHAMADA:	
1 UNICAMP	
So 89m	
4	
41553	
278/00	
C	D <input checked="" type="checkbox"/>
PRECO R\$ 11,00	
DATA 13-07-00	
N.º CPD	

CM-00142757-1

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

So89m

Souza, Eduardo Thomaz Inglez de
Modelagem matemática, controle e otimização do
processo de incineração em fornos rotativos com pós-
combustor / Eduardo Thomaz Inglez de Souza.--
Campinas, SP: [s.n.], 2000.

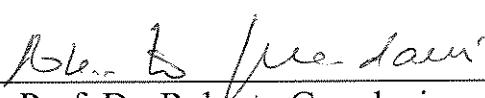
Orientador: Rubens Maciel Filho.
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de
Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Modelos matemáticos. 2. Incineradores. 3. Con-
trole de processo. 4. Otimização matemática. I. Maciel
Filho, Rubens. III. Universidade Estadual de Campinas.
Faculdade de Engenharia Química. III. Título.

Dissertação de Mestrado defendida por Eduardo Thomaz Inglez de Souza
aprovada em 27 de Março de 2000 pela banca constituída pelos doutores:


Prof. Dr. Rubens Maciel Filho - Orientador
FEQ/UNICAMP


Prof. Dr. Edson Tomaz
FEQ/UNICAMP


Prof. Dr. Roberto Guardani
DEQ/USP

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL
SEÇÃO CIRCULANTE

Este exemplar corresponde à redação final da Dissertação de Mestrado em Engenharia Química defendida por Eduardo Thomaz Inglez de Souza e aprovada pela Comissão Julgadora em 27 de Março de 2000.



Rubens Maciel Filho
Prof. Dr. Rubens Maciel Filho
(Orientador)

Agradecimentos

Ao professor Rubens, pela orientação e confiança depositadas, mostrando os melhores caminhos para a elaboração desta Dissertação.

Ao professor Edson Tomás, pelo seu apoio desde o início das atividades até a conclusão final deste trabalho, disponibilizando, sem restrições, artigos técnicos , sua Tese de Doutorado, e principalmente seus conhecimentos no assunto.

E, aos colegas do Departamento de Processos Químicos, do LDPS e LOPCA sempre dispostos a ajudar.

Resumo

O desenvolvimento de um modelo matemático, de boa qualidade ,em estado estacionário e dinâmico, para estudar a otimização e o controle do processo de incineração em grande escala, estimulou o enfoque dado a este trabalho. Os procedimentos de cálculos dos balanços de massa e energia, assim como todos os fluxos de calor, condutivo, convectivo e radiativo, são projetados para ter uma solução simultânea de todas as equações com um método numérico amplamente difundido, Newton-Raphson, Levenberg-Marquardt ou SQP. As temperaturas obtidas para os sólidos, o gás anular, o jato central, a parede interna e a parede externa, são comparadas com outra aproximação aplicada a este tipo de problema, a analogia dos fluxos de calor com circuitos elétricos.

A comparação dos dois procedimentos permite identificar o melhor método do ponto de vista computacional, e aquele que melhor representa uma planta real.

O programa computacional, desenvolvido para este trabalho, permite observar a dinâmica do processo para oscilações comuns na prática industrial, tais como: variações nas temperaturas de alimentação dos resíduos, do ar e do combustível e mudanças nas vazões mássicas das correntes mencionadas acima. O modelo dinâmico também é capaz de representar a partida e a parada da planta.

O sistema de controle , implementado com base no modelo dinâmico, consiste de estudos baseados em controle "feedback" e "feedforward". A malha "feedback" tem controladores tipo PID e a "feedforward" prediz o processo usando planejamento experimental.

O trabalho emprega técnicas de otimização para maximizar o rendimento da operação, reduzindo o consumo de combustível para a maior quantidade possível de resíduos alimentados, respeitando normas ambientais e de operação do processo.

Com um modelo determinístico, descrevendo as principais características do processo de incineração em grande escala, é possível definir estratégias operacionais ótimas, e também uma política de controle adequada, de tal modo que o melhor desempenho possa ser atingido. O modelo permite tomar decisões em estágios preliminares da operação, corrigindo e antevendo eventuais problemas.

Abstract

The development of a suitable mathematical model, in steady state and dynamic conditions , to carry out optimization and control of the large scale incineration process , stimulated the approach proposed in this work. The development of the mass and energy balances, as well as all the flows of heat, conductive, convective and radiative, were idealized to have simultaneous solution of all the equations, with a well-known numeric method, Newton-Raphson, Levenberg-Marquardt or SQP. The temperatures obtained for: the solids, gas, intern wall, external wall , total heat lost by the walls , concentrations of dioxins and products of incomplete combustion can be compared with another approach used to solve this kind of problem, to know ,the analogy of the flows heat with electric circuits.

The comparison of the two methods allows identify the best method in the computational (time) and results (close to real datas) point of view.

The software, developed for this work, allows to observe the dynamics of the combustion process, for common oscillations in the industrial practice, such as variations in the feeding temperatures of the residue, the air and the fuel flows. The dynamic model is also capable to represent the start up and the shut down of the plant

The control system involves, implemented in the dynamic model, a study based on feedback and feedforward control. The feedback loop has controllers type PID and the feedforward predicts the process using experimental planning.

The work, also uses optimization techniques, to obtain the best performance of the operation, reducing the consumption of fuel for the largest possible amount of residues fed.

With a good and reliable deterministic model describing the main features, taking place in large scale incinerator equipment, it is possible to define optimal operating strategies as well as adequate control policy in such way that high operation performance can be obtained. Also with the model its possible to take decisions in earlier stages of the equipment design.

Índice Geral

Resumo	i
Abstract	ii
Índice Geral	iii
Índice de Tabelas	vii
Índice de Figuras	viii
Nomenclatura	xiii
Capítulo 1: Introdução	2
1 – Introdução	2
Capítulo 2: Conceitos Teóricos	7
2.1- Introdução	7
2.2 - Incineradores tipo fornos rotativos	8
2.3 Incineradores de injeção líquida	12
2.4 – Planejamento Experimental	16
2.4.1 Planejamento e Otimização de Experimentos	18
2.4.2 Planejamento Fatorial	19
2.4.3 Planejamento Fatorial 2^2	21
2.5 - Controle de Processos Químicos	34
2.5.1 Conceitos básicos	34
2.5.2 - Tipos de controladores	35
2.5.3 - Ajustes de Controladores	38
2.5.4 - Controle Feedforward	39
Capítulo 3: Modelagem Matemática em Estado Estacionário e Dinâmico	42
3.1 – Introdução	42

3.2 - Hipóteses Adotadas	44
3.3 - Modelagem Matemática em Estado Estacionário	46
3.3.1 – Câmara Primária	47
3.3.2 – Sólido	47
3.3.3 – Região do Jato	51
3.3.4 - Determinação da concentração dos componentes por zona	54
3.3.5 – Gás Anular	56
3.4 – Câmara Secundária	62
3.4.1 – Introdução	62
3.4.2 – Balanços de massa na zona de injeção	63
3.4.3 – Balanços de energia na zona de injeção	66
3.5 – Balanço para os fluxo de calor	69
3.6 - Modelagem Matemática em Regime Transiente	75
3.6.1 - Introdução	75
3.6.2 – Modelagem matemática	76
3.6.2.1 - Balanço de energia para o sólido (câmara primária)	76
3.6.2.2 - Balanço de energia para o jato central (câmara primária)	77
3.6.2.3 - Balanço de energia para o gás anular (câmara primária)	78
3.6.2.4 - Balanço de energia para a parede interna (câmara primária)	79
3.6.2.5 - Balanço de energia para a parede externa (câmara primária)	79
3.6.3 - Balanços de energias para a zona de injeção de resíduo líquido	80
3.6.3.1 - Balanço de energia para o jato central	80
3.6.3.2 - Balanço de energia para o gás anular	80
Conclusões	80
Capítulo 4: Resultados e Discussão	83
4.1 - Introdução	83
4.2 - Estado Estacionário	84
4.3 - Influência da vazão mássica do gás secundário.	91
4.4 - Influência da vazão mássica do resíduo sólido.	94
4.5 - Influência da vazão mássica do combustível	97
4.6- Influência do poder calorífico do resíduo sólido	99

4.7- Influência do poder calorífico do combustível	101
4.8 - Influência do poder calorífico do combustível	104
4.9- Influência da vazão mássica do resíduo líquido	106
4.10 - Resposta em Malha Aberta	108
4.11 - Influência da vazão mássica do gás secundário.	110
4.12- Influência da vazão mássica do gás primário.	111
4.13- Influência da vazão mássica do resíduo sólido.	112
4.14- Influência da vazão mássica do combustível	112
4.15 - Influência da vazão mássica do resíduo líquido.	113
 Capítulo 5: Controle do Processo	 116
5.1 Controle Feedback	116
5.2 - Controle Feedforward: Uso do planejamento experimental do processo de incineração via simulação por computador do modelo matemático	131
5.3 - Malha mista PID - Feedforward	142
5.4 - Otimização	144
5.4.1 - Conceitos Básicos	144
5.4.2 - Otimização do Processo de Incineração	147
Conclusões	148
 Capítulo 6: Conclusões	 150
Analogia com circuitos elétricos e representação analítica dos fluxos de calor	150
Qualidade do modelo em estado estacionário	151
Modelagem dinâmica.	151
Otimização	153
Desenvolvimento de interface gráfica.	154
Sugestões	154
 Apêndice A:	 155
1. Consumo de combustível e queima de resíduo	156

2. Produtos de combustão	159
Apêndice B:	162
1. Áreas de trocas térmica	163
2 .Fatores de forma	166
Apêndice C:	168
Referências Bibliográficas	172

Índice de Tabelas

Tabela 2.1 - Viscosidade cinemática e manipulação de sólidos em sistema de atomização.	14
Tabela 2.2 - Efeito da temperatura e do tipo de catalisador sobre o rendimento de uma reação.	21
Tabela 2.3 Efeitos calculados para o planejamento fatorial 2^2 da tabela 2.1	25
Tabela 2.4 Planejamento Fatorial 2^4	28
Tabela 2.5 Coeficientes de Contraste para um Fatorial 2^4	30
Tabela 2.6 - Ajustes de Zieger-Nichols	39
Tabela 4.1 – Parâmetros para as simulações	85
Tabela 4.2 – Propriedades do resíduo sólido	86
Tabela 4.3 – Propriedades do resíduo líquido	86
Tabela 4.4 – Propriedades do combustível	86
Tabela 5.1 – Constantes usadas no controlador PID na câmara primária.	117
Tabela 5.2 – Constantes usadas no controlador PID na câmara secundária.	117
Tabela 5.3 – Planejamento experimental da temperatura de saída dos gases na câmara primária	133
Tabela 5.4 – Planejamento experimental da concentração de oxigênio na saída da câmara primária	134
Tabela 5.5 – Planejamento experimental da temperatura de saída dos gases na câmara secundária	136
Tabela 5.6 – Planejamento experimental da concentração de oxigênio na saída da câmara secundário.	137
Tabela 5.7 - Limites restritivos para a otimização.	147

Índice de Figuras

Figura 2.1 - Incinerador tipo forno rotativo com sistema de recuperação de calor e tratamento de gases.	12
Figura 2.2 - Incinerador de injeção líquida vertical.	15
Figura 2.3 - Esquema de um queimador apresentado por Theodore e Reynold (1987).	15
Figura 2.4 - Sistema Genérico Influenciado por 3 Fatores	20
Figura 3.1 - Fluxos na Câmara de Combustão Primária	43
Figura 3.2 - Fluxos na Câmara de Combustão Secundária	43
Figura 3.3 - Representação do balanço de massa para os sólidos na zona i	47
Figura 3.4 – Representação do balanço de energia na zona i	48
Figura 3.5 - Representação do balanço de massa para o jato na zona i	52
Figura 3.6 - Representação do balanço de energia na zona i	53
Figura 3.7 – Representação do balanço de massa para os gases	57
Figura 3.8 – Representação do balanço de energia para a região dos gases	59
Figura 3.9 – Esquema de fluxos internos na câmara primária	61
Figura 3.10 – Câmara secundária	62
Figura 3.11 – Representação do balanço de massa para o jato na zona de injeção da câmara secundária	63
Figura 3.12 – Representação do balanço de massa para o gás anular na zona de injeção da câmara secundária	64
Figura 3.13 - Representação do balanço de energia para o gás anular	69
Figura 3.14 – Analogia dos fluxos de calor com circuitos elétrico	71
Figura 3.15 – Fluxos de calor com corrente de sólido	74
Figura 3.16 – Fluxos de calor sem corrente de sólido	75
Figura 4.1 - Perfis de temperatura para metodologia usando analogia com circuitos elétricos.	87
Figura 4.2 - Perfis de temperatura para metodologia adotadas neste trabalho	87
Figura 4.3 - Perfis de temperatura para ausência de trocas radiativas entre superfícies adjacentes.	88
Figura 4.4 - Perfil de concentração de oxigênio (região do gás anular), água e dióxido de carbono para o forno rotativo.	89

Figura 4.5 - Perfil de concentração de dióxido de enxofre, ácido clorídrico e óxido de fósforo para o forno rotativo.	89
Figura 4.6 - Perfil de concentração de oxigênio(região do gás), água e dióxido de carbono para o pós-combustor	90
Figura 4.7 - Perfil de concentração de dióxido de enxofre, ácido clorídrico e óxido de fósforo para o forno rotativo.	90
Figura 4.8 - Influência da vazão do ar secundário sobre a temperatura gás anular	91
Figura 4.9 - Influência da vazão do ar secundário sobre a temperatura do jato central	92
Figura 4.10 - Influência da vazão do ar secundário sobre a temperatura do sólido	92
Figura 4.11 - Influência da vazão do ar secundário sobre a temperatura da parede interna	93
Figura 4.12 - Influência da vazão do ar primário sobre a temperatura do gás anular	94
Figura 4.13 - Influência da vazão do ar primário sobre a temperatura do jato central.	95
Figura 4.14 - Influência da vazão do ar primário sobre a temperatura do sólido	95
Figura 4.15 - Influência da vazão do ar primário sobre a temperatura da parede interna	96
Figura 4.16 - Influência da vazão do resíduo sólido sobre a temperatura do gás anular	97
Figura 4.17 - Influência da vazão do resíduo sólido sobre a temperatura do jato central	97
Figura 4.18 - Influência da vazão do resíduo sólido sobre a temperatura do sólido	98
Figura 4.19 - Influência da vazão do resíduo sólido sobre a temperatura da interna	98
Figura 4.20 - Influência da vazão do combustível sobre a temperatura do gás anular	99
Figura 4.21 - Influência da vazão do combustível sobre a temperatura do jato central	100
Figura 4.22- Influência da vazão do combustível sobre a temperatura do sólido	100
Figura 4.23 - Influência da vazão do combustível sobre a temperatura da parede interna	101
Figura 4.24 - Influência do poder calorífico do sólido sobre a temperatura do gás anular	102
Figura 4.25 - Influência do poder calorífico do sólido sobre a temperatura do jato central	102
Figura 4.26 - Influência do poder calorífico do sólido sobre a temperatura do sólido	103
Figura 4.27 - Influência do poder calorífico do sólido sobre a temperatura da parede interna	103
Figura 4.28 - Influência do poder calorífico do combustível sobre a temperatura do gás anular	104
Figura 4.29 - Influência do poder calorífico do combustível sobre a temperatura do jato central	105
Figura 4.30 - Influência do poder calorífico do combustível sobre a temperatura do sólido	105

Figura 4.31 - Influência do poder calorífico do combustível sobre a temperatura da parede interna	106
Figura 4.32 - Influência da vazão mássica do resíduo líquido sobre a temperatura do gás anular	107
Figura 4.33 - Influência da vazão mássica do resíduo líquido sobre a temperatura do jato central	107
Figura 4.34 - Influência da vazão mássica do resíduo líquido sobre a temperatura da parede interna	108
Figura 4.35 – Resposta em malha aberta da concentração de oxigênio do gás para perturbação degrau de +10% na vazão do sólido.	109
Figura 4.36 – Resposta em malha aberta da concentração de oxigênio do gás para perturbação degrau de +10% na vazão do sólido.	109
Figura 4.37 – Resposta em malha aberta para perturbação degrau de $\pm 10\%$ na vazão do gás secundário (Câmara primária)	110
Figura 4.38 – Resposta em malha aberta para perturbação degrau de $\pm 10\%$ na vazão do gás secundário (Câmara secundária)	111
Figura 4.39 – Resposta em malha aberta para perturbação degrau de $\pm 10\%$ na vazão do gás primário (Câmara primária).	111
Figura 4.40 – Resposta em malha aberta para perturbação degrau de $\pm 10\%$ na vazão do resíduo sólido (Câmara primária).	112
Figura 4.41 – Resposta em malha aberta para perturbação degrau de $\pm 10\%$ na vazão do combustível auxiliar (Câmara primária).	112
Figura 4.42 – Resposta em malha aberta para perturbação degrau de $\pm 10\%$ na vazão do resíduo líquido (Câmara secundária).	113
Figura 5.1 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão mássica do ar secundário da câmara primária	118
Figura 5.2 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão mássica do ar secundário da câmara primária	118
Figura 5.3 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de - 10% na vazão mássica do ar secundário da câmara primária	119
Figura 5.4 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de - 10% na vazão mássica do ar secundário da câmara primária	119

Figura 5.5 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão mássica do ar primário da câmara primária	120
Figura 5.6 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão mássica do ar primário da câmara primária	120
Figura 5.7 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de - 10% na vazão mássica do ar primário da câmara primária	121
Figura 5.8 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de - 10% na vazão mássica do ar primário da câmara primária	121
Figura 5.9 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão do resíduo sólido da câmara primária	122
Figura 5.10 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão do resíduo sólido da câmara primária	122
Figura 5.11 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de - 10% na vazão do resíduo sólido da câmara primária	123
Figura 5.12 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de - 10% na vazão do resíduo sólido da câmara primária	123
Figura 5.13 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão mássica de combustível da câmara primária	124
Figura 5.14 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão mássica de combustível da câmara primária	124
Figura 5.15 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de - 10% na vazão mássica de combustível da câmara primária	125
Figura 5.16 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de - 10% na vazão mássica de combustível da câmara primária	125
Figura 5.17 – Dinâmica da vazão de resíduo sólido para perturbação degrau de +10% em sua vazão	126
Figura 5.18 - Dinâmica da vazão de resíduo sólido para perturbação degrau de -10% em sua vazão	126
Figura 5.19 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão mássica do ar secundário da câmara secundária	127
Figura 5.20 - Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão mássica do ar secundário da câmara secundária	128

Figura 5.21 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de - 10% na vazão mássica do ar secundário da câmara secundária	128
Figura 5.22 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de - 10% na vazão mássica do ar secundário da câmara secundária	129
Figura 5.23 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão mássica do ar secundário da câmara secundária	129
Figura 5.24 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão mássica do ar secundário da câmara secundária	130
Figura 5.25 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão mássica do ar secundário da câmara secundária	130
Figura 5.26 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão mássica do ar secundário da câmara secundária	131
Figura 5.27 - Controle feedforward para perturbação degrau de + 10% na vazão do ar secundário	140
Figura 5.28 - Controle feedforward para perturbação degrau de - 10% na vazão do ar secundário	140
Figura 5.29 - Controle feedforward para perturbação degrau de + 10% na vazão do resíduo sólido	141
Figura 5.30 - Controle feedforward para perturbação degrau de - 10% na vazão do resíduo sólido	141
Figura 5.31 - Malha mista para perturbação degrau de + 10% na vazão do ar secundário	142
Figura 5.32 - Malha mista para perturbação degrau de - 10% na vazão do ar secundário	143
Figura 5.33- Malha mista para perturbação degrau de + 10% na vazão do resíduo sólido	143
Figura 5.34 - Malha mista para perturbação degrau de - 10% na vazão do resíduo sólido	144
Figura B.1 – Representação geométrica de um incinerador	163
Figura B.2 – Corte da secção de um forno rotativo	165
Figura C.1 - Procedimento de otimização.	169
Figura C.2 - Fluxograma para os balanços de massa e energia.	170
Figura C.3 - Algoritmo geral do software.	171

Nomenclatura

$\Delta H_{r(i)}$	Calor gerado pela combustão dos resíduos (j/s).
ΔH_{va}	Entalpia de vaporização da água (j/s).
$\Delta M_{a(i)}$	Quantidade de água que se evapora na zona i, (kg/s)
$\Delta M_{cb(i)}$	Consumo de combustível na zona i, (kg/s)
$\Delta M_{en(i)}$	Vazão de aporte do ar secundária, (kg/s).
$\Delta M_{liq(i inj)}$	Volatilização do resíduo líquido, (kg/s).
$\Delta M_{s(i)}$	Quantidade de material volátil que se volatiliza na zona i, (kg/s).
$\Delta M_{sv(i)}$	Quantidade de material volátil que sofre combustão na zona “i”(kg/s).
Δx	Espessura do refratário (m)
Δz	Comprimento da zona, (m).
σ	Constante de Boltzmann (j/s.m ² .K).
ρ_g	Massa específica do gás anular, (kg/m ³).
ρ_j	Massa específica da região do jato, (kg/m ³).
ρ_p	Densidade do elemento de volume da parede interna, (kg/m ³).
ρ_m	Massa específica da mistura, (kg/m ³).
ρ_{refrat}	Densidade do refratário, (kg/m ³).
ρ_{su}	Densidade do sólido úmido, (kg/m ³).
i	Zona
i_{inj}	Zona de injeção
j	Componente dos produtos de composição ou da alimentação inicial
$A_{gás}$	Área de troca térmica do gás anular (m ²).
A_{jato}	Área de troca térmica do jato (m ²).
A_{parede}	Área de troca térmica da parede interna (m ²).
$A_{sólido}$	Área de troca térmica do sólido (m ²).
C_{pa}	Capacidade calorífica da água (j/mol/K).
C_{pap}	Capacidade calorífica do ar primário (j/mol/K).
C_{pcb}	Capacidade calorífica do combustível (j/mol/K).
C_{ppe}	Capacidade calorífica do refratário (j/mol/K)..

Cprl	Capacidade calorífica do resíduo líquido (j/mol/K).
Cprs	Capacidade calorífica do resíduo sólido (j/mol/K).
Cpsu	Capacidade calorífica do sólido úmido (j/mol/K).
Cpsv	Capacidade calorífica dos sólidos volatéis (j/mol/K).
F _{A1A2}	Fator de forma entre as superfícies A1 e A2. Estas superfícies podem ser o sólido (s), parede (p), gás anular (g), jato (j)
F _{A1A2p}	Fator de forma entre as superfícies A1 e A2, para A2 na zona adjacente posterior
F _{A1A2a}	Fator de forma entre as superfícies A1 e A2, para A2 na zona adjacente anterior
Fcb(i)	Vazão mássica de combustível, (kg/s)
Grc(i,j)	Quantidade do componente ‘j’ gerado na zona “i” em decorrência da queima do combustível (kg/s).
Grg (i,j)	Quantidade do componente ‘j’ gerado na zona “i” em decorrência da queima do resíduo (kg/s).
Ha(i)	Entalpia da corrente de água (j/s).
h _{ar}	Coeficiente convectivo do ar (j/kg/K).
Has	Entalpia da corrente do ar secundário (j/s).
Hen(i)	Entalpia da corrente do aporte de ar da região do gás anular (j/s).
Hg(i)	Entalpia da corrente do gás anular (j/s).
h _{jato}	Coeficiente convectivo do jato (j/kg/K).
Hj(i)	Entalpia da corrente do jato central (j/s).
H _L	Fração de perda de hidrogênio
h _{sólido}	Coeficiente convectivo do sólido (j/kg/K).
Hs(i)	Entalpia da corrente do sólido (j/s).
Hsv(i)	Entalpia dos voláteis que deixam a zona i (j/s).
Hva(i)	Entalpia da corrente da água que é evaporada na zona i (j/s).
k _{refratário}	Coeficiente condutivo do material refratário (W/m/K)
M _m	Peso molecular médio da mistura, (kg/kmol).
Ma	Vazão mássica de água, (kg/s).
Map	Vazão mássica do ar primário na câmara secundária, (kg/s)
Mas	Vazão mássica do ar secundário na câmara secundária, (kg/s)
Mg(i)	Vazão mássica do gás anular, (kg/s).

Mj(i)	Vazão mássica do jato central (kg/s).
Ms(i)	Vazão mássica do resíduo sólido, (kg/s).
Msv(i)	Vazão dos sólidos voláteis, (kg/s)
P	Pressão absoluta, (atm).
PCcb	Poder calorífico do combustível (j/kg).
PCrl	Poder calorífico do resíduo líquido (j/kg).
PCrs	Poder calorífico do resíduo sólido (j/kg).
q _{373(i)}	Entalpia da corrente do sólido úmido que deixa a zona i se estivesse a 100°C (j/s).
qg(i)	Balanço dos fluxos de calor para a região do gás anular (j/s).
Qger(i)	Calor gerado pela queima do combustível (j/s).
qj(i)	Fluxos de calor para a região do jato central (j/s).
qp(i)	Fluxos de calor para a parede interna (j/s).
qpe(i)	Fluxos de calor para a parede externa (j/s).
qs(i)	Fluxos de calor para a região do sólido (j/s).
qsol(i)	Entalpia da corrente do sólido úmido na zona i sem evaporação de água (j/s).
R	Constante dos gases (atm/m ³ . K).
T	Temperatura absoluta, (K).
Tap	Temperatura do ar primário, (K).
Tcb	Temperatura do combustível, (K).
Tg(i)	Temperatura do gás anular, (K).
Tj(i)	Temperatura do jato central, (K).
Tp(i)	Temperatura da parede interna, (K).
Tpe(i)	Temperatura da parede externa, (K).
Tref	Temperatura de referência, (K).
Ts(i)	Temperatura do sólido, (K).
V _j	Volume da região do jato, (m ³).
V _g	Volume do gás, (m ³)
V _p	Volume da parede interna, (m ³).
V _{pe}	Volume do material refratário, (m ³).
V _{sol}	Volume do sólido, (m ³).
y _{g(i,j)}	Composição do componente “j” na zona “i” do gás anular (kg/kg).
y _{j(i,j)}	Composição do componente “j” na zona “i” jato central (kg/kg).

Capítulo 1:

Introdução

Capítulo 1: Introdução

1 – Introdução

A incineração é um processo de tratamento térmico de um resíduo, sólido ou líquido, que apresenta perigo de contaminação para o ambiente ou ainda, aquele que não tem mais potencial para reciclagem. Este tratamento consiste na destruição térmica do resíduo, a altas temperaturas, com a presença de oxigênio. O resíduo reage com o oxigênio e gera os produtos de combustão que são tratados em equipamentos próprios para os gases de combustão em uma planta de incineração.

Em decorrência da crescente importância do aspecto ambiental nos processos químicos, principalmente nas questões ligadas às emissões de poluentes e diminuição de resíduos, o estudo da redução de resíduos sólidos e líquidos provenientes de resíduos perigosos, em incineradores tipo fornos rotativos, é uma demanda tecnológica cada vez mais presente nas indústrias químicas .

A grande quantidade de material orgânico produzido, que não tem mais serventia ou que se classifica na categoria de materiais perigosos, tem, principalmente, dois destinos que podem ser usados para sua eliminação: o aterro sanitário ou a incineração. Embora o aterro sanitário seja o dispositivo mais empregado na disposição final de materiais sem aplicação, não é o melhor. A primeira grande desvantagem deste procedimento em detrimento à incineração, é que o material não será eliminado propriamente, já que estará apenas em um local fora do alcance ambiental, sob condições devidamente projetadas para que não haja perigo de contaminação externa. Logo, em um futuro não muito distante, grandes áreas que poderiam ser destinadas à agricultura, moradias, indústrias, etc., terão que servir como depósito de resíduo, caso este seja o mecanismo de eliminação de resíduos industriais, domésticos e hospitalares.

Como alternativa ao aterro sanitário, tem-se o processo de incineração, capaz de reduzir o volume do resíduo a índices superiores a noventa e nove porcento(99 %), devido à eliminação da água, e combustão dos materiais voláteis e compostos orgânicos.

Todavia, os processos que envolvem combustão apresentam a desvantagem da emissão de substâncias poluentes, tais como as dioxinas e os produtos de combustão incompleta. Outro fator desfavorável à incineração são os elevados custos fixos e operacionais do processo. Por outro lado, a incineração é uma excelente maneira de tratamento de resíduo, bastante estudada, que é capaz de promover um destino satisfatório para os resíduos, em termos de redução de volume e eliminação da toxicidade.

A relevância de estudos das melhores condições operacionais é que permitirão usar amplamente, sem restrições ambientais, o processo de incineração. A prática industrial aliada à pesquisa tem se mostrado bastante eficiente neste sentido. Por isso, o desenvolvimento de modelos matemáticos que possam ser simulados em computadores são de grande valia. Dados simulados, com boa representatividade do processo, possibilitam analisar o comportamento do processo real, e consequentemente é feita a economia de capital em experimentos que não apresentariam bons resultados.

Para o processamento de incineração existem diversos tipos de equipamentos comerciais, entre eles, incineradores de forno rotativo, câmara fixa, leito fluidizado, injeção líquida. Dentre os tipos descritos acima, o mais versátil é o incinerador tipo forno rotativo. Este equipamento é capaz de processar todos os tipos de resíduos, sólidos, líquidos, lodos, lamas, solos contaminados etc. Além da variedade de textura e densidade de materiais, este incinerador opera com faixas granulométricas amplas e com toxicidade variável destes resíduos.

O processo de incineração não consiste apenas de um equipamento isolado; seu sistema compreende equipamentos para tratamento de gases de combustão e recuperação de energia. Muitas vezes o que ocorre é a utilização de um processo com forno rotativo para queimar alguns produtos, além do principal. Este processo é chamado de co-incineração, e uma indústria que usa este recurso é a de cimento em seus fornos rotativos.

Objetivos

O estudo continuado da incineração junto ao Laboratório de Otimização Projetos e Controle Avançado da Faculdade de Engenharia Química muito trouxe em benefícios para

este processo. Este trabalho está baseado nos conceitos teóricos de estudos anteriores, principalmente aqueles apresentados por Tomaz (1998), e também propõe algumas alternativas diferentes, agregando novos conhecimentos.

Tradicionalmente, o estudo da incineração passa pela analogia com circuitos elétricos, no que tange à determinação dos fluxos de calor. Neste trabalho ,os esforços são no sentido de desenvolver um modelo matemático, com as mesmas características daquelas adotadas por Tomaz (1998), com a diferença que para este caso, os fluxos de calor, relativos às trocas entre as superfícies, são representados diretamente por equações analíticas. Em decorrência desta alteração, dá-se a oportunidade de trabalhar a resolução numérica das equações não lineares do modelo, através da utilização de métodos computacionais conhecidos, Newton Raphson, Levenberg-Marquardt, SQP e outros.

A fim de adicionar conhecimentos a esta linha de pesquisa, o estudo da dinâmica do processo tem por objetivo a implementação de malhas de controle, adotando aquelas que atualmente são o padrão tecnológico usado neste processo. Para atingir este objetivo, dois aspectos são importantes para o êxito, o modelo matemático e seu algoritmo numérico de simulação. A modelagem matemática para o regime transiente é a mesma que para o estado estacionário, sendo necessário apenas a adição dos termos relativos aos acúmulos no tempo. A necessidade de informações rápidas requer um algoritmo computacional ágil. Portanto, a procura do método numérico mais adequado, robusto numericamente e rápido computacionalmente, é parte vital desta etapa.

Sempre considerando os fatores econômicos envolvidos em processos químicos, a otimização é a ferramenta que permite ao engenheiro a maximização dos rendimentos com custos mínimos. Logo, faz parte deste trabalho o estudo dos principais parâmetros operacionais do processo, objetivando maximizar a alimentação de resíduos com uma quantidade mínima de combustível auxiliar suprido. Em qualquer situação, as questões ambientais são consideradas restritivas, de maneira que os limites estabelecidos pelas agências reguladoras do meio ambiente sejam respeitados.

Paralelamente às atividades de pesquisa descritas acima, o programa desenvolvido e usado para geração de resultados ganha forma de "software". A criação de uma interface gráfica com menus e caixas de diálogos para alteração de dados operacionais, fisico-químicos e de equipamentos fornece um poderoso recurso didático. Os resultados também

podem ser observados diretamente no programa, em gráficos específicos. O aspecto visual do simulador foi desenvolvido com linguagem de programação Fortran 90, mais os recursos gráficos previamente disponíveis nos compiladores comerciais.

- **Organização da Tese**

- Capítulo 1: Apresentação da incineração como alternativa para tratamento de resíduos orgânicos e dos objetivos a serem desenvolvidos neste trabalho.
- Capítulo 2: Revisão de alguns conceitos teóricos de controle de processo e planejamento experimental.
- Capítulo 3: Desenvolvimento dos modelos matemáticos.
- Capítulo 4: Resultados das simulações em estado estacionário e dinâmica em malha aberta.
- Capítulo 5: Simulações do controle do processo de incineração, aplicando controle "feedback" , "feedforward" e uma malha mista contendo os dois tipos.
- Capítulo 6: Conclusões e sugestões para trabalhos futuros.

Capítulo 2:
Conceitos Teóricos

Capítulo 2: Conceitos Teóricos

2.1- Introdução

Este capítulo dedica-se ao estudo do embasamento teórico que está direta ou indiretamente envolvido com o desenvolvimento e os resultados deste trabalho. São fundamentais, em uma dissertação de mestrado, os fundamentos que propiciam ao leitor o exato entendimento do conteúdo descrito. O nível de esclarecimento dos itens a seguir foi desenvolvido de acordo com a complexidade exigida neste trabalho, seja do ponto de vista teórico ou experimental.

A incineração não é um processo novo, e tem sido usada há alguns anos para o tratamento de materiais orgânicos perigosos. O maior benefício da incineração é sua capacidade de destruição do resíduo, que pode atingir até 99,9% de redução do volume, segundo Tomaz (1998). O processo pode ser usado para uma larga faixa de resíduos e com condição de competitividade razoável com outras tecnologias.

A queima de materiais perigosos envolve a aplicação da combustão sobre situações controladas, para converter o resíduo sólido em cinzas e gases. Quatro condições devem estar presentes:

1. Quantidade de oxigênio presente suficiente para conduzir as reações de combustão.
2. Turbulência para promover contato entre o oxigênio e o resíduo.
3. Manutenção da temperatura de combustão; as reações exotérmicas geram o calor necessário para manter a temperatura a fim de destruir os compostos orgânicos.

4. Tempo de residência em altas temperaturas suficiente para garantir que as reações de combustão se completem.

Portanto, estes são os fatores que influenciam os mecanismos da incineração: oxigênio, temperatura, turbulência e tempo de residência.

2.2 - Incineradores tipo fornos rotativos

O incinerador tipo forno rotativo é formado por um cilindro, fabricado em material refratário, com um certo grau de inclinação em relação ao eixo horizontal, para o transporte do sólido e controle do tempo de residência. Estes incineradores aceitam todos os tipo de resíduos sólidos e líquidos, com calor de geração na faixa de $2,3 \cdot 10^6$ e $3,4 \cdot 10^7$ J/kg. O material sólido pode ser alimentado por um sistema composto de elevadores de canecas ou esteiras transportadoras ou em barricas. Os resíduos líquidos, são alimentados através de bicos de injeção. O incinerador deve ter sistemas para controlar a acidez e os produtos de combustão na saída, através da injeção de cal. A relação entre o comprimento e o diâmetro pode variar de 2 a 10. A velocidade rotacional, medida na região periférica, fica em torno de 0,033 revol/min.. As dimensões do incinerador e a velocidade de rotação dependerão do tipo de resíduo alimentado. Incineradores mais compridos em relação ao diâmetro são usados quando é importante um tempo de residência maior.

O tempo de residência de materiais sólidos é controlado pela velocidade de rotação e pela inclinação do forno. O tempo de residência de resíduos líquidos e dos materiais volatilizados são controlados pela velocidade do gás e forma do incinerador.

Uma estimativa do tempo de residência de sólidos, apresentada em Theodore e Reynolds (1987), pode ser obtida por:

$$\theta = 0,058 \cdot L / N \cdot D \cdot S \quad (1.1)$$

θ - tempo de residência (min)

L - comprimento do incinerador (m)

N - velocidade de rotação (rpm)

D - diâmetro (m)

S - inclinação (m/m)

O coeficiente 0,058 foi estimado por dados experimentais. Logo, o tempo de residência calculado é apenas uma estimativa do valor real.

Embora resíduos líquidos sejam incinerados em fornos rotativos, os mesmos são originalmente projetados para material sólido. Neste caso, o incinerador é muito versátil, e sendo capaz de destruir vários tipos de resíduos, com granulometria variada bem como, lodo, lama. Os únicos tipos de resíduo que causam problemas em fornos rotativos são alguns orgânicos aquosos que, ao secarem, formam uma camada na parede interna que prejudica o rendimento do forno.

É comum a presença da câmara de combustão secundária, cujo objetivo é garantir a combustão completa do resíduo. Em geral, o resíduo líquido é alimentado na câmara de combustão secundária. O forno rotativo atua com o objetivo de volatilizar e oxidar. As cinzas resultantes do processo de incineração são removidas no fim da câmara de combustão. Os voláteis oriundos da câmara primária são alimentados em forma gasosa na câmara secundária, a qual tem adição de oxigênio para realizar a combustão completa. Ambas as câmaras são equipadas com um sistema de queima de combustível auxiliar, para levar o sistema aos parâmetros operacionais adequados. O queimador pode ser projetado para queima individual do combustível, uma mistura combustível e resíduo, ou, um terceiro equipado com mecanismos para pré-mistura.

Se o resíduo líquido for queimado no forno rotativo, ou na câmara secundária, algumas considerações extras devem ser anotadas:

- Características de retenção da chama dos queimadores

- Alinhamento do queimador para evitar que a chama atinja o refratário

- Alinhamento do queimador para evitar interferência com outros queimadores, quando for o caso de sistema de múltiplos queimadores.

Os tipos de incineradores fabricados mais comuns são: concorrente (queimador no mesmo lado que a alimentação do sólido) e contracorrente (queimador no lado oposto da alimentação). Para resíduos de fácil combustão, a posição do queimador não é crucial, já que o material será facilmente incinerado. Para materiais de difícil combustão (contendo muita água) o recomendado é o sistema contracorrente, pois há a possibilidade de controle da temperatura nas duas extremidades.

As principais vantagens do forno rotativo para incineração incluem: grande variedade de compostos orgânicos a serem incinerados juntos, obtenção de altas temperaturas de operação, facilidade de alto grau de mistura. Outra característica dos incineradores é a capacidade de trabalhar com deficiência de oxigênio para promover a pirólise do resíduo.

Os voláteis que não sofreram combustão em conjunto com injeção de resíduo líquido podem ser conduzidos conjuntamente na câmara secundária. Este tipo de sistema reduz a presença de particulados nos gases de exaustão.

As desvantagens do forno rotativo incluem: alto capital e custos operacionais, recursos humanos altamente treinados para garantir operação correta, frequente substituição do refratário em condições com alta abrasão e corrosão e geração de particulados finos (que entram nos gases devido à dinâmica de queima do resíduo).

O controle de temperatura do forno rotativo situa-se dentro de uma faixa, pela variação automática das vazões dos resíduos, combustível e do ar.

Além das considerações operacionais descritas acima, outras situações requerem previsões especiais:

- Corte da alimentação do resíduo líquido pelo fim da ignição no queimador.

Se mais de um queimador de líquido for empregado, a alimentação deve ser interrompida naquele em que a chama apagou.

- Corte da alimentação do sólido quando a temperatura de saída for muito baixa.

Se a alimentação for automática ou semi-automática, então o corte na alimentação para baixas temperaturas na saída deve ser automático. Caso a alimentação for manual o operador precisa de um alarme do sistema para parar a operação. O corte para temperaturas baixas de saída deve ser tal, que o sólido continue queimando sem prejudicar o processo.

- Corte da alimentação do resíduo líquido ou combustível, pelo fim da ignição no queimador.

O corte da alimentação nestas condições é necessário para prevenir que apareça material não queimado, e potenciais explosões.

- Corte da alimentação do sólido, quando a temperatura de saída da câmara secundária for muito baixa.

A alimentação na câmara secundária é mantida para garantir a combustão total do resíduo sólido alimentado.

- Corte da alimentação do sólido quando a temperatura de saída da câmara secundária for muito alta.

Neste caso, a interrupção do sistema é importante para evitar danos na parede refratária e nos equipamentos subsequentes ao incinerador, usados para controle de poluição. A temperatura superior de corte deve ser alta o bastante, para que na sua queda, não afete a combustão do material já alimentado.

O incinerador tipo forno rotativo é, em geral, aplicável à destruição de qualquer material perigoso, tóxico e contaminado desde que seja combustível, exceção feita para água contaminada, que não é combustível, mas pode ser incinerada.

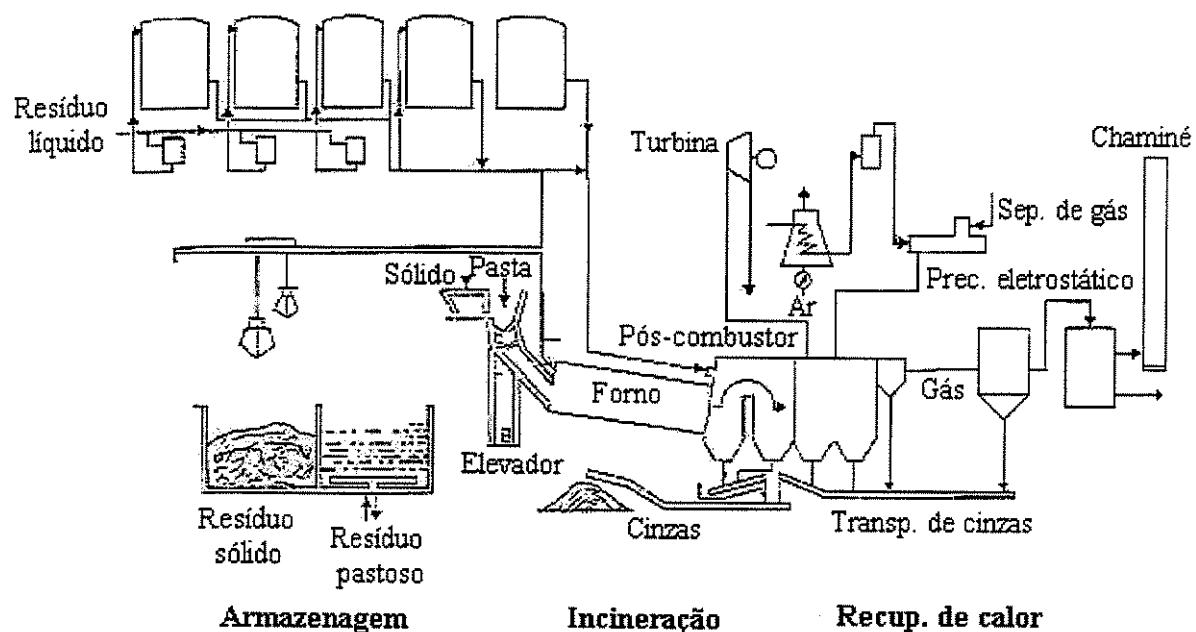


Figura 2.1 - Incinerador tipo forno rotativo com sistema de recuperação de calor e tratamento de gases.

2.3 Incineradores de injeção líquida

Comercialmente, são encontrados dois tipos de incineradores para injeção líquida: vertical (figura 2.2) e horizontal. Os incineradores de injeção líquida são aplicados a compostos com viscosidade de 10.000 SSU (segundos Saybolt) ou menor. A razão para esta restrição, é que o líquido deve ser transformado em gás antes da combustão. O resíduo é injetado por atomização na faixa de 40-100 μm . Um ponto importante para o bom rendimento da destruição para este processo, é a maximização da evaporação e minimização dos vapores que não reagem. Valores típicos de tempo de residência e temperatura são 0.5 a 2.0 segundos e 2300 a 5400 °C, de acordo com Theodore e Reynolds (1987).

O material líquido é transferido, de tambores, para tanques de alimentação. O tanque é pressurizado com nitrogênio, e o resíduo é alimentado no incinerador, com uma válvula de controle remoto e um medidor de vazão. A linha de combustível é purgada com nitrogênio após o uso. Normalmente, um combustível líquido ou gasoso (ex. propano), pré-

aquece o sistema de incineração para uma certa temperatura de operação, antes da alimentação do resíduo líquido.

Do ponto de vista combustível, os líquidos são classificados em dois tipos: (a) líquidos combustíveis e (b) líquidos parcialmente combustíveis. Líquidos não combustíveis não podem ser tratados pela incineração. A primeira categoria de resíduo, contém poder calorífico suficiente para suportar a combustão em um queimador convencional. A segunda categoria não possui poder calorífico suficiente, e precisa de combustível auxiliar para realizar a combustão adequada do resíduo. Este tipo de material é geralmente composto por grande quantidade de água ou contém compostos dissolvidos na fase líquida.

Assumindo que as duas categorias de resíduos orgânicos são essencialmente compostas de material orgânico, a incineração é uma questão direta de combustão. Neste caso, deve-se ter oxigênio em quantidade suficiente e a temperatura deve estar acima do ponto de ignição.

Como os líquidos vaporizam e reagem mais rapidamente quando estão finamente divididos em “spray”, bicos de atomização são usados para injetar o resíduo. Materiais como lodos e lamas, cuja viscosidade são maiores, precisam de tipos especiais de queimadores.

Há varias regras que são usadas para classificar quando um resíduo líquido pode ser tratado por meio de incineração: (a) o resíduo pode ser bombeado a temperatura ambiente ou através de um certo aquecimento; (b) o líquido pode ser atomizado nas condições acima.

Para um líquido ser considerado combustível, ele deve suportar a combustão sem a necessidade de combustível auxiliar. Isto significa que o poder calorífico deve ser de 800 Btu/lb ou maior. Abaixo deste valor a chama pode não ficar estável em um queimador padrão. Materiais típicos com alto poder calorífico são geralmente os solventes, como tolueno, benzeno, acetona e orgânicos pesado. Estes produtos são encontrados como rejeitos de refinarias e plantas químicas, que por razões econômicas, não são aproveitados.

Normalmente, a incineração por injeção líquida consiste em dois estágios. O primeiro comprehende o queimador (figura 2.3) com injeção de combustível líquido e gases. Líquidos não combustíveis são alimentados após esta região. O cerne de injeção líquida é o bico atomizador, que mistura o resíduo e o ar em uma suspensão.

Antes da combustão, é preciso que o resíduo alimentado seja transformado em fase gasosa. Isto ocorre devido à troca de calor no incinerador por consequência das altas temperaturas dos gases alimentados.

As impurezas no resíduos, podem interferir na operação dos queimadores em função da erosão causada pela abrasão. Em algumas situações, dependendo do diâmetro da partícula, pode ser necessária uma pré filtração.

Os atomizadores apresentam várias características construtivas e operacionais, mostrados na tabela 2.1, dependendo da aplicação. Podem ser para um único fluido ou dois, com pressurização de ar ou de toda corrente.

Tabela 2.1 - Viscosidade cinemática e manipulação de sólidos em sistema de atomização.

Tipos de atomização	Viscosidade cinemática máxima (SSU)	Sólido Malha de retenção(mesh)	Concentração(%)
Copo rotativo	130-175	35-100	20
Um fluido e pressurizada	150	-	0
Baixa pressão de ar interna ^a	100	-	0
Baixa pressão de ar externa ^a	200-1500	200 ^c	30 ^c
Alta pressão de ar externa ^b	150-5000	100-200	70

a - Menor que 30 psi

b- Maior que 30 psi

c- Dependente do atomizador

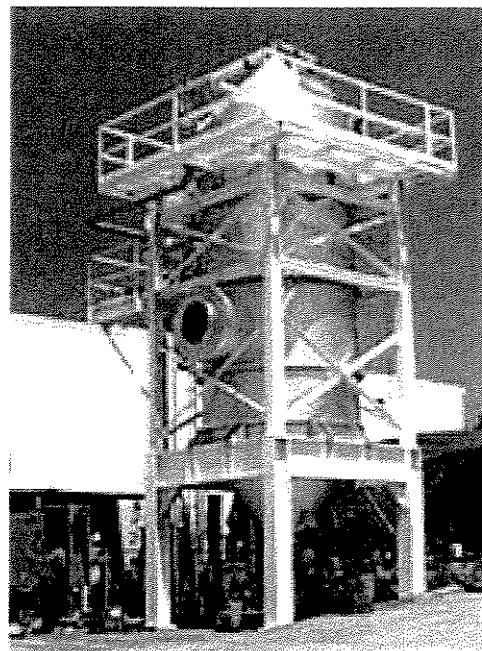


Figura 2.2 - Incinerador de injeção líquida vertical.

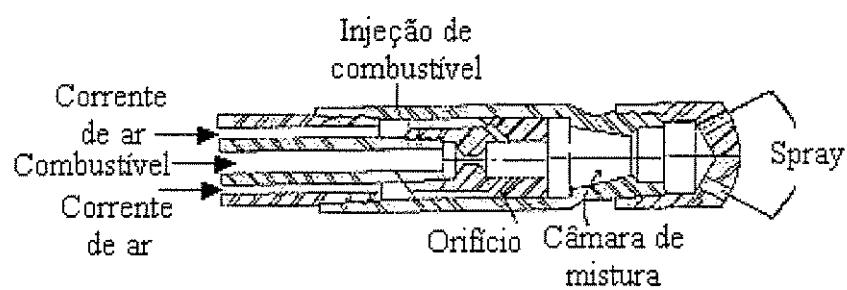


Figura 2.3 - Esquema de um queimador apresentado por Theodore e Reynold (1987).

2.4 – Planejamento Experimental

A importância deste tipo de planejamento experimental, está fundamentada na estatística. É inegável o conhecimento que a estatística nos fornece, no sentido de obter conclusões mais adequadas com os mesmos resultados, mas também, e principalmente nos dias de hoje, o poder que a variável econômica representa em nossas vidas, a redução dos números de ensaios , a redução do tempo envolvido, assim com as despesas com o mesmo, justificam seu emprego.

Quando se trabalha com o planejamento estatístico dos experimentos a seguinte nomenclatura é considerada: respostas, fatores e superfície de resposta.

Os fatores são as variáveis do processo. Por exemplo: em um reator a conversão de um reagente “A” em um produto “B” é influenciada por algumas variáveis tais como, temperatura, pressão, tipo de reator, tipo catalisador, que são os fatores do processo.

A resposta, como o nome diz, é o resultado das propriedades em estudo. No exemplo acima poderia ser o rendimento da reação , a concentração final de um produto ou reagente, qualquer parâmetro a ser estudado e avaliado, seguindo, como paradigma de análise, a estatística.

A influência dos fatores sobre a resposta, é a superfície de resposta que normalmente é representada por um equação expressa pela resposta em função dos fatores.

A idéia amplamente difundida no senso comum acredita que a otimização do rendimento segue com a fixação das variáveis envolvidas, exceto por uma - a de estudo. Alterando a variável até obter-se o máximo, e assim para as demais variáveis até todas serem avaliadas. Este procedimento está errado e pode levar a conclusões equivocadas, e o ponto ótimo encontrado pode não ser verdadeiramente o melhor. Isto acontece porque o procedimento descrito não interpreta a interação entre as variáveis, mas sim, detecta isoladamente a influência dos fatores no rendimento. Outro ponto importante a ser considerado, é a influência de um fator sobre o outro ou outros. Um exemplo simples esclarece bem esta situação: a determinação da densidade ótima de uma mistura gasosa em função da temperatura e do volume, para uma situação qualquer. Variando o volume, seria encontrada um relação entre densidade e volume (densidade=massa/volume), e variando a

temperatura, se teria uma outra relação, então com a melhor condição o ponto ótimo seria facilmente encontrado. Entretanto, ignorou-se a influência da temperatura sobre o volume. Ainda que em menor escala, o resultado estaria mascarado por negligenciar as interações entre as variáveis.

O grande benefício de um planejamento estatístico experimental consiste no fato de o mesmo permitir, com um mínimo de experimento, quantificar a importância das variáveis sobre a resposta global do processo, e as inter-relações entre os fatores. Existem alguns métodos que permitem estas conclusões, mas neste capítulo será explicado mais detalhadamente o planejamento fatorial, e serão apenas apresentados os demais.

Estes métodos não dependem da natureza do problema a que são aplicados. Eles servem para estudar as mais diversas áreas - química, física, engenharia, biologia etc. Também podem trabalhar com todas as escalas, desde uma reação em tubo de ensaio, até uma planta em escala real.

A representação da superfície de resposta, em função de seus fatores e das relações que estes têm entre si, é visualizada na forma de um modelo empírico. No cotidiano científico e industrial, o fato de modelar dados dividi-se em duas categorias: os modelos empíricos e os modelos mecanísticos. A velocidade final de um corpo que foi solto de uma determinada altura, ao tocar o solo é cálculo pelas leis de Newton, uma equação matemática baseada em suas teorias de acordo com a força de atração entre dois objetos com massa. Este é um modelo mecanístico, pois há um mecanismo que descreve seu comportamento através de uma equação matemática. Por sua vez, os modelos empíricos descrevem o comportamento dos processos baseados em dados experimentais. Não há teorias nos resultados, os quais se originaram apenas em evidências e observações. Outra diferença entre estes modelos é que os modelos mecanísticos procuram descrever o processo de uma maneira global, enquanto os modelos empíricos restringem-se às faixas de operação nas quais foram projetadas para atuar - são os ditos modelos locais.

Um exemplo de modelo empírico será apresentado juntamente com o planejamento fatorial.

2.4.1 Planejamento e Otimização de Experimentos

A síntese de um bom planejamento consiste em projetar um experimento que seja capaz de fornecer exatamente o tipo de informação que se procura. Portanto, é fundamental saber o que deve-se procurar, pois cada técnica é mais adequada a um tipo de situação. O primeiro passo, sempre é investigar e determinar quais são as variáveis que realmente importam para o processo. Neste caso recomenda-se o uso do planejamento fatoriais fracionários que não será visto neste trabalho, mas pode ser encontrado em Barros, Scarminio e Bruns (1996). Este planejamento é muito econômico e pode estudar vinte ou mais variáveis simultaneamente. Para casos com as principais variáveis já pré-selecionadas, adota-se o planejamento fatorial, que com um mínimo de experimentos fornece uma avaliação quantitativa boa.

Necessitando-se de um procedimento que forneça uma descrição mais detalhada, emprega-se a modelagem por mínimos quadrados que também é encontrada em Barros, Scarminio e Bruns (1996).

Quando o objetivo é a otimização, ou seja minimizar ou maximizar alguma resposta e ainda que satisfaça uma série de restrições impostas pelas características do problemas, pode-se usar a metodologia de superfície de resposta (RSM) ou a otimização simplex. Estes assuntos são amplamente discutidos em uma série de materiais específicos sobre técnicas de otimização, incluindo a mesma referência para os planejamentos supracitados.

O planejamento experimental auxiliado pela estatística, não tem a pretensão de resolver todos os problemas sem a necessidade de um técnico especializado no assunto em questão. O trabalho em conjunto permite um resultado ainda melhor, pois une a experiência técnica e experimental com a funcionalidade comprovada da estatística na maximização do rendimento das tarefas e minimização dos custos experimentais.

O melhor entendimento do uso de ferramentas estatísticas no auxílio da ciência de um modo geral, requer a explanação de alguns pontos básicos de sua teoria como distribuição normal, variância, covariância, desvio padrão etc. Contudo, por se tratar de um assunto já amplamente descrito em literatura, este trabalho ateve-se apenas em usar a estatística como ferramenta de trabalho, descrevendo brevemente as fontes e tipos de erros que aparecem em um experimento, seja ele em escala industrial ou laboratorial.

A presença de erros, quanto se trata de dados obtidos em ensaios práticos é inevitável, restando apenas saber se são significativos ou fazem parte da parcela natural do procedimento em questão. Os erros dividem-se em três classes: grosseiros, sistemáticos e aleatórios. A primeira categoria representa situações que envolvem a desatenção daquele que manipulava um procedimento. Por exemplo: se em uma titulação, ao invés de usar um ácido com uma concentração pré determinada, fosse usado outro, por mais cuidado que houvesse com a calibração de instrumentos, ponto de viragem e outros, o resultado estaria errado e sua causa seria a falta de cuidado com a concentração do ácido usado. Os erros sistemáticos são aqueles que aparecem sempre na mesma direção, seja ela qual for. Podem manifestar-se em decorrência de uma série de fatores como: alteração de padrão primário, descalibração de equipamentos de medida, aferimentos incorretos etc.

Seguindo rigorosamente todas as normas de qualidade, aferindo e calibrando corretamente todos os materiais envolvidos e conduzindo uma experiência da melhor maneira possível, ainda assim seriam notadas diferenças de medidas para uma mesma propriedade. O que ocorre é que as diferenças notadas são ocasionadas pelos erros aleatórios que aparecem em função da interação de todas as variáveis envolvidas e não tem direção definida, por isso são chamados de erros aleatórios. Em toda e qualquer pesquisa eles devem ser ponderados e são justamente um dos objetivos da estatística.

A presença de erros aleatórios em um ensaio computacional não aparecem, já que o processamento numérico de computadores não está sujeito à variações que ocorrem na natureza. Mas, não é por esta razão que a estatística é de pouca valia para a esta área de pesquisa. O planejamento fatorial que será apresentado a seguir pode ser muito utilizado para as mais diversas situações e finalidades neste campo de atuação. Algumas destas são: equações preditoras para controle de processos químicos, redução do número de simulações, determinação da influência de alguns fatores sobre a resposta etc.

2.4.2 Planejamento Fatorial

Um das situações mais comuns que um experimentador enfrenta é a determinação da influência de uma ou mais variáveis sobre uma resposta. Por exemplo: a conversão de

uma reação depende da pressão, temperatura e tipo de catalisador. Conforme já apresentado, deve-se considerar a influência que uma variável exerce sobre a outra. Neste caso a influência da temperatura na pressão e no desempenho do catalisador são importantes e o planejamento fatorial é capaz de informar por meio da superfície de resposta. A figura 2.4 representa um processo genérico com a nomenclatura específica da área.

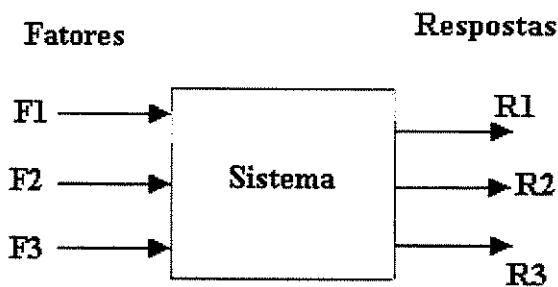


Figura 2.4 - Sistema Genérico Influenciado por 3 Fatores

O primeiro passo é determinar quais os fatores e respostas de interesse para o sistema estudado. As variáveis e as respostas analisadas não precisam ser necessariamente quantitativas, este método é aplicável a situações onde uma variável é medida qualitativamente, catalisador “A” ou “B”, reator continuo ou de leito fixo e as respostas também poderiam ser analisadas da mesma forma.

A segunda medida é definir os objetivos para que o melhor procedimento possa ser aplicado: planejamento fatoriais, modelagem empírica, planejamento fatorial ou mínimos quadrados.

Para executar um planejamento fatorial, é preciso identificar o número de níveis que estão envolvidos, ou seja: a quantidade de valores para cada fator. Um fator (temperatura)

de quatro níveis, significa que a resposta será avaliada para quatro diferentes temperaturas e o número total de experimentos é igual a multiplicação da quantidade de níveis de todos os fatores presentes. Se houver n_1 níveis do fator 1, n_2 do fator 2, ..., e n_k do fator k , o planejamento será um fatorial $n_1 \times n_2 \times \dots \times n_k$. Este é o número mínimo de

ensaios, já que o experimento pode ser repetido algumas vezes para se ter o erro experimental associado. O número mínimo de ensaios para um dado fator é dois, e também é o mais simples. Portanto, um experimento de dois níveis e k fatores é chamado de planejamento fatorial 2^k .

2.4.3 Planejamento Fatorial 2^2

Este é o tipo de planejamento mais simples com, dois níveis e dois fatores de influência. Para uma melhor compreensão dos fundamentos, um exemplo será mostrado seguindo as informações apresentadas na tabela 2.2.

Tabela 2.2 - Efeito da temperatura e do tipo de catalisador sobre o rendimento de uma reação.

Ensaio	Temperatura (°C)	Catalisador	Rendimento (%)		Média
1	60	A	57	61	59
2	80	A	92	88	90
3	60	B	55	53	54
4	80	B	66	70	68

Os dados acima são fictícios e tem apenas valor didático. Este problema exigiria um número mínimo de quatro ensaios, mas como a estimativa de erros é uma informação importante, as respostas obtidas são as médias de dois rendimentos e portanto, foram realizados oito ensaios no total, sendo dois para cada tipo de situação que descreve o problema proposto.

É explicita a influência da temperatura sobre o rendimento, e em ambas as situações nota-se o aumento do rendimento em função do aumento da temperatura. Mas isto depende do catalisador usado, pois para o catalisador “A” o aumento é de 31% e para o catalisador

“B” o aumento é de 14%. Por sua vez, o catalisador depende do nível da temperatura. A 60°C (ensaios 1 e 3) a mudança do catalisador diminui o rendimento em 5% , enquanto a 80°C (ensaios 2 e 4) a diminuição é de 22%.

O efeito principal da temperatura é, por definição, a média dos efeitos da temperatura nos dois níveis do catalisador, sendo y_i a resposta média observada no i -ésimo ensaio.

T - Efeito principal de temperatura

$$T = (1/2). \{(y_2 - y_1) + (y_4 - y_3)\} = (1/2). \{(90-59) + (68-54)\} = 22.5\% \quad (2.1)$$

Este valor mostra que o rendimento da reação é de 22,5 %, em média, quando a temperatura passa de 60°C (nível inferior) para 80 ° C (nível superior). Nos planejamentos de dois níveis costuma-se identificar os níveis superior e inferior com (+) e (-), respectivamente. Esta é uma escolha arbitrária, que em nada afetará as conclusões sendo apenas uma convenção que melhor se adequa ao usuário. E portanto, T é a média das respostas entre os níveis (+) e (-).

$$T = (y_+ - y_-) \quad (2.2)$$

O efeito do catalisador cujo nível superior é o catalisador “B” e inferior o catalisador “A” é:

$$C = (y_+ - y_-) \quad (2.3)$$

$$C = (1/2).(14-31) = - 13,5 \% \quad (2.4)$$

A troca do catalisador “A” por “B” provoca uma queda de 13,5 % no rendimento.

Caso não houvesse interação, o efeito da temperatura seria o mesmo com os dois tipos de catalisador. Já foi visto que não é verdade, o efeito da temperatura com o catalisador “A” é +31 e + 14 para o catalisador “B”. Para a determinação do efeito de interação entre a temperatura e o catalisador “TC”, toma-se a diferença entre eles. Na verdade, a metade da diferença é o efeito de interação

$$TC = (1/2).(14-31) = - 8,5 \quad (2.5)$$

Podemos descrever a equação (2.5) da seguinte maneira:

$$TC = (1/2). \{ (y_4 - y_3) + (y_2 - y_1) \} \quad (2.6)$$

Sendo y_i os valores médios dos ensaios referidos pelo índice “i”.

a) Estimativa do Erro Experimental

Os ensaios da tabela 2.1 foram realizadas em duplicata, para que se pudesse ter uma maneira de estimar o erro experimental , e a partir daí, avaliar a significância estatística dos efeitos. Para tal duplicação, deve haver repetição autêntica, pela segunda vez, de todas as etapas do processo em estudo. Se as repetições forem realizadas de forma imprópria , sem refletir a variabilidade total do processo, os erros parecerão menores do que na realidade são.

Para evitar a ocorrência de distorção estatística nos resultados, ou seja, para impedir que erros atípicos obrigatoriamente associados a determinadas combinações de nível, os ensaios devem ser realizados em ordem totalmente aleatória. Um boa maneira para fazer isto é sortear as ordens dos ensaios.

Baseando-se nos dados da tabela 2.1, os experimentos foram realizados apenas duas vezes e por isso fornecem uma estimativa da variância com apenas um grau de liberdade. Para obter uma estimativa conjunta, com $1 + 1 + 1 + 1 = 4$ graus de liberdade, toma-se a média ponderada de todas as estimativas, usando como pesos os respectivos graus de liberdade. Incluindo as variâncias observadas nos outros ensaios

$$s^2 = (1 \times 8 + 1 \times 8 + 1 \times 2 + 1 \times 8) / (1 + 1 + 1 + 1) = 6,5 \quad (2.7)$$

Tirando a raiz quadrada deste valor obtemos uma estimativa, com quatro graus de liberdade do desvio padrão associado a uma observação

$$s = (6,5)^{1/2} = 2,55$$

Em um caso geral, se cada ensaio for repetido n_i vezes e se houver "m" ensaios diferentes, a estimativa conjunta da variância experimental é dada por

$$s^2 = (v_1 \cdot s_1 + v_2 \cdot s_2 + \dots + v_m \cdot s_m) / (v_1 + v_2 + \dots + v_m) \quad (2.8)$$

Onde $v_i = n_i - 1$ é o número de graus de liberdade de s_i^2 , a estimativa do i-ésimo ensaio

Cada um dos efeitos calculados nas equações 2.1 -2.4 é uma combinação linear de quatro valores y_i com coeficiente a_i iguais a $+1/2$ ou $-1/2$. Se for admitido que graças à autenticidade das repetições e à aleatoriedade da ordem de realizações dos ensaios, esses valores são independentes e também de mesma variância σ_y^2 , pode-se aplicar a equação

$$(\sigma_y^2 = \text{somatório}(a_i^2 \cdot \sigma_i^2)) \text{ com } a_i^2 = \frac{1}{4}, \text{ para calcular a variância do efeito.}$$

$$V(\text{efeito}) = (1/4 + 1/4 + 1/4 + 1/4) \cdot \sigma_y^2 = \sigma_y^2$$

Lembrando que cada y_i no exemplo é a média de duas observações independentes, pode-se fazer $\sigma_y^2 = \sigma^2/2$, onde σ^2 é a variância de uma observação individual. Usando nossa estimativa $s = 6,5$ no lugar de σ^2 , obtemos finalmente uma estimativa com quatro graus de liberdade do erro padrão de um efeito

$$s(\text{efeito}) = (6,5)^{1/2} = 1,80$$

b) Interpretação dos Resultados

A tabela 2.2 reúne os resultados da análise dos dados da tabela 2.1. Nela inclui-se o rendimento médio global que também é uma combinação linear de todas as observações. Para decidir se os efeitos calculados são significativamente diferentes de zero, podemos empregar um teste t (amostragem aleatória em populações com distribuição normal). No nível 95% de confiança o valor de t correspondente a quatro graus de liberdade é 2,776. No exemplo acima, isso quer dizer que só é considerado estatisticamente significativo um efeito cujo valor absoluto exceder $(0+2,776 \times 1,80) = 5,0$. Aplicando esse critério aos valores da tabela 2.2, vê-se que todos eles são significativos. É lícito, portanto, procurar entender o que eles representam em termos práticos.

A existência de um efeito de interação significativo indica que os efeitos principais devem ser interpretados conjuntamente.

Tabela 2.3 Efeitos calculados para o planejamento fatorial 2^2 da tabela 2.1

Média Global	67.75 +/- 0.9
Efeitos principais	
T	22.5 +/- 1.8
C	-13.5 +/- 1.8
Efeito de interação	
TC	-8.5 +/- 1.8

Examinando esse diagrama pode-se concluir que:

- A elevação da temperatura aumenta o rendimento da reação, mas esse efeito é muito mais pronunciado com o catalisador “A” ao invés do catalisador “B” (+31% contra + 14%)
- A troca do catalisador “A” pelo “B” diminui o rendimento da reação, e esse efeito é muito mais pronunciado a 80° C que a 60 ° C (-22% contra - 5%)
- Os maiores rendimentos (90,5 em média) são obtidos empregando-se o catalisador “A” e mantendo-se a temperatura a 80° C

c) Modelos Estatísticos

O modelo estatístico de um fenômeno é representado por uma equação matemática que correlaciona a resposta com os fatores, e a interação que estes fatores eventualmente apresentem.

$$y(x_1, x_2) = \eta(x_1, x_2) + \varepsilon(x_1, x_2) \quad (2.9)$$

No modelo estatístico, a resposta observada no nível (x_1, x_2) é considerada uma variável aleatória $y(x_1, x_2)$, que se distribui em torno de uma certa média populacional $\eta(x_1, x_2)$, com uma certa variância populacional $\sigma^2(x_1, x_2)$.

O erro aleatório representado por $\varepsilon(x_1, x_2)$, indica como as observações flutuando em torno da média populacional correspondem à combinação de níveis definido pelos valores de x_1 e x_2 .

O modelo estatístico especifica ainda, que os erros aleatórios $\varepsilon(x_1, x_2)$ são distribuídos independentemente, com média zero e com a mesma variância em todas as combinações de níveis. Isso, aliás, foi o que admitiu-se ao combinar as observações para obter uma estimativa conjunta da variância. Caso seja necessário fazer algum teste tipo t ou F, é obrigatório supor também, que os erros seguem uma distribuição normal.

Em um planejamento 2^2 o modelo postula que a média populacional $\eta(x_1, x_2)$ é representada adequadamente pela expressão.

$$\eta(x_1, x_2) = \beta_0 + \beta_1 \cdot x_1 + \beta_2 \cdot x_2 + \beta_{12} \cdot x_{12} \quad (2.10)$$

Onde β_0 representa o valor populacional da média global das respostas e β_1 e β_2 e β_{12} representam os valores populacionais dos dois efeitos principais x_1 e x_2 e da interação dos mesmos x_{12} .

Pode-se então resumir a equação (2.9) a

$$y(x_1, x_2) = \beta_0 + \beta_1 \cdot x_1 + \beta_2 \cdot x_2 + \beta_{12} \cdot x_1 \cdot x_2 \quad (2.11)$$

Transformando o exemplo em um modelo estatístico tem-se

$$\text{Rendimento}(x_{\text{temp}}, x_{\text{cat}}) = R_{\text{médio}} + T \cdot x_{\text{temp}} + C \cdot x_{\text{cat}} + TC \cdot x_{\text{temp}} \cdot x_{\text{cat}}$$

T representando o efeito da temperatura e C o efeito do catalisador (2.12)

Logo, tem-se

$$\text{Rendimento}(x_{\text{temp}}, x_{\text{cat}}) = 67.75 + 22.5 \cdot x_{\text{temp}} + -13.5 \cdot x_{\text{cat}} + -8.5 \cdot x_{\text{temp}} \cdot x_{\text{cat}} \quad (2.13)$$

b) Planejamento Fatorial 2^4

Com a finalidade de promover o conhecimento de um planejamento com um número maior de variáveis, e que também seja de grande utilidade para este trabalho o planejamento fatorial 2^4 , apresentado na tabela 2.4, mostra-se um pouco mais complexo no seu projeto, mas os conceitos teóricos e a obtenção da superfície de resposta continuam os mesmos.

Os sinais algébricos são obtidos de maneira usual, multiplicando-se, elemento a elemento, as colunas da matriz de planejamento. Primeiro, elas são multiplicadas duas a duas, depois três a três, e finalmente faz-se o produto de todas as quatro colunas . O conjunto completo aparece na tabela 2.3 .

Neste caso, não serão estimados os erros experimentais, pois os resultados não serão repetidos. Com dois fatores, há apenas dois efeitos principais e uma interação. Agora, com quatro fatores, o modelo contém dezesseis termos, sendo que o último representa a interação entre todos os fatores. Genericamente, para k fatores, o modelo completo teria até a interação mútua entre os k fatores, num processo semelhante à expansão de uma função numa série de potências.

Tabela 2.4 Planejamento Fatorial 2^4

	(-)	(+)
Fatores: 1 - Temperatura (°C)	40	60
2 - Catalisador (tipo)	A	B
3 - Concentração (M)	1,0	1,5
4 - pH	7,0	6,0

Resposta - Rendimento da reação (%)

Ensaio	1	2	3	4	Resposta
1	-	-	-	-	54
2	+	-	-	-	85
3	-	+	-	-	49
4	+	+	-	-	62
5	-	-	+	-	64
6	+	-	+	-	94
7	-	+	+	-	56
8	+	+	+	-	70
9	-	-	-	+	52
10	+	-	-	+	87
11	-	+	-	+	49
12	+	+	-	+	64
13	-	-	+	+	64
14	+	-	+	+	94
15	-	+	+	+	58
16	+	+	+	+	73

Admitindo que haja uma relação funcional entre a resposta e os fatores, a superfície de resposta, seja razoavelmente suave na região de estudo, ou seja, pequenas variações nos fatores, não causem variações abruptas na resposta. Sendo assim, pode-se esperar que os coeficientes do modelo obedeçam a uma certa hierarquia, com os termos de ordem mais baixa mostrando-se mais importantes que os de ordem mais alta. Especificamente, referindo-se ao exemplo, espera-se que os efeitos principais sejam mais importantes na formulação do modelo que a interação de quatro fatores. De uma maneira geral, pode-se

esperar que a importância de uma interação para um modelo decresça com o número de fatores envolvidos na sua definição. Se não for assim, não será possível obter um modelo satisfatório da nossa superfície de resposta com um número finito de termos.

Tabela 2.5 Coeficientes de Contraste para um Fatorial 2⁴

M	1	2	3	4	12	13	14	23	24	34	123	124	134	234	1234
+	-	-	-	-	+	+	+	+	+	+	-	-	-	-	+
+	+	-	-	-	-	-	-	+	+	+	+	+	+	-	-
+	-	+	-	-	-	+	+	-	-	+	+	+	-	+	-
+	+	+	-	-	+	-	-	-	-	+	-	-	+	+	+
+	-	-	+	-	+	-	+	-	+	-	+	-	+	+	-
+	+	-	+	-	-	+	-	-	+	-	-	+	-	+	+
+	-	+	+	-	-	-	+	+	-	-	-	+	+	-	+
+	+	+	+	-	+	+	-	+	-	-	+	-	-	-	-
+	-	-	-	+	+	+	-	+	-	-	-	+	+	+	-
+	+	-	-	+	-	-	+	+	-	-	+	-	+	+	+
+	-	+	-	+	-	+	-	-	+	-	+	-	+	-	+
+	+	+	-	+	+	-	+	-	+	-	+	-	+	-	-
+	-	-	+	+	+	-	-	-	-	+	+	+	-	-	+
+	+	-	+	+	-	+	+	-	-	+	-	-	+	-	-
+	-	+	+	+	-	-	-	+	+	+	-	-	+	-	-
+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+

Falta ainda a relação matemática, que quantifica, em forma de equação algébrica, a influência dos fatores e suas interações na superfície de resposta. Lembrando-se que “1” representa a temperatura, “2” o tipo de catalisador, “3” a concentração e “4” o pH.

O modelo estatístico é semelhante à equação (2.1) com x_i representando os fatores, y a resposta, e β a quantificação da influência.

$$\begin{aligned} y(x_1, x_2, x_3, x_4) = & \beta_0 + \beta_1.x_1 + \beta_2.x_2 + \beta_3.x_3 + \beta_4.x_4 + \beta_{12}.x_1.x_2 + \beta_{13}.x_1.x_3 + \beta_{14}.x_1.x_4 \\ & + \beta_{23}.x_2.x_3 + \beta_{24}.x_2.x_4 + \beta_{34}.x_3.x_4 + \beta_{123}.x_1.x_2.x_3 + \beta_{124}.x_1.x_2.x_4 + \beta_{134}.x_1.x_3.x_4 \\ & + \beta_{234}.x_2.x_3.x_4 + \beta_{1234}.x_1.x_2.x_3.x_4 \end{aligned} \quad (2.14)$$

O cálculo de cada β é feito com os sinais relativos a cada ensaio e os valores da resposta. Por exemplo, para determinar o fator β_{12} , basta somar as respostas com sinal positivo, subtrair com as de sinal negativo e dividir pelo número total de valores positivos e negativos somados. O mesmo procedimento é feito para todos os demais parâmetros da equação (2.14)

$$\beta_{12} = \frac{+54 - 85 - 49 + 62 + 64 - 94 - 56 + 70 + 52 - 87 - 49 + 64 + 64 - 94 - 58 + 73}{16}$$

$$\beta_{12} = 2 \cdot \left(\frac{-49}{16} \right) = -8.625$$

Determinação dos parâmetros β :

$$\beta_0 = 67.188$$

$$\beta_1 = 22.875$$

$$\beta_2 = -14.125$$

$$\beta_3 = 8.875$$

$$\beta_4 = 0.875$$

$$\beta_{12} = -8.625$$

$$\beta_{13} = -0.625$$

$$\beta_{14} = 0.875$$

$$\beta_{23} = -0.625$$

$$\beta_{24} = 0.875$$

$$\beta_{34} = 0.375$$

$$\beta_{123} = 0.875$$

$$\beta_{124} = -0.125$$

$$\beta_{134} = -0.625$$

$$\beta_{234} = 0.375$$

$$\beta_{1234} = 0.375$$

E portanto, a superfície de resposta que representa o sistema é

$$\begin{aligned}
 R(T, C, M, pH) = & 22.875 - 14.125x_1 + 8.875x_2 + 8.875x_3 + 0.875x_4 - 8.625x_1x_2 - \\
 & 0.625x_1x_3 + 0.875x_1x_4 - 0.625x_2x_3 + 0.875x_2x_4 + 0.375x_3x_4 + 0.875x_1x_2x_3 \\
 & - 0.125x_1x_2x_4 + -0.625x_1x_3x_4 + 0.375x_2x_3x_4 + 0.375x_1x_2x_3x_4
 \end{aligned} \tag{2.15}$$

para: $x_1 = T$, $x_2 = C$, $x_3 = M$ e $x_4 = pH$

Os resultados acima mostram claramente que alguns efeitos são mais significativos que outros . Admitindo que os efeitos principais e as interações de dois fatores são suficientes para descrever adequadamente o sistema , pode-se usar os demais efeitos para obter uma estimativa de erro experimental nos valores dos efeitos. De acordo com essa suposição ,as interações de três ou mais fatores, na verdade não existem. Os valores determinados para 123, 124, 134, 234 e 1234 só podem ser atribuídos às flutuações inerentes ao processo, ou seja, são “ruídos” embutidos nos valores das respostas. Elevando-se cada um deles ao quadrado tem-se a estimativa da variância de um efeito. A média dos cinco valores fornece a estimativa conjunta, com cinco graus de liberdade, pois os valores são independentes.

Portanto,

$$V(\text{efeito}) = (1/5) \cdot [(0.875)^2 + (-0.125)^2 + (-0.625)^2 + (0.375)^2 + (0.375)^2] \tag{2.16}$$

Extraindo a raiz quadrada, obtém-se o erro padrão de um efeito

$$s = 0.54$$

2.5 - Controle de Processos Químicos

O desenvolvimento dos processos químicos, em uma situação de alta competitividade por qualidade e baixos custos, evoca necessariamente pelo controle dos processos. A grande importância do controle de um processo químico, ou um equipamento isolado, está no fato de permitir que as variáveis operacionais sejam supervisionadas na direção adequada.

O controle do processo é uma atividade muito importante, uma vez que maximizar a produção, minimiza os gastos , aumenta a qualidade e contribui para a redução da emissão de poluentes.

Deste ponto em diante, serão tratado neste trabalho a parte técnica e os conceitos básicos fundamentais do controle dos processos químicos.

2.5.1 Conceitos básicos

- Dinâmica: Comportamento do processo em função do tempo. A dinâmica de um processo sem nenhuma malha de controle é conhecida como resposta em malha aberta. Por sua vez o processo com um sistema de controladores incluso é denominado resposta em malha fechada.
- Controle Feedback: a maneira tradicional de se controlar um processo é medir a variável controlada, comparar com um valor desejado - o “set point” - calcular esta diferença, e enviar um sinal com este valor para o controlador. Este efetua sua ação nas variáveis manipuladas, até que a variável controlada atinja a meta estabelecida.
- Controle Feedforward: a idéia deste tipo de controlador é agir antes da variável manipulada entrar no processo fazendo a correção nas variáveis manipuladas para manter o processo no estado projetado.

- Estabilidade: um processo é dito instável quanto uma das variáveis de saída começam a alterar-se sem retroceder com o decorrer do tempo. Nenhum processo real de fato tem este comportamento, pois existem restrições físicas envolvidas com os equipamentos e acessório de controle. Um processo linear está no limite da estabilidade quando as oscilações, mesmo sem perturbações de alimentação, não decaem. A maioria dos processo são estáveis em malha aberta, o que não significa que a condição estacionária seja a melhor, muito pelo contrário, na maioria das vezes não é.

Todo processo em malha fechada, ou seja, com controladores atuando, pode se tornar instável, basta aumentar o ganho do controlador. Por isso, a estabilidade é uma questão fundamental em controladores tipo “feedback”. Geralmente a performance de um controlador aumenta com aumento do ganho. Contudo, o sistema fica mais perto do ponto de instabilidade, à medida que o ganho fica mais próximo do ponto de instabilidade e a robustez do controlador diminui, sendo que uma pequena alteração pode deixar o sistema instável. Logo, o projeto de um controlador deve ponderar os parâmetros de controle e sua robustez.

2.5.2 - Tipos de controladores

O etapa principal do controle dos processos químicos é a seleção do tipo de controlador. Seu trabalho é comparar o sinal do transmissor com o “set point” e enviar um sinal de volta para a válvula de controle.

Os controladores básicos usados em processos contínuos para uma malha tipo “feedback” são: o proporcional, o derivativo e o integral. Os detalhes construtivos e os princípios de operação mudam de um fabricante para outro e de dispositivos pneumáticos para eletrônicos, mas as funções essenciais são as mesmas.

Ação proporcional

Um controlador proporcional “feedback” muda o sinal de saída de maneira diretamente proporcional ao erro. Entende-se por erro a diferença entre o valor da variável controlada e o “set point”.

$$F(t) = F_{med} + K_c \cdot (\text{var}^{\text{set}} - \text{var}) \quad (2.17)$$

sendo:

$F(t)$ - pressão de controle na saída que vai para a válvula de controle

F_{med} - pressão para erro igual a zero

var^{set} - valor do “set point”

var - valor do sinal do processo.

Quanto maior o valor de K_c maior será o sinal da resposta para a válvula atuar no processo. Por exemplo: um processo com erro de uma unidade um K_c de dez emite um sinal de erro 10 unidades maior que um K_c de um.

A equação (2.20) deve ser formulada coerentemente com a resposta que o processo precisa.

Quase todos controladores comerciais são calibrados com a banda proporcional ao invés do ganho.

$$PB = 100/K_c \quad (2.18)$$

Consequentemente a lógica de manipulação do K_c inverte. Quanto maior o K_c menor é a ação sobre a válvula. O termo banda proporcional refere-se a faixa que o erro deve oscilar para guiar o controlador. O ganho pode ser tanto positivo quanto negativo. Um ganho positivo significa que a saída do controlador aumenta com a queda do sinal do processo. O inverso ocorre quando o ganho é negativo. O sinal certo para o controlador depende da ação do transmissor (ação direta ou não), ação da válvula (ar para abrir ou ar para fechar) e o efeito da variável manipulada na variável controlada.

Ação integral

A ação integral aciona a válvula de controle baseada na integral do erro ao longo do tempo

$$F(t) = F_{med} + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t e(t).dt \quad (2.19)$$

sendo:

τ_I - constante integral

Se não há erro, não ocorre nenhuma ação. Assim que surge o erro a ação integral aciona a válvula de acordo com o tipo de ação, direta ou reversa.

A maioria dos controladores é calibrado em minutos/repetição

O propósito do controlador integral é direcionar o processo para o “set point” quando houver uma perturbação. Este tipo de controlador busca o erro zero, embora dinamicamente seu funcionamento tende a fazer a malha de controle oscilatória e em algumas situações o processo pode tornar-se instável.

Ação derivativa

O objetivo da ação derivativa é predizer o caminho que o processo irá seguir observando a variação do erro com o tempo.

$$F(t) = F_{med} + \tau_D \cdot \frac{de(t)}{dt} \quad (2.20)$$

sendo:

τ_D - a constante da ação derivativa.

Na teoria a ação derivativa deveria sempre fornecer uma resposta dinâmica adequada, mas em algumas situações, os ruídos do processo fazem a ação derivativa imprópria.

2.5.3 - Ajuste de controladores

Existem inúmeras formas de ajustar os parâmetros de um controlador. A maioria de todas as malhas são ajustadas experimentalmente e na maior parte das vezes, o resultado pretendido é próximo do que acontece, já que os ajustes são baseados em malhas similares.

Os tipos mais comuns de malha são para temperatura, nível , fluxos e pressão. Os tipos de controladores e seus respectivos ajustes são bastante parecidos de uma aplicação para outra. Por exemplo, os controles de fluxo em geral usam uma malha com controle PI com ampla banda proporcional e ação integral rápida.

Outra maneira que é usada na prática é o método da tentativa e erro “on-line” . Os passos usado para este tipo e ajuste são

1. Fixar a ação integral em sua taxa máxima (minutes/repetição) e deixar a ação derivativa com o menor valor possível.
2. Fixar a banda proporcional em um valor alto.
3. Deixar o controle no automático.
4. Criar um “ set point” e observar o comportamento dinâmico
5. Reduzir a banda proporcional por um fator de 2 e observar o comportamento dinâmico com um “set point”.
6. Reduzir a PB até o sistema tornar-se oscilatório. Nesta situação temos o valor último de PB.
7. Usar duas vezes o valor do último valor de PB.
8. Começar reduzindo o τ_i pelo fator dois , introduzindo pequenas perturbações e observar a resposta.

9. Encontrar o valor de τ_I que faça o sistema subamortecido . Usar duas vezes este valor.
10. Para a constante da ação derivativa começar aumentando seu valor até que comece aparecer ruído na saída do sistema.
11. Fixar o τ_D como metade deste valor.
12. Reduzir o PB em passos de 10% até que os valores especificados de “overshot” e taxa de decaimento sejam satisfeitas.

O mais tradicional método de ajuste é o de Ziegler-Nichols, descrito em Luyben (1990). Ele é fácil de ajustar e geralmente resulta em boas performances. Embora os ajustes por Zieger-nichols sejam bastante empregados, ele deve ser considerado como uma aproximação inicial. Há muitas malhas para as quais Z-N não é muito bom.

O método de Zieger-Nichols consiste em achar o ganho último, este valor o qual é o limite de estabilidade do sistema para um controlador proporcional em uma malha feedback. Um período de oscilação é observado P_U . Os ajustes serão calculados pelos valores encontrados do ganho último K_U e do período oscilatório P_U , com as fórmulas mostradas na tabela 2.6.

Tabela 2.6 - Ajustes de Zieger-Nichols

	P	PI	PID
K_c	$K_U/1.2$	$K_U/2.2$	$K_U/1.7$
τ_D	$P_U/1.2$	$P_U/2$
τ_I	$P_U/8$

2.5.4. - Controle Feedforward

A função básica do controle feedforward é perceber a perturbação assim que ela

entra no processo, e ajustar as variáveis manipuladas para que as variáveis de saída permaneçam constantes. A idéia é não permitir o sinal de erro. Se uma perturbação pode ser detectada ao entrar no processo, faz sentido fazer as correções necessárias para compensar os efeitos no processo.

A vantagem do controle feedforward sobre o feedback é que, na teoria, o controle perfeito pode ser atingido. A perturbação não irá produzir um sinal de erro nas variáveis de saída controladas se o controle for perfeito. As desvantagens do controle feedforward são:

1. As perturbações devem ser percebidas. Se não forem medidas, o controle feedforward não funciona. Esta é a única razão pela qual este controle é pouco usado para variações na composição e bastante para alterações em fluxos de entrada.
2. É importante saber como as variáveis manipuladas e as perturbações afetam o processo. A grande vantagem do controle feedforward é que mesmo estando incompleto, pode ser efetivo na redução das causas das perturbações introduzidas ao sistema.

Na prática, é comum o uso de uma malha mista feedback-feedforward. O controle feedforward cuida das perturbações de maior magnitude e frequentes. Por sua vez, o controle feedback trata os erros resultantes de perturbações que não foram percebidas, e de algumas imprecisões do controle feedforward.

Capítulo 3:

Modelagem Matemática em Estado Estacionário e Dinâmica

Capítulo 3: Modelagem Matemática em Estado Estacionário e Dinâmico

3.1 – Introdução

O desenvolvimento de um modelo matemático que represente o processo de incineração será tratado em conjunto com o tipo de equipamento utilizado neste trabalho, incinerador tipo forno rotativo, para fins de estudo do processo em regime permanente e transiente.

Será apresentado um modelo para a câmara de combustão primária, na qual o resíduo a ser alimentado é sólido, e outro para a câmara secundária, que pode ser empregado tanto para queima de resíduos líquidos, como um pós-combustor cujo objetivo principal é garantir a combustão completa dos gases provenientes da primeira câmara. Conforme será mostrado a seguir, não há muitas diferenças entre os modelos para os casos descritos acima, mas sim pequenos detalhes referentes ao tipo de resíduo alimentado.

Resumidamente, os modelos são representados por equações de balanços de massa e energia de cada uma das principais correntes gasosas e sólidas que se encontram dentro do mesmo, de acordo com as figuras 3.1 e 3.2 , gás anular, jato e sólido. Caso se esteja trabalhando com o pós-combustor, ou câmara para queima de resíduos líquidos, a corrente dos sólidos desaparece. Excluindo os balanços de massa e energia, tem-se ainda as parcelas relativas à geração e perda de calor, sendo a primeira causada pelos calores de combustão do combustível e dos resíduos, e a segunda pela perda de calor através da parede do incinerador. Para a derivação dos perfis de temperatura do gás anular, do jato, sólido e das paredes interna e externa, dividiu-se a câmara de combustão em 10 zonas, e em cada uma destas regiões procedem-se os cálculos descritos nos próximos itens deste capítulo. O número de zonas é estabelecido para que seu comprimento tenha em torno de 1,5 metros. Este tamanho restringe a influência da radiação apenas a zonas imediatamente adjacentes, simplificando a modelagem matemática..

Vale salientar que entende-se por gás anular a região gasosa que circunda o jato ou chama, e que a região central, o jato, corresponde ao local no qual aparecerá a chama com a queima do combustível.

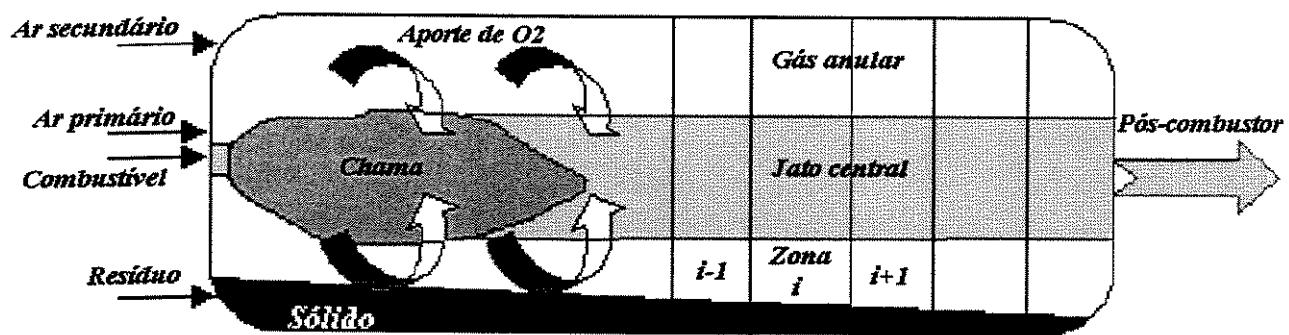


Figura 3.1 - Câmara de Combustão Primária

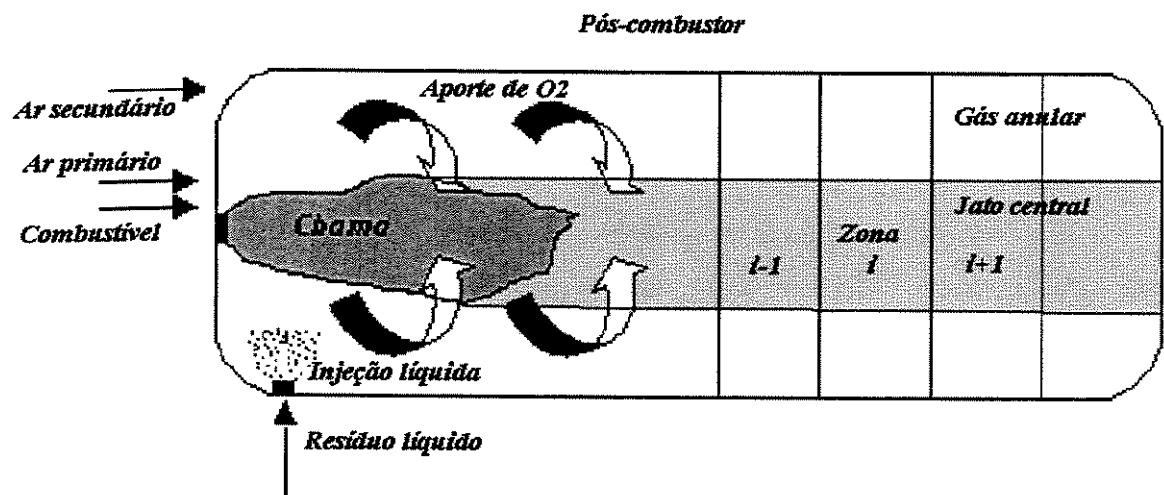


Figura 3.2 - Fluxos na Câmara de Combustão Secundária

A formulação deste problema segue algumas hipóteses que ajudarão a entender melhor o processo de incineração e o funcionamento de um incinerador tipo forno rotativo e estão descritas e comentadas a seguir.

3.2 - Hipóteses Adotadas

- ◆ Propriedades fisico-químicas dependentes da temperatura e composições das substâncias envolvidas
- ◆ Altura do leito sólido variável
- ◆ Influência dos fluxos de calor radiativo entre zonas adjacentes
- ◆ Rotação do forno suficiente para promover a mistura do resíduo
- ◆ Perfis radiais de temperatura constante
- ◆ Cinética de combustão instantânea
- ◆ Superfícies negras à radiação

Uma vez que os resíduos sólido e líquido usualmente incinerados apresentam uma variabilidade grande em sua composição, e que o processo apresenta um perfil de temperatura em diferentes pontos do equipamento, é mais razoável fazer a determinação das capacidades caloríficas em função da composição dos gases de combustão e de sua temperatura. Este procedimento faz o modelo mais rigoroso quanto à determinação da energia envolvida em uma dada corrente e consequentemente prediz um perfil de temperatura mais representativo de uma planta real.

A altura do leito sólido, na maioria dos trabalhos encontrados em literatura disponível, é considerada constante ao longo do incinerador. Entretanto, neste trabalho, a diminuição do nível do leito ocorrerá devido à evaporação da água e à volatilização da parte volátil orgânica do resíduo, restando, no final do processamento, somente a fração correspondente ao teor de cinzas. Esta hipótese altera o resultado final, a medida em que cada ponto do processo, de acordo com a divisão interna da câmara que será apresentada mais adiante, as trocas de calor entre as partes do incinerador serão diferentes, assim como a energia das correntes

Os fluxos de calor que aparecem neste processo são os condutivos, convectivos e radiativos. A condução dá-se apenas no refratário do incinerador, no sentido parede interna para meio ambiente e na parede interna na interface com o gás anular. Por sua vez, os fluxos convectivos aparecem entre a parede e o gás anular, a parede externa e o ambiente, o jato e o gás anular e entre o sólido e o gás anular. Seu sentido depende de como é o gradiente de temperatura entre as superfícies envolvidas. A parte mais importante e complexa em um incinerador são os fluxos de calor radiativo e estes aparecem pois sabe-se que a partir de 500°C, esta forma de energia eletromagnética é predominante em relação às outras - convecção e condução. Considera-se que há fluxos radiativos entre sólido e a parede, sólido e jato, jato e parede, dentro de uma mesma zona, e portanto o gás é considerado transparente à radiação. Para zonas adjacentes, observam-se trocas entre sólido e parede (anterior e posterior), sólido e jato (anterior e posterior), jato e parede (anterior e posterior). Naturalmente, não é possível haver trocas de calor entre zonas adjacentes anterior para a primeira zona e posterior para a última. Da mesma forma que para os fluxos de calor condutivo e convectivo, o sentido dos fluxos dependem do gradiente de temperatura. O dimensionamento dos fluxos de calor em um incinerador é decisivo para a qualidade de seus dados e da estabilidade do sistema.

Nenhuma interação entre a rotação do incinerador e o modelo matemático é feita, apenas ela é suficiente para promover a homogeneização do resíduo e uniformizar sua temperatura. A influência que a rotação provocaria em relação ao balanço térmico, seja ela com geração de calor no atrito entre o sólido e a parede ou com o balanço para os fluxo de calor, é pequena em relação às demais variáveis, e apenas complicariam desnecessariamente o modelo matemático e sua resolução numérica.

Por não se tratar de um programa computacional desenvolvido com auxílio da fluido dinâmica computacional, os perfis radiais de temperatura, no sólido, nas paredes, no gás anular e no jato são constantes em cada uma das zonas.

A parte reacional do modelo, que ainda não foi abordada, a qual estuda a geração dos produtos de combustão tais como dióxido de carbono, dióxido de enxofre etc. apresenta cinética de combustão instantânea. Outro fator importante é que por se tratar de um processo que trabalha com excesso de oxigênio, será considerado que além de cinética de combustão instantânea, a reação é estequiométrica. Para garantir esta afirmação o modelo, prevê, em seu código numérico, um sistema de alerta que informa quando a disponibilidade de oxigênio não é suficiente para promover toda a combustão.

Quanto às superfícies radiativas, assumiu-se, com o objetivo de simplificar o modelo para sua utilização em regime transiente, que são negras à radiação. Isto implica que na incidência de calor sobre a mesma, ela estará absorvendo todo o calor recebido das demais fontes. Para fazer esta simplificação, baseou-se na idéia que o balanço líquido das parcelas de calor que seriam absorvidas ou refletidas entre as superfícies, não é tão significativo quanto os fatores de forma e que a incerteza destes cálculos não compensam os esforços computacionais.

3.3 - Modelagem Matemática em Estado Estacionário

O modelo adotado neste trabalho foi inicialmente desenvolvido por Tomas¹ (1.998), e sofreu algumas modificações para atender o objetivo de trabalhar o controle do processo de incineração com um modelo mais simples, mas que também apresentasse resultados coerentes com uma planta real. Isto porque o modelo no estado estacionário servirá como base para o desenvolvimento do modelo dinâmico. A principal alteração está nos cálculos dos fluxos de calor radiativo, que neste trabalho considera que as superfícies são negras à radiação.

Neste capítulo serão mostradas todas as equações de balanços de massa e energia, a expressão matemática de cada um de seus termos , uma explicação para seu significado físico, quando for o caso, e a determinação dos fluxos de calor para as câmaras de

combustão primária e secundária.

3.3.1 – Câmara Primária

As seções deste item estão divididas de acordo com os fluxos que aparecem dentro da câmara de combustão primária, mais o modelo de fluxos de calor e as equações para a determinação das temperaturas das paredes interna e externa, seguindo as hipóteses propostas.

3.3.2 – Sólido

Para esta corrente a alimentação consta de água, cinzas e os materiais voláteis que sofrerão combustão e causarão redução do volume. Para efeito de modelagem, a corrente dos sólidos é dividida em outras duas: água e uma com os demais constituintes, de acordo com as figuras 3.3 e 3.4. Esta medida é adotada, pois conforme será mostrado a seguir, a volatilização da parte a ser queimada é representada por um perfil pré determinado ao longo do incinerador, enquanto a água segue seu modelo determinístico de evaporação.

Balanço de Massa

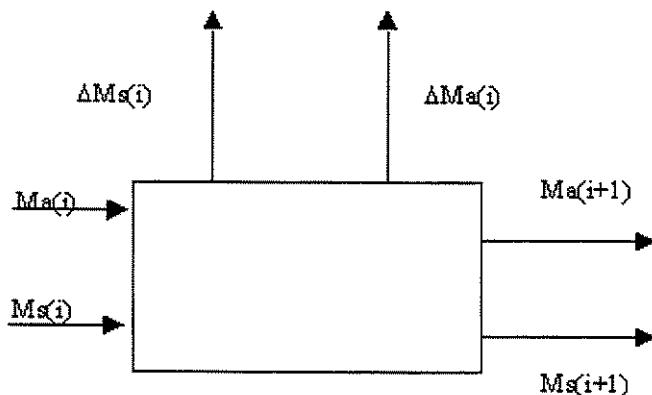


Figura 3.3 Representação do balanço de massa para os sólidos na zona i

$$Ms(i) = Ms(i+1) + \Delta Ms(i) \quad (3.1)$$

$$Ma(i) = Ma(i+1) + \Delta Ma(i) \quad (3.2)$$

Sendo:

$Ma(i)$ – Vazão mássica de água que entra na zona i

$Ma(i+1)$ – Vazão mássica de água que sai da zona i

$Ms(i)$ – Vazão mássica de sólido seco que entra na zona i

$Ms(i+1)$ – Vazão mássica de sólido seco que sai da zona i

$\Delta Ms(i)$ – Quantidade de material volátil que se volatiliza na zona i

$\Delta Ma(i)$ – Quantidade de água evaporada na zona i

Balanço de energia para os sólidos

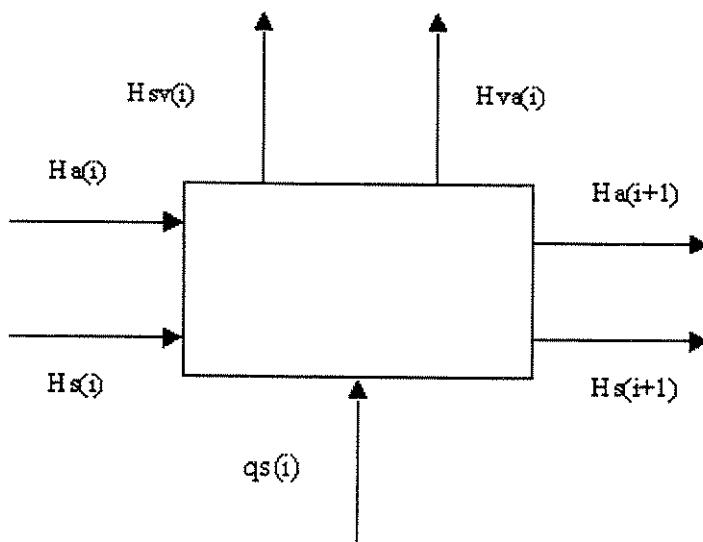


Figura 3.4 – Representação do balanço de energia na zona i

Embora as correntes de massa para o sólido estejam divididas em duas, para o balanço de energia o mesmo não acontece, porque admite-se que a temperatura de ambos para uma mesma zona seja a mesma. O modelo prevê a geração de calor dos

sólidos que se volatilizam e sofrem combustão na região gasosa anular

$$Hs(i+1) + Ha(i+1) = Hs(i) + Ha(i) - Hva(i) - Hsv(i) + qs(i) \quad (3.3)$$

- ◆ $Hs(i)$ entalpia da corrente de entrada dos sólidos

$$Hs(i) = Ms(i).cprs.(Ts(i) - Tref) \quad (3.4)$$

Sendo que $cprs$ é a capacidade calorífica do resíduo sólido e $Tref$ a temperatura de referência

- ◆ $Hs(i+1)$ entalpia da corrente de saída dos sólidos

$$Hs(i+1) = Ms(i+1).cprs.(Ts(i+1) - Tref) \quad (3.5)$$

- ◆ $Ha(i)$ entalpia da corrente de entrada da água

$$Ha(i) = Ma(i).cpa.(Ts(i) - Tref) \quad (3.6)$$

cpa - capacidade calorífica da água

- ◆ $Ha(i+1)$ entalpia da corrente de saída da água

$$Ha(i+1) = Ma(i+1).cpa.(Ts(i+1) - Tref) \quad (3.7)$$

- ◆ $Hva(i)$ entalpia da corrente da água que é evaporada na zona i

$$H_{va}(i) = \Delta M_a(i) \cdot (cpa \cdot (373 - T_{ref}) + \Delta H_{va}) \quad (3.8)$$

sendo ΔH_{va} a entalpia de vaporização da água

- ◆ $H_{sv}(i)$ entalpia dos voláteis que deixam a zona i

$$H_{sv}(i) = \Delta M_s(i) \cdot (c_{psv} \cdot (T_{ebsv} - T_{ref}) \Delta H_{sv}) \quad (3.9)$$

para ΔH_{sv} e c_{psv} sendo a entalpia de volatilização e a capacidade calorífica dos voláteis .

Manipulando a equação (3.3) e isolando em função da temperatura de saída de uma dada zona i temos:

$$T_s(i+1) = \frac{H_s(i) + H_a(i) - H_{va}(i) - H_{sv}(i) + q_s(i)}{M_s(i+1) \cdot c_{ps}(i) + M_a(i+1) \cdot c_{pa}(i)} + T_{ref} \quad (3.10)$$

A obtenção do valor de $q_s(i)$ será apresentada mais adiante.

A quantidade de material orgânico que se volatiliza em uma determinada zona é especificada previamente, ou seja, define-se a taxa de redução, por zona, do sólido. Por sua vez, a evaporação da água segue regras termodinâmicas e dependerá da quantidade de energia fornecida ao material. As situações dividem-se em três: energia insuficiente para elevar a temperatura do sólido até 100°C, energia insuficiente para evaporar toda a umidade do sólido e energia suficiente para evaporar toda umidade do sólido e elevar sua temperatura.

sendo

$$Q_{373}(i) = (Ms(i+1).cps + Ma(i+1).cpa). (373 - Tref) \quad (3.11)$$

a entalpia da corrente do sólido úmido que deixa a zona i se estivesse a 100°C

e

$$Q_{sol}(i) = qs(i) + Hs(i) + Ha(i) - Hsv(i) \quad (3.12)$$

entalpia da corrente do sólido úmido na zona i sem evaporação de água

Se $Q_{sol} < Q_{373}$

$$\Delta Ma(i) = 0, \text{ logo, } Ma(i+1) = Ma(i)$$

A evaporação só ocorre a 100 °C

Se $Q_{373} < Q_{sol} < Q_{373} + Ma(i). \{ cpa.(373 - Tref) + \Delta Hva \}$

$$\Delta Ma = \frac{Hs(i) + Ha(i) - Hs(i) + qs(i) - [Ma(i).cpa + Ms(i+1).cps.(Ts(i+1) - Tref)]}{\Delta Hva} \quad (3.13)$$

Se $Q_{sol} > Q_{373} + Ma(i). \{ cpa.(373 - Tref) + \Delta Hva \}$

$\Delta Ma(i) = Ma(i)$, e portanto $Ma(i+1) = 0$

3.3.3 – Região do Jato

Esta região comprehende a parte central da câmara cilíndrica do incinerador e é nela

onde se passa a queima do combustível e consequentemente aparece a chama. O modelo admite que há aporte de ar oriundo da região anular, mostrado nas figuras 3.4 e 3.6, a uma taxa pré determinada para garantir a combustão total do combustível. Outro fator importante, que é fundamental para o balanço energético, é o raio desta região central, denominada jato, e também tem suas características estabelecidas antes das simulações.

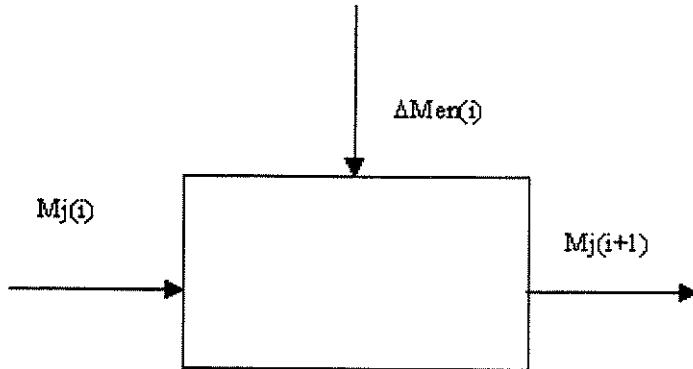


Figura 3.5 Representação do balanço de massa para o jato na zona i

$$M_j(i+1) = M_j(i) + \Delta M_{en}(i) \quad (3.14)$$

sendo:

$M_j(i)$ - Vazão mássica do jato que entra na zona i

$M_j(i+1)$ - Vazão mássica do jato que sai da zona i

$\Delta M_{en}(i)$ – Vazão mássica que deixa a região do gás anular e entra no jato (Aporte de ar para queima do combustível)

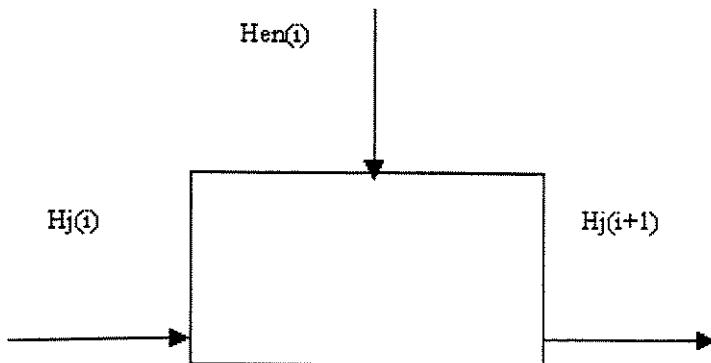


Figura 3.6 Representação do balanço de energia na zona i

$$Hj(i) + Hen(i) + Qger(i) + qj(i) = Hj(i+1) \quad (3.15)$$

sendo:

- ◆ $Hj(i)$ entalpia do jato que entra na zona i

$$Hj(i) = Mj(i).cpj.(Tj(i) - Tref) \quad (3.16)$$

na qual cpj é a capacidade calorífica do jato

- ◆ $Hj(i+1)$ entalpia do jato que sai da zona i

$$Hj(i+1) = Mj(i+1).cpj.(Tj(i+1) - Tref) \quad (3.17)$$

- ◆ $Hen(i)$ entalpia da corrente de ar da região do gás anular

$$Hen(i) = \Delta Men(i).cpg.(Tg(i+1) - Tref) \quad (3.18)$$

na qual cpg é a capacidade calorífica do gás da região anular

- ♦ $Q_{ger}(i)$ calor gerado pela queima do combustível

$$Q_{ger}(i) = \Delta M_{cb}(i) \cdot PC_{cb} \cdot (1 - H_L) \quad (3.19)$$

na qual $\Delta M_{cb}(i)$ é a quantidade de combustível consumido na zona i , PC_{cb} é o poder calorífico do combustível e H_L é a fração de perda de hidrogênio

Rearranjando os termos da equação (3.15) e ordenando os parâmetros em função da temperatura de saída do fluxo do jato na zona i , obtém-se

$$T_j(i+1) = \frac{H_j(i) + H_{en}(i) + Q_{ger}(i) + q_j(i)}{M_j(i) \cdot cp_j} + T_{ref} \quad (3.20)$$

3.3.4 - Determinação da concentração dos componentes por zona

A expressão matemática que calcula a concentração dos componentes na região do jato é derivada do balanço de massa e da estequiometria das combustões do resíduo e do combustível auxiliar.

Para determinar as composições é necessário reescrever o balanço de massa do jato em função dos componentes. A generalização tem a seguinte forma.

$$y_z(i+1,k) \cdot M_z(i+1) = y_z(i,k) \cdot M_z(i) \quad (3.21)$$

“z” simboliza o tipo de fluxo, sólido, jato ou gás, i a zona e k o componente, CO_2, H_2O, SO_2 , sendo M relativo a vazão mássica e y à composição.

$$y_j(i+1,j) \cdot M_j(i+1) = y_j(i,j) \cdot M_j(i) + y_g(i,j) \cdot \Delta m_{en}(i) + GRC(i,j) \cdot \Delta M_{cb}(i) \quad (3.22)$$

ou

$$y_j(i+1, j) = \frac{y_j(i, j).Mj(i) + y_g(i, j).\Delta Men(i) + GRC(i, j).\Delta Mcb(i)}{Mj(i+1)} \quad (3.23)$$

em que:

i – é a zona em questão

j – O componente que assume diversos valores dependendo do produto, CO₂, SO₂, H₂O, N₂, P₂O₅, HCl, HBr, Br₂, I₂ e O₂

y_j(i,j) – Composição do componente “j” na zona “i” na corrente do jato

y_g(i,j) – Composição do componente “j” na zona “i” na corrente do gás anular

ΔMcb(i) – Consumo de combustível na zona i

GRC(i,j) – Quantidade do componente ‘j’ gerado na zona “i” em decorrência da queima do combustível

As equações relativas à quantidade de combustível consumido e geração de produtos de combustão estão no apêndice A.

De acordo com o modelo proposto por Tomaz¹ (1.998) não há queima de combustível na primeira zona, pois trata-se de uma região de formação de chama, assim como não há aporte de ar secundário para a região do jato e portanto,

$$\Delta Men(1) = 0 \quad \text{e}$$

$$\Delta Mcb(1) = 0$$

3.3.5 – Gás Anular

Entende-se por gás anular a região na câmara de combustão que circunda e envolve a parte central, o jato. É no gás que a parte orgânica do resíduo alimentado está sendo destruída, pois todo o material volatilizado, seja ele de fonte sólida ou líquida, sofre combustão com excesso de oxigênio e temperatura elevada na região do gás anular.

Uma característica importante nesta região é o aporte que o gás fornece para o jato central. Esta dinâmica interna é especificada pelo usuário ao simular no programa computacional desenvolvido. O que acontece é que para uma determinada vazão que entra em uma zona “i”, qualquer parte deste fluxo é transportado para o jato, conforme a figura 3.7 apresenta. Ao longo do forno tem-se um perfil que é previamente especificado. Além do material combustível dos resíduos, uma fração de água também entra na região em função do calor fornecido ao composto a ser destruído e de seu teor de umidade.

O balanço de massa para o gás fica determinado da seguinte forma.

$$Mg(i+1) = Mg(i) + \Delta Ms(i) + \Delta Ma(i) - \Delta Men(i) \quad (3.24)$$

- ◆ $Mg(i)$ – vazão mássica de gás que entra na zona “i”
- ◆ $Mg(i+1)$ – vazão mássica de gás que sai da zona “i”
- ◆ $\Delta Ms(i)$ – quantidade volatilizada do sólido que entra na zona “i”
- ◆ $\Delta Ma(i)$ – quantidade de água evaporada do sólido que entra na zona “i”
- ◆ $\Delta Men(i)$ – fração do gás que entra na região dos gases e serve de aporte para o jato

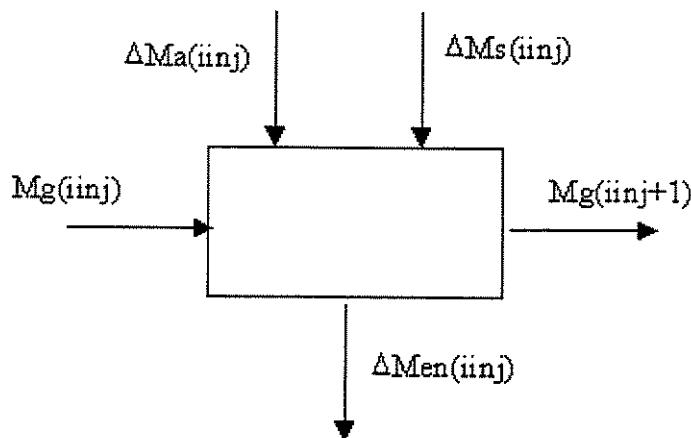


Figura 3.7 – Representação do balanço de massa para os gases

O balanço para os componentes é similar ao desenvolvido para a região do jato central. Em função da composição inicial, contendo basicamente a composição do ar , dos produtos gerados pelas reações de combustão e do balanço global tem-se o balanço para cada componente, exibidos na figura 3.9.

$$yg(i+1, j) = \frac{(Mg(i) - Msv(i) - \Delta Men(i)).yg(i, j) + Grg(i, j).\Delta Msv(i)}{Mg(i+1)} \quad (3.25)$$

Para a água a equação (3.35) deve ser modificada com a adição do termo relativo a evaporação da mesma do resíduo sólido

$$yg(i+1, H_2O) = \frac{(Mg(i) - Msv(i) - \Delta Men(i)).yg(i, H_2O) + Grg(H_2O).\Delta Msv(i)}{Mg(i+1)} \quad (3.26)$$

sendo:

- ♦ $Msv(i)$ – vazão mássica de material volatilizado do sólido que não sofreu

combustão em zonas anteriores por ausência de oxigênio.

- ◆ $\Delta M_{sv}(i)$ – quantidade de material volátil queimado na zona “i” formado pela soma da parte volatilizada na zona “i” mais aqueles que não sofreram combustão em zona anteriores.
- ◆ $G_{rg}(i,j)$ – Quantidade do componente ‘j’ gerado na zona “i” em decorrência da queima do resíduo
- ◆ $y_g(i,j)$ – Composição do componente “j” na zona “i” da corrente do gás anular

O balanço de massa para os materiais voláteis pode ser escrito como

$$M_{sv}(i+1) = M_{sv}(i) + \Delta M_{sv}(i) - \Delta M_{sv}(i) \quad (3.27)$$

O objetivo do processo de incineração, seja ele do ponto de vista operacional ou ambiental, é queimar com maior eficiência possível. Por isso, o excesso de oxigênio deve garantir a combustão completa de todo resíduo e portanto, o modelo matemático simulando em condições de excesso de oxigênio, apresenta ausência de voláteis que não sofreram combustão.

Entretanto, como a meta é encontrar os parâmetros operacionais otimizados é fundamental uma variável que detecte a situação na qual ocorra a ausência de oxigênio para todo material alimentado em um zona. Sabe-se que situações com falta de oxigênio são prejudiciais ao meio ambiente, já que favorecem a formação dos produtos de combustão incompleta e esta é mais uma razão para monitorar sempre a quantidade de oxigênio disponível em cada parte do incinerador.

O modelo matemático desenvolvido neste trabalho não trata os produtos de combustão incompleta, porém o software indica a situação quando houver a possibilidade de aparecerem e sugere alteração para outras condições operacionais.

O balanço de energia computa os fluxos presentes no balanço de massa , o calor gerado pela combustão e o os fluxos de calor condutivo, convectivo e radiativo representado por $q_g(i)$

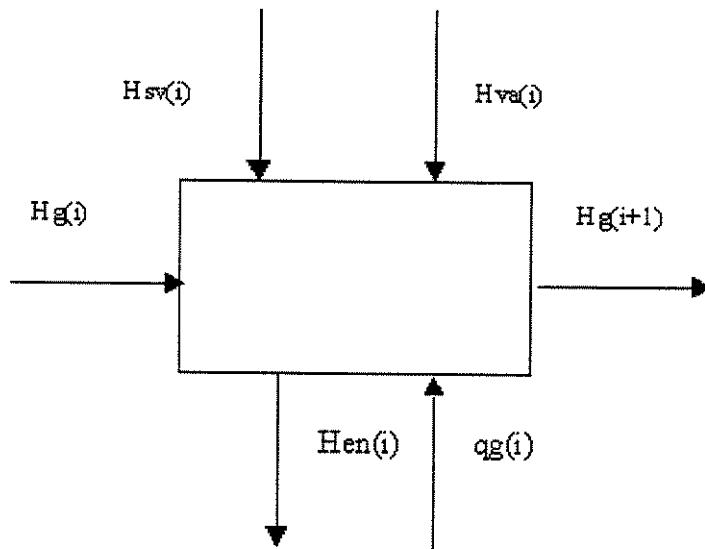


Figura 3.8 – Representação do balanço de energia para a região dos gases

$$Hg(i+1) = Hg(i) + Hva(i) + Hsv(i) + \Delta Hr(i) - Hen(i) + qg(i) \quad (3.28)$$

- ◆ Entalpia de entrada da corrente dos gases

$$Hg(i) = Mg(i) \cdot cpg \cdot (Tg(i) - Tref) \quad (3.29)$$

cpg – capacidade calorífica do gás anular

- ◆ Entalpia de saída da corrente dos gases

$$Hg(i+1) = Mg(i+1) \cdot cpg \cdot (Tg(i+1) - Tref) \quad (3.30)$$

- ◆ Entalpia do vapor de água que entra na zona “i”

$$Hva(i) = \Delta Ma(i) \cdot (cpa \cdot (373 - Tref) + \Delta Hva) \quad (3.31)$$

ΔH_{va} – entalpia de vaporização da água

c_{pa} – capacidade calorífica da água

- ◆ Entalpia dos voláteis provenientes do sólido

$$H_{sv}(i) = \Delta M_{s(i)}.c_{psv}.(T_{s(i)} - T_{ref}) \quad (3.32)$$

c_{psv} - capacidade calorífica dos voláteis

- ◆ Entalpia da corrente de aporte ao jato central

$$H_{en}(i) = \Delta M_{en(i)}.c_{pg}.(T_{g(i)} - T_{ref}) \quad (3.33)$$

- ◆ Calor gerado pela combustão dos voláteis

$$\Delta H_{r}(i) = \Delta M_{sv(i)}.P_{Crs} \quad (3.34)$$

P_{Crs} - poder calorífico do resíduo sólido

A partir da equação (3.28) isolando os termos em função da temperatura obtém-se:

$$T_{g(i+1)} = \frac{h_g(i) + H_{va}(i) + H_{sv}(i) + \Delta H_r(i) - H_{en}(i) + q_g(i)}{M_g(i+1).c_{pg}} + T_{ref} \quad (3.35)$$

As expressões que não estão neste capítulo foram remetidas ao apêndice A o qual contém as informações e equações relativas ao consumo de combustível, produtos gerados pelas reações, estequiometria e as reações envolvidas.

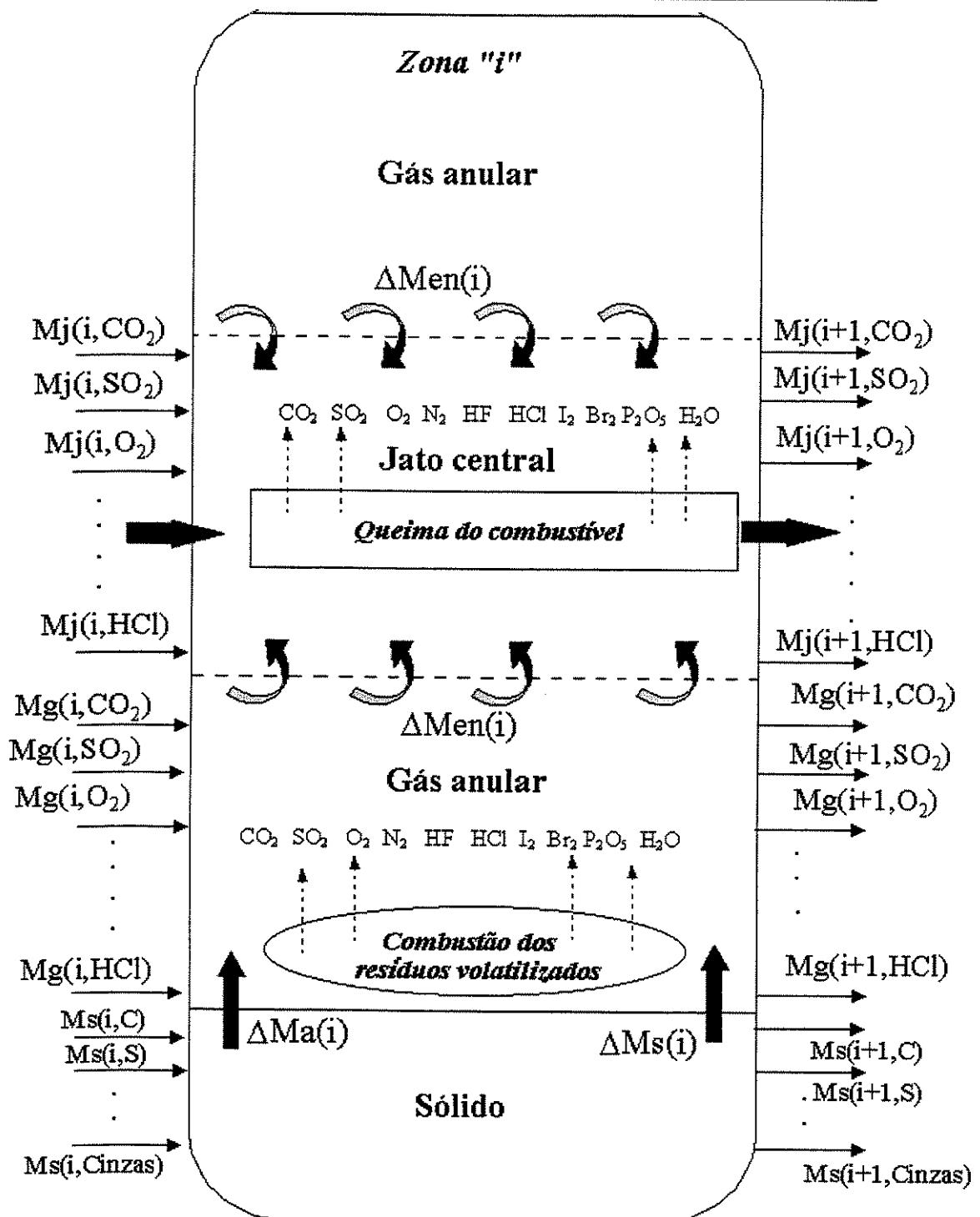


Figura 3.9 – Esquema de fluxos internos na câmara primária

3.4 – Câmara Secundária

3.4.1 – Introdução

O processo de incineração completo envolve mais de uma câmara de combustão. O forno rotativo e o pós combustor são os equipamentos onde se dá a destruição térmica dos resíduos. Na modelagem deste trabalho, a câmara secundária é o pós combustor e também terá a função de realizar queima de resíduos líquidos. A grande função da câmara secundária é garantir a combustão completa dos gases vindos da câmara primária. Um esquema de câmara secundária é mostrado na figura 3.10

Algumas diferenças existem com relação à modelagem matemática, principalmente no que tange ao balanço da corrente dos sólidos que não ocorre no pós combustor. O resíduo líquido alimentado evapora-se por completo ao entrar na câmara, portanto, não é necessária uma região de fluxo para descrever-la ao longo do incinerador.

O processo de operação é bastante parecido com o forno rotativo. Neste caso a alimentação dos gases é uma corrente mista do produto gasoso da câmara primária com um gás secundário mais rico em oxigênio

Para a modelagem matemática da câmara primária usa-se o mesmo modelo desenvolvido para a câmara primária, menos os balanços de massa e energia para a corrente do sólido. O balanço de fluxos de calor, naturalmente, serão diferentes para as duas situações. As equações e suas hipóteses estão no próximo item.

Outra diferença é o fato do resíduo alimentado ser líquido e isto requer um balanço especial para cada uma das regiões na zona em que o resíduo é alimentado

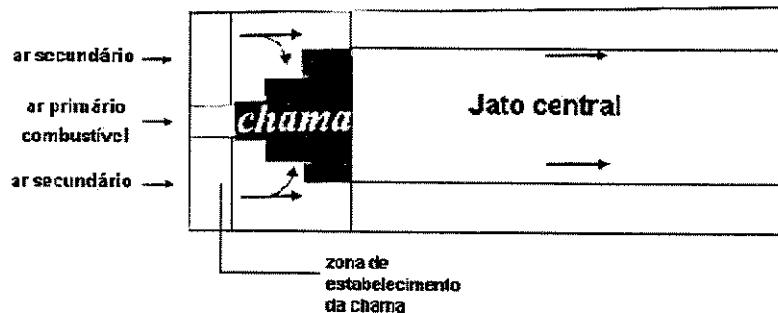


Figura 3.10 – Câmara secundária

3.4.2 – Balanços de massa na zona de injeção

Os balanços de massa são específicos para a zona de injeção, conforme as figuras 3.11 e 3.12. Para este modelo será adotado como padrão, a primeira zona.

Jato

$$M_j(i_{inj}+1) = M_{ap} + F_{cb} + \Delta M_{en}(i) \quad (3.36)$$

- ◆ Vazão mássica de ar primário (M_{ap})
- ◆ Vazão de alimentação de combustível (F_{cb})
- ◆ Vazão do ar de aporte proveniente do gás anular (ΔM_{en})
- ◆ Vazão de saída da zona de injeção do jato $M_j(i_{inj}+1)$
- ◆ Zona de injeção i_{inj}

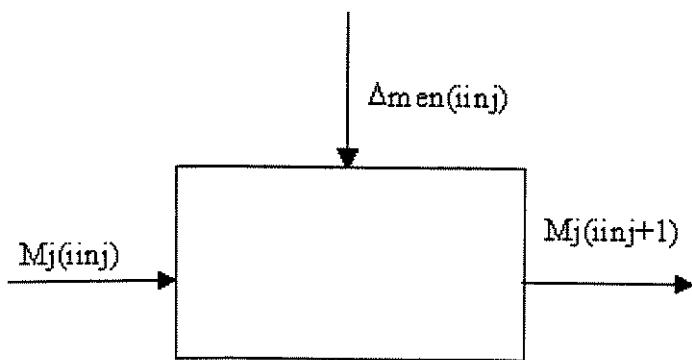


Figura 3.11 – Representação do balanço de massa para o jato na zona de injeção da câmara secundária

Gás Anular

$$Mg(i_{inj}+1) = Mg(i_{inj}) + \Delta Mliq(i) - \Delta Men(i) + \Delta Ma(i) + Mas \quad (3.37)$$

- ◆ Vazão de saída da zona de injeção do gás anular $Mg(i_{inj}+1)$
- ◆ Vazão de entrada da zona de injeção do gás anular $Mg(i_{inj})$
- ◆ Vazão mássica de ar secundário rico em oxigênio – Mas
- ◆ Quantidade total de resíduo líquido disponível para combustão - $\Delta Mliq(i)$
- ◆ Água evaporada do resíduo líquido – $\Delta Ma(i)$

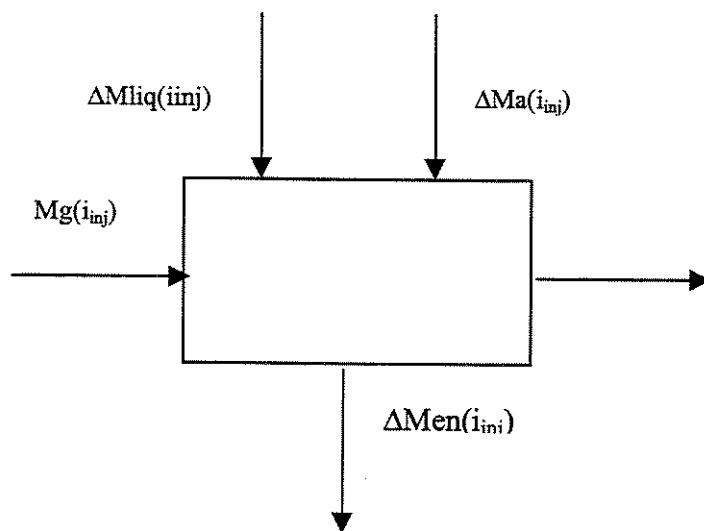


Figura 3.12 – Representação do balanço de massa para o gás anular na zona de injeção da câmara secundária

Os balanços para os componentes serão idênticos ao da câmara primária, exceto para a zona de injeção em que os termos apresentados acima devem ser introduzidos às equações. As expressões relativas ao consumo de combustível e produtos de combustão estão descritas no apêndice A. As oito equações subsequentes representam os balanços dos componentes para o jato central (oxigênio, nitrogênio, água e demais) e o gás anular (oxigênio, nitrogênio, água e demais) respectivamente.

Jato

➤ para o oxigênio

$$yj(i_{inj} + 1, O_2) = \frac{(Mj(i_{inj}) + \Delta Men(i_{inj})).yj(i_{inj}, O_2) + Grc(i, O_2).\Delta Mcb(i_{inj}) + Yo2.Map}{Mj(i_{inj} + 1)} \quad (3.38)$$

➤ para o nitrogênio

$$yj(i_{inj} + 1, N_2) = \frac{(Mj(i_{inj}) + \Delta Men(i_{inj})).yj(i_{inj}, N_2) + Grc(i, N_2).\Delta Mcb(i_{inj}) + Y_{N2}.Map}{Mj(i_{inj} + 1)} \quad (3.39)$$

➤ para os demais componentes

$$yj(i_{inj} + 1, j) = \frac{(Mj(i_{inj}) + \Delta Men(i_{inj})).yj(i_{inj}, j) + Grc(j).\Delta Mcb(i_{inj})}{Mj(i_{inj} + 1)} \quad (3.40)$$

Gás anular

➤ para o oxigênio

$$yg(i_{inj} + 1, O_2) = \frac{(Mg(i_{inj}) - Msv(i_{inj}) - \Delta Men(i_{inj})).yg(i_{inj}, O_2) + Gr(g(i, O_2).\Delta Msv(i_{inj}) + Yo2.Mas}{Mg(i_{inj} + 1)} \quad (3.41)$$

➤ para o nitrogênio

$$yg(i_{inj} + 1, N_2) = \frac{(Mg(i_{inj}) - Msv(i_{inj}) - \Delta Men(i_{inj})).yg(i_{inj}, N_2) + Grg(i, N_2).\Delta Msv(i_{inj}) + Y_{N2}.Mas}{Mg(i_{inj} + 1)} \quad (3.42)$$

➤ para a água

$$yg(i_{inj} + 1, H_2O) = \frac{(Mg(i_{inj}) - Msv(i_{inj}) - \Delta Men(i_{inj})).yg(i_{inj}, H_2O) + Grg(i, H_2O).\Delta Msv(i_{inj}) + \Delta Ma(i)}{Mg(i_{inj} + 1)} \quad (3.43)$$

➤ para os demais componentes

$$yg(i_{inj} + 1, j) = \frac{(Mg(i_{inj}) - Msv(i_{inj}) - \Delta Men(i_{inj})).yg(i_{inj}, j) + Grg(j).\Delta Msv(i_{inj})}{Mg(i_{inj} + 1)} \quad (3.44)$$

3.4.3 – Balanços de energia na zona de injeção

Os balanços de energia são representados pela parte energética (figura 3.13) de cada corrente mássica, mais os termos de geração de calor relativos às reações de destruição térmica do resíduo.

Jato

$$Hj(i_{inj}+1) = Hen(i_{inj}) + Qger(i_{inj}) + Hap + Hcb + qj(i_{inj}) \quad (3.45)$$

➤ Entalpia da corrente do ar primário

$$H_{ap} = M_{ap}.C_{ap}.(T_{ap} - T_{ref}) \quad (3.46)$$

C_{ap} – capacidade calorífica do ar primário

T_{ap} – temperatura do ar primário

➤ Entalpia da corrente do combustível

$$H_{cb} = F_{cb}.C_{pcb}.(T_{cb} - T_{ref}) \quad (3.47)$$

F_{cb} – vazão de alimentação do combustível

C_{pcb} – capacidade calorífica do combustível

T_{cb} – Temperatura do combustível

➤ Calor gerado pela queimada combustível auxiliar

$$Q_{ger}(i) = \Delta M_{cb}(i).P_{Cr} \quad (3.48)$$

P_{Cr} – poder calorífico do combustível

Os termos $H_{en}(i)$ e $H_j(i+1)$ são calculados da mesma forma que na câmara primária.

Isolando a equação (3.35) em função da temperatura do jato na zona “i”

$$T_j(i_{inj} + 1) = \frac{H_j(i_{inj}) + H_{en}(i_{inj}) + Q_{ger}(i_{inj}) + q_j(i_{inj}) + H_{ap} + H_{cb}}{M_j(i_{inj} + 1).cp_j} + T_{ref} \quad (3.49)$$

Gás Anular

$$Hg(i_{inj}+1) = Hg(i_{inj}) + Hva(i_{inj}) + Hsv(i_{inj}) + Has - Hen(i_{inj}) + \Delta Hr(i_{inj}) + qg(i_{inj}) \quad (3.50)$$

- Entapia do vapor de água que entra na zona “i”

$$Hva(i) = \Delta Ma(i) \cdot (cpa.(Ta - Tref) - cpa(373 - Ta) + \Delta Hva) \quad (3.51)$$

$\Delta Ma(i)$ – quantidade de água evaporada na zona “i”

$\Delta Hva(i)$ – entapia de vaporização da água

cpa – capacidade calorífica da água

Ta – temperatura da água

- Entapia do resíduo líquido (volatilizado) que entra na região do gás

$$Hsv(i) = \Delta Mliq(i) \cdot CPrl \cdot (Ta - Tref) \quad (3.52)$$

$CPrl$ – capacidade calorífica do resíduo líquido

- Entalpia da corrente do ar secundário na zona de injeção

$$Has = Mas \cdot Cpas \cdot (Tas - Tref) \quad (3.53)$$

$Cpas$ – capacidade calorífica do ar secundário

Tas – temperatura do ar secundário

- Calor gerado pela queima do resíduo líquido

$$\Delta Hr(i) = \Delta Mliq(i) \cdot PCrl \quad (3.54)$$

PCrl – poder calorífico do resíduo líquido

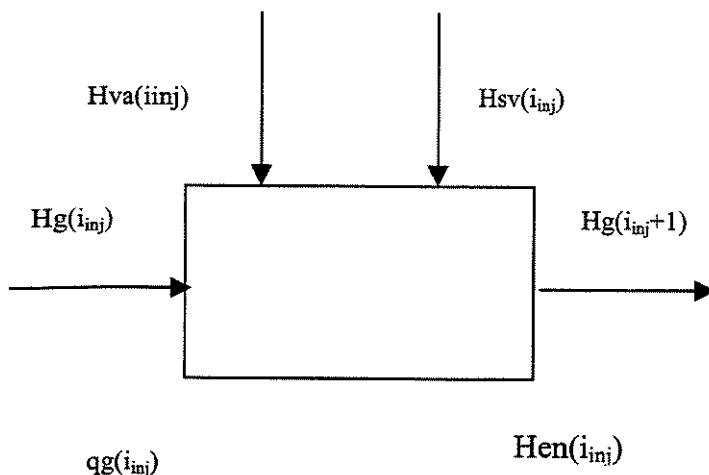


Figura 3.13 Representação do balanço de energia para o gás anular

As equações referentes à determinação da entalpia da corrente de entrada e saída do gás, assim como a entalpia do gás de aporte são calculados conforme mostrado para a câmara primária.

$$Tg(i_{inj} + 1) = \frac{Hg(i_{inj}) + Hva(i_{inj}) + Hsv(i_{inj}) + \Delta Hr(i_{inj}) - Hen(i_{inj}) + Has + qg(i_{inj})}{Mg(i_{inj} + 1).cp_g} \quad (3.55)$$

Com estas equações, a modelagem de um sistema de incineração para resíduos sólido e líquido está completa.

3.5 – Balanço para os fluxos de calor

A parte mais importante da modelagem matemática de um forno rotativo refere-se aos seus fluxos de calor. Esta compreende as transferências de calor radiativa, condutiva e convectiva entre as superfícies e regiões, mostradas na figura 3.15, presentes em uma

câmara de combustão: o gás anular, o jato central, o leito sólido quando for o caso, as paredes interna e externa e o meio ambiente.

Já foi apresentado, em seções anteriores, que a modelagem divide em várias partes do forno. Estas zonas, apenas aquelas que são imediatamente adjacentes realizam trocas de calor radiativas.

A modificação desta abordagem matemática com relação à grande maioria dos trabalhos já disponíveis em literatura, é o procedimento para determinação dos fluxos de calor. Geralmente o que faz-se é a analogia de circuitos elétricos com os fluxos de calor, de acordo com a figura 3.14, sendo os potenciais comparados às diferenças de temperaturas e as correntes elétricas aos fluxos de calor. Para cada região, o objetivo é encontrar a resistência equivalente , determinar os potenciais, e substituir. Com estas informações, calculam-se todos os fluxos de calor. Para que esta abordagem seja factível é preciso equiparar todo os termos convectivos e condutivos ao radiativo, a fim de que as resistências sejam passíveis de serem calculadas por algoritmos numéricos para sistemas lineares.

A maneira como este trabalho interpreta os fluxos de calor de forma nenhuma altera o resultado dos fluxos, mas sim, apenas obtém os valores por uma maneira diferente. Nos itens anteriores deste capítulo foram mostradas as equações para determinar as temperaturas dos gases, jato, sólido e das paredes. Faltam ainda os termos relativos ao balanço da quantidade de calor, e o que será descrito são equações analíticas para preencher a última parte da modelagem matemática que ainda não havia sido desenvolvida.

As principais hipóteses usadas para o desenvolvimento das equações dos fluxos de calor são:

- ◆ Trocas de calor condutivas entre o gás anular e parede interna e através do material refratário isolante da câmara de combustão. Apenas dentro da mesma zona “i”.
- ◆ Trocas de calor convectivas entre gás anular e jato, parede interna e gás anular, sólido e gás anular, parede externa e ambiente. Apenas dentro da mesma zona “i”.
- ◆ Trocas de calor radiativas entre parede interna e jato, parede interna e sólido, sólido e jato. Estas trocas ocorrem dentro da mesma zona e entre as zonas adjacentes posterior e

anterior.

- ◆ Gás anular transparente à radiação.
- ◆ Superfícies negras à radiação.

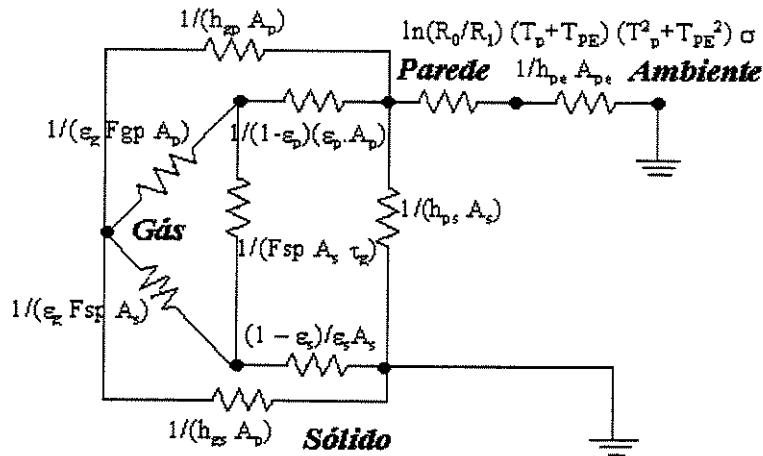


Figura 3.14 – Analogia dos fluxos de calor com circuitos elétricos.

Serão apresentadas as equações que representam os fluxos de calor em cada uma das superfícies presentes em um forno rotativo e em seu pós-combustor.

$$Q_{\text{região}} = \sum \text{condutividade(entrada/saída)} + \sum \text{convectividade(entrada/saída)} + \sum \text{radiatividade(entrada/saída)} \quad (3.56)$$

$$Q_{\text{sólido}} = A_{\text{parede}} \cdot F_{ps} \cdot \sigma \cdot (T_p^4 - T_s^4) \quad \text{Fluxo radiativo sólido - parede} \quad (3.57)$$

$+ A_{\text{gas}} \cdot h_{\text{sólido}} \cdot (T_g - T_s)$ Fluxo convectivo sólido - gás

$+ A_{\text{jato}} \cdot F_{js} \cdot \sigma \cdot (T_j^4 - T_s^4)$ Fluxo radiativo sólido - jato

$+ A_{\text{sólido}} \cdot F_{sjp} \cdot \sigma \cdot (T_s^4 - T_{jp}^4)$ Fluxo radiativo sólido - jato (posterior)

$+ A_{\text{sólido}} \cdot F_{sja} \cdot \sigma \cdot (T_s^4 - T_{ja}^4)$ Fluxo radiativo sólido - jato (anterior)

$+ A_{\text{sólido}} \cdot F_{sp} \cdot \sigma \cdot (T_s^4 - T_{p}^4)$ Fluxo radiativo sólido - parede (posterior)

$+ A_{\text{sólido}} \cdot F_{spa} \cdot \sigma \cdot (T_s^4 - T_{pa}^4)$ Fluxo radiativo sólido - parede (anterior)

sendo:

σ - constante de Boltzmann

A_{parede} – área de troca térmica da parede interna.

A_{jato} – área de troca térmica do jato.

$A_{\text{sólido}}$ – área de troca térmica do sólido

$A_{\text{gás}}$ – área de troca térmica do gás anular

F_{A1A2} – fator de forma entre as superfícies A1 e A2. Estas superfícies podem ser o sólido (s), parede (p), gás anular (g), jato (j)

F_{A1A2p} – fator de forma entre as superfícies A1 e A2, para A2 na zona adjacente posterior

F_{A1A2a} – fator de forma entre as superfícies A1 e A2, para A2 na zona adjacente anterior

$h_{\text{sólido}}$ – coeficiente convectivo do sólido

T_{sup} – temperatura da superfície (sólido, gás anular, jato, paredes interna ou externa)

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{jato}} = & A_{\text{jato}} \cdot F_{js} \cdot \sigma \cdot (T_s^4 - T_j^4) && \text{Fluxo radiativo jato - sólido} \quad (3.58) \\
 & + A_{\text{jato}} \cdot h_{\text{jato}} \cdot (T_g - T_j) && \text{Fluxo convectivo jato - gás} \\
 & + A_{\text{parede}} \cdot F_{pj} \cdot \sigma \cdot (T_p^4 - T_j^4) && \text{Fluxo radiativo jato - parede} \\
 & + A_{\text{parede}} \cdot F_{jpp} \cdot \sigma \cdot (T_j^4 - T_{p_p}^4) && \text{Fluxo radiativo jato - parede (posterior)} \\
 & + A_{\text{jato}} \cdot F_{jpa} \cdot \sigma \cdot (T_j^4 - T_{p_a}^4) && \text{Fluxo radiativo jato - parede (anterior)} \\
 & + A_{\text{jato}} \cdot F_{jsp} \cdot \sigma \cdot (T_j^4 - T_{s_p}^4) && \text{Fluxo radiativo jato - sólido (posterior)} \\
 & + A_{\text{sólido}} \cdot F_{sjp} \cdot \sigma \cdot (T_j^4 - T_{s_a}^4) && \text{Fluxo radiativo jato - sólido (anterior)}
 \end{aligned}$$

sendo:

h_{jato} – coeficiente convectivo do jato

$$Q_{gas} = A_{jato} \cdot h_{gas} \cdot (T_j - T_g) \quad \text{Fluxo convectivo gás - jato} \quad (3.59)$$

$$+ A_{jato} \cdot h_{gas} \cdot (T_s - T_g) \quad \text{Fluxo convectivo gás - sólido}$$

$$+ A_{jato} \cdot h_{gas} \cdot (T_p - T_g) \quad \text{Fluxo convectivo gás - parede}$$

$$Q_{parede} = A_{parede} \cdot F_{ps} \cdot \sigma \cdot (T_s^4 - T_p^4) \quad \text{Fluxo radiativo parede - sólido} \quad (3.60)$$

$$+ A_{parede} \cdot F_{pj} \cdot \sigma \cdot (T_j^4 - T_p^4) \quad \text{Fluxo radiativo parede - jato}$$

$$+ A_{parede} \cdot k_{refratario} \cdot (T_{p_{externa}} - T_p) \quad \text{Fluxo condutivo parede - parede externa}$$

$$+ A_{parede} \cdot h_{ar} \cdot (T_g - T_p) \quad \text{Fluxo convectivo parede - gás}$$

$$+ A_{parede} \cdot F_{pj} \cdot \sigma \cdot (T_p^4 - T_{j_p}^4) \quad \text{Fluxo radiativo parede - jato (posterior)}$$

$$+ A_{parede} \cdot F_{jpp} \cdot \sigma \cdot (T_j^4 - T_{p_p}^4) \quad \text{Fluxo radiativo parede - jato (anterior)}$$

$$+ A_{parede} \cdot F_{ppp} \cdot \sigma \cdot (T_p^4 - T_{p_p}^4) \quad \text{Fluxo radiativo parede - parede (posterior)}$$

$$+ A_{parede} \cdot F_{ppa} \cdot \sigma \cdot (T_p^4 - T_{p_a}^4) \quad \text{Fluxo radiativo parede - parede (anterior)}$$

sendo:

h_{ar} – coeficiente convectivo do ar

$k_{refratário}$ – coeficiente condutivo do material refratário

$$Q_{parede\ externa} = A_{parede} \cdot k_{refratario} \cdot (T_p - T_{pe}) \quad \text{Fluxo condutivo parede - parede externa}$$

$$+ A_{parede\ externa} \cdot h_{ar} \cdot (T_a - T_{pe}) \quad \text{Fluxo convectivo parede externa - ambiente}$$

(3.61)

sendo:

$A_{parede\ externa}$ – área de troca térmica da parede externa.

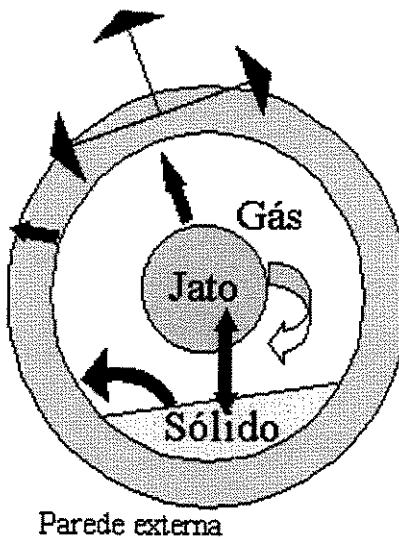


Figura 3.15 – Fluxos de calor com corrente de sólido

A modelagem dos fluxos de calor para a câmara de combustão secundária segue as mesmas hipóteses adotadas para a primária. A diferença é a ausência da corrente do sólido e, consequentemente, todos os termos envolvendo troca de calor entre o sólido e uma superfície, não aparecem nesta situação, conforme esquematizado na figura 3.15.

Segue a modelagem para os fluxos de calor sem a corrente do sólido.

$$Q_{\text{região}} = \sum \text{condutivd(entra/sai)} + \sum \text{convectivd(entra/sai)} + \sum \text{radiativd(entra/sai)} \quad (3.62)$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{jato}} &= A_{\text{jato}} \cdot h_{\text{jato}} \cdot (T_g - T_j) && \text{Fluxo convectivo jato - gás} \\ &+ A_{\text{parede}} \cdot F_{pj} \cdot \sigma \cdot (T_p^4 - T_j^4) && \text{Fluxo radiativo jato - parede} \\ &+ A_{\text{parede}} \cdot F_{jpp} \cdot \sigma \cdot (T_j^4 - T_{p_p}^4) && \text{Fluxo radiativo jato - parede (posterior)} \\ &+ A_{\text{jato}} \cdot F_{jpa} \cdot \sigma \cdot (T_j^4 - T_{p_a}^4) && \text{Fluxo radiativo jato - parede (anterior)} \end{aligned} \quad (3.63)$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{gas}} &= A_{\text{jato}} \cdot h_{\text{gas}} \cdot (T_j - T_g) && \text{Fluxo convectivo gás - jato} \\ &+ A_{\text{jato}} \cdot h_{\text{gas}} \cdot (T_p - T_g) && \text{Fluxo convectivo gás - parede} \end{aligned} \quad (3.64)$$

$$Q_{\text{parede}} = A_{\text{parede}} \cdot F_{pj} \cdot \sigma \cdot (T_j^4 - T_p^4) \quad \text{Fluxo radiativo parede - jato} \quad (3.65)$$

$+ A_{\text{parede}} \cdot k_{\text{refratario}} \cdot (T_{\text{pexterna}} - T_p)$ Fluxo condutivo parede - parede externa

$+ A_{\text{parede}} \cdot h_{\text{ar}} \cdot (T_g - T_p)$ Fluxo convectivo parede - gás

$+ A_{\text{parede}} \cdot F_{pj\bar{p}} \cdot \sigma \cdot (T_p^4 - T_{j\bar{p}}^4)$ Fluxo radiativo parede - jato (posterior)

$+ A_{\text{parede}} \cdot F_{jpp} \cdot \sigma \cdot (T_j^4 - T_{p\bar{p}}^4)$ Fluxo radiativo parede - jato (anterior)

$+ A_{\text{parede}} \cdot F_{ppp} \cdot \sigma \cdot (T_p^4 - T_{p\bar{p}}^4)$ Fluxo radiativo parede - parede (posterior)

$+ A_{\text{parede}} \cdot F_{ppa} \cdot \sigma \cdot (T_p^4 - T_{p\bar{a}}^4)$ Fluxo radiativo parede - parede (anterior)

$$Q_{\text{parede externa}} = A_{\text{parede}} \cdot k_{\text{refratario}} \cdot (T_p - T_{pe}) \quad \text{Fluxo condutivo parede - parede externa}$$

$$+ A_{\text{parede externa}} \cdot h_{\text{ar}} \cdot (T_a - T_{pe}) \quad \text{Fluxo convectivo parede externa - ambiente}$$

(3.66)

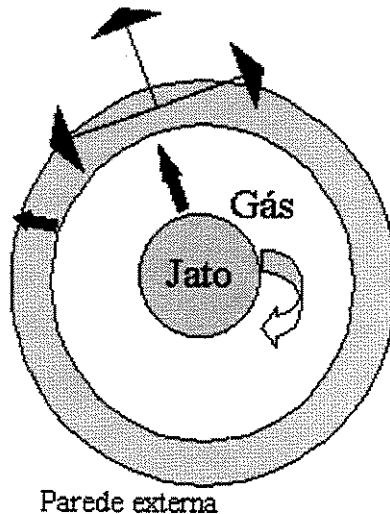


Figura 3.16 – Fluxos de calor sem corrente de sólido

O cálculo dos fatores de forma e as áreas de troca térmica estão no apêndice B

3.6 - Modelagem Matemática em Regime Transiente

3.6.1 - Introdução

A diferença entre o modelo em estado estacionário e o dinâmico é a inclusão do

termo relativo ao tempo. Isto significa que a representação matemática do processo tem um comportamento específico de seus parâmetros ao longo do tempo quando perturbações são introduzidas ao sistema.

A importância do modelo dinâmico é enorme, pois com ele é possível determinar o comportamento do processo e implementar estratégias de controle. No caso de incineradores a partida e pausa para manutenção do equipamento são críticas com relação às normas ambientais. Nestas situações é maior a possibilidade de aparecerem os produtos de combustão incompleta. O modelo dinâmico também é muito útil para o engenheiro de processo que necessita otimizar o rendimento da planta sem causar prejuízos econômicos e ambientais. Por estas razões uma boa descrição do comportamento dinâmico é fundamental.

A modelagem matemática deste trabalho baseada em Tomaz¹ (1.998) usará apenas transientes para os balanços de energia. Para tanto, considerou-se que as respostas das correntes de fluxo mássico são muito rápidas em relação às temperaturas. Estas hipóteses são bastante razoáveis com relação ao jato e ao gás anular devido ao seu tempo de residência pequeno. Quanto ao sólido, que tem tempo de permanência grande dentro do forno, a afirmação acima não é válida, mas para o desenvolvimento de uma malha de controle mais rápida, com o menor número de equações possíveis optou-se, por esta configuração.

As equações usadas são as mesmas dos balanços de energia desenvolvidas para as câmaras primária e secundária. A diferença está no termo de acúmulo de energia que, por sua vez, não permite isolar as equações em função das temperaturas, conforme é feito para o modelo em estado estacionário.

As temperaturas das paredes interna e externa que são derivadas dos balanços dos fluxos de calor também tem o termo de acúmulo de calor incluído.

3.6.2 – Modelagem matemática

3.6.2.1 - Balanço de energia para o sólido (câmara primária)

$$\rho_{su} V_{sol} \cdot Cpsu \cdot \frac{dT_s(i+1)}{dt} = -Hs(i+1) + Hs(i) + Ha(i) - Ha(i+1) - Hva(i) - Hsv(i) + qs(i) \quad (3.67)$$

sendo:

ρ_{su} – densidade do sólido úmido

V_{sol} – volume do sólido

$Cpsu$ – capacidade calorífica do sólido úmido

O volume do sólido em um zona “i” é calculado pelo produto da área transversal pelo comprimento da zona. A capacidade calorífica do sólido úmido é calculada com os pesos ponderados em vazões mássicas do sólido seco e da água

$$V_{sol} = A_H \cdot \Delta z \quad \Delta z \text{ – comprimento da zona}$$

$$Cpsu(i) = \frac{Ms(i+1)}{Ms(i+1) + Ma(i+1)} \cdot cps + \frac{Ma(i+1)}{Ms(i+1) + Ma(i+1)} \cdot cpa \quad (3.68)$$

3.6.2.2 - Balanço de energia para o jato central (câmara primária)

$$\rho_j \cdot V_j \cdot cpj(i+1) \cdot \frac{dT_j(i+1)}{dt} = -Hj(i+1) + Hj(i) + Hen(i) + Qger(i) + qj(i) \quad (3.69)$$

sendo:

ρ_j –massa específica da região do jato

V_j – volume da região do jato

O volume do jato é dado por:

$$V_j = \pi \cdot r_{jato}^2 \cdot \Delta z \quad \Delta z \text{ – comprimento da zona}$$

3.6.2.3 - Balanço de energia para o gás anular (câmara primária)

$$\rho_g \cdot V_g \cdot cpg(i+1) \cdot \frac{dTg(i+1)}{dt} = -Hg(i+1) + Hg(i) - Hen(i) + \Delta Hr(i) + Hva(i) + Hsv(i) + qg(i)$$

(3.70)

sendo:

ρ_g – massa específica do gás anular

V_g – volume do gás

O volume do gás anular é a região que circunda o jato central e é calculada por:

$$V_g = \pi \cdot r_{in}^2 \cdot \Delta z - V_{sol}$$

(3.71)

A massa específica para a mistura no caso do jato e do gás anular é calculada com a equação para os gases ideais.

$$\rho_m = \frac{P \cdot M_m}{R \cdot T}$$

(3.72)

ρ_m – massa específica da mistura

P – pressão absoluta

M_m – peso molecular médio da mistura

T – temperatura absoluta

R – constante dos gases

3.6.2.4 - Balanço de energia para a parede interna (câmara primária)

O balanço de energia em regime transiente na parede interna é resultado da variação de energia em seu elemento de volume .Este é função do balanço dos fluxos de calor radiativo, convectivo e condutivo que entram ou saem do mesmo.

$$\rho_p V_p \cdot \text{cpp} \cdot \frac{dT_p(i)}{dt} = qp(i) \quad (3.73)$$

sendo:

ρ_p – densidade do elemento de volume

V_p – elemento de volume interno do material refratário

cpp – capacidade calorífica do elemento de volume

O volume da parede interna depende da espessura deste material.

$$V_p = (2 \cdot \pi \cdot r_{in} \cdot \Delta z) \cdot \Delta x \quad \Delta x \text{ – espessura da parede interna}$$

3.6.2.5 - Balanço de energia para a parede externa (câmara primária)

A temperatura da parede externa segue os mesmos procedimentos de cálculos da parede interna. A diferença é a espessura do elemento de volume no material refratário.

$$\rho_{refrat} \cdot V_{pe} \cdot C_{ppe} \cdot \frac{dT_{pe}(i)}{dt} = q_{pe}(i) \quad (3.74)$$

sendo:

ρ_{refr} – densidade do refratário

V_{pe} – volume do material refratário

C_{pe} – capacidade calorífica do refratário

$$V_{pe} = (2 \cdot \pi \cdot r_{inj} \cdot \Delta z) \cdot \Delta x \quad \Delta x \text{ – espessura do refratário}$$

3.6.3 - Balanços de energias para a zona de injeção de resíduo líquido (câmara secundária)

3.6.3.1 - Balanço de energia para o jato central

$$\rho_j \cdot V_j \cdot c_{pj}(i+1) \cdot \frac{dTj(i+1)}{dt} = -Hj(i+1) + Hj(i) + Hen(i) + Qger(i) + qj(i) \quad (3.75)$$

$$Hj(i_{inj}+1) = Hen(i_{inj}) + Qger(i_{inj}) + Hap + Hcb + qj(i_{inj})$$

3.6.3.2 - Balanço de energia para o gás anular

$$\rho_g \cdot V_g \cdot c_{pg}(i+1) \cdot \frac{dTg(i+1)}{dt} = -Hg(i+1) + Hg(i) - Hen(i) + \Delta Hr(i) + Hva(i) + Hsv(i) + qg(i) \quad (3.76)$$

$$Hg(i_{inj}+1) = Hg(i_{inj}) + Hva(i_{inj}) + Hsv(i_{inj}) + Has - Hen(i_{inj}) + DDr(i_{inj}) + qg(i_{inj}) \quad (3.77)$$

- Conclusões

A modelagem matemática em estado estacionário segue um modelo determinístico,

baseado em uma planta de incineração, pois no modelo está incluso uma câmara de pós-combustão. As equações descrevem os fluxos de massa e energia ao longo da câmara de combustão, e permitem estudar o comportamento do processo em regiões de acesso complicado para os instrumentos de medida.

O modelo dinâmico, que está baseado na modelagem em regime permanente, tem algumas simplificações para viabilizar o controle do processo. Mas, é pouco provável que estas alterações comprometam os resultados, já que a dinâmica das vazões mássicas é consideravelmente mais rápida que os fluxos de energia.

Capítulo 4:

Resultados e discussão

Capítulo 4: Resultados e Discussão

4.1 - Introdução

O objetivo deste capítulo é discutir os resultados obtidos com o modelo matemático desenvolvido, tanto em estado estacionário quanto em regime transiente. Para o modelo dinâmico, será mostrado o controle do processo com um controlador PID em uma malha "feedback" e "feedforward". A sequência de apresentação está dividida em três partes: estado estacionário, estudo da dinâmica em malha aberta e controle do incinerador.

No estado estacionário, a análise dá-se em função dos efeitos dos parâmetros operacionais do incinerador nos perfis de temperatura das diversas áreas: gás, jato, sólido e parede interna. Além dos parâmetros analisados - vazão mássica de ar primário e secundário, vazão de sólido e combustível - o efeito do poder calorífico do resíduo sólido e do combustível no desempenho do processo são estudados. As respostas são observadas para uma alteração de $\pm 10\%$ nos referidos parâmetros.

A resposta em malha aberta é interpretada com perturbações degrau de $\pm 10\%$ para os mesmos fatores que são vistos para o modelo em regime permanente.

Por sua vez, este trabalho dedica um capítulo para o controle do processo de incineração. Nele, é apresentada a resposta com um controlador PID para perturbações degrau da mesma forma que para as respostas em malha aberta. Outra forma de controle apresentada - a "feedforward" - tem o modelo preditivo baseado em planejamento experimental. O desenvolvimento deste modelo, seu objetivo e justificativas estão no capítulo seguinte.

Um dos objetivos deste trabalho é, através de equações analíticas, resolver o modelo em estado estacionário com um método numérico para sistemas não lineares. Para satisfazer esta meta foram testados alguns algoritmos: Newton-Raphson, Levenberg Marquardt, e a técnica do SQP (Successive Quadratic Programming). Em nenhuma destas tentativas, houve êxito em atingir a convergência necessária para encontrar a solução do sistema que representasse o estado estacionário do modelo. A melhor situação foi atingida

com o SQP, porém, a convergência é muito dependente da estimativa inicial para as variáveis, o que torna o método inadequado. Para testar os resultados, com o novo enfoque para os fluxos de calor dado neste trabalho, adotou-se para o estado estacionário o mesmo procedimento numérico usado por Tomaz¹ (1.998), ou seja isolam-se as temperaturas das zonas na câmara de combustão, conforme apresentado no capítulo 3, e com uma estimativa inicial um valor é obtido. O novo valor estimado, que passa a ser a estimativa inicial, é uma média entre a estimativa e o calculado, e assim sucessivamente. O processo termina quando o critério de parada é atingido.

Comparando o tempo computacional entre a analogia com circuitos elétricos e a deste trabalho, notou-se sensível diferença. Para a determinação do tempo computacional usando analogia com circuitos elétricos, foi usado o programa desenvolvido por Tomaz¹(1.998). A máquina usada para comparação foi um PC, com processador Pentium de 133 Mhz e 16 Mb de memória RAM. A metodologia adotada neste trabalho efetuou os cálculos em 5,5 segundos, enquanto a analogia dos fluxos de calor com circuitos elétricos demorou 11 segundos. Esta diferença é creditada pelo fato da analogia com circuitos elétricos precisar de uma etapa a mais para os cálculos - a determinação dos potenciais do circuitos para saber o valor dos fluxos de calor - enquanto as equações analíticas podem faze-la diretamente. É importante salientar que o modelo desenvolvido por Tomaz¹ inclui em seu cálculos superfícies cinzentas à radiação e este fato pode tornar o programa mais demorado em relação a um mesmo modelo considerando superfícies negras à radiação.

4.2 - Estado Estacionário

Antes de começar propriamente com a análise da influência dos parâmetros operacionais do incinerador no processo, é interessante fazer outras duas comparações. A primeira é a comparação dos resultados dos dois tipos de abordagem envolvidas neste problema, analogia com circuitos elétricos e a desenvolvida neste trabalho. A segunda , que poderia fazer parte de uma simplificação inicial, a fim de facilitar a modelagem dinâmica, é a ausência de trocas radiativas entre superfícies adjacentes.

As informações de processo usadas para as simulações de referência são as mesmas para todos os casos, mudando apenas para a variável analisada. A tabela 4.1 com os dados operacionais, termodinâmicos e construtivos de uma situação real de incineração.

Tabela 4.1 – Parâmetros para as simulações

<u>Número de zonas:</u>	10
<u>Condutividade térmica:</u>	0,61 W/m/K (refratário) 1,50 W/m/K (parede interna)
<u>Tempo de residência do sólido no forno:</u>	1800 s
<u>Diâmetros interno e externo:</u>	1,40/1,25 m (câmara primária)
<u>Espessura do refratário:</u>	0,15 m
<u>Inclinação do forno:</u>	2,0 graus
<u>Comprimento do forno:</u>	12,0 m (forno) – 8m (pós-combustor)
<u>Velocidade de rotação:</u>	0,033revol/min
<u>Vazões de alimentação (kg/s):</u>	<u>Forno/Pós-combustor</u> Sólido/líquido: 0,20 / 0,4 ar primário: 0,85 / 0,3 ar secundário: 2,65 / 5,30 combustível: 0,10 / 0,032
<u>Temperaturas de alimentação (K):</u>	Sólido/líquido: 303 / 303 ar primário: 333 / 333 ar secundário: 333 / 333 combustível: 333 / 333
<u>Temperatura de referência:</u>	298 K

Tabela 4.2 – Propriedades do resíduo sólido.

Calor específico do sólido seco (j/kg/K)	840,0
Poder calorífico do inferior resíduo (j/kg)	$5,0 \times 10^6$
Densidade do sólido seco (kg/m ³)	1490,0
Composição elementar (base seca)	
Carbono (kg/kg)	0,36
Hidrogênio (kg/kg)	0,12
Enxofre (kg/kg)	0,03
Nitrogênio (kg/kg)	0,03
Fósforo (kg/kg)	0,006
Cloro (kg/kg)	0,006
Flúor (kg/kg)	0,006
Bromo (kg/kg)	0,006
Iodo (kg/kg)	0,006
Oxigênio (kg/kg)	0,03
Cinzas (kg/kg)	0,40

Tabela 4.3 – Propriedades do resíduo líquido.

Calor específico do resíduo líquido (j/kg/K)	2100,00
Composição elementar	
Carbono (kg/kg)	0,5940
Hidrogênio (kg/kg)	0,1980
Enxofre (kg/kg)	0,0495
Nitrogênio (kg/kg)	0,0495
Fósforo (kg/kg)	0,0099
Cloro (kg/kg)	0,0099
Flúor (kg/kg)	0,0099
Bromo (kg/kg)	0,0099
Iodo (kg/kg)	0,0099
Oxigênio (kg/kg)	0,0495
Cinzas (kg/kg)	0,0100

Tabela 4.4 – Propriedades do combustível.

Calor específico do sólido seco (j/kg/K)	3000,00
Poder calorífico do inferior resíduo (j/kg)	$4,18 \times 10^7$
Composição elementar	
Carbono (kg/kg)	0,872
Hidrogênio (kg/kg)	0,095
Enxofre (kg/kg)	0,028
Nitrogênio (kg/kg)	0,0005

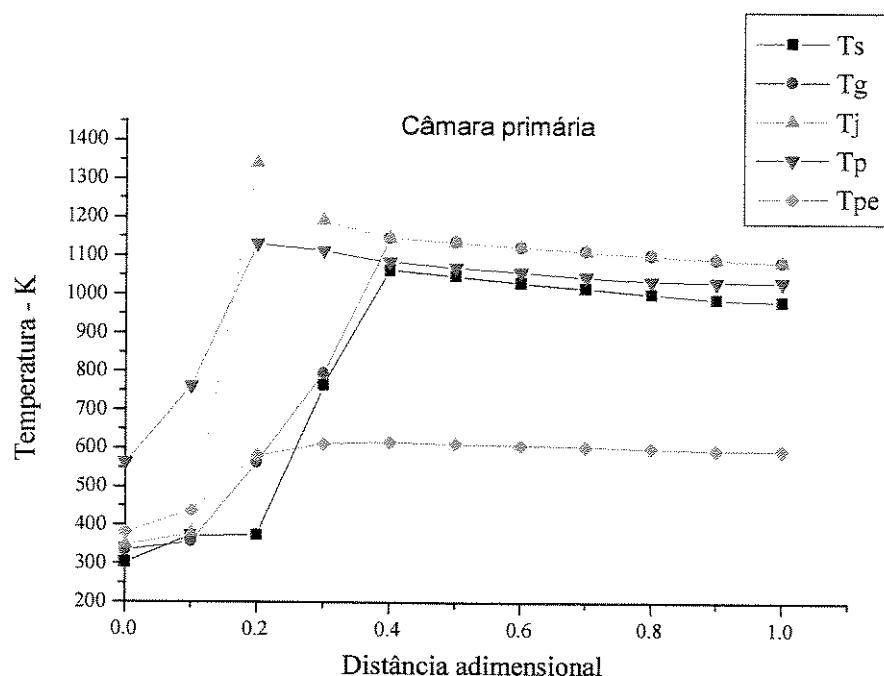


Figura 4.1 - Perfis de temperatura para metodologia usando analogia com circuitos elétricos.

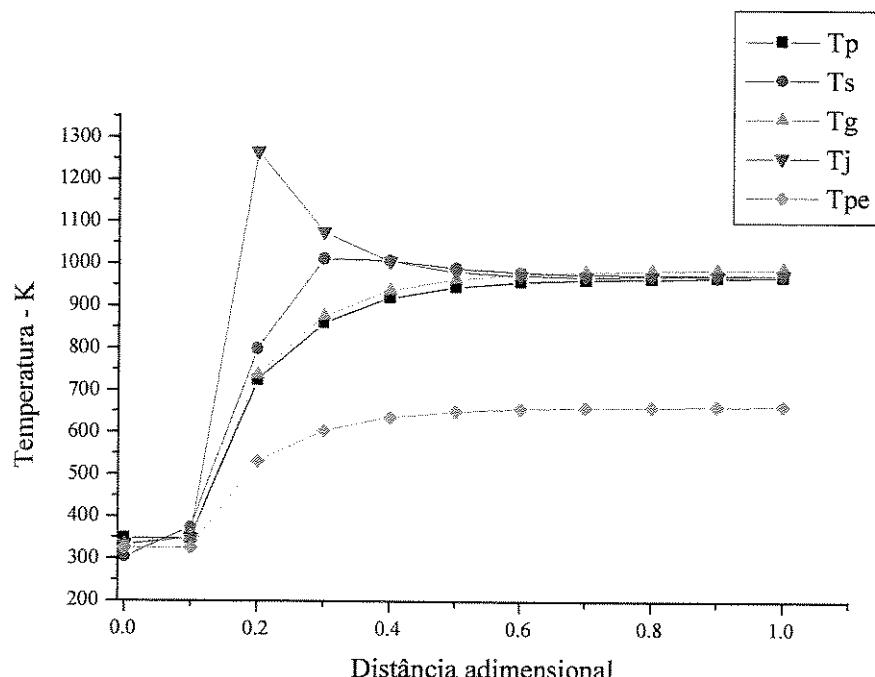


Figura 4.2 - Perfis de temperatura para metodologia adotadas neste trabalho

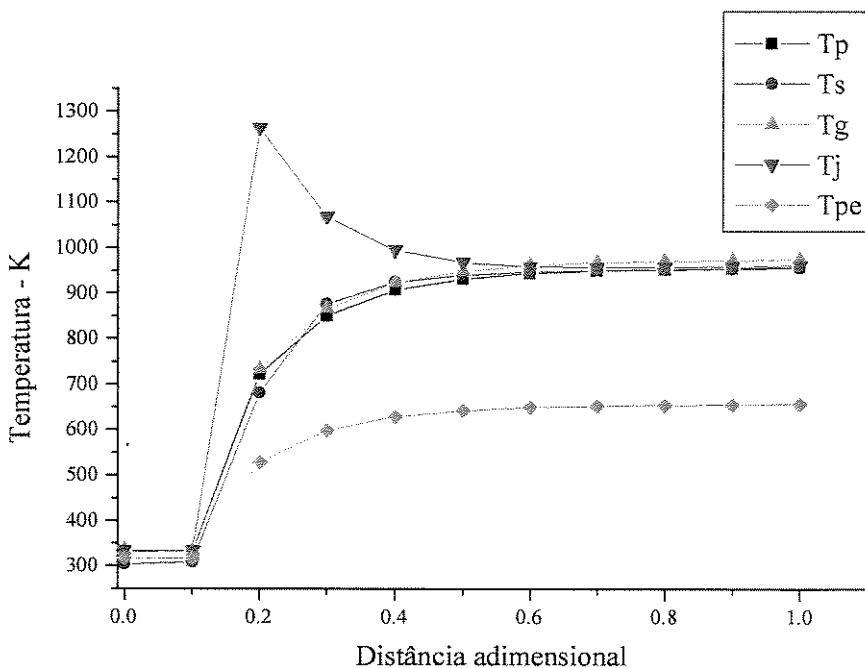


Figura 4.3 - Perfis de temperatura para ausência de trocas radiativas entre superfícies adjacentes.

Para fins de comparação de tipo de abordagem e hipóteses de trocas radiativas assumidas, não é necessária a comparação dos resultados para os balanços de massa e componentes dos mesmos, uma vez que, a influência dos balanços térmicos sobre os perfis de fluxos mássicos e composição dos produtos de combustão é muito pequena. Entretanto, é relevante o estudo de pelo menos um deles para compreender e visualizar graficamente o que acontece no interior de uma câmara de combustão com relação ao oxigênio e os produtos de combustão. Em decorrência da diferença de valores para as concentrações, os gráficos estão subdivididos em dois para o forno rotativo e para a câmara de pós-combustão.

Comparando as figuras 4.1 e 4.2, embora as diferenças sejam pequenas, deve-se à hipótese da primeira considerar superfícies cinzentas à radiação e na segunda todas as superfícies são negras.

A ausência de trocas radiativas entre superfícies adjacentes afeta o perfil, principalmente nas zonas iniciais, onde os gradientes são maiores. Nas últimas zonas não

há muita influência deste fator, pois os gradientes são pequenos e, consequentemente, o balanço líquido do que se está perdendo e ganhando para estas regiões adjacentes, praticamente se anula.

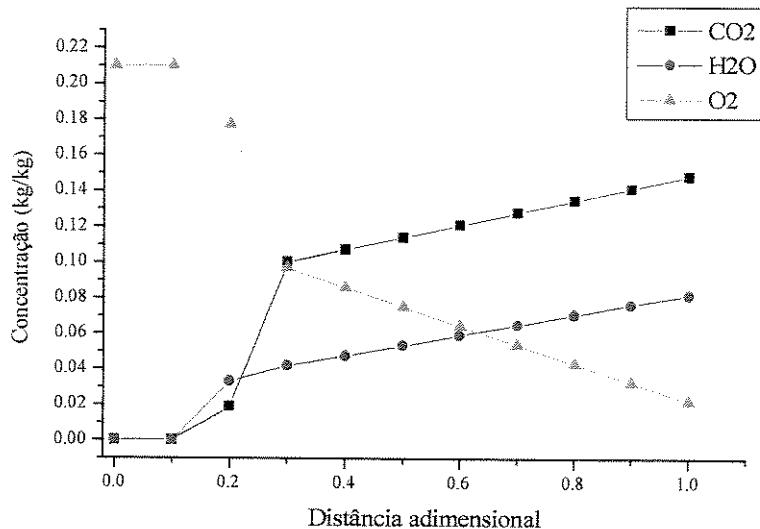


Figura 4.4 - Perfil de concentração de oxigênio (região do gás anular), água e dióxido de carbono para o forno rotativo.

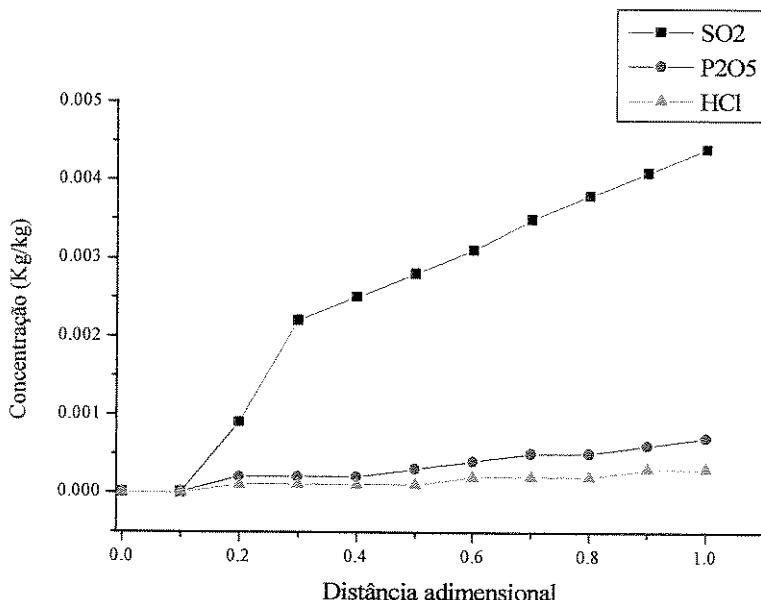


Figura 4.5 - Perfil de concentração de dióxido de enxofre, ácido clorídrico e óxido de fósforo para o forno rotativo.

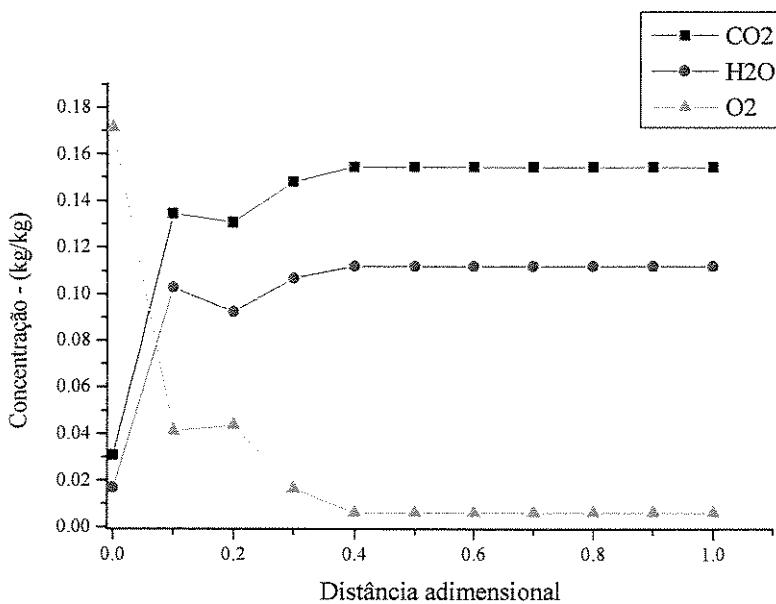


Figura 4.6 - Perfil de concentração de oxigênio (região do gás), água e dióxido de carbono para o pós-combustor.

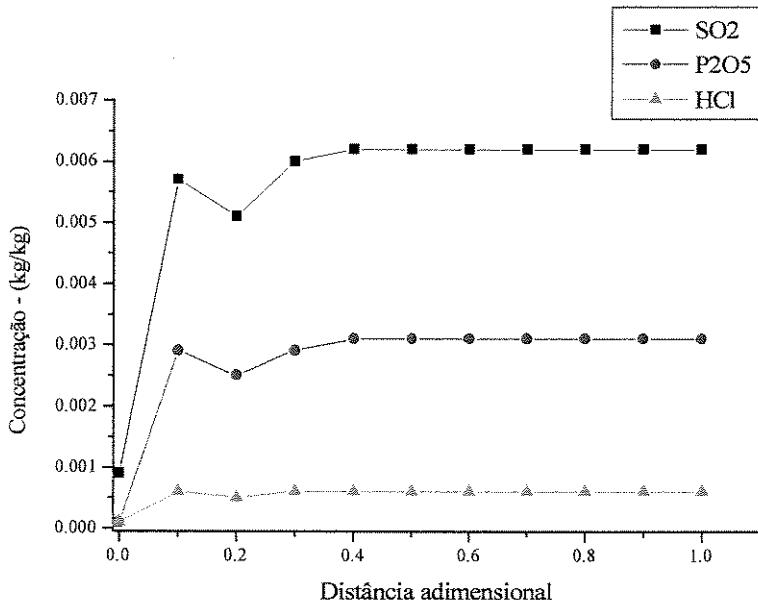


Figura 4.7 - Perfil de concentração de dióxido de enxofre, ácido clorídrico e óxido de fósforo para o pós-combustor.

Os resultados apresentados (figuras 4.4, 4.5, 4.6 e 4.7) para ambas as câmaras são coerentes com o que se espera. Observa-se que ao longo do incinerador, a concentração de

oxigênio decai. Isto se deve ao seu consumo para a queima do resíduo sólido, para o forno, e do resíduo líquido para o pós-combustor. O combustível injetado na região do jato é consumido com o oxigênio do ar primário e do ar de aporte. A composição do oxigênio para a região do jato central é semelhante ao que ocorre no gás anular. As concentrações de dióxido de carbono, dióxido de enxofre, ácido clorídrico e óxido de fósforo aumentam ao longo do eixo axial. Seus perfis crescentes dependem da geração de produtos de combustão do resíduo sólido ou líquido. Este crescimento é linear para as zonas posteriores ao aporte de ar secundário na região do jato central. O aporte de ar no jato representa a dinâmica interna dos fluxos no incinerador, e por isso nestas zonas seus perfis são mais abruptos quanto à sua composição. Com relação ao perfil da água, dois fatores devem ser considerados: sua geração pela reação do oxigênio com o resíduo e a evaporação da umidade do resíduo. Nas zonas onde ocorre a evaporação da água contida no resíduo, a concentração apresenta um salto de composição considerável.

4.3 - Influência da vazão mássica do ar secundário.

Nos gráficos (figuras 4.8, 4.9, 4.10 e 4.11) de avaliação da influência do gás secundário sobre os perfis de temperatura do gás anular, jato, sólido e parede interna, usaram-se dados de referência e uma variação positiva e negativa de 10% para a vazão mássica.

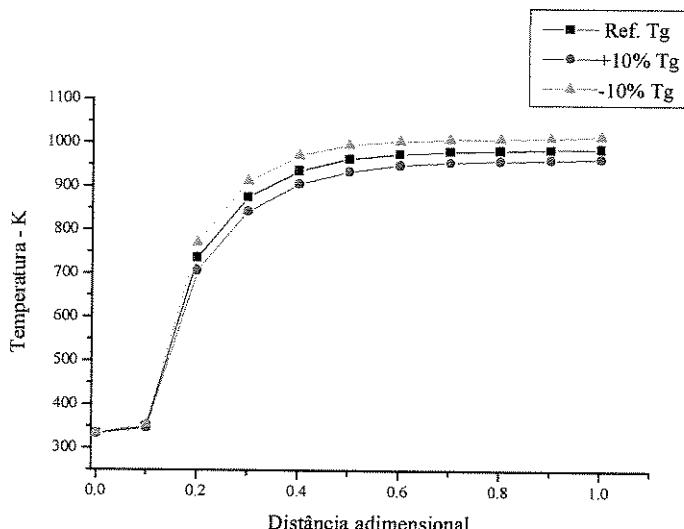


Figura 4.8 - Influência da vazão do ar secundário sobre a temperatura gás anular.

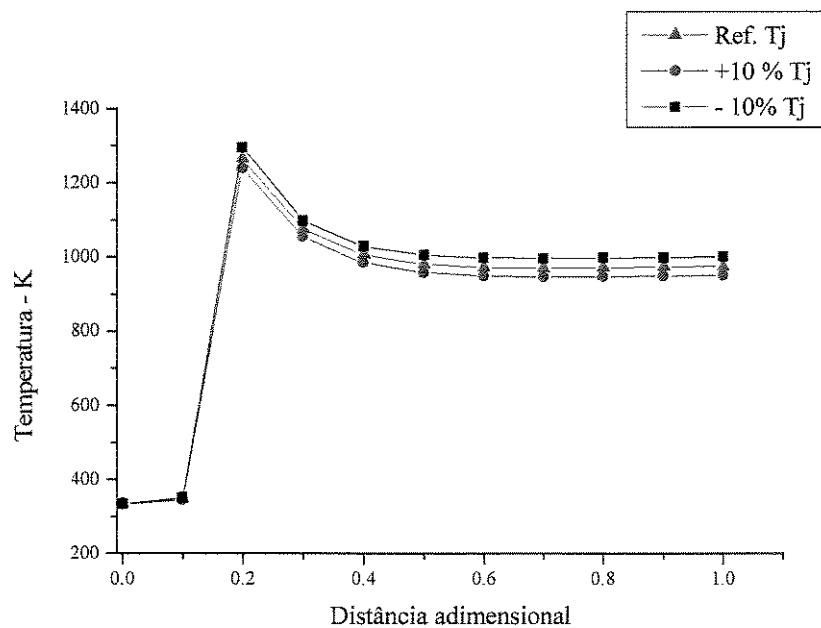


Figura 4.9 - Influência da vazão do ar secundário sobre a temperatura do jato central.

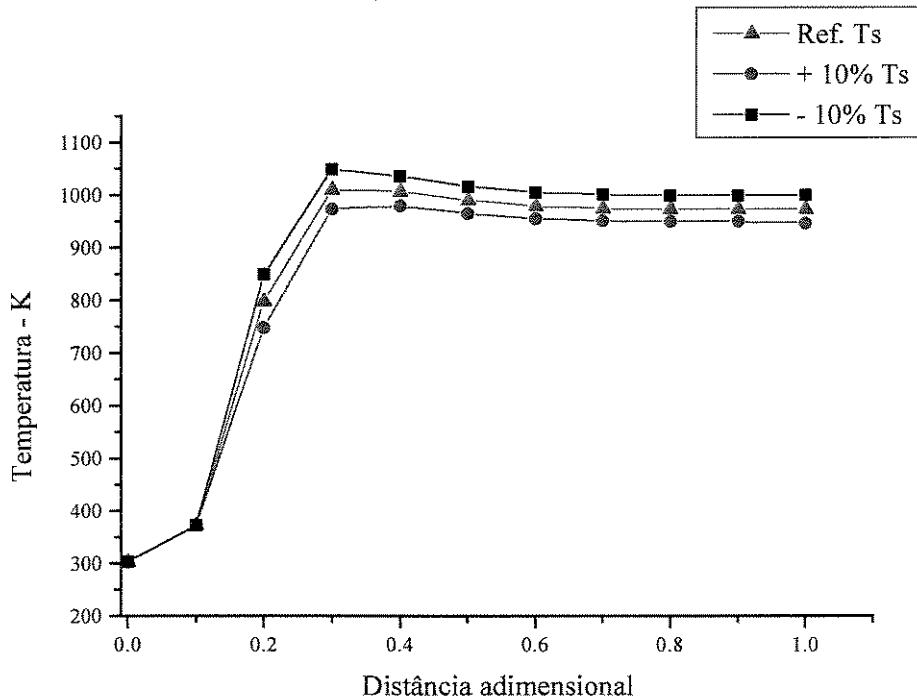


Figura 4.10 - Influência da vazão do ar secundário sobre a temperatura do sólido.

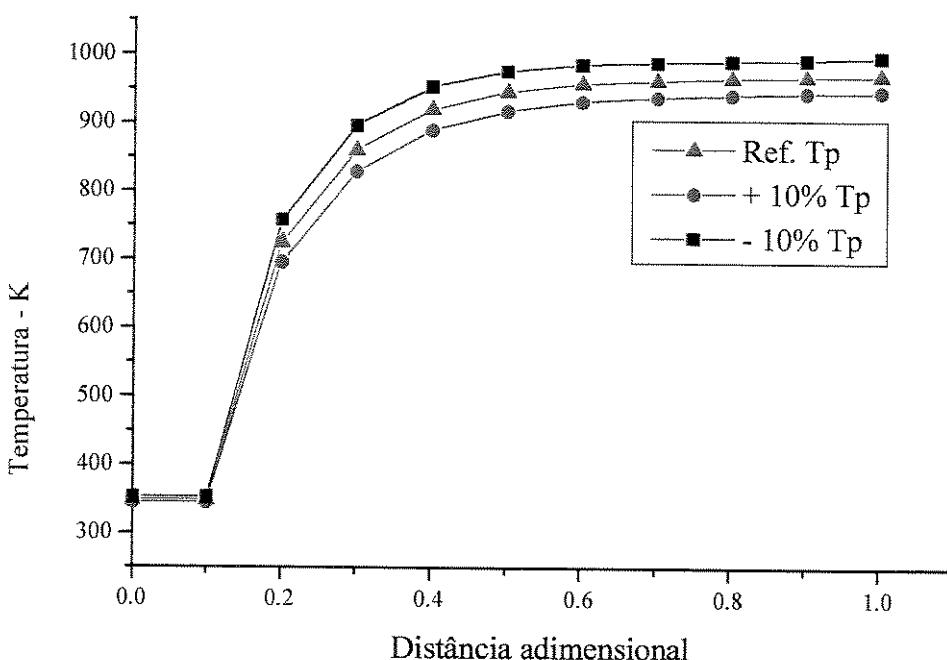


Figura 4.11 - Influência da vazão do ar secundário sobre a temperatura da parede interna.

O aumento da vazão mássica do ar secundário gera um perfil com temperaturas menores, enquanto a redução em 10% deste valor, provoca um aumento na mesma proporção. Já que os demais parâmetros são os mesmos, a diferença está na quantidade de ar secundário disponível para receber calor da queima de combustível auxiliar e do resíduo. Maior quantidade de ar, para uma mesma quantidade de calor gerado, acarreta na redução da temperatura e aumento, quando há redução da vazão mássica.

É observado, para o perfil de temperaturas no jato central, o mesmo comportamento do gás anular. Embora seu fluxo mássico seja o mesmo, o aporte de ar secundário vindo da região do gás anular altera este perfil, pois suas temperaturas são mudadas pelas razões explicadas acima. Esta influência ocorre em menor escala, já que há mistura das correntes de ar primário inalterada e do ar secundário.

Com relação ao sólido e à parede interna, a mesma explicação cobre as duas regiões do incinerador. Pelo fato das temperaturas do jato central e do gás anular serem modificadas, o balanço de fluxos de calor muda da mesma maneira para as superfícies afetadas indiretamente através da alteração dos gradientes internos de temperatura. A

parede externa também tem seu perfil alterado, com a mesma intensidade da parede interna, já que sua temperatura depende do ambiente, que permaneceu inalterado, e da própria parede interna.

No início da câmara de combustão, para todos os perfis, as temperaturas são muito próximas. A partir da queima do combustível auxiliar é que as diferenças são percebidas, uma vez que ocorre geração de calor e a transferência não é mais na mesma proporção, devido à diferença de área superficial.

4.4 - Influência da vazão mássica do ar primário

Similarmente ao ar secundário (figuras 4.12, 4.13, 4.14 e 4.15) , o efeito deste parâmetro sobre os perfis de temperatura das regiões de um incinerador, é a alteração positiva e negativa de 10% em relação aos dados de referência.

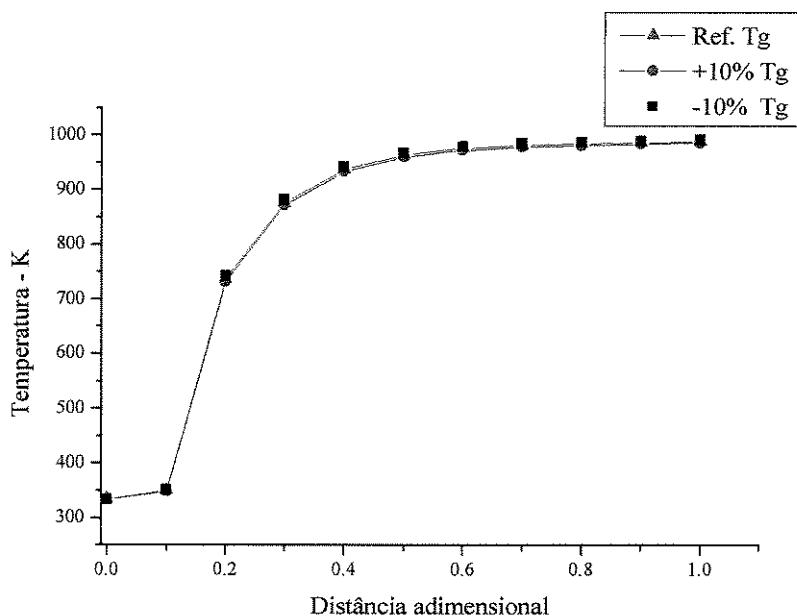


Figura 4.12 - Influência da vazão do ar primário sobre a temperatura do gás anular.

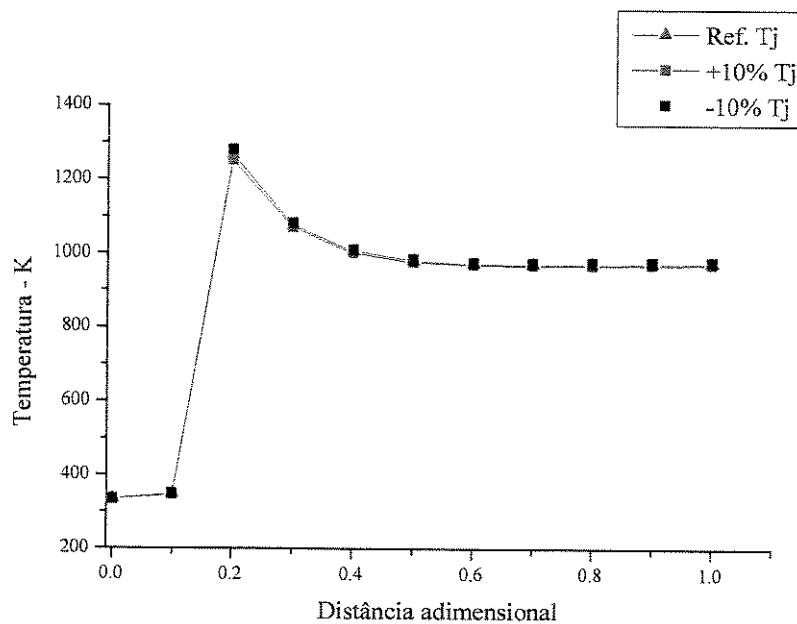


Figura 4.13 - Influência da vazão do ar primário sobre a temperatura do jato central.

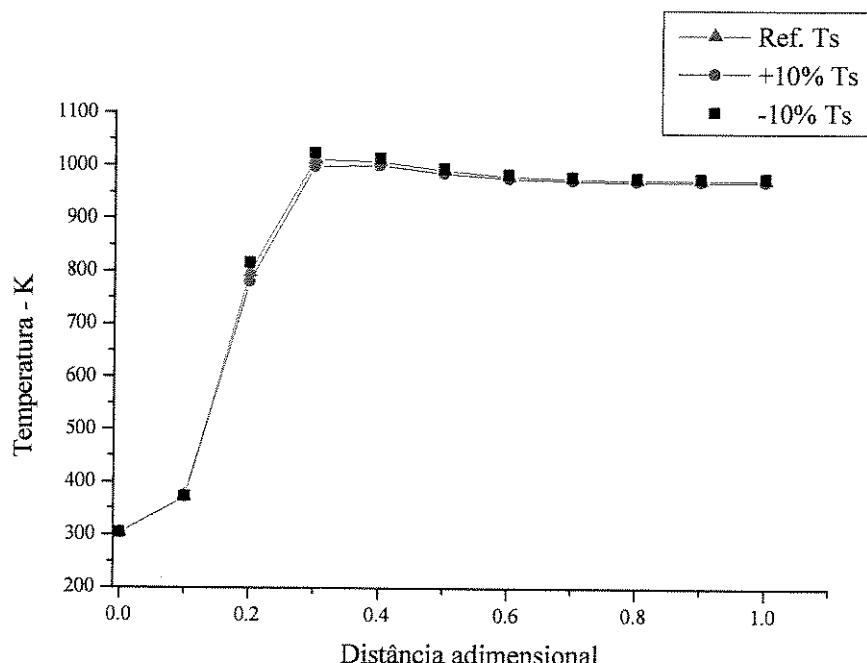


Figura 4.14 - Influência da vazão do ar primário sobre a temperatura do sólido.

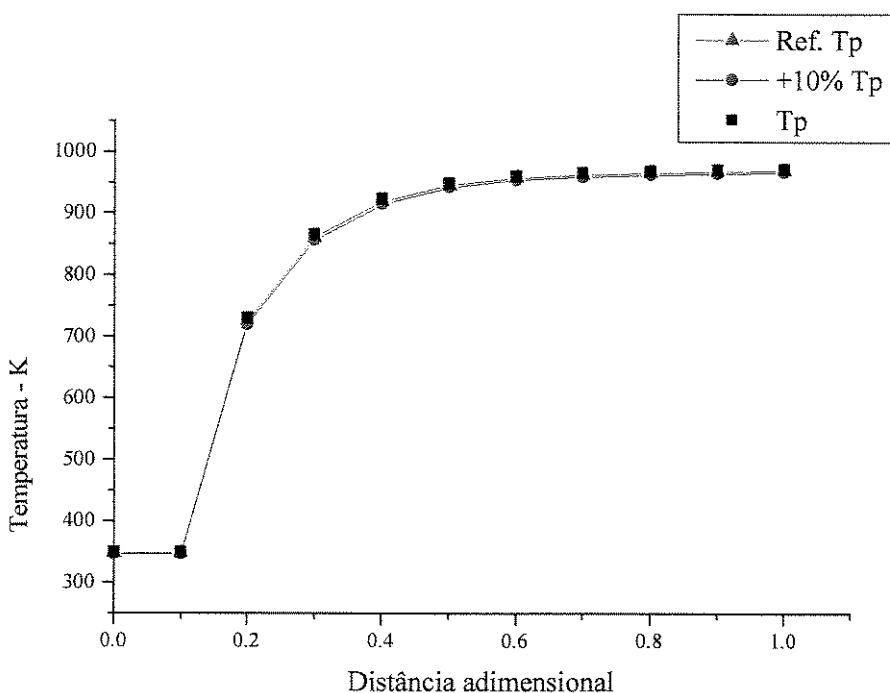


Figura 4.15 - Influência da vazão do ar primário sobre a temperatura da parede interna.

Em todas as situações, nota-se quase que a inexistência do efeito que este parâmetro provoca nos perfis de temperatura. O que ocorre é que a relação entre a vazão do ar primário e o ar secundário é - pequena, cerca de três vezes menor. Por isso e pela existência do aporte de ar para a região do jato, nem as temperaturas centrais alteram-se sensivelmente a alteração quando esta fica na ordem dos 10%. Por sua vez, os gradientes de temperatura ficam praticamente inalterados e os perfis do sólido, da parede interna e da parede externa permanecem praticamente os mesmos.

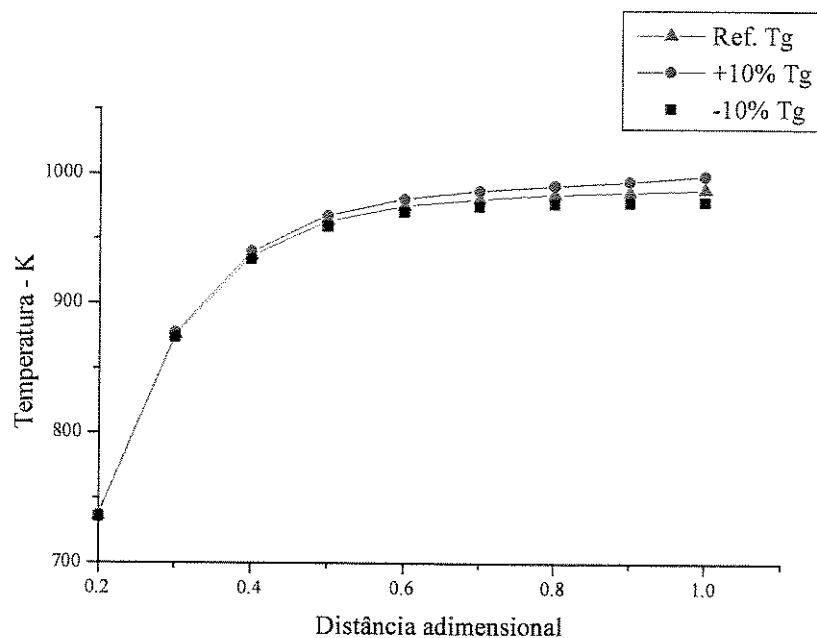
4.5 - Influência da vazão mássica do resíduo sólido.

Figura 4.16 - Influência da vazão do resíduo sólido sobre a temperatura do gás anular.

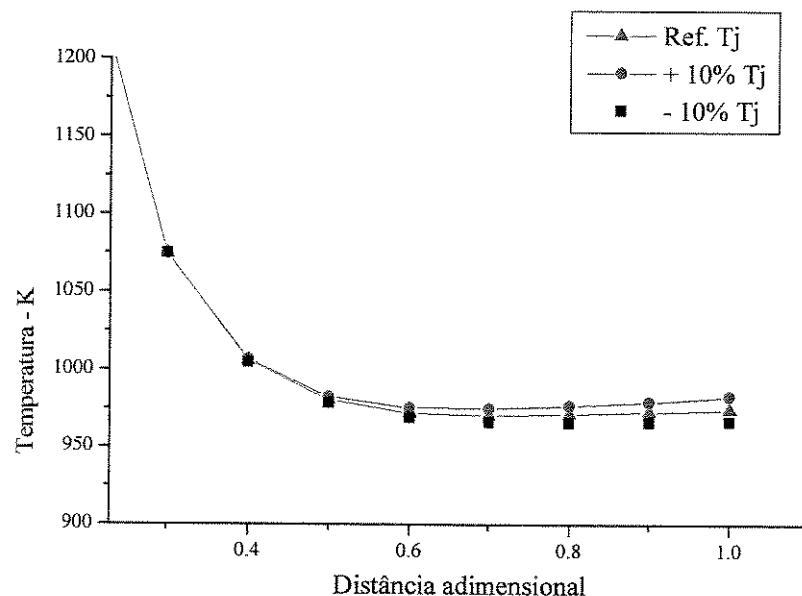


Figura 4.17 - Influência da vazão do resíduo sólido sobre a temperatura do jato central.

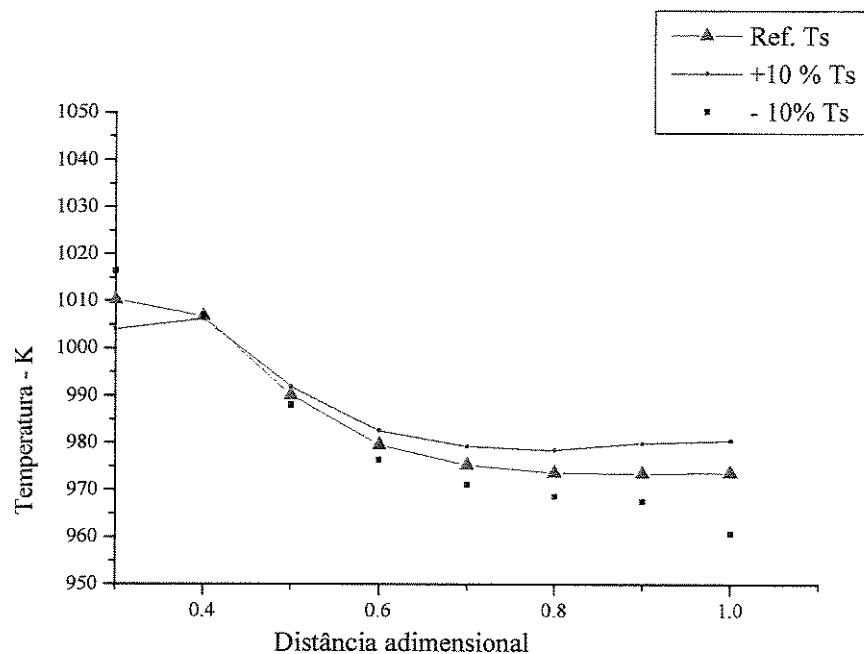


Figura 4.18 - Influência da vazão do resíduo sólido sobre a temperatura do sólido.

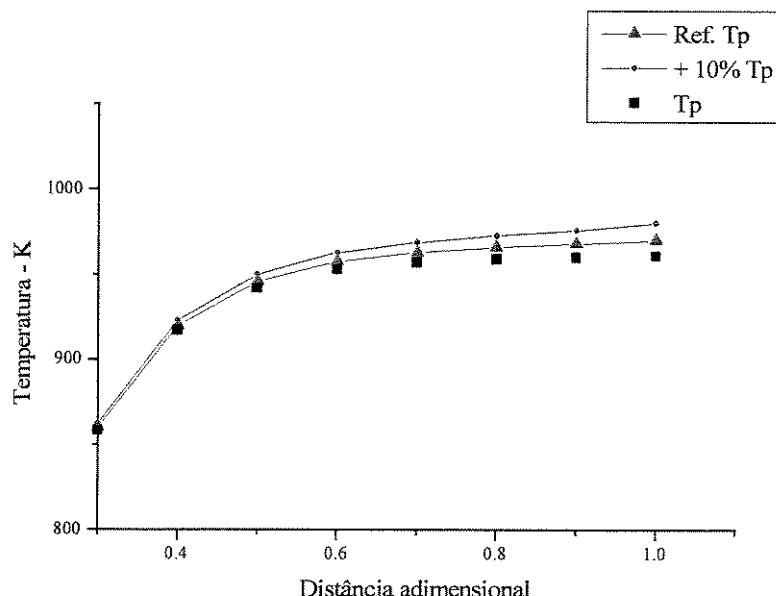


Figura 4.19 - Influência da vazão do resíduo sólido sobre a temperatura da interna.

Para adaptar-se às necessidades didáticas da figura, os gráficos (figuras 4.16, 4.17, 4.18 e 4.19) acima mostram apenas as zonas onde as diferenças de temperatura são

percebidas. Portanto, a distância axial começa a ser apresentada a partir do valor 0,2 ou 0,3, ou seja, segunda ou terceira zona.

Com o aumento ou redução da vazão de resíduo sólido, há naturalmente uma quantidade de energia gerada extra ou a menos, respectivamente. Para o caso do aumento de vazão, é necessária uma quantidade de oxigênio suficiente, senão haverá formação de material volátil não queimado, e isto não é desejável.

Para um mesma vazão de gás anular, a transferência de energia de calor gerada pela combustão do resíduo sólido é maior ou menor conforme a quantidade disponível, e por consequência há redução ou aumento da temperatura desta região.

Como é sabido, o jato central depende do aporte do ar secundário. O aumento da temperatura do gás gera o aumento da temperatura do jato central, em função do aporte, e a diminuição, o mesmo efeito. Ainda é notado que o gradiente de temperatura fica maior com o decorrer do eixo axial do incinerador. Este fenômeno ocorre porque o efeito acumula-se em decorrência da energia gerada pela queima do resíduo sólido ao longo do eixo axial.

4.6 - Influência da vazão mássica do combustível

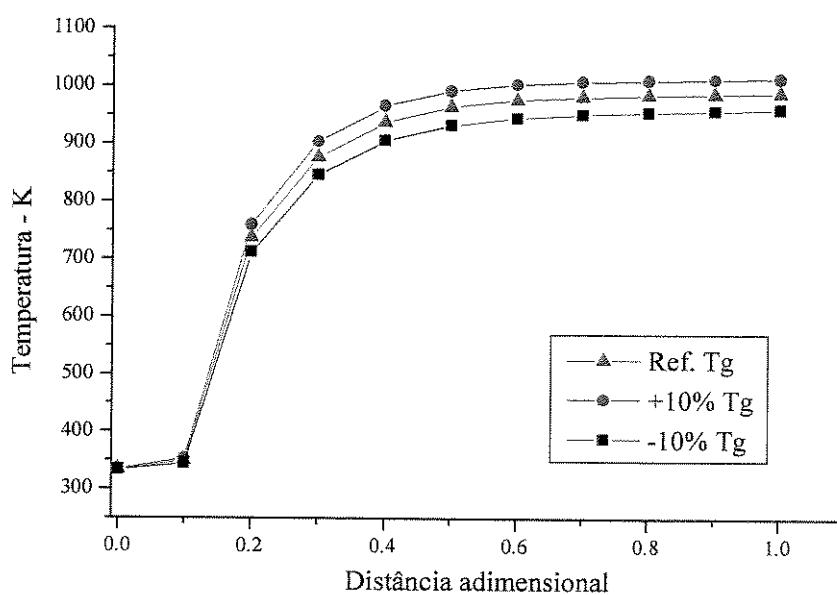


Figura 4.20 - Influência da vazão do combustível sobre a temperatura do gás anular

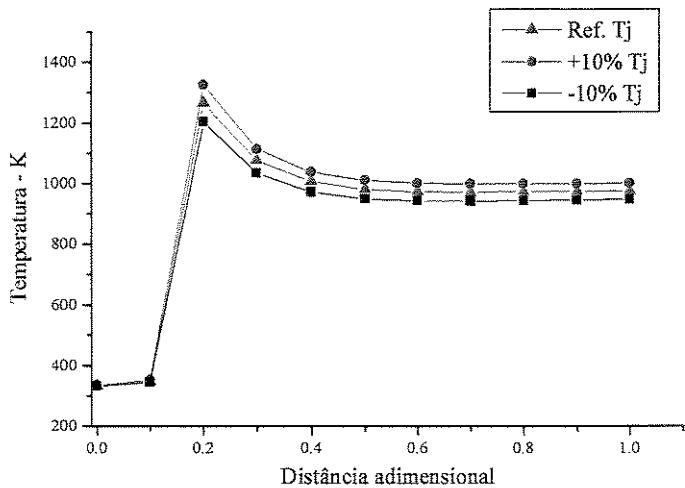


Figura 4.21 - Influência da vazão do combustível sobre a temperatura do jato central

A alteração na vazão de combustível provoca uma quantidade de calor gerado diferente na região do jato central, pela queima do combustível. Quanto maior este fluxo, maior a geração, e portanto, a temperatura do jato será maior. Para que haja toda a combustão, é fundamental a presença suficiente de oxigênio. Nesta situação, a disposição de oxigênio pode ser fator limitante.

Como há transferência de calor entre a região do jato e do gás anular, a segunda terá necessariamente seu perfil afetado. O sentido da influência é o mesmo, ou seja, aumentando a temperatura do jato, aumenta a do gás, pois ambos estão relacionados por meio de trocas de calor radiativas e convectivas.

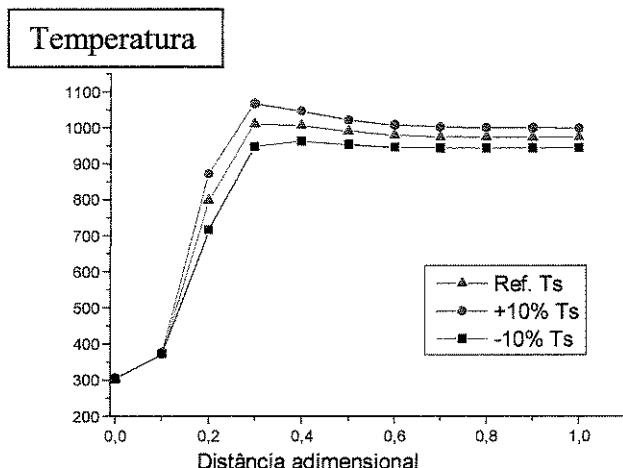


Figura 4.22- Influência da vazão do combustível sobre a temperatura do sólido

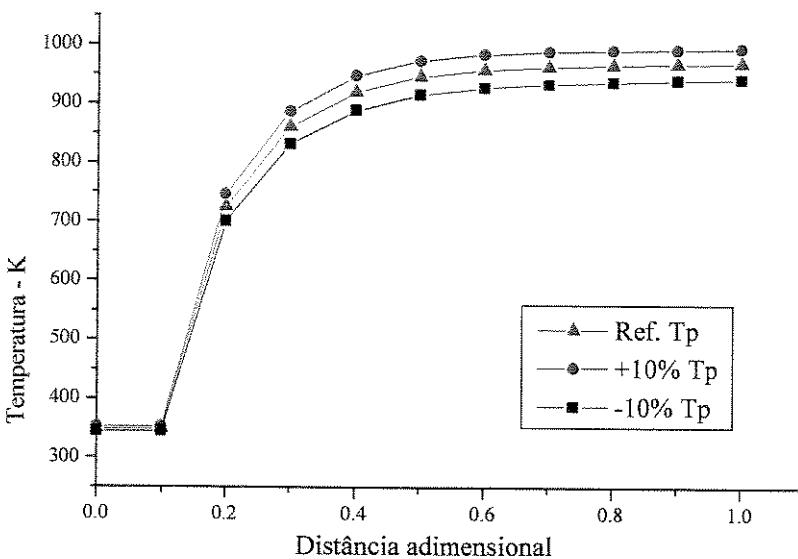


Figura 4.23 - Influência da vazão do combustível sobre a temperatura da parede interna

Os perfis do sólido e da parede interna (figuras 4.20, 4.21, 4.22 e 4.23) são alterados pela dinâmica de transferência de calor interna. Com o aumento ou redução da temperatura dos gases internos no reator, é natural e esperado o mesmo comportamento, em menor escala, para estas regiões.

4.7 - Influência do poder calorífico do resíduo sólido

As figuras 4.24, 4.25, 4.26 e 4.27, estão representados sem as duas primeiras zonas no incinerador. Esta alteração facilita a visualização dos resultados e não atrapalha na sua interpretação, pois nas duas primeiras zonas a diferença das temperaturas é pequena.

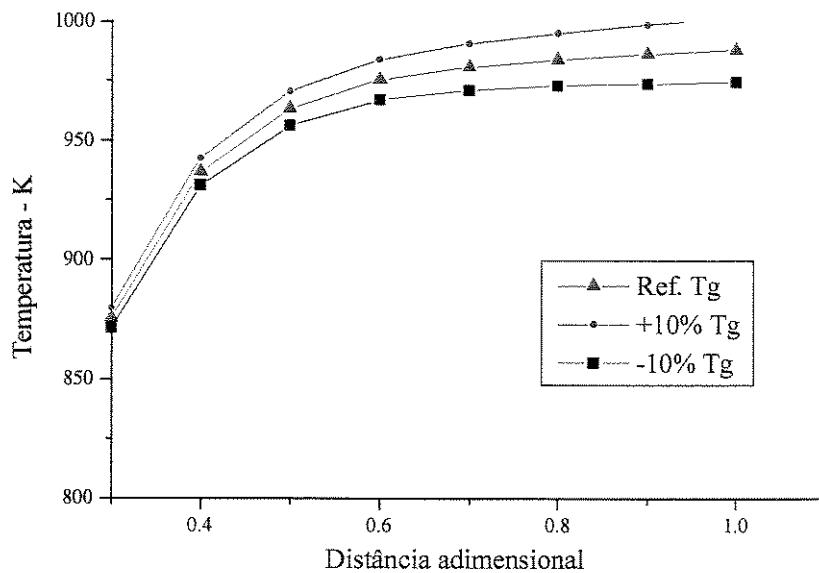


Figura 4.24 - Influência do poder calorífico do sólido sobre a temperatura do gás anular

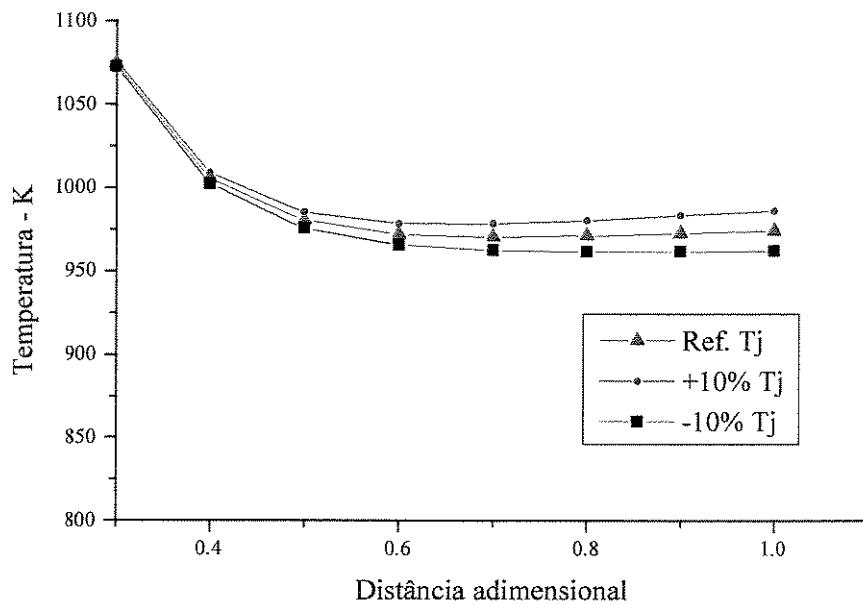


Figura 4.25 - Influência do poder calorífico do sólido sobre a temperatura do jato central

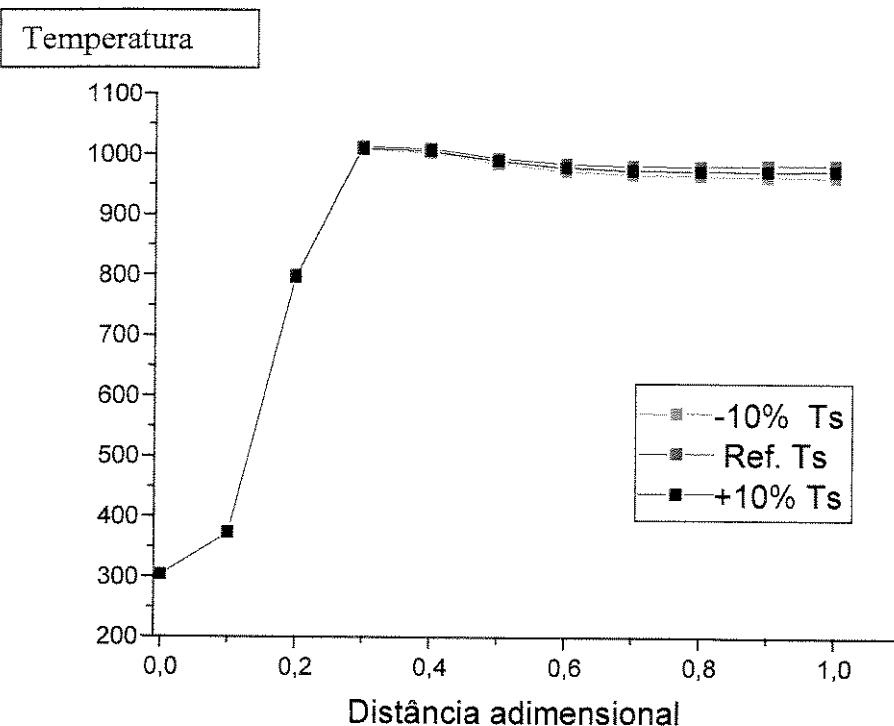


Figura 4.26 - Influência do poder calorífico do sólido sobre a temperatura do sólido

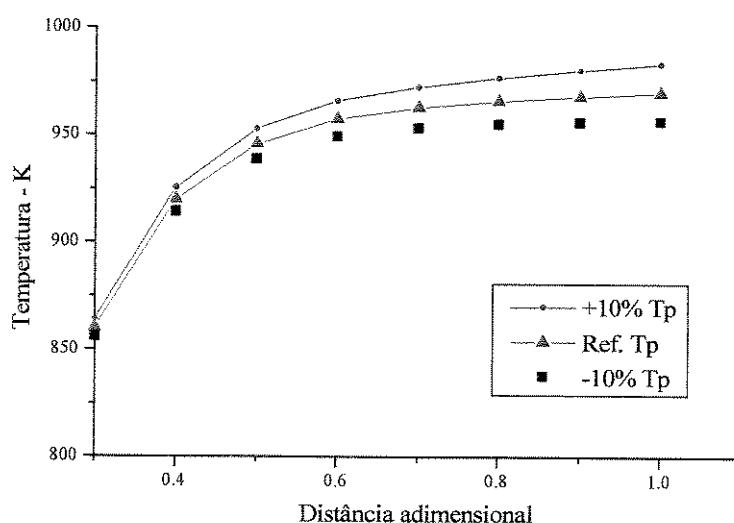


Figura 4.27 - Influência do poder calorífico do sólido sobre a temperatura da parede interna

Da mesma maneira que na vazão mássica do sólido, o poder calorífico do resíduo sólido altera a quantidade de calor gerado por quantidade queimada. Aumentando seu valor, a temperatura do gás, região onde dá-se a combustão, aumenta. Reduzindo o poder calorífico, a temperatura do gás reduz. Todas as afirmações relativas a influência da transferência de calor e do aporte do gás secundário, apresentadas no item 4.3, para a parede interna ,o sólido, o jato e o gás anular, são válidas para este caso.

4.8 - Influência do poder calorífico do combustível

A simulação da alteração do tipo de combustível (figuras 4.28, 4.29, 4.30 e 4.31) envolve seu poder calorífico. O acréscimo ou decréscimo do seu valor provoca alterações nos perfis de temperatura. Quanto maior seu valor, maior é o calor gerado na sua combustão e consequentemente, o perfil de temperatura no jato é maior. O efeito que ocasiona mais ou menos geração de calor na região do jato central, é similar aquele provocado por alterações positivas ou negativas no fluxo de combustível.

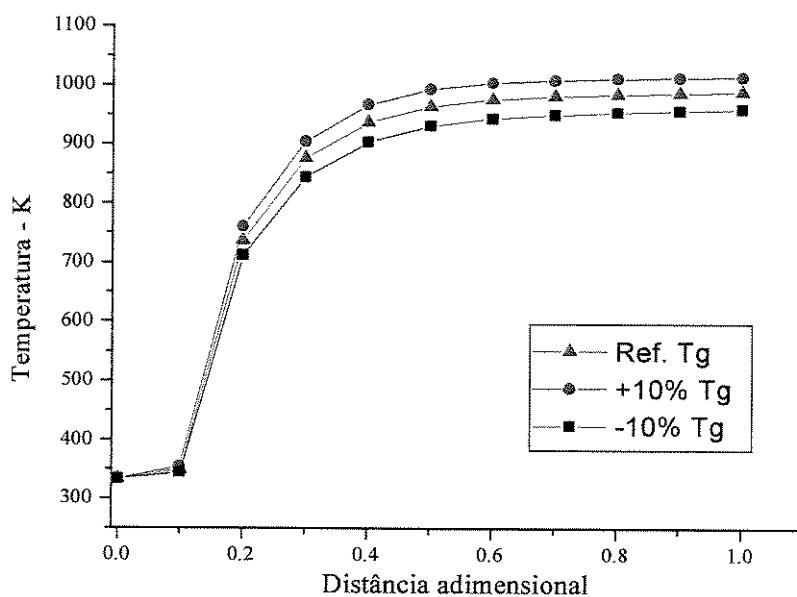


Figura 4.28 - Influência do poder calorífico do combustível sobre a temperatura do gás anular

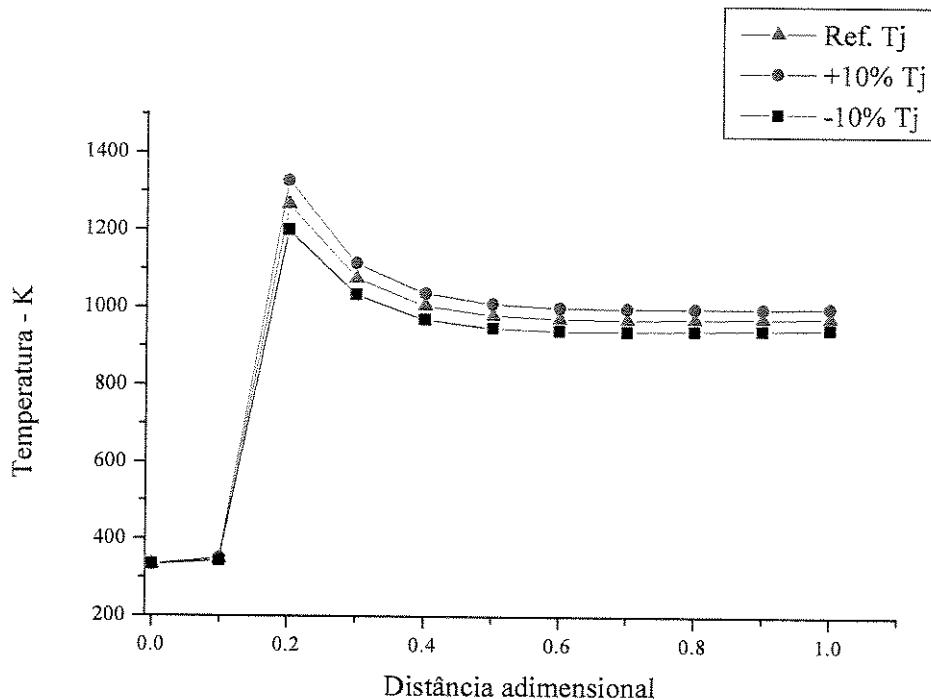


Figura 4.29 - Influência do poder calorífico do combustível sobre a temperatura do jato central

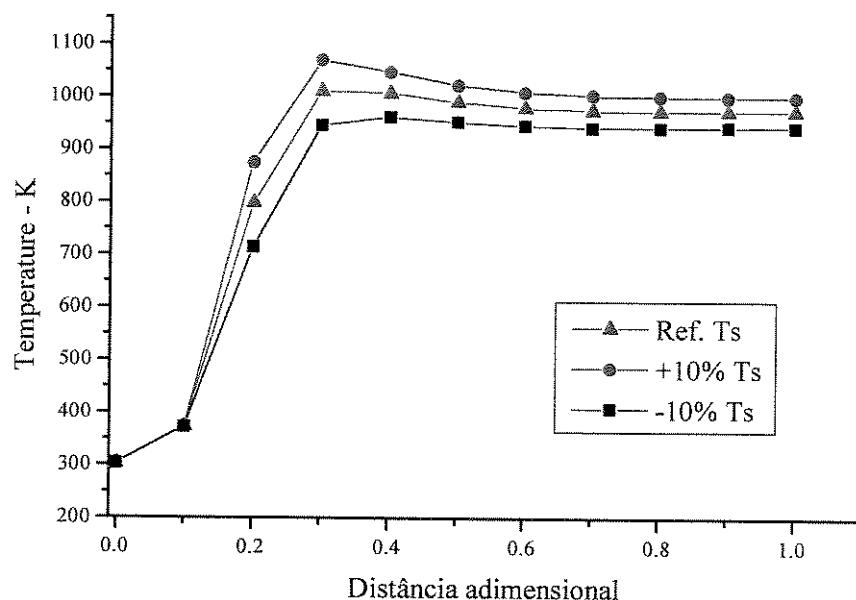


Figura 4.30 - Influência do poder calorífico do combustível sobre a temperatura do sólido

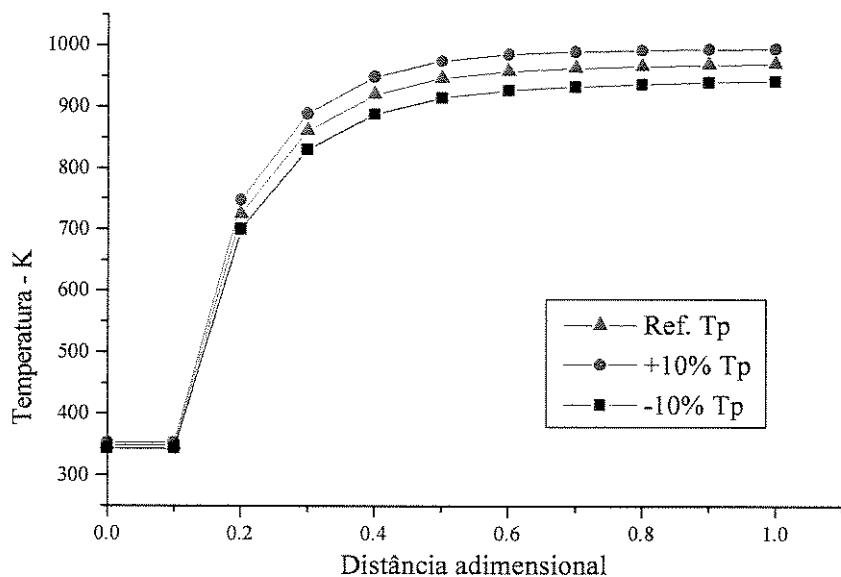


Figura 4.31 - Influência do poder calorífico do combustível sobre a temperatura da parede interna

4.9 - Influência da vazão mássica do resíduo líquido

Este item é relativo à câmara secundária, ou pós-combustor, já que trata de injeção de resíduo líquido. Este é o único parâmetro avaliado para o pós-combustor, pois sabe-se que o comportamento da vazão mássica do ar primário e secundário é o mesmo para ambas as câmaras.

A diferença de comportamento do resíduo é acentuada. Enquanto para o sólido os materiais orgânicos são volatilizados uniformemente ao longo do forno, no pós-combustor o resíduo evapora por completo ao ser alimentado.

Na figuras 4.32, 4.33 e 4.34, é apresentado o comportamento dos perfis do gás anular, jato central e parede interna para perturbação de $\pm 10\%$ na vazão de alimentação do resíduo líquido.

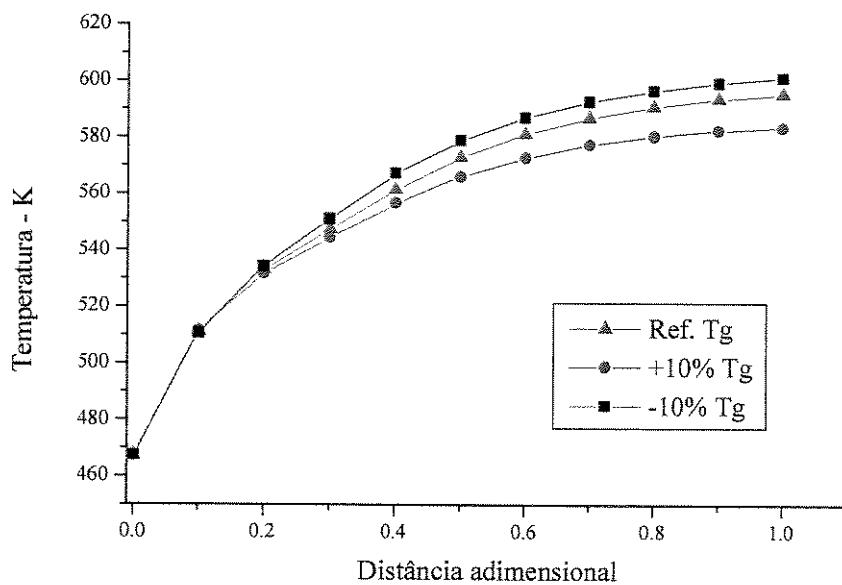


Figura 4.32 - Influência da vazão mássica do resíduo líquido sobre a temperatura do gás anular

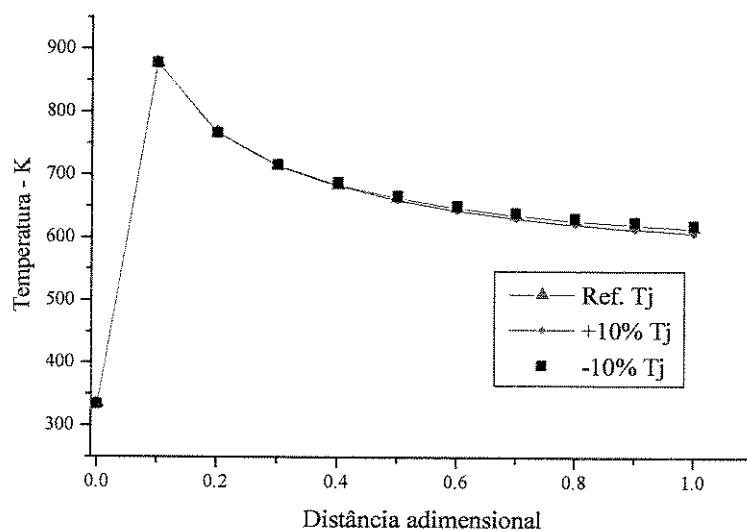


Figura 4.33 - Influência da vazão mássica do resíduo líquido sobre a temperatura do jato central

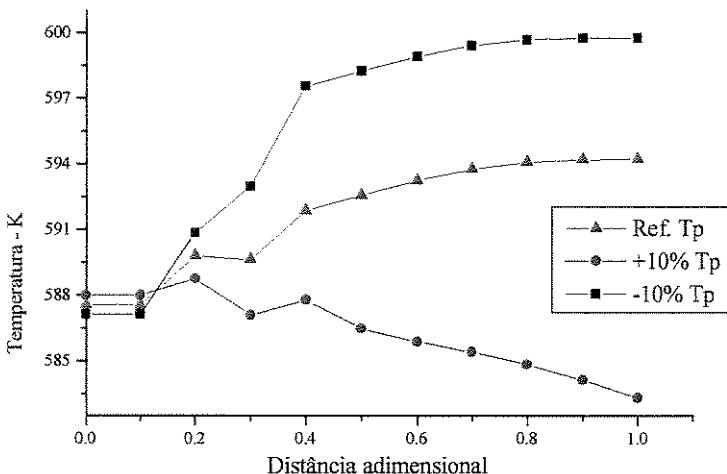


Figura 4.34 - Influência da vazão mássica do resíduo líquido sobre a temperatura da parede interna

4.10 - Resposta em Malha Aberta

Seguindo as hipóteses assumidas para a modelagem dinâmica, o balanço de massa não compõe as equações do modelo dinâmico. A razão para tal simplificação está baseada em dois argumentos: agilidade do software e no tempo de residência pequeno dos gases. Como é sabido, o sólido tem tempo de residência grande e contraria a afirmação acima. Para certificar que nenhum erro considerável esteja sendo feito, comparou-se a dinâmica da temperatura e da composição de saída no incinerador para uma perturbação degrau no resíduo sólido. O motivo pelo qual foi escolhido uma variação na vazão do sólido é fato do mesmo ter tempo de residência elevado em relação aos demais fluxos, e isto poderia revelar um comportamento diferente do esperado. As figuras 4.35 e 4.36 seguintes são resultados do modelo dinâmico com os balanços de massa incluídos.

Sabendo que o estudo em malha aberta é leitura preliminar do controle do processo de incineração, e que este é o principal objetivo quando dá-se enfoque à parte dinâmica, apenas a temperatura e a concentração de oxigênio na saída serão avaliados. Em um processo de incineração, a temperatura e a concentração de oxigênio na saída dos gases são muito importantes, pois fornecem informações da qualidade de combustão dos resíduos e

combustível e de preservação de equipamentos de controle ambiental subsequentes ao incinerador.

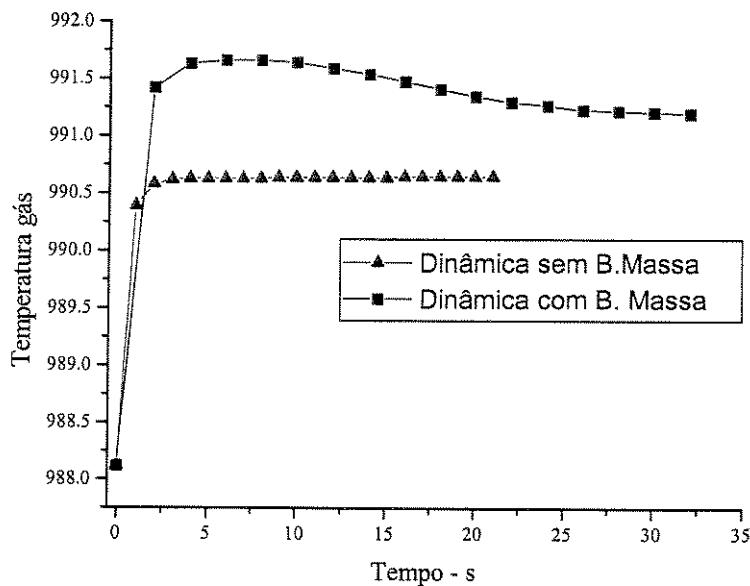


Figura 4.35 – Resposta em malha aberta da temperatura de saída do gás para perturbação degrau de +10% na vazão do sólido.

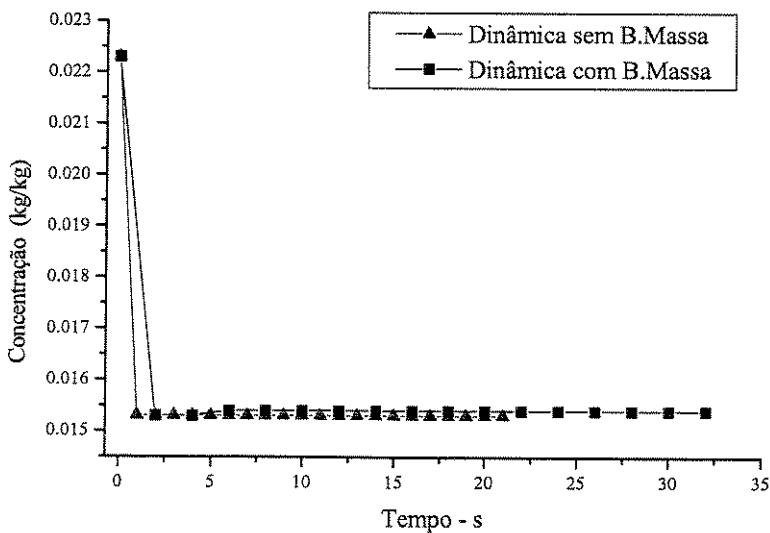


Figura 4.36– Resposta em malha aberta da concentração de oxigênio do gás para perturbação degrau de +10% na vazão do sólido.

Tanto para a temperatura de saída, quanto para a concentração de oxigênio, a dinâmica foi bastante parecida. As pequenas diferenças encontradas não afetam significativamente o modelo a ponto de conduzir a uma conclusão errônea. Entretanto, o tempo computacional foi consideravelmente maior, mais que o dobro, quando o modelo compreendia os balanços de massa e energia juntos. Por isso, optou-se por continuar usando apenas o balanço de energia para representar o modelo dinâmico.

Uma vez que a dinâmica em malha aberta não considera o balanço de massa, apenas a temperatura de saída do gás é empregada para efeito de estudo da dinâmica do processo.

4.11- Influência da vazão mássica do gás secundário

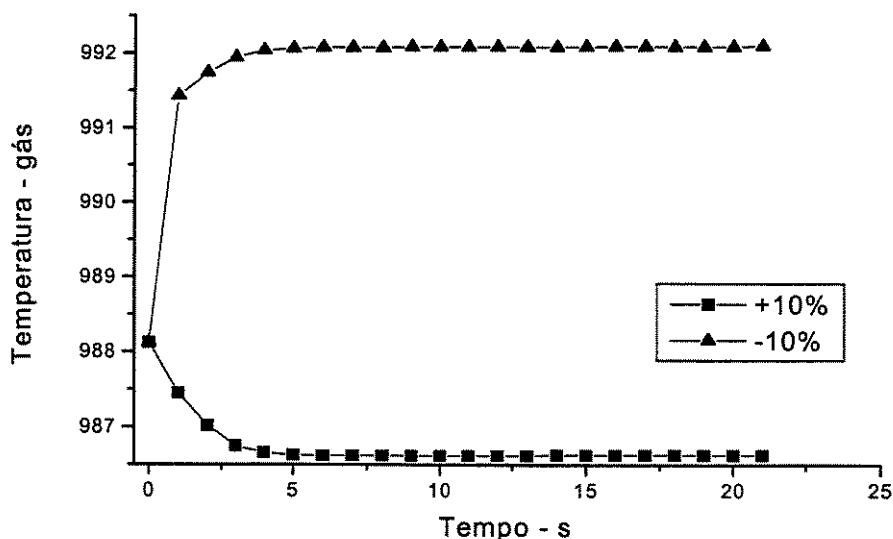


Figura 4.37 – Resposta em malha aberta para perturbação degrau de $\pm 10\%$ na vazão do gás secundário (Câmara primária)

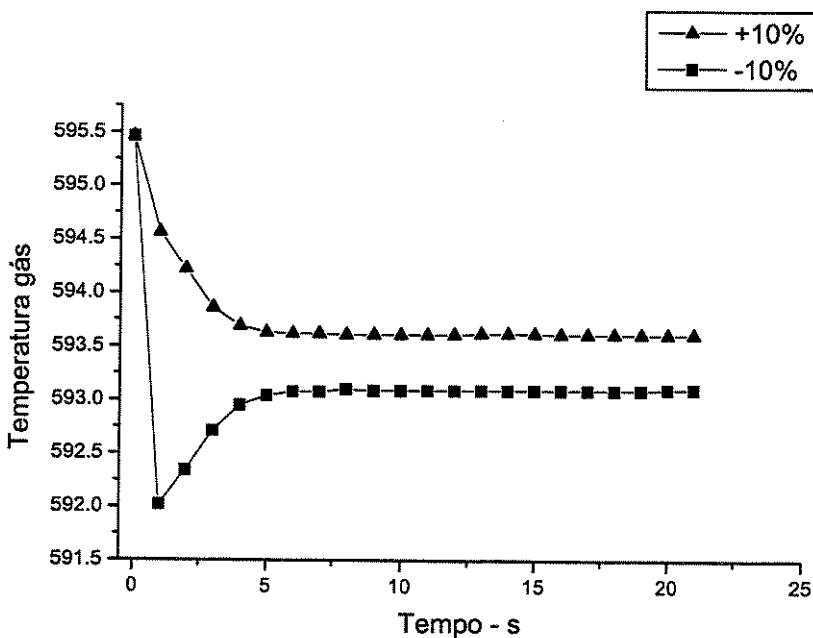


Figura 4.38 – Resposta em malha aberta para perturbação degrau de $\pm 10\%$ na vazão do gás secundário (Câmara secundária)

4.12 - Influência da vazão mássica do gás primário.

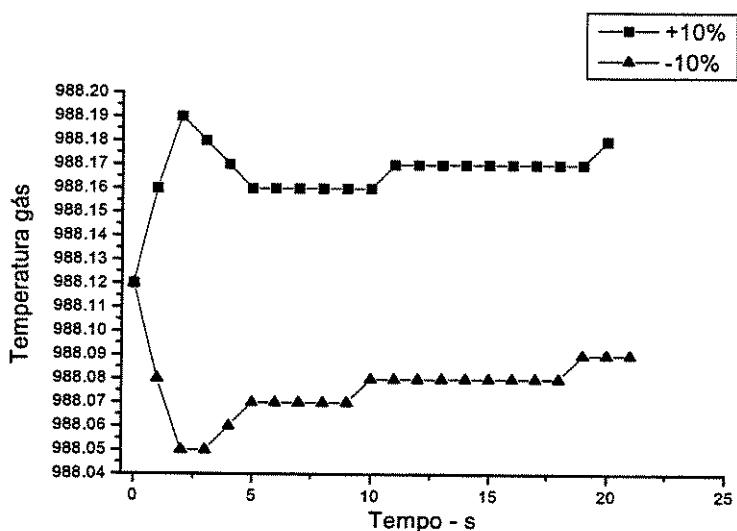


Figura 4.39 – Resposta em malha aberta para perturbação degrau de $\pm 10\%$ na vazão do gás primário (Câmara primária).

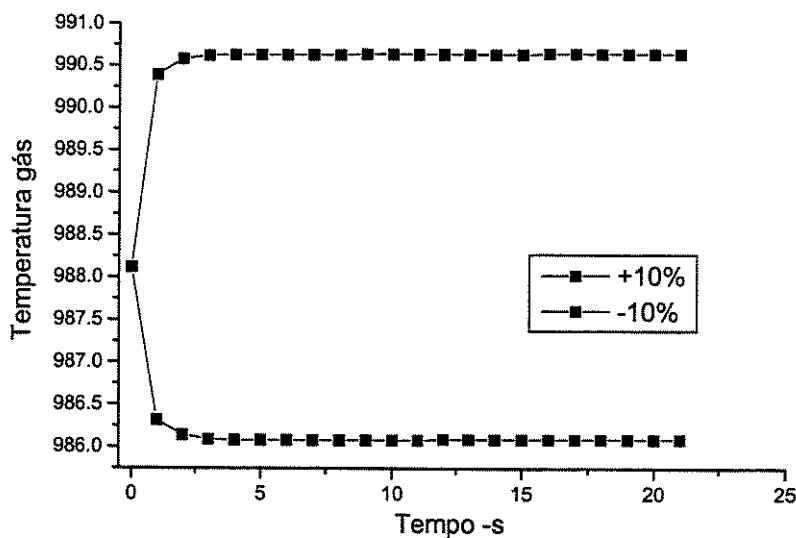
4.13 - Influência da vazão mássica do resíduo sólido.

Figura 4.40 – Resposta em malha aberta para perturbação degrau de $\pm 10\%$ na vazão do resíduo sólido (Câmara primária).

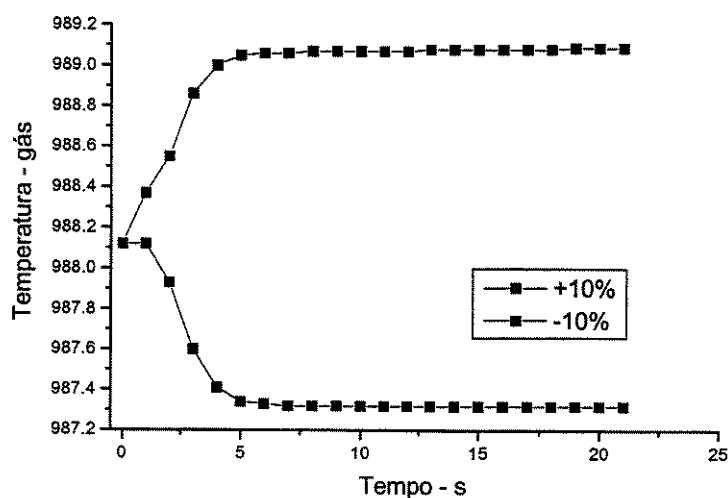
4.14 - Influência da vazão mássica do combustível.

Figura 4.41 – Resposta em malha aberta para perturbação degrau de $\pm 10\%$ na vazão do combustível auxiliar (Câmara primária).

4.15 - Influência da vazão mássica do resíduo líquido.

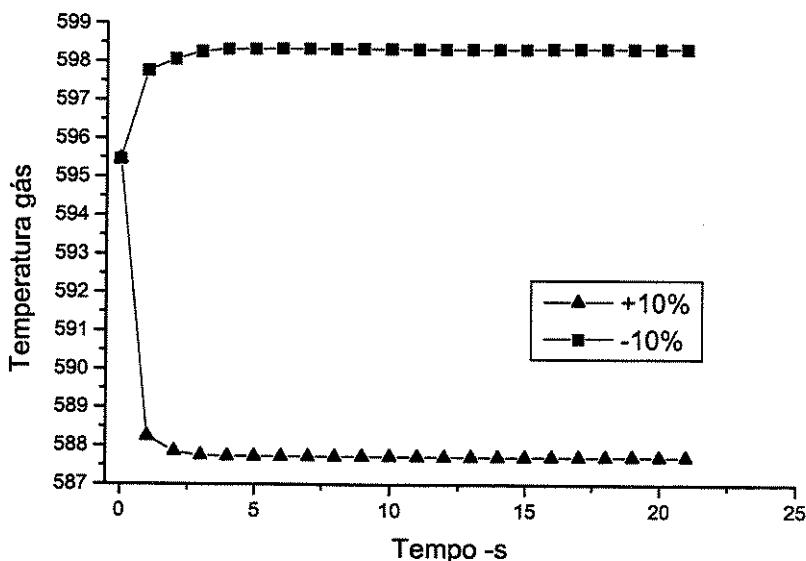


Figura 4.42 – Resposta em malha aberta para perturbação degrau de $\pm 10\%$ na vazão do resíduo líquido (Câmara secundária).

- Conclusões

Nenhum comportamento diferente do esperado foi encontrado para as respostas em regime transitório. Comparando as mesmas perturbações para os modelos dinâmico e estacionário, o que observou-se foi que a temperatura de saída do gás aumenta e diminui seu valor de maneira análoga ao respectivo perfil apresentado para o estado estacionário. Por exemplo, o aumento da vazão mássica provocou, ao longo do tempo, a redução da temperatura de saída dos gases. Este resultado já era esperado, uma vez que a quantidade de calor gerada é a mesma, e a massa disponível para troca é maior. Consequentemente, haveria uma redução geral de temperatura dos gases, incluindo a de saída.

A dinâmica é bastante rápida até atingir o estado estacionário, cerca de 5 segundos. Este valor é razoável, pois em se tratando de fluxo pistonado espera-se que na saída o estado estacionário seja atingido em um tempo próximo do tempo de residência. Este valor é absolutamente compatível com o tempo de residência de uma planta real com as mesmas características apresentadas neste trabalho e obtidas em (Tomaz, 1998).

Capítulo 5:
Controle e Otimização

Capítulo 5: Controle e Otimização

5.1 Controle Feedback

A dinâmica em malha fechada com um controlador "feedback" depende do tempo de residência. A partir de uma perturbação degrau, o tempo em que os dispositivos de controle percebem esta alteração, sem computar o atraso nas medidas, é próximo ao tempo de residência, para escoamento pistonado. Um forma de saber este tempo de residência, aproximado é calcular a vazão volumétrica através da seção transversal, e com esta informação determinar a velocidade média.

$$Q = v \cdot A \quad (5.1)$$

Q – vazão volumétrica (m^3/s)

V – velocidade média (m/s)

A - área da secção transversal (m^2)

$$Q = F / \rho_{ar} \quad (5.2)$$

F – vazão mássica total (kg/s)

ρ_{ar} – densidade do ar (kg/m^3)

Logo,

$$v = \frac{F}{\rho_{ar} A} \quad (5.3)$$

Sabendo que para a câmara primária $F = 3,5 \text{ kg/s}$, $A = 4,90 \text{ m}^2$ e $\rho_{ar} = 0,40 \text{ kg/m}^3$

$$v = 1,78 \text{ m/s}$$

Como o comprimento da câmara primária é de 12 metros.

$$Tr = \frac{\text{Comp}}{v} \quad (5.4)$$

Tr – tempo de residência

Comp – comprimento da câmara primária

E portanto,

$$Tr \approx 6 \text{ s}$$

Realizando-se os mesmos cálculos para a câmara secundária, obtém-se um tempo de residência de aproximadamente 2 segundos. Estes resultados obtidos para ambas as câmaras estão coerentes com o modelo, uma vez que são próximos do tempo para atingirem o estado estacionário em malha aberta.

Os parâmetros do PID foram determinados pela regra prática apresentada na revisão bibliográfica. Os parâmetros de Ziegler-Nichols (Luyben, 1990) não apresentaram bons resultados e a primeira opção foi adotada. Os valores encontrados para as variáveis estudadas foram: estão nas tabelas 5.1 e 5.2

Tabela 5.1 – Constantes usadas no controlador PID na câmara primária.

Constante	K_c	τ_D	τ_I
Vazão ar primário	5.0	1.0	0.05
Vazão ar secundário	5.0	1.0	0.05
Vazão sólido	5.0	1.0	0.05
Vazão combustível	5.0	1.0	0.05

Tabela 5.2 – Constantes usadas no controlador PID na câmara secundária.

Constante	K_c	τ_D	τ_I
Vazão ar secundário	2.0	0.5	1.5
Vazão resíduo líquido	2.0	0.5	1.5

Este valores não correspondem necessariamente aos melhores. Não foi realizada a otimização dos parâmetros do controlador em função de ferramentas específicas, tais como ISE (Integral Squared Error) ou similar. Porém, os valores adotados são satisfatoriamente adequados para se avaliar a eficiência do controle do processo de incineração.

Para a câmara primária, a variável controlada é a concentração de oxigênio na saída do incinerador, e a variável manipulada é a vazão do ar secundário. A dinâmica do controlador PID aplicado é testado com perturbações degrau de $\pm 10\%$ em todos os parâmetros operacionais presentes, vazão de ar primário e secundário, vazão de combustível e vazão do resíduo sólido.

Na câmara secundária, a variável controlada é a mesma, mas a manipulada é vazão de resíduo líquido. No pós combustor, a mesma estratégia de perturbações é aplicada para as vazões de resíduo líquido e ar secundário. Embora, o processo seja ligeiramente

diferente entre as duas câmaras de combustão, o estudo na primeira é análogo ao da segunda e perturbações em uma tem respostas similares na outra.

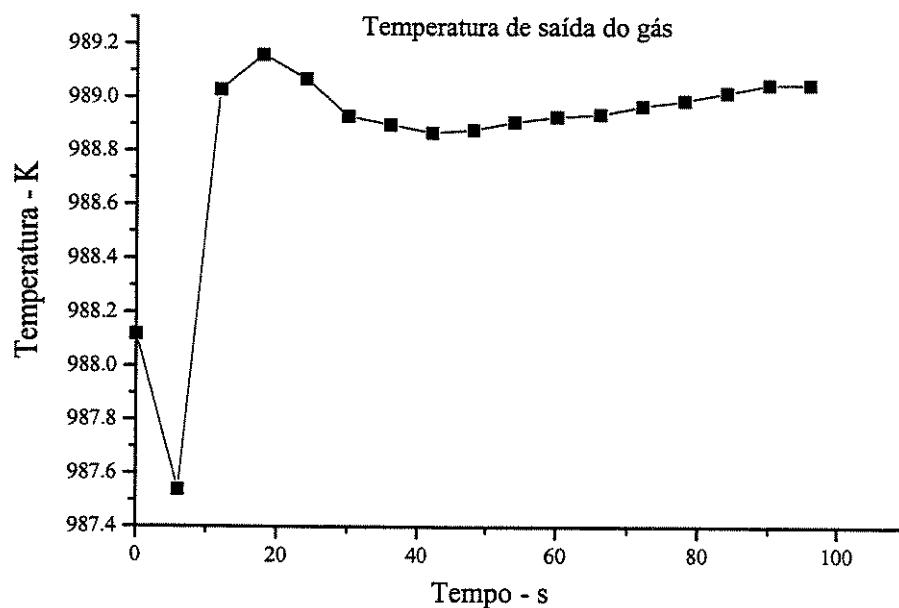


Figura 5.1 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão mássica do ar secundário da câmara primária

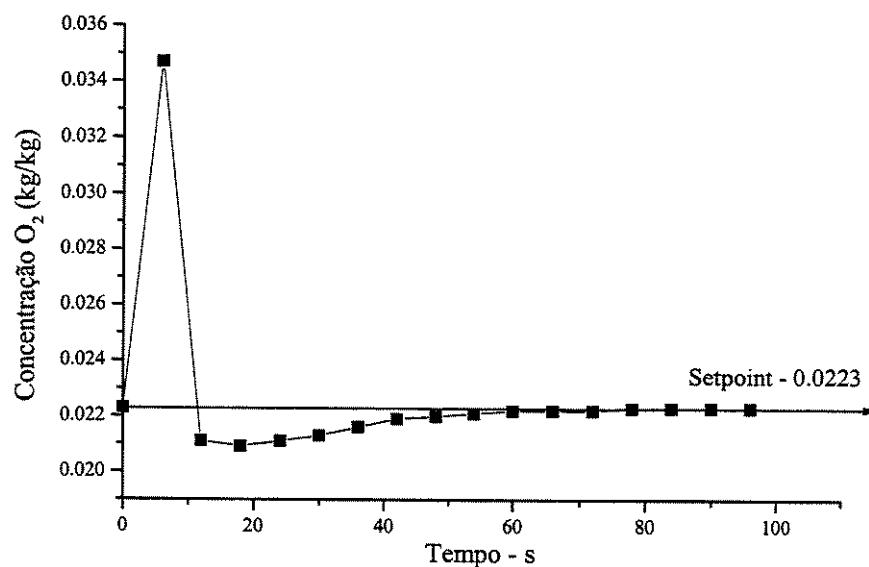


Figura 5.2 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão mássica do ar secundário da câmara primária

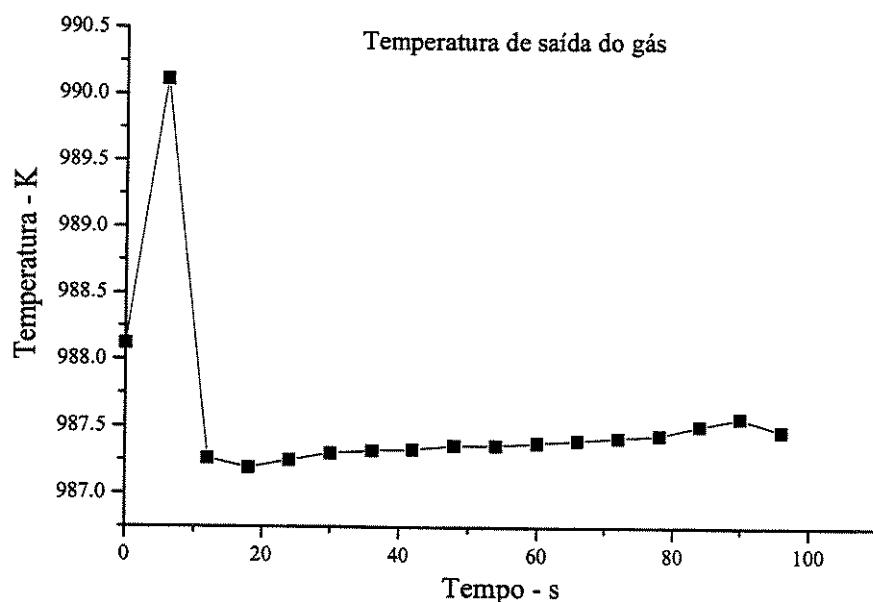


Figura 5.3 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de - 10% na vazão mássica do ar secundário da câmara primária

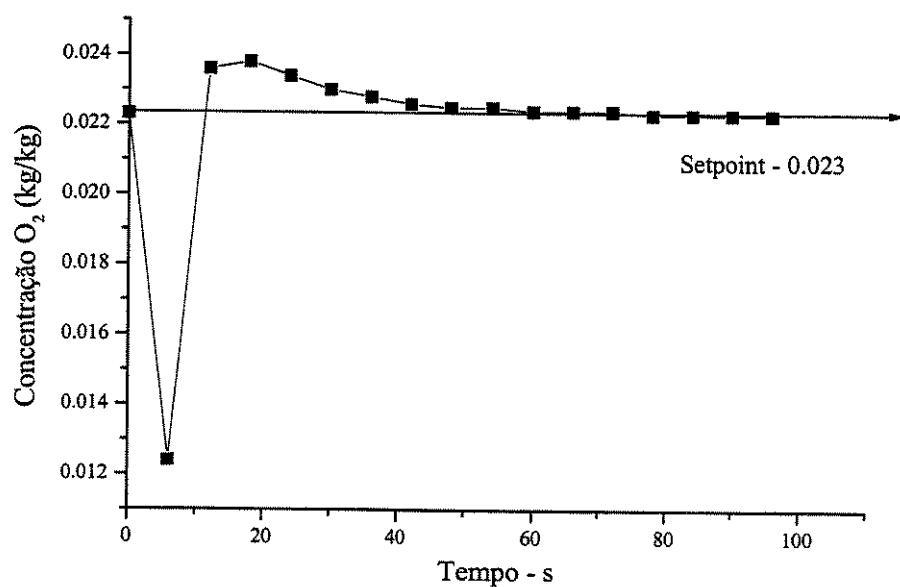


Figura 5.4 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de - 10% na vazão mássica do ar secundário da câmara primária

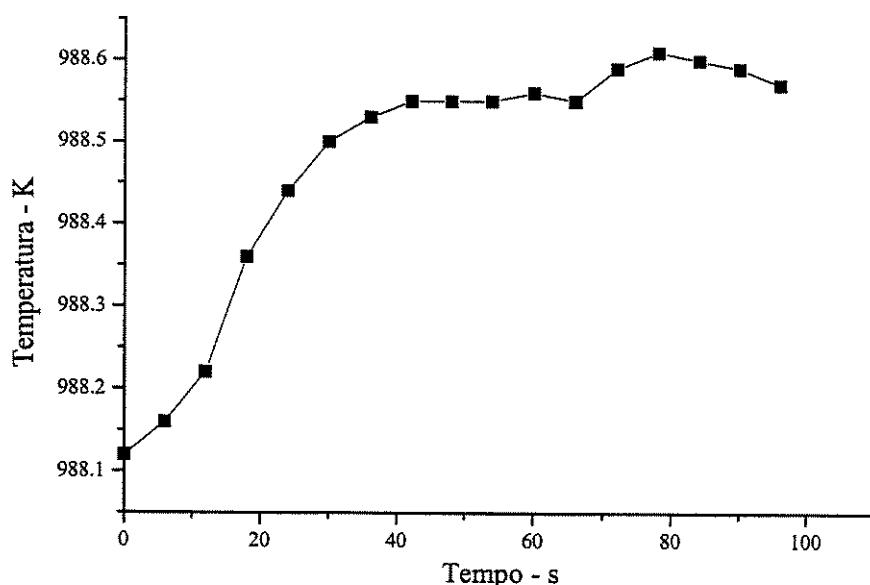


Figura 5.5 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão mássica do ar primário da câmara primária

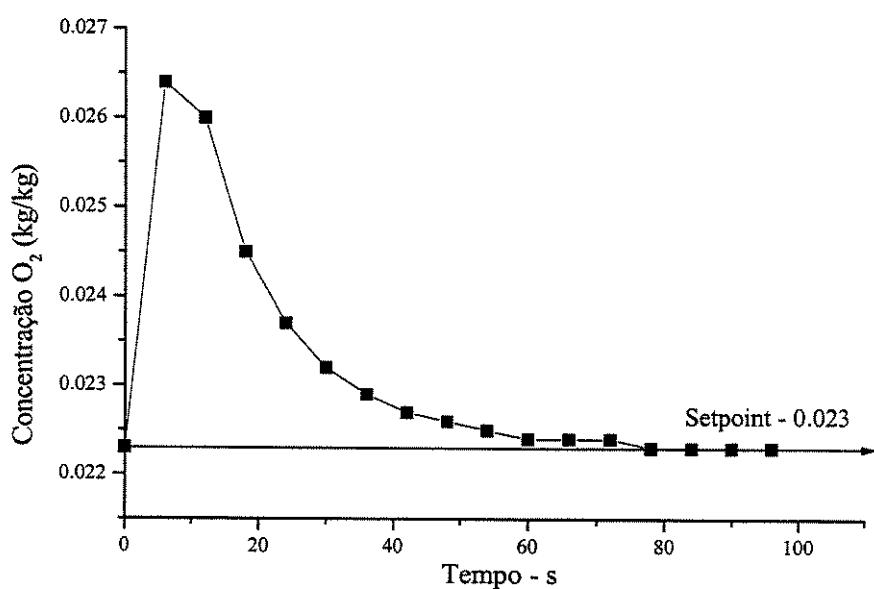


Figura 5.6 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão mássica do ar primário da câmara primária

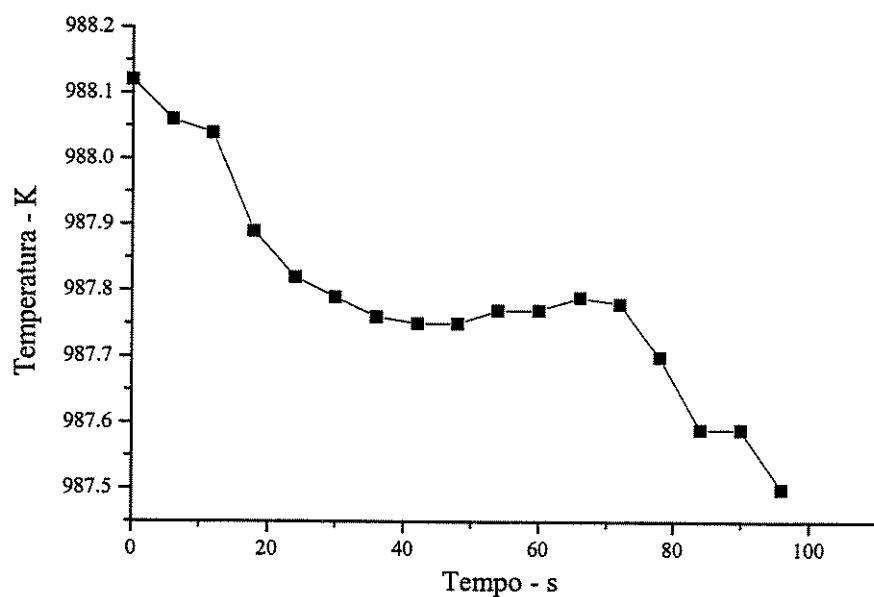


Figura 5.7 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de - 10% na vazão mássica do ar primário da câmara primária

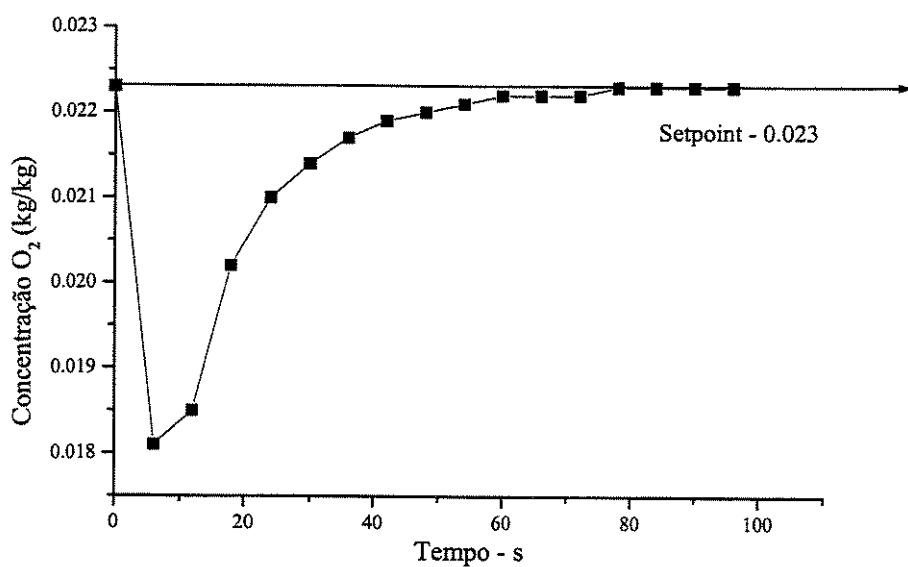


Figura 5.8 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de - 10% na vazão mássica do ar primário da câmara primária

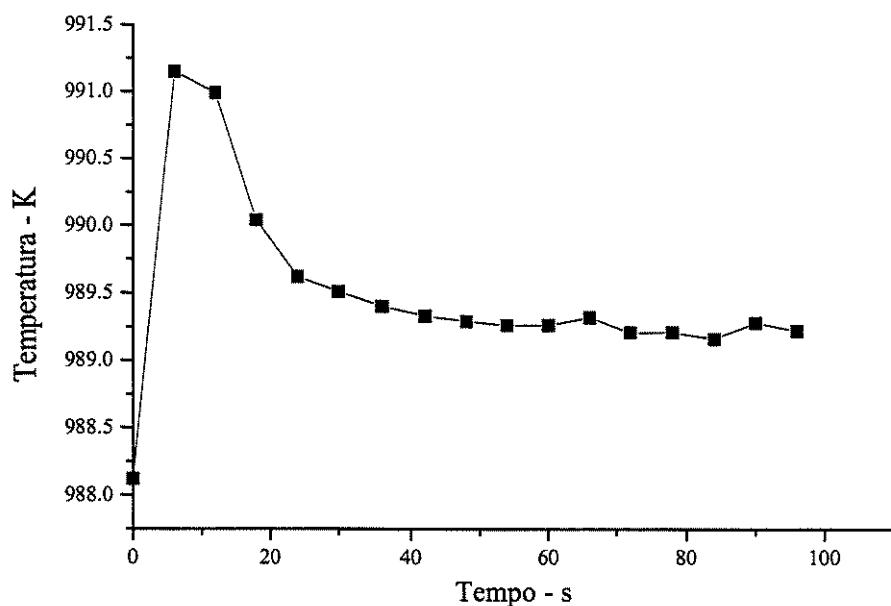


Figura 5.9 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão do resíduo sólido da câmara primária

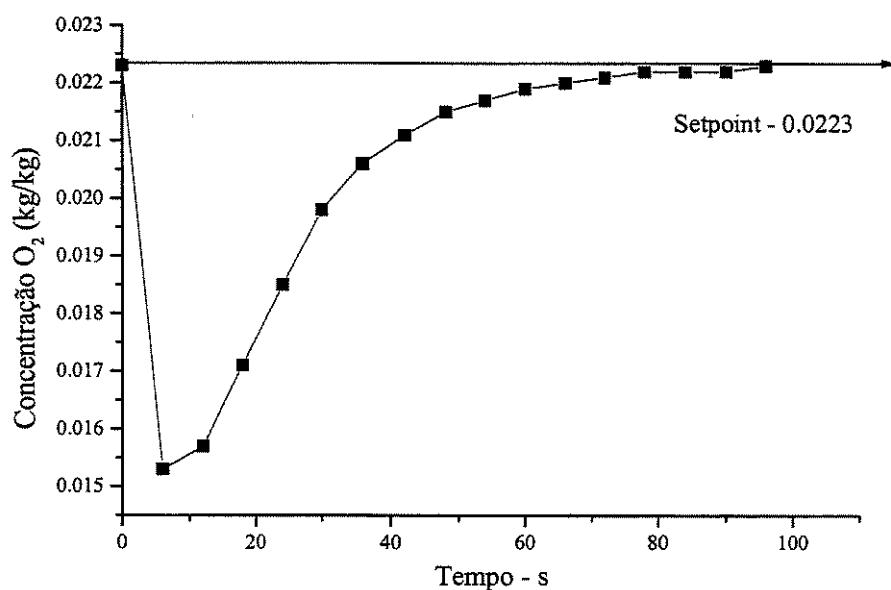


Figura 5.10 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão do resíduo sólido da câmara primária

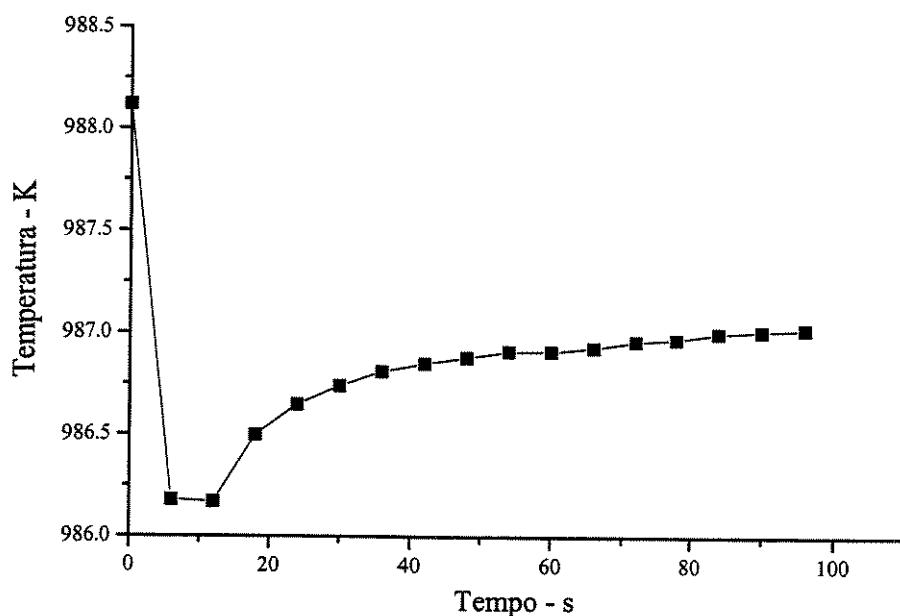


Figura 5.11 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de - 10% na vazão do resíduo sólido da câmara primária

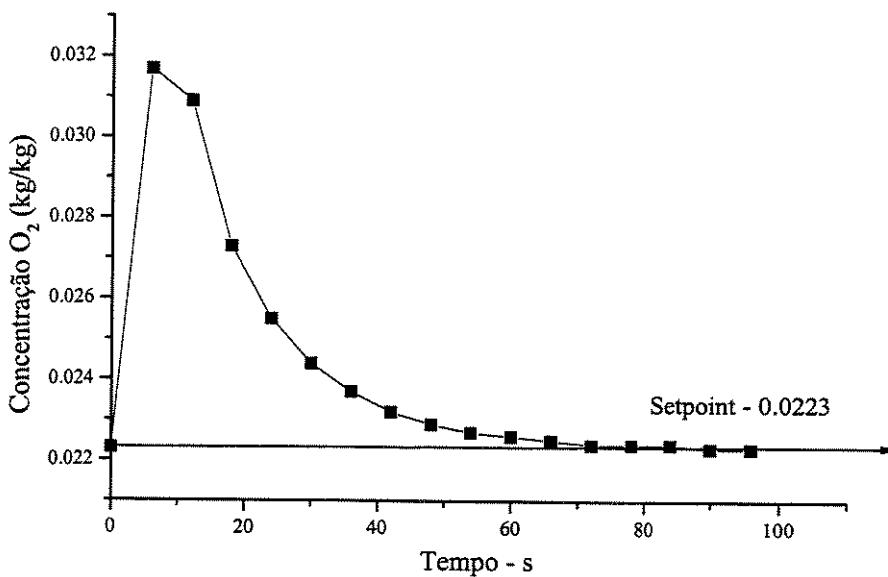


Figura 5.12 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de - 10% na vazão do resíduo sólido da câmara primária

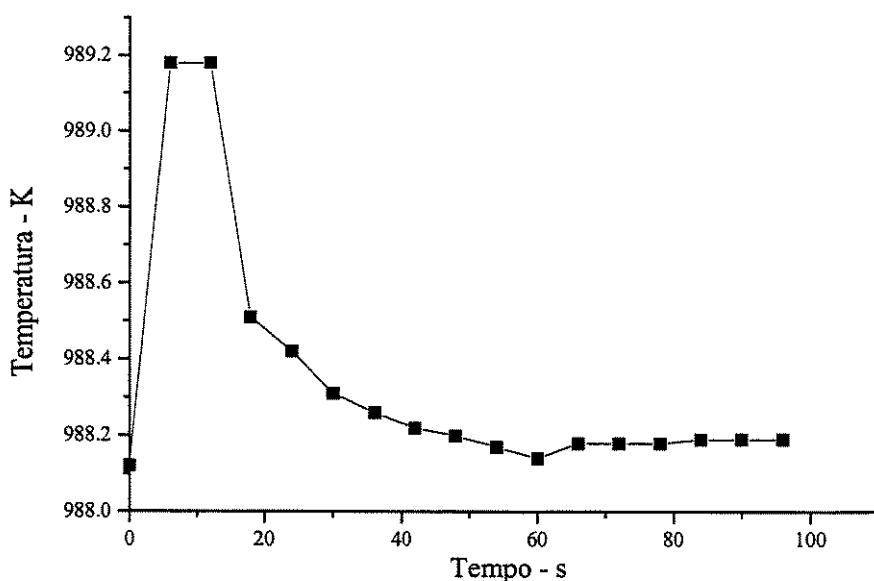


Figura 5.13 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão mássica de combustível da câmara primária

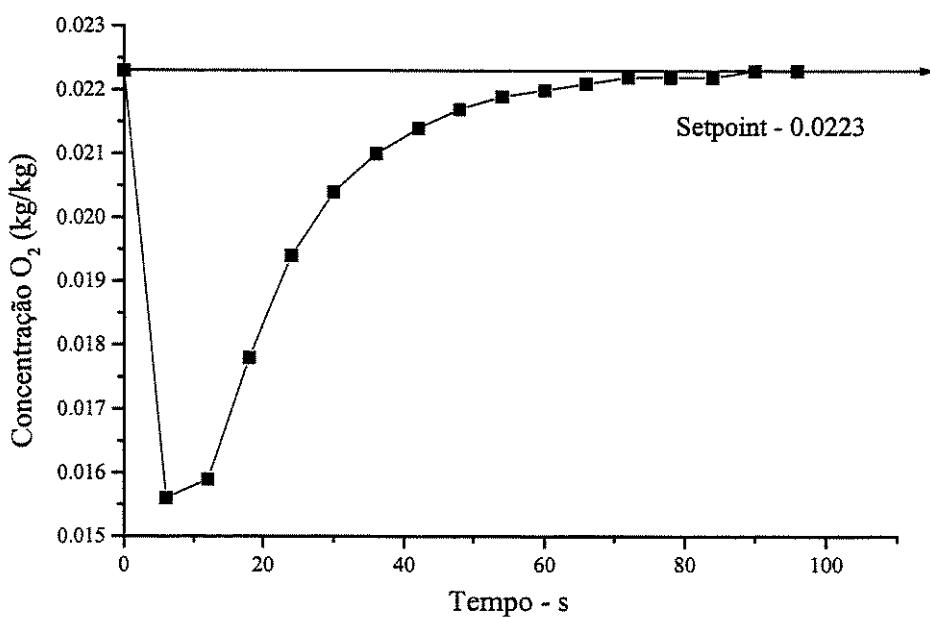


Figura 5.14 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão mássica de combustível da câmara primária

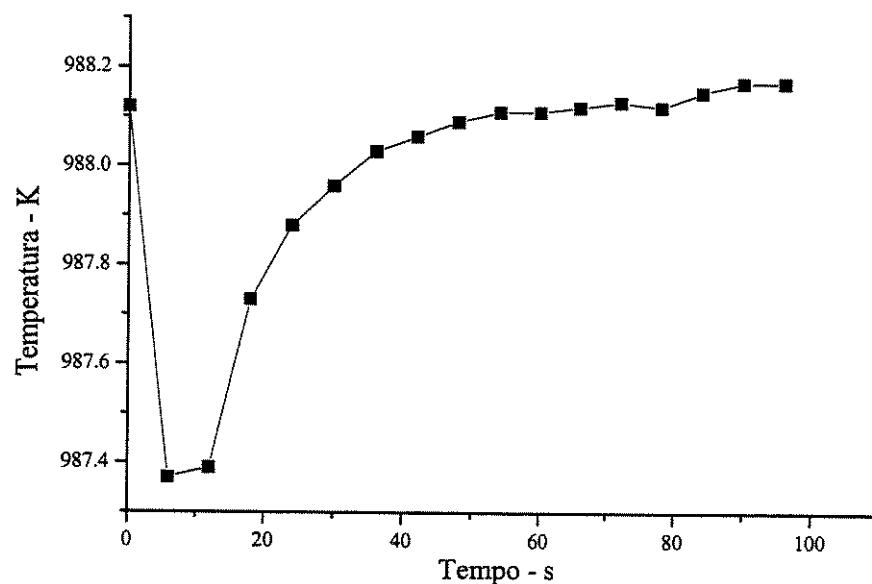


Figura 5.15 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de - 10% na vazão mássica de combustível da câmara primária

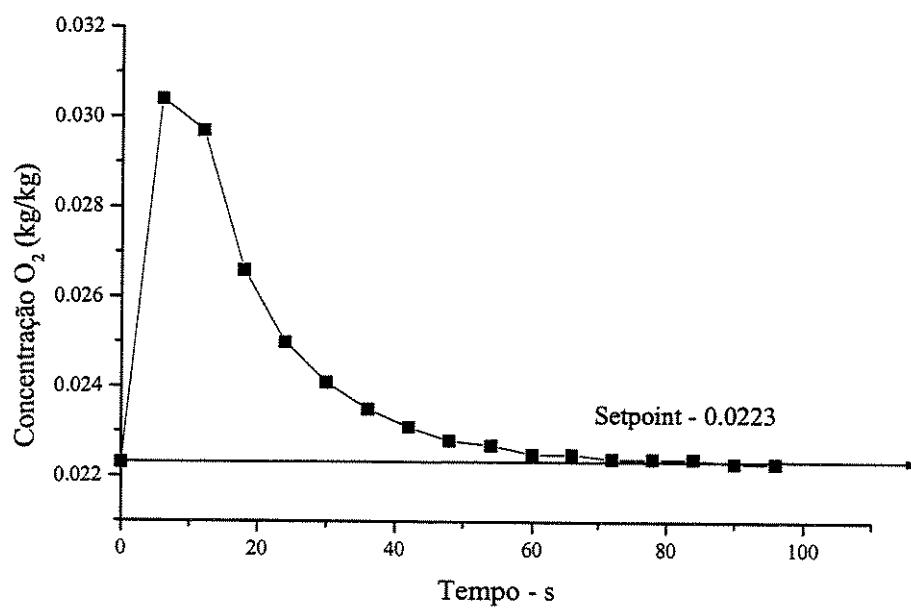


Figura 5.16 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de - 10% na vazão mássica de combustível da câmara primária

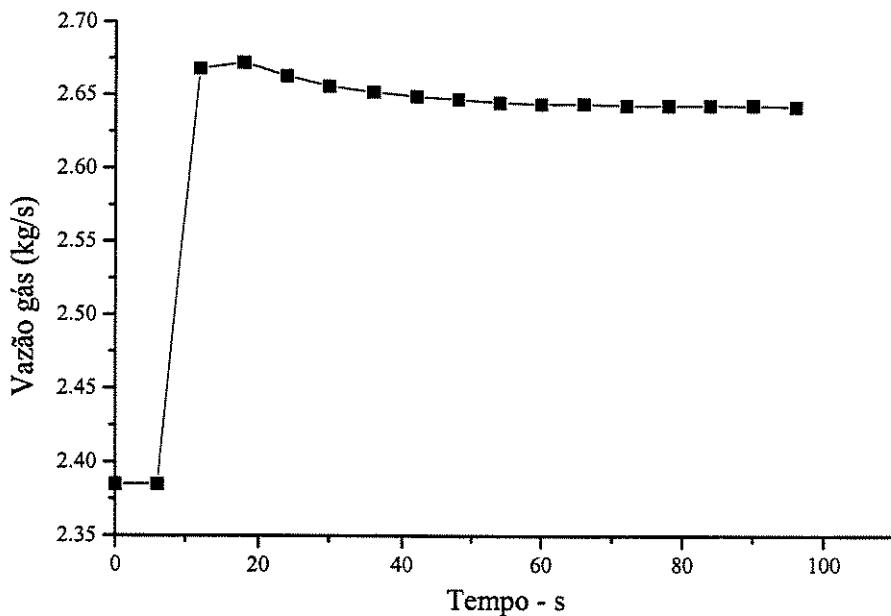


Figura 5.17 – Dinâmica da vazão do ar secundário para perturbação degrau de +10% em sua vazão

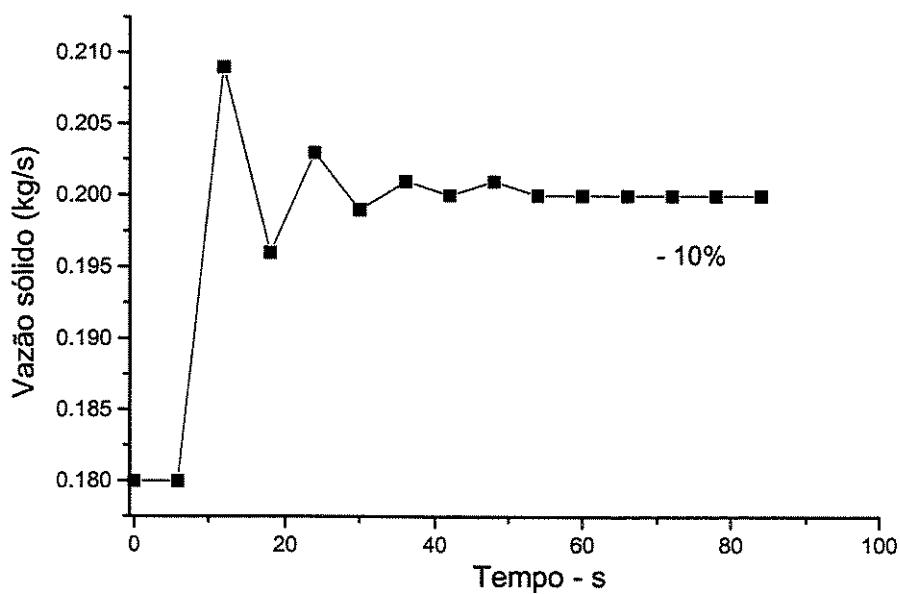


Figura 5.18 - Dinâmica da vazão do ar secundário para perturbação degrau de -10% em sua vazão

As figuras 5.1 a 5.18 mostram o comportamento da temperatura e concentração de oxigênio na saída do incinerador para perturbações nos parâmetros operacionais: vazão de ar primário e secundário, vazão de combustível e vazão de resíduo sólido.

A dinâmica da câmara secundária com um controlador PID é dependente do que ocorre com a primária, pois o gás de saída da primeira é alimentado na segunda. Uma vez que, há variações de composição, temperatura e vazão na saída do forno rotativo, a dinâmica da câmara secundária está obrigatoriamente unida à primeira. Os resultados mostrados a seguir, interpretam o segundo equipamento isoladamente. Esta simplificação tem duas razões básicas. A primeira é que o objetivo é apenas estudar o comportamento dinâmico, e para isso os resultados obtidos desta maneira são análogos aos que se poderia obter com os dois equipamentos em conjunto. A outra razão é que a quantidade de equações que seriam integradas simultaneamente, exigem um esforço computacional muito grande.

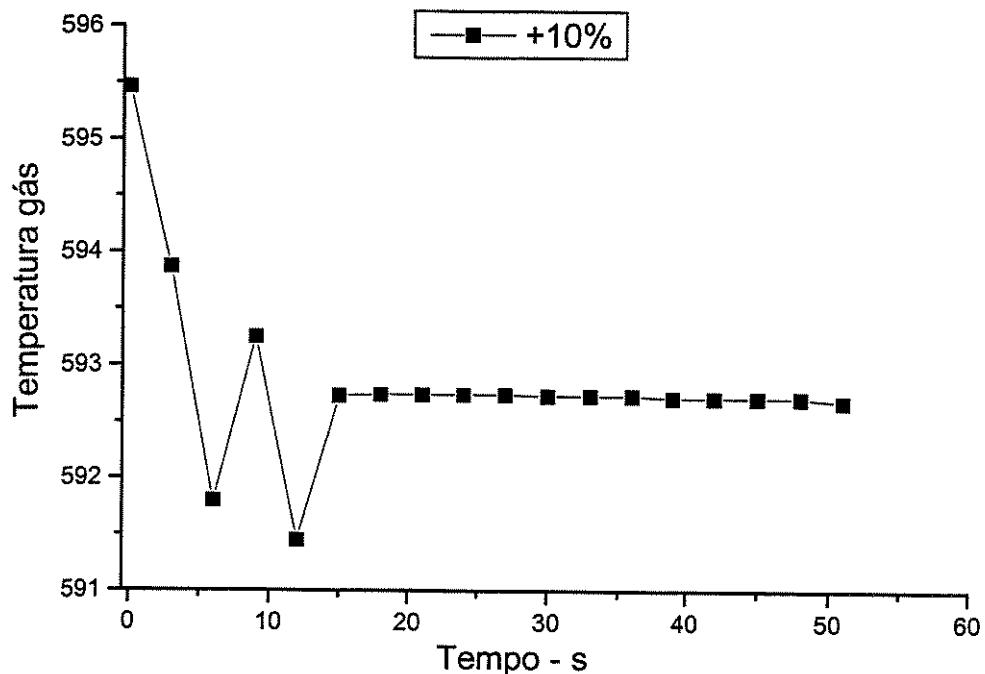


Figura 5.19 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão mássica do ar secundário da câmara secundária

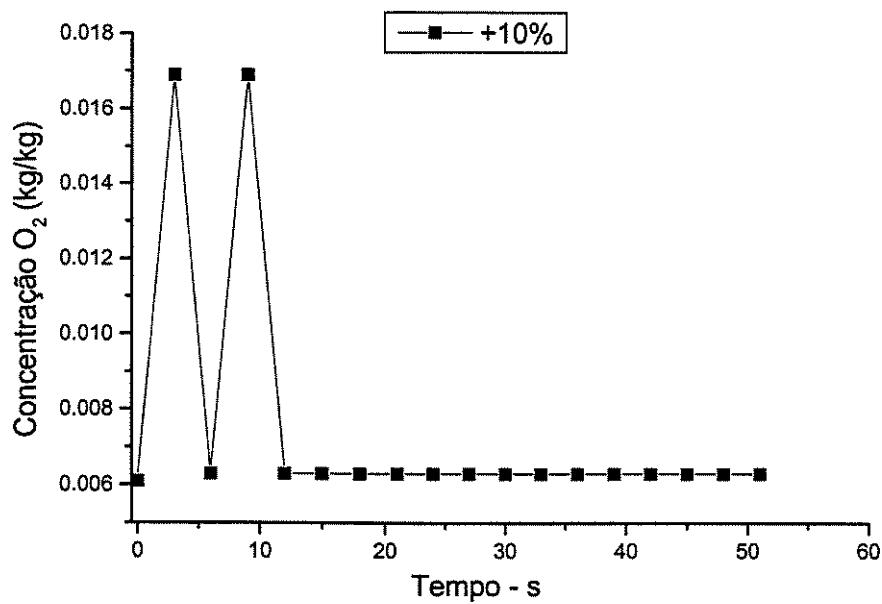


Figura 5.20 - Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão mássica do ar secundário da câmara secundária

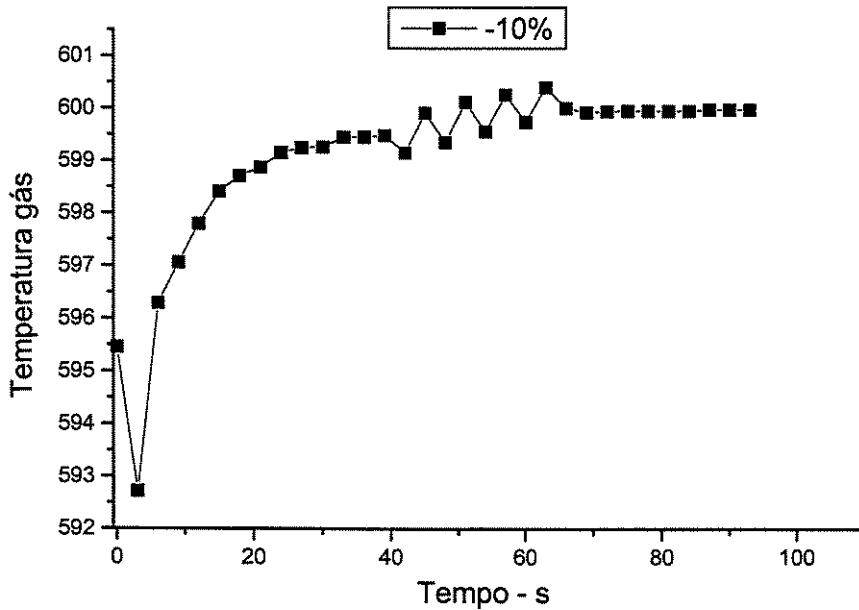


Figura 5.21 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de - 10% na vazão mássica do ar secundário da câmara secundária

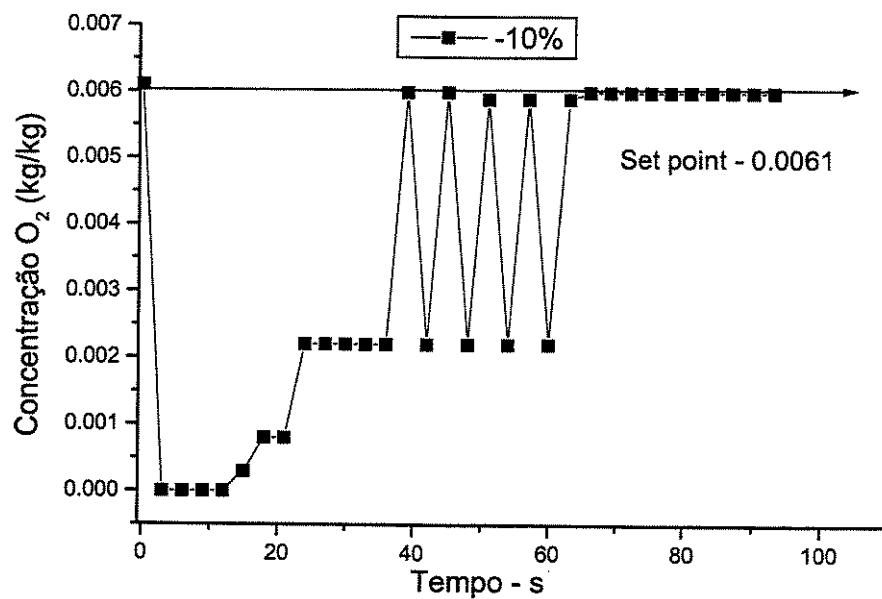


Figura 5.22 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de - 10% na vazão mássica do ar secundário da câmara secundária

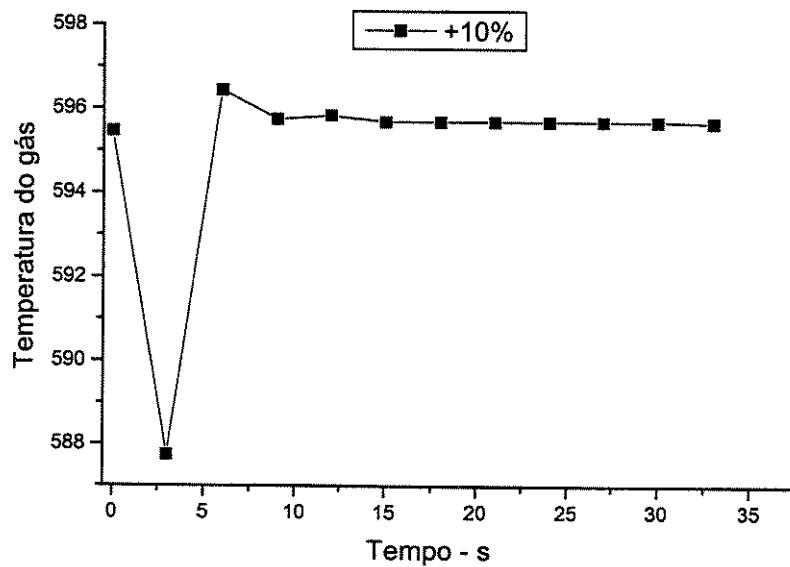


Figura 5.23 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão mássica do ar secundário da câmara secundária

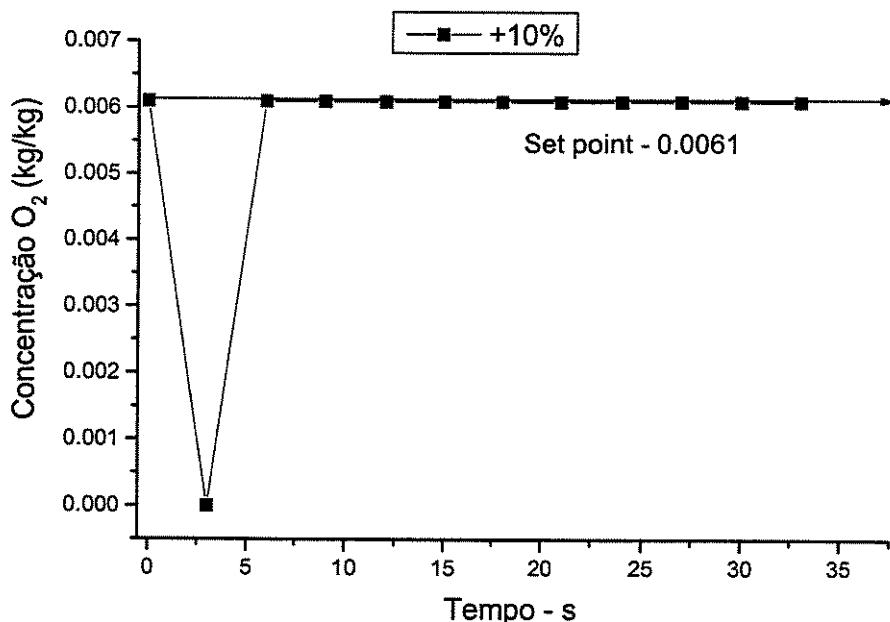


Figura 5.24 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão mássica do ar secundário da câmara secundária

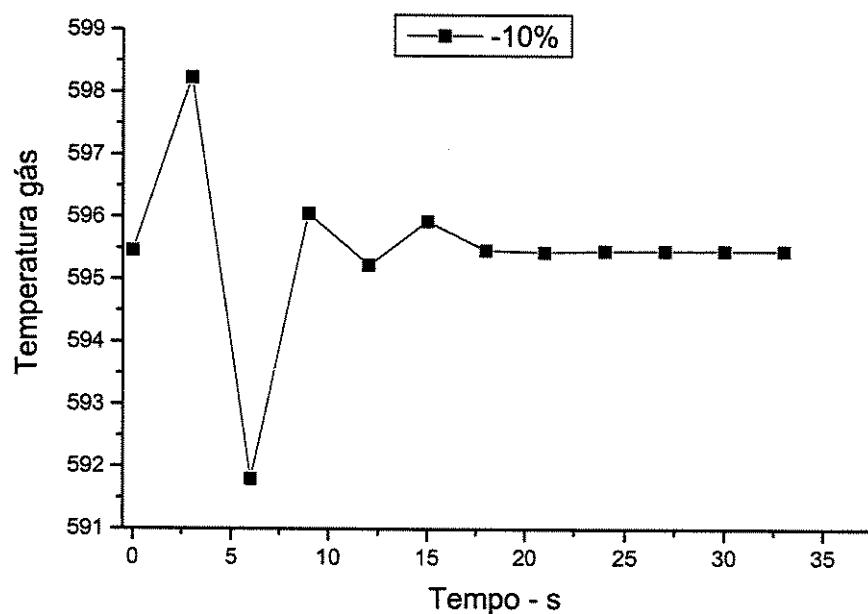


Figura 5.25 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão mássica do ar secundário da câmara secundária

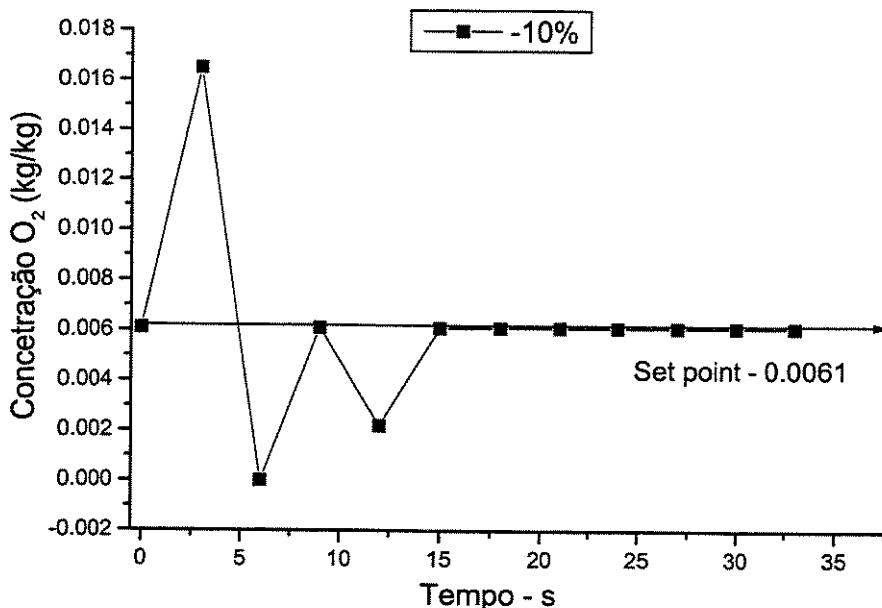


Figura 5.26 – Ação do controlador PID para perturbação degrau de + 10% na vazão mássica do ar secundário da câmara secundária

5.2 - Controle "Feedforward": Uso do planejamento experimental do processo de incineração via simulação por computador do modelo matemático

O planejamento experimental do processo de incineração envolve as variáveis manipuladas e os parâmetros operacionais. A escolha destas variáveis deu-se em função do controle "feedforward". Neste sistema, a determinação da parte preditiva em função do modelo em estado estacionário resultaria em um modelo dinâmico bastante lento, por isso escolheu-se um procedimento a fim de agilizar o tempo de processamento.

Para o controle de um forno rotativo usado em incineração, as variáveis a serem controladas são a temperatura de saída dos gases e a concentração de oxigênio, enquanto os parâmetros operacionais que afetam estas duas variáveis citadas são: as vazões de resíduo, combustível, ar primário e ar secundário. Portanto, o planejamento experimental obterá

uma expressão analítica para temperatura de saída e outra para a concentração do oxigênio em função dos parâmetros operacionais do incinerador. Os dados de saída são obtidos através de simulações por computador do modelo matemático em estado estacionário.

Os limites superiores e inferiores foram determinados com $\pm 10\%$ do estado estacionário para a simulação de referência.

Portanto,

$$Mg(1) = 2,65 \text{ kg/s}$$

$$+ 10\% - 2.915 \text{ kg/s}$$

$$-10\% - 2.385 \text{ kg/s}$$

$$Mj(1) = 0.85 \text{ kg/s}$$

$$+ 10\% - 0.935 \text{ kg/s}$$

$$-10\% - 0.765 \text{ kg/s}$$

$$Fcb(1) = 0.10 \text{ kg/s}$$

$$+ 10\% - 0.11 \text{ kg/s}$$

$$-10\% - 0.09 \text{ kg/s}$$

$$Ms(1) = 0.20 \text{ kg/s}$$

$$+ 10\% - 0.22 \text{ kg/s}$$

$$-10\% - 0.18 \text{ kg/s}$$

sendo que x_1, x_2, x_3 e x_4 representam os parâmetros operacionais do incinerador, vazão mássica de ar primário, ar secundário, combustível e resíduo sólido respectivamente.

x1 – Mj(1)

x2 – Mg(1)

x3 – Fcb(1)

x4 – Ms(1)

Tabela 5.3 – Planejamento experimental da temperatura de saída dos gases na câmara primária

Ensaios	1	2	3	4	Resposta
1	-	-	-	-	971.91
2	+	-	-	-	939.52
3	-	+	-	-	920.52
4	+	+	-	-	916.94
5	-	-	+	-	959.47
6	+	-	+	-	983.48
7	-	+	+	-	935.71
8	+	+	+	-	932.03
9	-	-	-	+	1027.56
10	+	-	-	+	1018.51
11	-	+	-	+	975.91
12	+	+	-	+	970.53
13	-	-	+	+	1077.89
14	+	-	+	+	1053.77
15	-	+	+	+	991.72
16	+	+	+	+	985.37
Média	978.803				

$R(x_1, x_2, x_3, x_4) =$	-7.568	x_1	-50.423	x_2	22.255	x_3
	67.710	x_4	2.820	x_{12}	5.032	x_{13}
	-3.658	x_{14}	-7.023	x_{23}	-13.128	x_{24}
	6.805	x_{34}	-5.300	x_{123}	2.540	x_{124}
	-9.043	x_{134}	-6.712	x_{234}	8.825	x_{1234}
Variância	47.85					
Erro padrão	6.92					

Tabela 5.4 – Planejamento experimental da concentração de oxigênio na saída da câmara primária

Ensaio	1	2	3	4	Resposta
1	-	-	-	-	0.0225
2	+	-	-	-	0.0435
3	-	+	-	-	0.051
4	+	+	-	-	0.0543
5	-	-	+	-	0.0209
6	+	-	+	-	0.015
7	-	+	+	-	0.0333
8	+	+	+	-	0.0369
9	-	-	-	+	0.0103
10	+	-	-	+	0.0158
11	-	+	-	+	0.0324
12	+	+	-	+	0.0395
13	-	-	+	+	0.0055
14	+	-	+	+	0.0083
15	-	+	+	+	0.0155
16	+	+	+	+	0.0223
Média	0.027				

$R(x_1, x_2, x_3, x_4) =$	0.0055	x_1	0.0179	x_2	-0.0140	x_3
	-0.0160	x_4	-0.0003	x_{12}	-0.0037	x_{13}
	0.0000	x_{14}	-0.0034	x_{23}	-0.0005	x_{24}
	0.0024	x_{34}	0.0037	x_{123}	0.0017	x_{124}
	0.0030	x_{134}	-0.0021	x_{234}	-0.0031	x_{1234}

Variância	0.00001
Erro padrão	0.00281

Para a câmara de combustão secundária o mesmo planejamento é feito. A diferença é o tipo de resíduo alimentado, líquido para esta situação, e as variáveis ‘x’ tem o mesmo significado.

$$Mg2(1) = 5.30 \text{ kg/s}$$

$$+ 10\% - 5.83 \text{ kg/s}$$

$$-10\% - 4.77 \text{ kg/s}$$

$$Mj2(1) = 0.30 \text{ kg/s}$$

$$+ 10\% - 0.33 \text{ kg/s}$$

$$-10\% - 0.27 \text{ kg/s}$$

$$Fcb2(1) = 0.032 \text{ kg/s}$$

$$+ 10\% - 0.0352 \text{ kg/s}$$

$$-10\% - 0.0288 \text{ kg/s}$$

$$Mliq(1) = 0.40 \text{ kg/s}$$

$$+ 10\% - 0.44 \text{ kg/s}$$

$$-10\% - 0.36 \text{ kg/s}$$

Tabela 5.5 – Planejamento experimental da temperatura de saída dos gases na câmara secundária

Ensaios	1	2	3	4	Resposta	
1	-	-	-	-	700.37	
2	+	-	-	-	699.09	
3	-	+	-	-	673.56	
4	+	+	-	-	671.58	
5	-	-	+	-	700.27	
6	+	-	+	-	699.07	
7	-	+	+	-	680.03	
8	+	+	+	-	678.12	
9	-	-	-	+	730.21	
10	+	-	-	+	727.94	
11	-	+	-	+	692.17	
12	+	+	-	+	690.08	
13	-	-	+	+	721.66	
14	+	-	+	+	720.49	
15	-	+	+	+	701.69	
16	+	+	+	+	700.02	
Média	699.147					
$R(x_1, x_2, x_3, x_4) =$	-1.6962 22.7713 -0.1038 -1.1788 0.1712	x_1 x_4 x_{14} x_{34} x_{134}	-26.4813 -0.2163 6.0738 -0.0863 2.7912	x_2 x_{12} x_{23} x_{123} x_{234}	2.0438 0.2087 -2.6037 0.1362 -0.0838	x_3 x_{13} x_{24} x_{124} x_{1234}
Variância	1.57068					
Erro padrão	1.25327					

Tabela 5.6 – Planejamento experimental da concentração de oxigênio na saída da câmara secundário.

Ensaio	1	2	3	4	Resposta	
1	-	-	-	-	0	
2	+	-	-	-	0	
3	-	+	-	-	0.0171	
4	+	+	-	-	0.0178	
5	-	-	+	-	0	
6	+	-	+	-	0	
7	-	+	+	-	0.0062	
8	+	+	+	-	0.0066	
9	-	-	-	+	0.0021	
10	+	-	-	+	0.0022	
11	-	+	-	+	0.0163	
12	+	+	-	+	0.017	
13	-	-	+	+	0	
14	+	-	+	+	0	
15	-	+	+	+	0.0021	
16	+	+	+	+	0.0062	
Média	0.006					
$R(x_1, x_2, x_3, x_4) =$	0.00075	x_1	0.01063	x_2	-0.00643	x_3
	-0.00023	x_4	0.00073	x_{12}	0.00038	x_{13}
	0.00048	x_{14}	-0.00535	x_{23}	-0.00130	x_{24}
	-0.00090	x_{34}	0.00040	x_{123}	0.00045	x_{124}
	0.00045	x_{134}	0.00018	x_{234}	0.00048	x_{1234}
Variância	0.0000002					
Erro padrão	0.00041					

Antes de qualquer aplicação, deve-se proceder a avaliação da qualidade da superfície de resposta. O desejado é que a influência dos parâmetros seja maior que o das interações dois a dois, e menor ainda para os termos de interação com três e quatro parâmetros. Em todas elas, este é o comportamento, e portanto, pode-se afirmar que a superfície de resposta representa o processo nas faixas de operação selecionadas. Logo, para cada situação fora dos limites pré estabelecidos é necessário refazer todo o procedimento descrito acima.

Com os resultados das tabelas (5.1) a (5.4), obtêm-se as superfícies de resposta que representam a concentração e a temperatura do gás na saída do forno rotativo e do pós-combustor.

$$Tg(x_1, x_2, x_3, x_4) = 978.80 - 7.87.x_1 - 50.42.x_2 + 22.26.x_3 + 67.71.x_4 + 2.82.x_1.x_2 + 5.032.x_1.x_3 - 3.66.x_1.x_4 - 7.02.x_2.x_3 - 12.13.x_2.x_4 + 6.81.x_3.x_4 - 5.30.x_1.x_2.x_3 + 2.54.x_1.x_2.x_4 - 9.043.x_1.x_3.x_4 - 6.71.x_2.x_3.x_4 + 8.83.x_1.x_2.x_3.x_4 \quad (5.5)$$

$$y_{O_2}(x_1, x_2, x_3, x_4) = 0.0027 + 0.0055.x_1 + 0.0179.x_2 - 0.014.x_3 - 0.016.x_4 + -0.0003.x_1.x_2 - 0.0037.x_1.x_3 + 0.00.x_1.x_4 - 0.0034.x_2.x_3 - 0.0005.x_2.x_4 + 0.0024.x_3.x_4 + 0.0037.x_1.x_2.x_3 + 0.0017.x_1.x_2.x_4 + 0.003.x_1.x_3.x_4 - 0.0021.x_2.x_3.x_4 - 0.0031.x_1.x_2.x_3.x_4 \quad (5.6)$$

sendo,

$x_1 - M_{jato}$

$x_3 - M_{sólido}$

$x_2 - M_{gás}$

$x_4 - M_{combustível}$

Para o pós-combustor,

$$Tg(x_1, x_2, x_3, x_4) = 699.15 - 1.69.x_1 - 26.48.x_2 + 2.04.x_3 + 22.77.x_4 + -0.22.x_1.x_2 + 0.21.x_1.x_3 - 0.10.x_1.x_4 + 6.07.x_2.x_3 - 2.60.x_2.x_4 - 1.18.x_3.x_4 - 0.086.x_1.x_2.x_3 + 0.14.x_1.x_2.x_4 + 0.17.x_1.x_3.x_4 + 2.79.x_2.x_3.x_4 - 0.084.x_1.x_2.x_3.x_4 \quad (5.7)$$

$$\begin{aligned}
 y_{O_2}(x_1, x_2, x_3, x_4) = & 0.006 + 0.00075.x_1 + 0.0106.x_2 - 0.0064.x_3 - 0.0002.x_4 + 0.00073.x_1.x_2 \\
 & + 0.0004.x_1.x_3 + 0.00048.x_1.x_4 - 0.0054.x_2.x_3 - 0.0013.x_2.x_4 - 0.0009.x_3.x_4 + 0.0004.x_1.x_2.x_3 \\
 & + 0.00045.x_1.x_2.x_4 + 0.00045.x_1.x_3.x_4 + 0.00018.x_2.x_3.x_4 + \\
 & 0.00048.x_1.x_2.x_3.x_4
 \end{aligned} \tag{5.8}$$

sendo,

x_1 – M_{jato}

x_3 – $M_{res.liquido}$

x_2 – $M_{gás}$

x_4 - $M_{combustível}$

As equações (5.1) a (5.4), representam o modelo estatístico das câmara de combustão do processo de incineração. Elas representam a temperatura e a concentração de oxigênio na saída. Do ponto de vista de controle de processo, estas são as duas variáveis mais importantes. Porém, nesta forma não é possível implementar um controle automático de maneira direta. A idéia, é acoplar uma predição estatística com uma ação na variável manipulada.

Para resolver esta questão, este trabalho propõe um modelo da variável manipulada que dependa do estado estacionário predito através do modelo originário do planejamento experimental

Portanto,

$$Mg(1) = \overline{Mg(1)} + kc(setpoint - estimado) \tag{5.9}$$

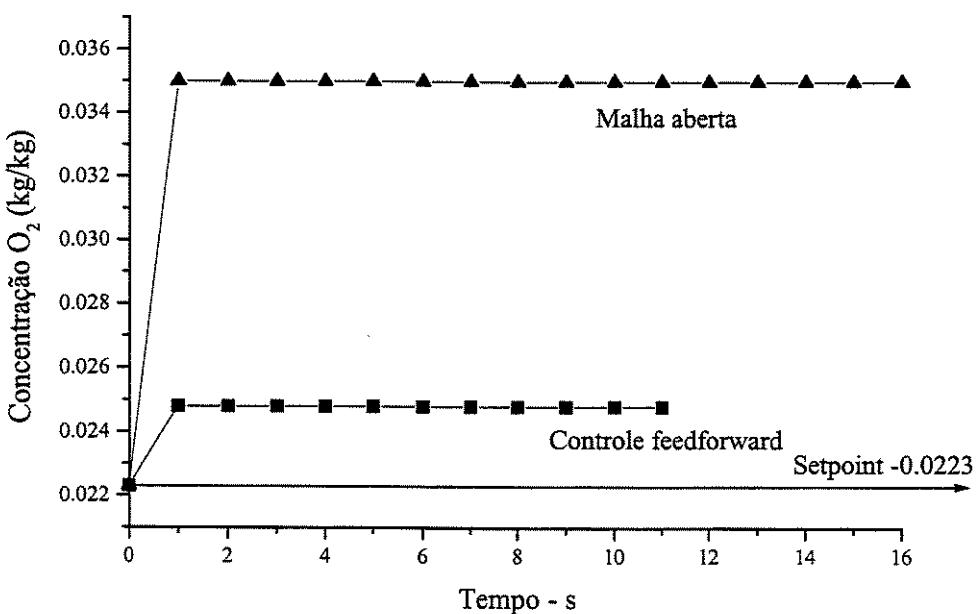


Figura 5.27 - Controle feedforward para perturbação degrau de + 10% na vazão do ar secundário

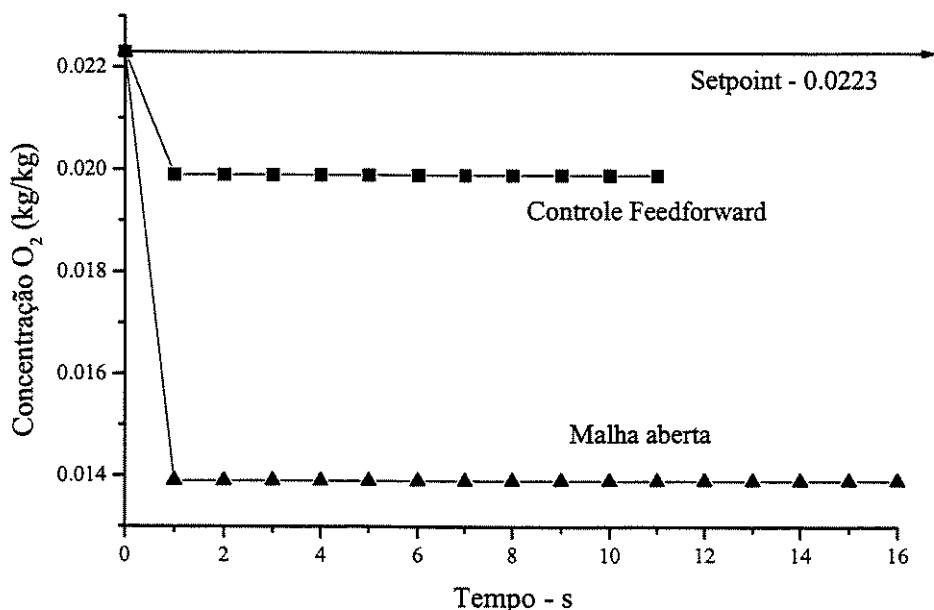


Figura 5.28 - Controle feedforward para perturbação degrau de - 10% na vazão do ar secundário

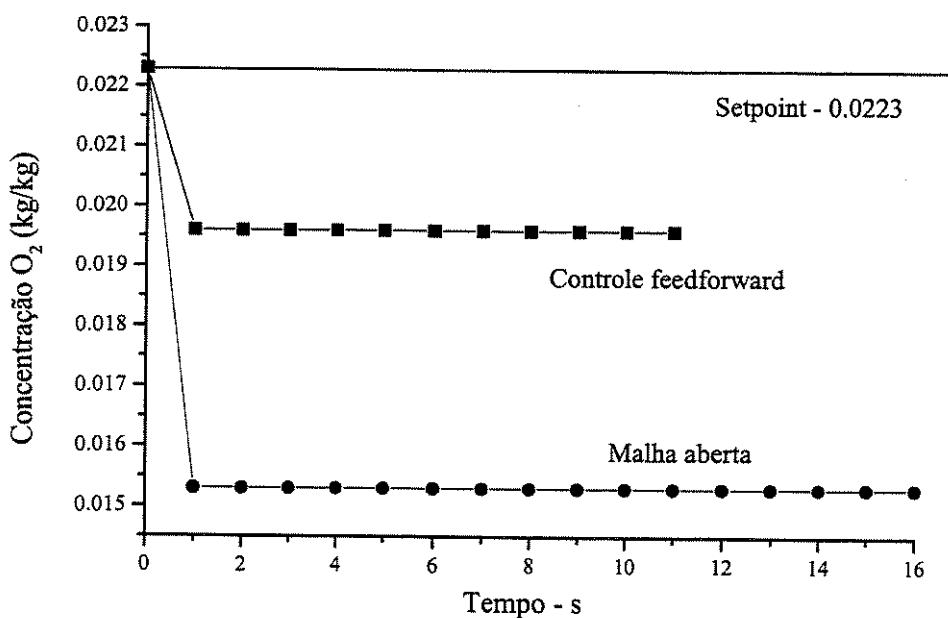


Figura 5.29 - Controle feedforward para perturbação degrau de + 10% na vazão do resíduo sólido

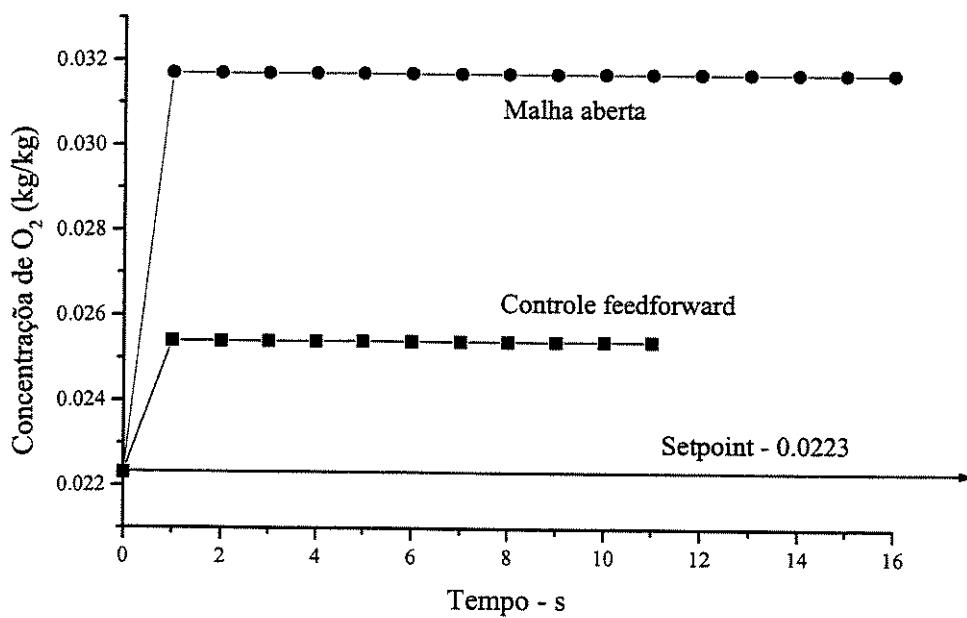


Figura 5.30 - Controle feedforward para perturbação degrau de - 10% na vazão do resíduo sólido

Os resultados apresentados nas figuras 5.27 a 5.30, referem-se ao controle do processo de incineração empregando apenas a malha feedforward. Os gráficos apresentam a resposta dinâmica, da concentração de saída do oxigênio, para perturbações de $\pm 10\%$ do valor da vazão de sólido e ar secundário dos dados de referência. Para permitir maior sensibilidade do efeito do controle feedforward, a mesma simulação é feita em malha aberta e apresentada no mesmo gráfico. O setpoint usado é o mesmo que foi aplicado ao controlador PID.

5.3 Malha mista PID - Feedforward

Os resultados com a malha mista mostrados na figuras 5.31 a 5.34, são decorrentes da aplicação do controlador PID e feedforward aplicados simultaneamente. Observa-se a dinâmica para perturbações degrau de $\pm 10\%$ nas vazões de sólido e do ar secundário. Os parâmetros usados são os mesmos quando os dois controladores foram avaliados separadamente. As respostas abaixo mostram as diferenças da malha mista comparadas com o controlador PID. Da mesma forma, o setpoint usado também é o mesmo.

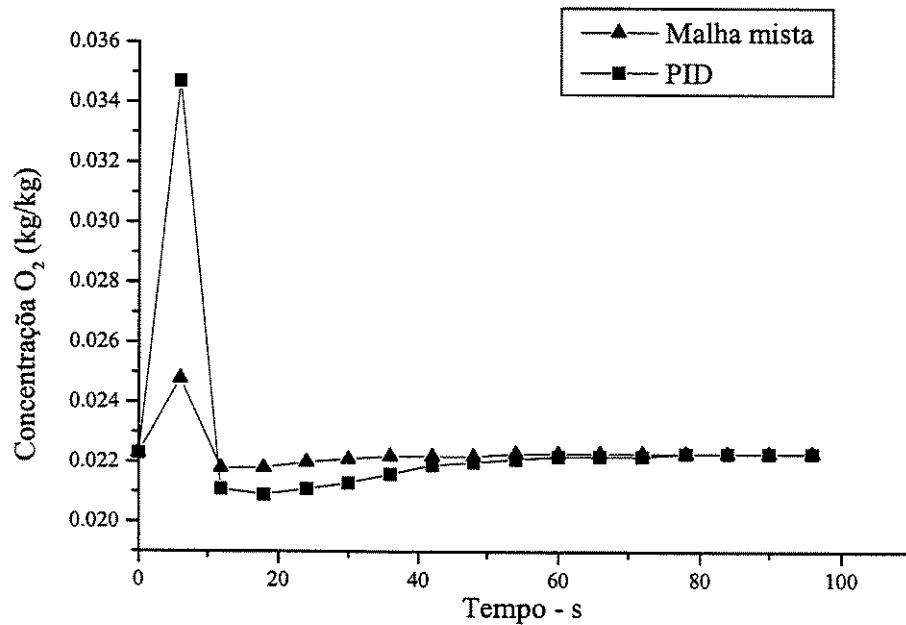


Figura 5.31 - Malha mista para perturbação degrau de $+ 10\%$ na vazão do ar secundário

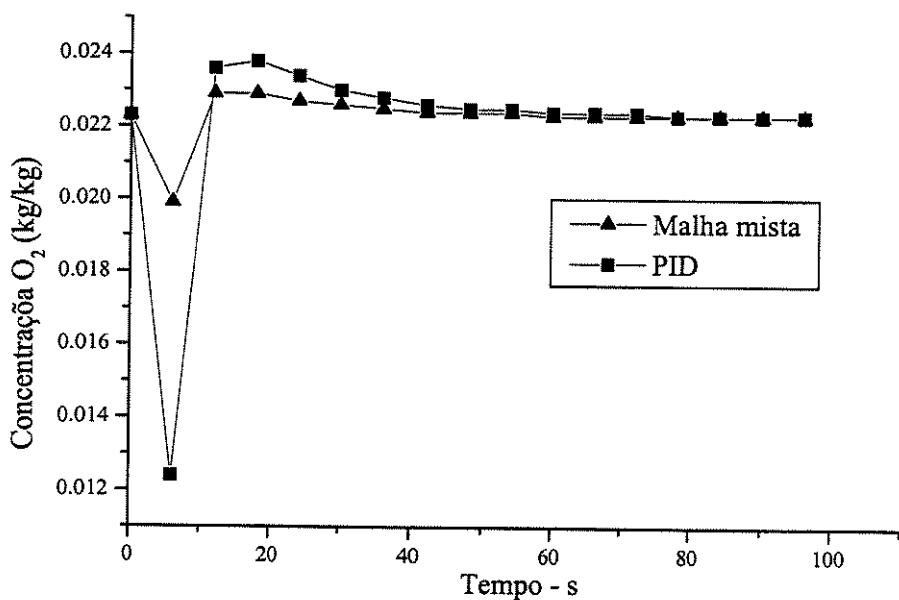


Figura 5.32 - Malha mista para perturbação degrau de - 10% na vazão do ar secundário

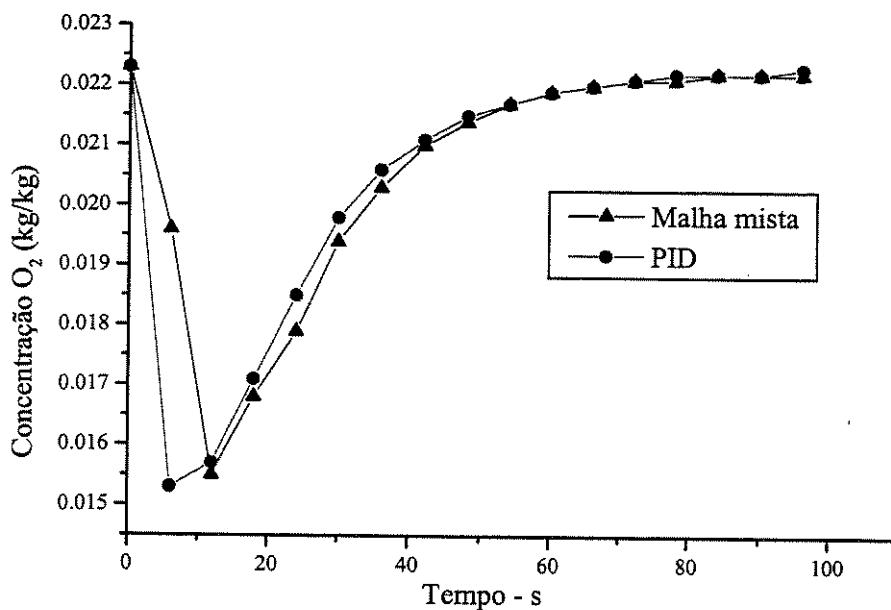


Figura 5.33- Malha mista para perturbação degrau de + 10% na vazão do resíduo sólido

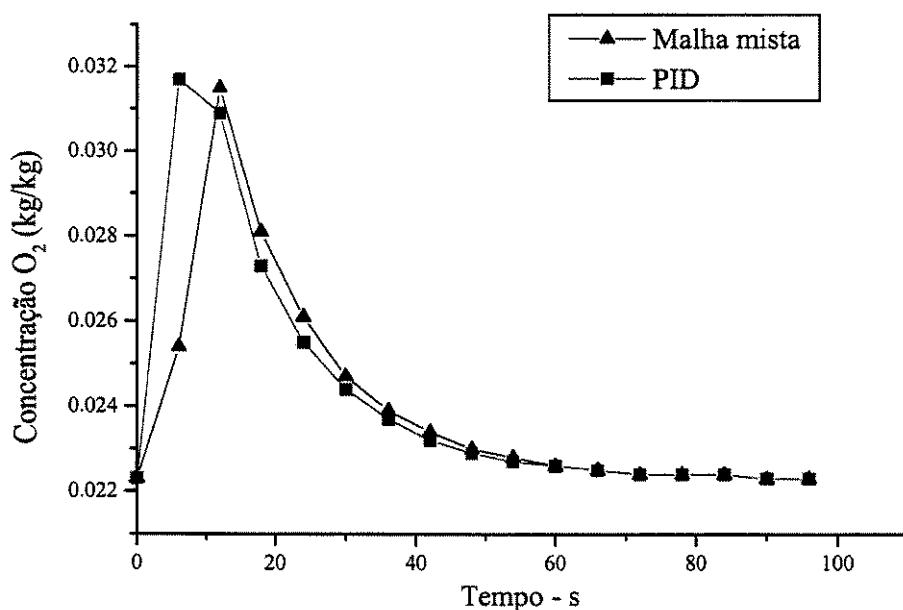


Figura 5.34 - Malha mista para perturbação degrau de - 10% na vazão do resíduo sólido

5.4 Otimização

5.4.1 - Conceitos Básicos

O estudo da programação quadrática para otimização é necessária para entender melhor o algoritmo usado neste trabalho, o SQP. A programação quadrática é o nome dado ao procedimento que minimiza uma função quadrática de n variáveis com m restrições lineares.

Um exemplo desta metodologia pode ser dado por:

Função objetivo -
$$f(x) = c^T x + \frac{1}{2} x^T Q x \quad (5.10)$$

Restrições -
$$\begin{aligned} A.x &\geq b \\ x &\geq 0 \end{aligned} \quad (5.11)$$

sendo c um vetor de coeficientes constantes, A uma matriz $(m \times n)$ e Q é uma matriz simétrica.

Os algoritmos SQP correspondem a um método iterativo que gera uma seqüência de valores $\{x_k, \lambda_k, \mu_k\}$ que converge para a solução do problema (P2) dada por (x^*, λ^*, μ^*) . Objetiva-se obter a solução (x^*, λ^*, μ^*) de (P2) e sabe-se que esta deve satisfazer certas condições. Por outro lado, estas condições correspondem a um sistema de equações não lineares. Assim, obter a solução ótima de (P2) nada mais é que resolver um sistema de equações $F(x, \lambda, \mu) = 0$. Logo, os métodos SQP são essencialmente métodos de Newton ou quasi-Newton de resolução de $F(x, \lambda, \mu) = 0$. Resta analisar como este sistema de equações é resolvido

Em função do que foi exposto tem-se que a classe de algoritmos SQP, é caracterizada pela geração da seqüência $\{x_k, \lambda_k, \mu_k\}$ como segue:

1. Resolva o seguinte problema da PQ para obter d_k :

$$\begin{array}{ll} \min \frac{1}{2} d_k^T H(x_k, \lambda_k, \mu_k) d_k + \nabla f^T(x_k) d_k & \\ \text{s.a. } \nabla h^T(x_k) d_k = -h(x_k) & \leftrightarrow \min \frac{1}{2} d_k^T H(x_k, \lambda_k, \mu_k) d_k + \nabla f^T(x_k) d_k \\ \nabla g^T(x_k) d_k \leq -g(x_k) & \text{s.a. } x_k + d_k \in X(x_k) \end{array} .$$

onde, H é uma aproximação do Hessiano de (P1) ou (P2) avaliado na iteração k . $X(x_k)$ é a aproximação linear de X na iteração k , obtida expandindo-se as restrições em série de Taylor e truncando-se os termos de ordem superior.

2. $x_{k+1} = x_k + d_k$
3. λ_{k+1} e μ_{k+1} correspondem aos multiplicadores de Lagrange do problema da PQ.

A essência do método SQP é simples. No entanto, sendo um método de Newton a convergência para a solução do problema (P2) será local sob certas hipóteses, i.e., a seqüência $\{x_k, \lambda_k, \mu_k\} \rightarrow (x^*, \lambda^*, \mu^*)$ para valores (x_k, λ_k, μ_k) suficientemente próximos da solução ótima. Como não se conhece a solução ótima a priori é necessário que se efetuem mudanças no algoritmo básico de forma a que se tenha convergência global, independentemente do ponto de partida. Se o espaço definido por X for convexo, então se a

seqüência for construída como: $x_{k+1} = x_k + \alpha_k d_k \in X$ para todo $\alpha_k \in [0,1] \subset IR$, tem-se que x_{k+1} pertencerá a X . Pode-se, então, definir um problema de minimização em linha de forma a se garantir a propriedade de convergência global do método SQP para esta situação. Este é o ponto de partida do método SQP, ou seja, introduz-se uma penalidade no passo 2, o qual passa a ser definido como:

$$x_{k+1} = x_k + \alpha_k d_k \quad (5.12)$$

sendo, α_k um amortecimento obtido a partir da minimização unidirecional de uma função objetivo adequada, denominada função de mérito.

Existem diversas particularidades implícitas na exposição e delas depende o bom funcionamento do algoritmo, a saber:

1. É necessário se calcular os gradientes dos mapeamentos f, h, g .
2. É necessário se obter uma boa aproximação do Hessiano da função Lagrangeana.
3. É necessário se resolver o problema da programação quadrática e estabelecer se este terá solução.
4. É necessário se definir a função de mérito e resolver um problema de busca unidirecional.

É necessário se estabelecer um critério de parada, i.e., quando o algoritmo convergiu para a solução ótima. Diversos critérios existem para se identificar se uma dada solução é ótima ou não. Um dos mais usados se baseia na idéia de que na solução ótima, a direção de busca obtida na programação quadrática será nula e, desta forma, se pequenos incrementos são feitos nas variáveis de decisão é porque se está perto da solução ótima. Assim, a idéia é medir o quanto as variáveis diferem de uma iteração a outra

$$\|x_k - x_{k-1}\| \leq \varepsilon_p; \varepsilon_p > 0 \quad (5.13)$$

5.4.2 - Otimização do Processo de Incineração

A otimização do processo de incineração focada no aumento do rendimento, tem mais de uma função que pode representar o objetivo. Para este trabalho, a idéia é maximizar a alimentação de sólido com vazão mínima de combustível.

Portanto,

$$F_{\text{objetivo}} = F_{\text{combustível}} + \frac{1}{F_{\text{sólido}}} \quad (5.6)$$

Mas, para o processo continuar respeitando as normas ambientais e de segurança alguns limites tem que ser respeitados. Neste caso, são estabelecidos limites superiores e inferiores para as vazões de combustível e sólido, da mesma forma para a temperatura e concentração de oxigênio na saída da câmara de combustão.

O sistema fica determinado de acordo com a tabela 5.7:

Tabela 5.7 - Limites restritivos para a otimização.

Variável	Limite inferior	Limites superior
Vazão do sólido	0.18 (kg/s)	0.22 (kg/s)
Vazão de combustível	0.09 (kg/s)	0.11 (kg/s)
Temperatura na saída	950 (K)	1050 (K)
Conc. O ₂ na saída	0.012 (kg O ₂ / kg)	0.025 (kg O ₂ / kg)

Este limites são estabelecidos com $\pm 10\%$ do valor em estado estacionário para as vazões mássicas. Os limites para as outras duas variáveis são determinados arbitrariamente, baseando-se na experiência com simulações para várias condições , pois este trabalho

pretende apenas desenvolver uma metodologia para a otimização. Uma otimização mais realista, considera limites impostos por órgãos reguladores de questões ambientais, experiência na planta e recomendações dos fabricantes dos equipamentos presentes no processo.

Para as condições acima, usando o algoritmo SQP, os resultados foram os seguintes:

Vazão do sólido (kg/s): 0.213 (estado estacionário 0.20 kg/s)

Vazão de combustível (kg/s): 0.096 (estado estacionário 0.10 kg/s)

Temperatura de saída dos gases(K): 986.12 (estado estacionário 988.12 K)

Concentração de saídos de oxigênio(kg O₂ /kg): 0.0193 (estado estacionário 0.0223 kg O₂/kg)

Com a otimização, houve um aumento de 6,5 % na alimentação de sólido e 4,0 % de redução de consumo de combustível.

- Conclusões

Os resultados apresentados, confirmam a capacidade do modelo matemático de representar adequadamente o comportamento dinâmico do processo de incineração e sua importância industrial.

O controlador PID ajustou o processo em direção ao "setpoint" para as situações estudadas, reduzindo as perturbações com relativa agilidade. O controlador baseado em planejamento experimental mostrou-se capaz de predizer as respostas dinâmica, atuando precocemente no processo, reduzindo o efeito das perturbações.

Por sua vez, a otimização melhorou o rendimento do processo, aumentando a capacidade produtiva do incinerador com economia de combustível.

Capítulo 6: Conclusões

Capítulo 6: Conclusões

Analogia com circuitos elétricos e representação analítica dos fluxos de calor.

A metodologia proposta neste trabalho, para a determinação dos fluxos de calor condutivo, radiativo e convectivo, provou-se eficaz em seus cálculos. Este resultado já era esperado, uma vez que a analogia dos fluxos com circuitos e as equações analíticas são as mesmas, a diferença é seu procedimento de cálculo e determinação das mesmas. Pode-se notar que na forma analítica o processo de convergência é mais rápido. Isto ocorre porque não é necessário calcular os potências elétricos do circuito. Os fluxos de calor são mais difíceis de serem desenvolvidos diretamente, porém é bastante simples compreender o comportamento interno ao observar as equações. Neste trabalho, a simplificação que admite que todas as superfícies são negras à radiação, ajuda em muito seu desenvolvimento.

O primeiro objetivo era realizar a convergência do sistema de equações não lineares que representam as câmaras de combustão, com métodos numéricos específicos para este problema. O uso de Newton-Raphon, Levenberg-Marquardt e da SQP não resolveu o sistema a partir de um chute inicial genérico. Estes algoritmos mostraram-se muito dependentes da condição inicial, para sua convergência neste sistema. A razão para tal fato, é a não linearidade do sistema imposta pela ordem, quatro, das equações dos fluxos de calor radiativo. Mesmo normalizando as variáveis, nota-se que os resíduos das equações e a sensibilidade entre elas são muito diferentes, não permitindo a convergência com dados iniciais genéricos.

Uma outra alternativa nestas situações, é observar o comportamento do modelo dinâmico com este mesmo chute inicial. Os resultados são melhores, e apontam para um estado estacionário. Mas, o tempo requerido até obter este ponto é alto demais em relação ao objetivo deste trabalho, que propõe um modelo rápido e robusto.

A construção de uma matriz jacobiana analítica é inviável para este sistema e portanto, a melhor alternativa é usar o mesmo procedimento numérico utilizado por Tomaz¹ (1.998).

Qualidade do modelo em estado estacionário.

Os resultados apresentados no capítulo 5, revelam que uma modelagem mais detalhada resulta em dados mais confiáveis. Os perfis de temperatura e de composição estão coerentes com um comportamento real. Os picos de temperatura ocorrem nas zonas onde há queima de combustível, a temperatura do gás anular aumenta continuamente por consequência da constante queima de resíduo, a temperatura da parede externa menor que as demais por causa do material refratário e do contato com o ambiente etc.

Os balanços de massa também apresentam bons resultados. Os perfis de composições revelam o aumento das concentrações ao longo do eixo axial para os produtos de combustão e redução da concentração de oxigênio. A queima do combustível e dos resíduos gera os produtos de combustão. Todavia, é necessário o consumo de oxigênio para que isto ocorra.

Portanto, o modelo proposto, assim como o procedimento numérico utilizado para resolver as equações não lineares, fornecem uma ferramenta poderosa na predição do comportamento do processo de incineração. Isto é muito útil para se obter, a priori, as informações necessárias para projetar o equipamento e definir a melhor estratégia de operação, a fim de atingir uma boa performance operacional

Tudo indica que os resultados obtidos são bons, mas não se sabe o quanto realístico é o modelo. Para dimensionar qual a capacidade de predizer um processo real, faz-se obrigatória a validação dos resultados obtidos em simulação com dados de uma planta real.

Modelagem dinâmica.

A boa qualidade do modelo matemático em estado estacionário gera um modelo dinâmico bom. A dinâmica do processo é muito importante para o entendimento do comportamento do equipamento em situações normais e críticas de funcionamento. O software desenvolvido para este trabalho permite observar a dinâmica do processo de combustão para oscilações comuns na prática industrial, tais como variações nas

temperaturas e vazões de alimentação do resíduo, do ar e do combustível. O modelo dinâmico também é capaz de representar a partida e a parada do equipamento.

O tempo de processamento para a dinâmica em malha aberta é curto, e os resultados são coerentes com o modelo estacionário. As respostas para as perturbações degrau, nos parâmetros operacionais mostram que o algoritmo usado para o modelo dinâmico é robusto e rápido. O comportamento é estável, e os resultados em estado estacionário são os esperados. Mesmo os parâmetros mais rígidos não demoram mais que 3 segundos, em tempo de processamento, para cada segundo de simulação do processo. Esta informação foi obtida com um PC, com processador Pentium 350 e 32 Mb de memória RAM. Estes dados cumprem com o objetivo de desenvolver um modelo dinâmico rápido e representativo das situações mais frequentes no processo de incineração.

A malha de controle desenvolvida, sendo a variável controlada a concentração de oxigênio na saída e a variável manipulada a vazão mássica do ar secundário, controlou o processo para todas as situações estudadas. O bom projeto do controlador e seus parâmetros são fundamentais para o sucesso do controle. O PID proposto, altera a vazão do ar quando há uma perturbação degrau no ar primário, secundário ou combustível. Conforme a concentração de oxigênio na saída se comporta, a vazão do ar secundário se ajusta. Quando a perturbação é no próprio ar secundário, nota-se o comportamento típico de PID quando a variável manipulada sofre uma perturbação. O controle PID proporcionou o controle do processo de incineração diretamente na concentração de oxigênio e indiretamente na temperatura de saída dos gases. Estas duas variáveis são as mais importantes, pois, garantem que o processo efetue adequadamente a incineração dos resíduos.

Com a malha de controle, o tempo de processamento tornou-se um pouco maior. Ainda assim, a relação entre o tempo de processamento e o tempo de simulação continua sendo de, no máximo, cinco segundos contra um, respectivamente. Estas condições foram registradas na mesma máquina usada para estudos da dinâmica sem malha de controle.

Logo, a estratégia de controle adotada é suficiente para controlar o processo e mante-lo em condições satisfatórias do ponto de vista operacional, melhorando o rendimento. O software é suficientemente rápido para acompanhar as oscilações que sempre ocorrem nos processo, ajudando na tomada de decisões em tempo real.

O uso de controladores no processo de incineração possibilita, ao mesmo tempo, economia de energia com segurança ambiental. O ajuste das variáveis manipuladas, em direção ao consumo mínimo de combustível e máxima vazão de resíduos, com restrições ambientais impostas ao sistema, fornece uma ferramenta poderosa e eficaz, fazendo do processo de incineração uma tecnologia de tratamento de resíduos cada vez mais confiável e segura.

O controlador feedforward, baseado em planejamento experimental, apresentou resultados positivos, pois esta forma de aplicação é pouco trabalhada. Nas situações de perturbação degrau a ação preditiva mostrou-se capaz de reduzir o efeito da mesma e desta forma atenuar variações no sistema. Os resultados apresentam um "offset" em relação ao "setpoint", mas isto é natural, já que o controlador tem a forma de um controlador proporcional usado em PID. De maneira geral, este tipo de controlador "feedforward" é muito útil, pois reduz o efeito das perturbações e ao mesmo tempo pode ser projetado com dados reais de uma planta, ampliando sua capacidade de trabalhar "on line".

Otimização

A otimização do processo de incineração teve o objetivo de demonstrar o potencial das técnicas numéricas para aumentar o rendimento do processo. Impondo restrições coerentes com condições operacionais, o resultado foi um aumento na capacidade de processamento de incineração com redução do consumo de combustível. Isto mostra que a otimização é o caminho mais adequado para atingir as melhores performances. Com informações mais detalhadas, como os limites de emissão de poluentes, restrições operacionais e de processo, a otimização pode ser efetiva para o desenvolvimento do processo de incineração em larga escala.

Outro fator importante, com relação ao comportamento dinâmico do processo de incineração, é a variabilidade dos resíduos. Esta característica requer estratégias robustas de controle, pois uma mudança na composição do resíduo pode causar queda de temperatura na câmara de combustão , formação de CO e transientes.

Desenvolvimento de interface gráfica.

O desenvolvimento de um programa computacional com possibilidade de interação máquina usuário resulta em algumas vantagens. O uso habitual de programas desenvolvidos para ambiente “windows”, facilita a operação e compreensão de suas funções face a sua semelhança com os softwares comerciais específicos e genéricos, como aqueles desenvolvidos pela Microsoft. As facilidades também se aplicam à manipulação dos parâmetros operacionais e de projeto, que podem ser facilmente alterados por meio de caixas de diálogos.

A apresentação gráfica dos resultados agiliza a compreensão por parte do usuário, que não precisa de outro software para visualizar os arquivos de dados que são muito necessários em aplicativos sem interface gráfica.

Tem-se portanto, uma ferramenta didática de ensino, capaz de auxiliar no processo de aprendizado do processo de incineração. Nesta mesma linha de aplicação, a interface gráfica permite o uso no de treinamento de operadores que trabalham com o processo de incineração.

Portanto, a implementação de interfaces gráficas é um excelente recurso didático e educativo, podendo também gerar economia na aquisição de outros aplicativos que tem seus registros muito vigiados atualmente.

Sugestões

- Fluidodinâmica computacional da chama
- Cinética de formação de CO e NO_x
- Estudo da segregação de partículas de diferentes tamanhos nos leitos sólidos
- Formulação complexa de perda de calor através do refratário, considerando perfis radiais e angulares.
- Otimização em tempo real
- Aplicação de estratégias de controle usando algoritmo DMC

Apêndice A:

**Cálculo da quantidade de combustível consumido,
resíduo queimado e dos produtos de combustão**

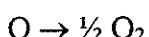
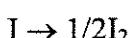
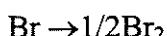
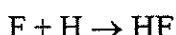
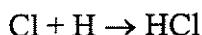
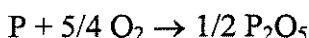
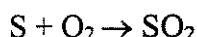
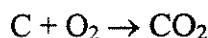
Apêndice A:

Cálculo do consumo de combustível, resíduo queimado e dos produtos de combustão

1. Consumo de combustível e queima de resíduo

Por hipótese assumida neste trabalho, os cálculos relativos à queima do resíduo e combustível seguem as relações estequiométricas das reações de combustão. Estas reações compreendem apenas aquelas nas quais há combustão completa.

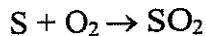
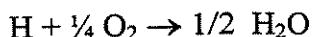
As reações ocorrem em função da composição elementar do resíduo que é analisado pelo teor de carbono, hidrogênio, enxofre, nitrogênio, fósforo, cloro, flúor, bromo, iodo e oxigênio presentes.



O cálculo do consumo de combustível em uma zona “i”, é realizado pela fração de oxigênio disponível para que haja combustão de todo combustível alimentado. Caso o oxigênio esteja em excesso, e esta é a condição operacional desejada, a fração é 100%.

Por exemplo, para um combustível composto de carbono, enxofre e hidrogênio temos apenas três reações:





Sabe-se que:

1 mol O_2 ----- Massa molecular do oxigênio (MMO_2)

1 mol de C ----- Massa molecular do carbono (MMC)

e que 1 mol de C necessita para queima total 1 mol de O_2

1 mol O_2 ----- Massa molecular do oxigênio (MMO_2)

1 mol de H ----- Massa molecular do hidrogênio (MMH)

e que 1 mol de H necessita para queima total $\frac{1}{4}$ mol de O_2

1 mol O_2 ----- Massa molecular do oxigênio (MMO_2)

1 mol de S ----- Massa molecular do enxofre ($MMCS$)

e que 1 mol de S necessita para queima total 1 mol de O_2

E portanto, o consumo total de combustível para queima total de Fcb kg/s de combustível alimentado com composição de $yc(C)$ de carbono, $yc(H)$ de hidrogênio e $yc(S)$ de enxofre é:

$$\Delta Mcb(i) = Fcb(i) \cdot \frac{\text{Quantidade de } O_2 \text{ consumido}}{\text{Quantidade de } O_2 \text{ fornecido}} \quad (A.1)$$

$\Delta Mcb(i)$ – quantidade de combustível consumido na zona “i”

$$Q_{\text{consumido}} = Fcb \cdot (yc(C) \cdot \frac{MMO_2}{MMC} + yc(S) \cdot \frac{MMO_2}{MMCS} + yc(H) \cdot \frac{MMO_2}{MMH}) \quad (A.2)$$

$Q_{\text{consumido}}$ - quantidade de O_2 consumido na zona “i” para combustão de todo combustível alimentado na zona “i”.

Se a quantidade de oxigênio fornecida for maior que o necessário, então:

$$\Delta M_{cb}(i) = F_{cb}(i) \quad (A.3)$$

O cálculo da quantidade de resíduo queimado na zona “i” é igual ao realizado para o consumo de combustível. A diferença está na composição, e por isso todas reações apresentadas acima, interferem nos cálculos.

$$\Delta M_{sv}(i) = \Delta M_s(i) \cdot \frac{\text{Quantidade de } O_2 \text{ consumido}}{\text{Quantidade de } O_2 \text{ fornecido}} \quad (A.4)$$

$$Q_{\text{consumido}} = \Delta M_{sv}(i) \cdot \{ ys(C) \cdot \frac{MMO_2}{MMC} + ys(S) \cdot \frac{MMO_2}{MMS} + \frac{1}{4} \cdot ys(H) \cdot \frac{MMO_2}{MMH} - \frac{1}{4} \cdot ys(Cl) \cdot \frac{MMO_2}{MMCl} - \frac{1}{4} \cdot ys(F) \cdot \frac{MMO_2}{MMF} \} + \\ \Delta M_{sv}(i) \cdot \{ \frac{5}{4} \cdot ys(p) \cdot \frac{MMO_2}{MMP} - \frac{2}{3} \cdot ys(O) \cdot \frac{MMO_2}{MMO} \} \quad (A.5)$$

$\Delta M_{sv}(i)$ = quantidade de material volatilizado na zona “i” mais aqueles que não foram queimados em zonas anteriores por falta de oxigênio.

$\Delta M_{sv}(i)$ – Resíduo queimado na zona “i” e que sofreu combustão completa.

MMO – massa molecular do oxigênio

MMP – massa molecular do fósforo

MMF – massa molecular do flúor

MMCl – massa molecular do cloro

ys(componente) – composição elementar do componente no resíduo sólido

A quantidade de oxigênio fornecida em cada zona, dependerá das vazões de entrada do ar primário e secundário, de sua composição de oxigênio, e da dinâmica interna do aporte de ar da região do gás anular para o jato central.

2. Produtos de combustão

A massa de produtos de combustão gerada, é derivada das relações estequimétricas para cada uma das reações apresentadas. Cada produto tem relações semelhantes àquelas usadas para o cálculo do consumo de combustível. Porém, neste caso, os produtos envolvidos não são exatamente os mesmos. A seguir, as equações empregadas para a determinação da quantidade de produtos de combustão gerada para o resíduo ou combustível. Para saber que reações existem basta examinar a composição elementar e comparar com os produtos básicos nas reações apresentadas no início deste apêndice.

➤ CO₂

$$grr(\text{CO}_2) = \Delta Msv(i).ys(C). \frac{MMCO_2}{MMC} \quad (\text{A.6})$$

$$grc(\text{CO}_2) = Fcb(i).yc(C). \frac{MMCO_2}{MMC} \quad (\text{A.7})$$

➤ H₂O

$$grr(\text{H}_2\text{O}) = \Delta Msv(i). \left\{ \frac{1}{2}.ys(H). \frac{MMH_2O}{MMH} - \frac{1}{2}.ys(Cl). \frac{MMH_2O}{MMCL} - \frac{1}{2}.ys(F). \frac{MMH_2O}{MMF} \right\} \quad (\text{A.8})$$

$$grc(\text{H}_2\text{O}) = Fcb(i). \left\{ \frac{1}{2}.yc(H). \frac{MMH_2O}{MMH} - \frac{1}{2}.yc(Cl). \frac{MMH_2O}{MMCL} - \frac{1}{2}.yc(F). \frac{MMH_2O}{MMF} \right\} \quad (\text{A.9})$$

➤ SO₂

$$grr(\text{SO}_2) = \Delta Msv(i).ys(S). \frac{MMSO_2}{MMS} \quad (\text{A.10})$$

$$grc(\text{SO}_2) = Fcb(i).yc(S). \frac{MMSO_2}{MMS} \quad (\text{A.11})$$

➤ N₂

$$grr(N_2) = \Delta Msv(i).ys(N). \frac{MMN_2}{MMN} \quad (A.12)$$

➤ P₂O₅

$$grr(P_2O_5) = \Delta Msv(i).ys(P). \frac{MMP_2O_5}{MMP} \quad (A.13)$$

➤ HCl

$$grr(HCl) = \Delta Msv(i).ys(Cl). \frac{MMHCl}{MMCl} \quad (A.14)$$

➤ HF

$$grr(HF) = \Delta Msv(i).ys(F). \frac{MMHF}{MMF} \quad (A.15)$$

➤ Br₂

$$grr(Br_2) = \Delta Msv(i).ys(Br). \frac{MMBr_2}{MMBr} \quad (A.16)$$

➤ I₂

$$grr(I_2) = \Delta Msv(i).ys(I). \frac{MMI_2}{MMI} \quad (A.17)$$

➤ O₂

$$grr(O_2) = \Delta Msv(i).ys(O). \frac{MMO_2}{MMO} \quad (A.18)$$

grr(componente) – massa de produto de combustão gerada pela queima do resíduo.

grc(componente) – massa de produto de combustão gerada pela queima do combustível.

APÊNDICE B:

Áreas de troca térmica e fatores de forma

APÊNDICE B:**Áreas de troca térmica e fatores de forma****1. Áreas de trocas térmica**

Em um incinerador tipo forno rotativo as superfícies de troca térmica presentes são: parede interna e externa, jato central, e sólido.

A área do jato refere-se à casca do cilindro que representa a chama. Seu cálculo é bastante simples e está representado a seguir.

$$A_{jato} = (2 \cdot \pi \cdot r_{chama}) \cdot \Delta z \quad (B.1)$$

Δz – comprimento da zona

r_{chama} – raio da chama

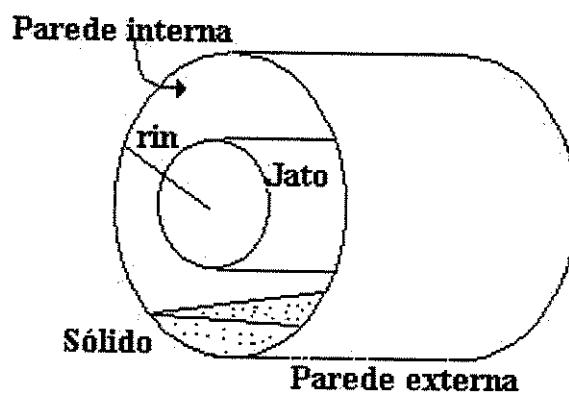


Figura B.1 – Representação geométrica de um incinerador

Na figura (B.1) é possível observar a parede interna e externa. Porém, neste desenho não aparece a parte do material refratário, e o cálculo da área da parede externa está a um distância igual ao raio interno mais a espessura do isolante.

$$A_{\text{parede}} = (2 \cdot \pi \cdot r_{\text{interno}}) \cdot \Delta z \quad (\text{B.2})$$

r_{interno} – raio interno do incinerador

$$A_{\text{parede}} = (2 \cdot \pi \cdot r_{\text{externo}}) \cdot \Delta z \quad (\text{B.3})$$

r_{interno} – raio externo do incinerador

Do ponto de vista geométrico, a superfície de troca térmica do sólido é a mais complicada, e envolve métodos numéricos para equações não linear, em sua resolução.

É com a densidade do leito sólido que calcula-se a altura do leito. Lembrando que:

$$D = M/V \quad (\text{B.4})$$

D – densidade

M – massa

V – volume

Tem-se,

$$\rho_s = \frac{\text{Vazão mássica do sólido e umidade}}{\Delta z \cdot A_{ts}} \quad (\text{B.5})$$

ρ_s – densidade do resíduo sólido

A_{ts} – área transversal do leito sólido

A vazão mássica do sólido e umidade é obtida pela média ponderada, de entrada e saída em uma zona “i”, das vazões de sólido e água.

Portanto,

$$A_{ts} = \frac{Ms(i) + Ma(i) + Ms(i+1) + Ma(i+1)}{\frac{2}{\rho_s \cdot \Delta z} \cdot \text{tres}} \quad (\text{B.6})$$

tres – tempo de residência

A área do segmento determinado pelo arco e pela corda sob o ângulo β , mostrados na figura (B.2), são usados para determinação da altura do leito sólido. Esta área pode ser calculada como a diferença entre a área do setor determinado ângulo β , e a área do triângulo cuja base é a corda determinada pelo mesmo ângulo.

$$Ats = r_{in}^2 \cdot \text{acos}\left(\frac{r_{in} - H}{r_{in}}\right) - (r_{in} - H) \cdot (2 \cdot r_{in} \cdot H - H^2)^{1/2} \quad (\text{B.7})$$

H – altura do leito sólido

Substituindo a equação B.6 em B.7 tem-se a equação para o cálculo da altura do leito sólido, que é o passo anterior à determinação da superfície de troca térmica. A resolução desta equação requer um método numéricico para equação não linear, podendo ser usado o método de Newton-Raphson, falsa posição, bisseção etc.

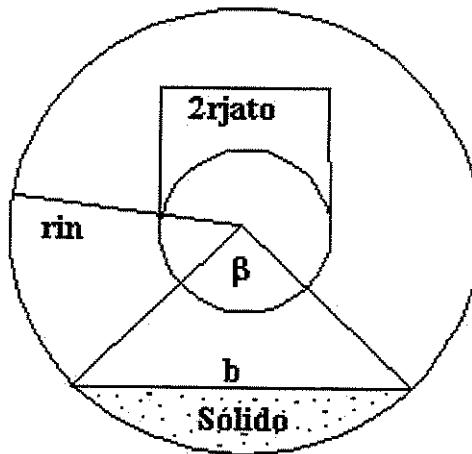


Figura B.2 – Corte da secção de um forno rotativo

➤ Ângulo central β

$$\beta = 2 \cdot a \cos\left(\frac{r_{in} - H}{r_{in}}\right) \quad (\text{B.8})$$

➤ Área coberta pelo sólido

$$A_{cob} = r_{in} \cdot \Delta z \cdot \beta \quad (B.9)$$

➤ Área superficial do sólido

$$A_{sólido} = 2 \cdot \sqrt{2 \cdot r_{in} \cdot H - H^2} \cdot \Delta z \quad (B.10)$$

2. Fatores de forma

Os fatores de forma são calculados por meio de relações algébricas do apêndice A de Sparrow e Cess (1970). Estes fatores determinam apenas os fatores de forma entre superfícies dentro de uma mesma zona.

Uma vez que as relações algébricas não são aplicáveis à superfícies adjacentes, faz-se necessário algum procedimento lógico para calcular estas relações. Como é sabido, o grau de incerteza associado a estes fatores é bastante grande e fica matematicamente impossível apresentar expressões algébricas que o representem com fidelidade. Portanto, o objetivo é obter relações que façam sentido físico com o processo real.

Baseado no fato de que em uma superfície, a soma de seus fatores de forma é um, e que este mesmo fator está diretamente relacionado às áreas envolvidas, a metodologia para o cálculo dos fatores de forma é a seguinte:

- Fazer a soma dos fatores de forma para a superfície estudada.
- Subtrair este valor de 1. A fração restante corresponde àquelas destinadas aos fatores de forma entre as superfícies posteriores e anteriores.
- A distribuição é ponderada pela área das mesmas superfícies adjacentes. Sempre respeitando a restrição física que a soma dos fatores de forma tem que ser igual a 1.

Por exemplo, vamos analisar o caso para o jato central.

Primeiro passo,

$$Fjs(i) + Fjp(i) = x1 \quad (B.11)$$

Segundo passo,

$$x2 = 1 - x1 \quad (B.12)$$

Logo,

$$Fjpp(i) + Fjpa(i) + Fjsp(i) + Fjsa(i) = x2 \quad (B.13)$$

A fração de $x2$ destinado a $Fjpp$, $Fjpa$, $Fjsp$ e $Fjsa$ dependerá de sua área superficial de troca térmica.

$$Fjpp = x2 \cdot \left(\frac{Area_{pp}}{Area_{pp} + Area_{pa} + Area_{sp} + Area_{sa}} \right) \quad (B.14)$$

$$Fjpa = x2 \cdot \left(\frac{Area_{pa}}{Area_{pp} + Area_{pa} + Area_{sp} + Area_{sa}} \right) \quad (B.15)$$

$$Fjsp = x2 \cdot \left(\frac{Area_{sp}}{Area_{pp} + Area_{pa} + Area_{sp} + Area_{sa}} \right) \quad (B.16)$$

$$Fjsa = x2 \cdot \left(\frac{Area_{sa}}{Area_{pp} + Area_{pa} + Area_{sp} + Area_{sa}} \right) \quad (B.17)$$

O procedimento acima deve sempre satisfazer a seguinte relação

$$Fjpp(i) + Fjpa(i) + Fjsp(i) + Fjsa(i) + Fjs(i) + Fjp(i) = 1 \quad (B.18)$$

Apêndice C:

Principais algoritmos

Apêndice C:

Principais algoritmos

Estão apresentados abaixo, os algoritmos que representam as principais características do software usado para obtenção dos resultados mostrados em capítulos anteriores. Este estão divididos em algoritmo geral, fluxograma para os balanços de massa e energia e o procedimento de otimização.

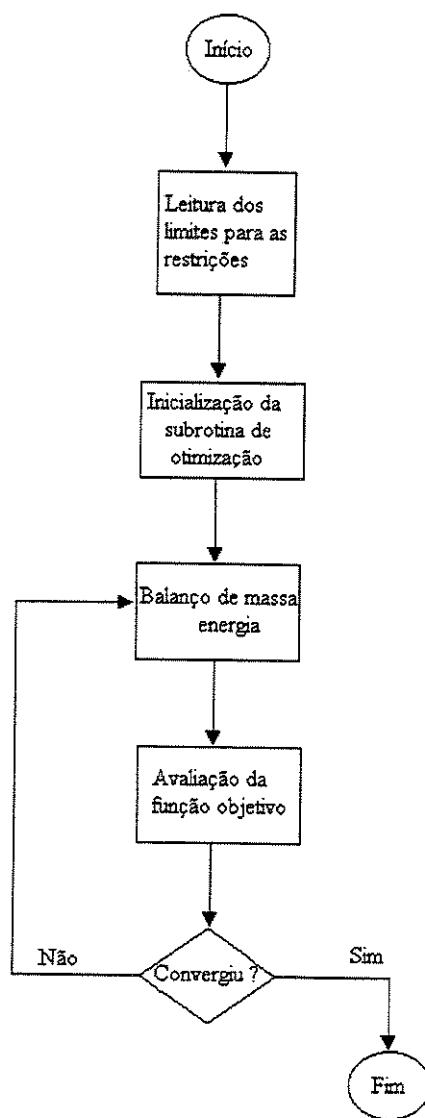


Figura C.1 - Procedimento de otimização.

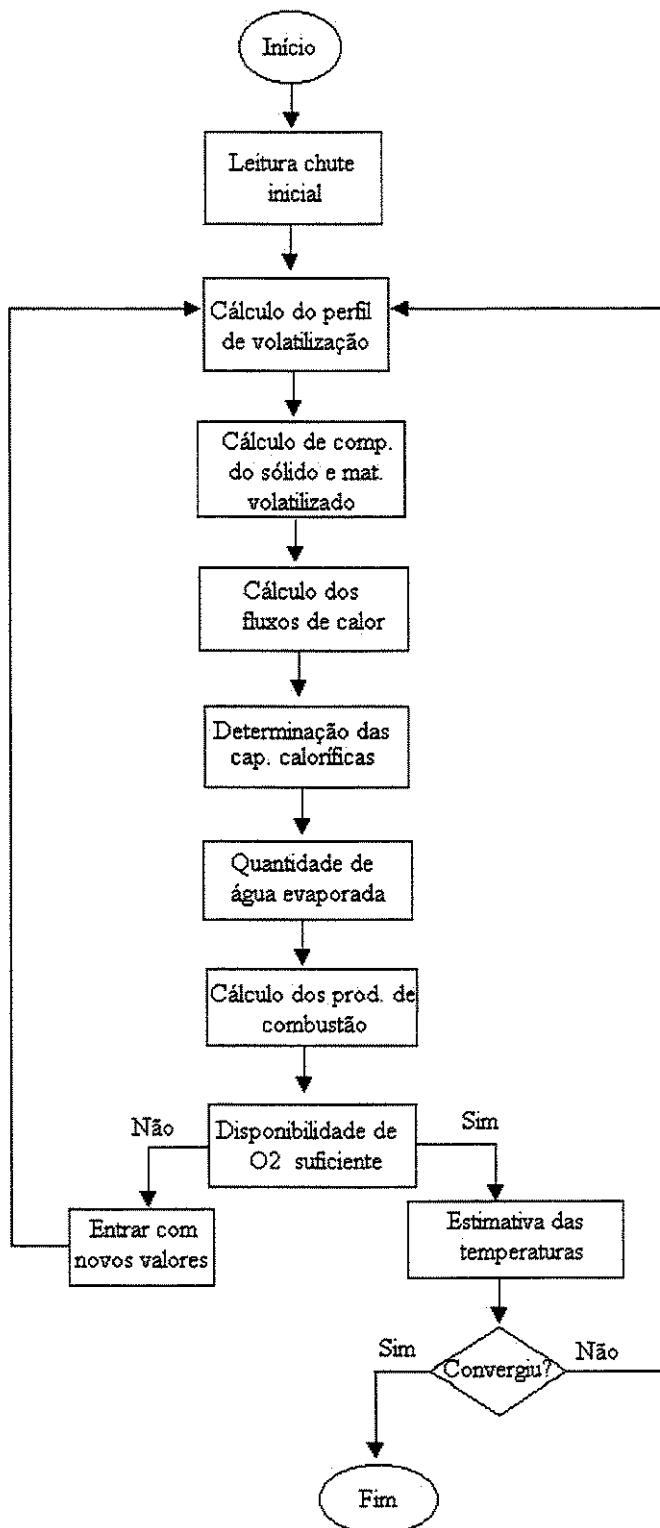


Figura C.2 - Fluxograma para os balanços de massa e energia.

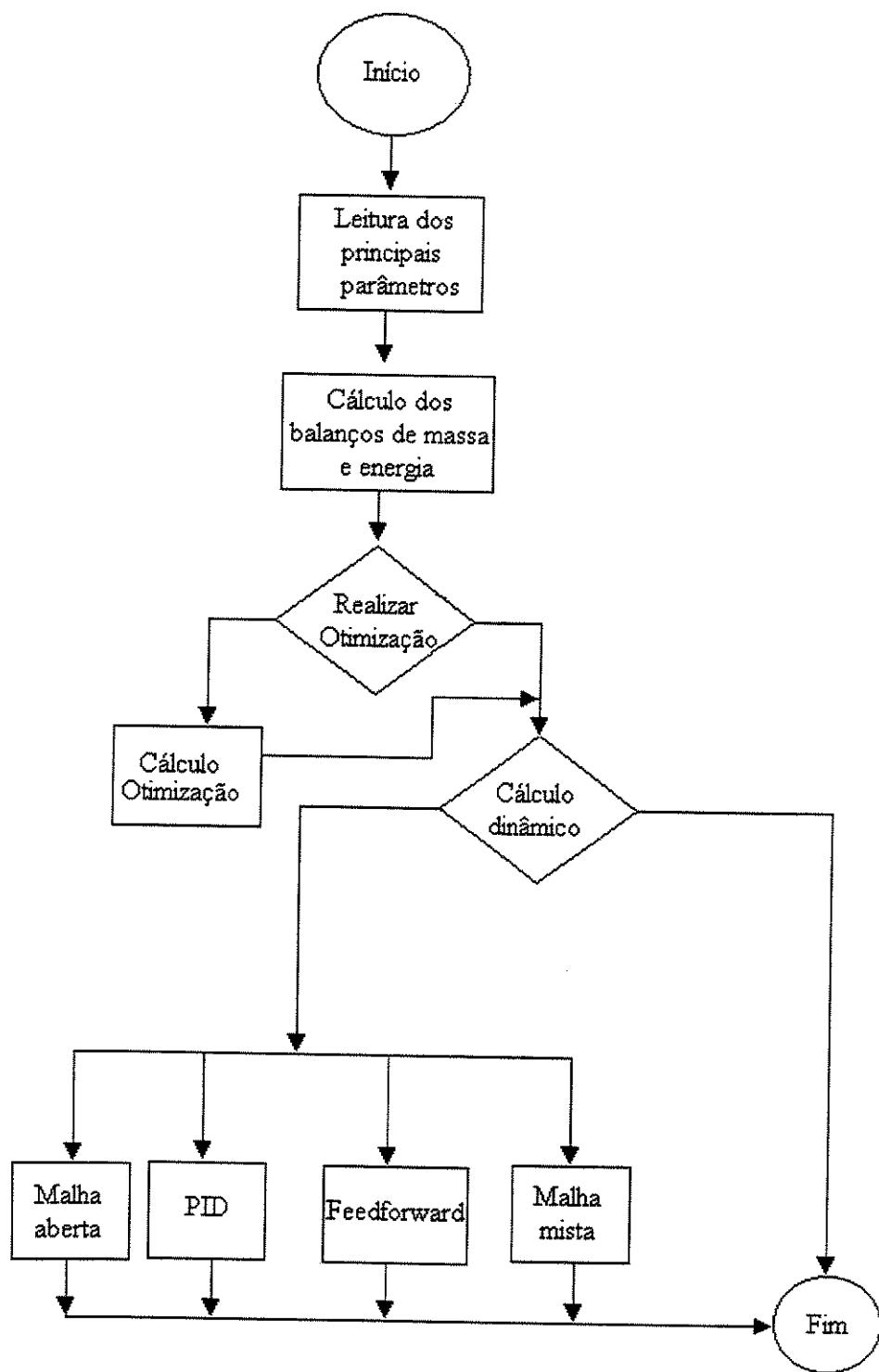


Figura C.3 - Algoritmo geral do software.

Referências Bibliográficas

TOMAZ E.; Modelagem Matemática e Simulação de um Incinerador para Lixos Perigosos em Estado Estacionário e Dinâmico, Tese de Doutorado, Faculdade de Engenharia Química ,Unicamp, 1998

BRENAN K.E, S.L. CAMPBELL, L.R. PETZOLD, Numerical Solution of Initial Value Problems in Differential Algebraic Equations, SIAM, 1996.

PERRY H., Perry's Chemical engineers handbook, 6. ed, McGraw-Hill, 1984.

BRUNNER C. R., Incineration Systems Selection and Design, ICI, 1984.

NIESSEN W. R., Combustion and Incineration Processes, Applications in Environmental Engineering, Marcel Dekker Inc, 1978

THEODORE L., REYNOLDS J., Introduction to Hazardous Waste Incineration, John Wiley & Sons Inc, 1987.

BRUNNER C. R., Hazardous air emissions from incineration, Chapman and Hall, 1985.

BRUNS R., BARROS NETO E. B., SCARMINIO I. S., Planejamento e Otimização de Experimentos, Editora da Unicamp, 1996

DENNIS J.E. et. al.; Numerical Methods for Unconstrained Optimization and Nonlinear Equations, SIAM, 1.996.

BAZARAA M.S.; SHERALI H.D.; SHETTY C.M; Nonlinear Programming Theory and Algorithms , 2ºed., John Wiley & Sons Inc, 1.979.

LUYBEN W.L., Process modeling, simulation, and control for chemical engineers, 2ºed, McGraw-Hill, 1990.

GOROG J.P. et. al.; Radiative Heat Transfer in Rorary Kilns, American Society for Metals and The Metalurgical Society of Aime, Volume 12B, March 1981.

NEMHAUER G. L.; RINNOOY KAN H. G. ; Todd M. J. ; Handbooks in operations research and management science, OPTIMIZATION, Vol. 1,Elsevier Science B.V. ,1989.

SPARROW E. M. ; CESS R. D. ; Radiation heat transfer, Broks/Cole, 1970.