

UNESP  
Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá

EST. DO ENRIQ. DO AR DE COMB.  
COM OXIGÊNIO EM INCINER. TIPO  
FORNO ROTATIVO

Guaratinguetá  
1997



1110000350



*"Estudo do Enriquecimento  
do Ar de Combustão com  
Oxigênio em Incineradores  
Tipo Forno Rotativo"*

*GERSON DE FARIA MELO*

78




“ESTUDO DO ENRIQUECIMENTO DO AR DE COMBUSTÃO COM OXIGÊNIO EM  
INCINERADORES TIPO FORNO ROTATIVO”

*GERSON DE FARIA MELO*


ESTA DISSERTAÇÃO FOI JULGADA ADEQUADA PARA A OBTENÇÃO DO TÍTULO DE  
“MESTRE EM ENGENHARIA MECÂNICA”

ESPECIALIDADE: ENGENHARIA MECÂNICA  
ÁREA DE CONCENTRAÇÃO: TRANSMISSÃO E CONVERSÃO DE ENERGIA

APROVADA EM SUA FORMA FINAL PELO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO

  
Prof. Dr. Mauricio Araujo Zanardi  
Coordenador

**BANCA EXAMINADORA:**

  
Prof. Dr. JOÃO ANDRADE DE CARVALHO JÚNIOR  
Orientador / Unesp-Feg

  
Prof. Dr. PAULO MAGALHÃES FILHO  
Unesp-Feg

  
Prof. Dr. HERALDO DA SILVA COUTO  
INPE

T662.61(043)  
MS262

350

Dezembro de 1997



350

GERSON DE FARIA MELO

ESTUDO DO ENRIQUECIMENTO DO AR  
DE COMBUSTÃO COM OXIGÊNIO EM  
INCINERADORES TIPO FORNO ROTATIVO

Dissertação apresentada à Faculdade de Engenharia Mecânica da Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”, Campus de Guaratinguetá, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica (Área de concentração: Transmissão e Conversão de Energia)

Orientador: Professor Dr. João Andrade de Carvalho Júnior

Guaratinguetá, dezembro de 1997



*A meus pais,*

*Sebastião e Cleusa*



## AGRADECIMENTOS

Sinceros são os meus agradecimentos a todos que, de maneira direta ou indireta, contribuíram para a realização deste trabalho, e especialmente:

ao Dr. João Andrade de Carvalho Júnior, que orientou esta dissertação de uma maneira muito segura e atenciosa, e que ao longo do trabalho sempre foi um grande amigo.

ao Professor Sérgio Akio Segawa, pela confiança depositada para a realização do trabalho e pelo incentivo.

ao Eng<sup>o</sup> Daniel Ricardo Sindicic, Gerente do Setor de Energias da Clariant do Brasil, que prestou seu apoio sempre que necessário.

ao Eng<sup>o</sup> Valmir Demarchi, Coordenador dos Laboratórios do CCET da Universidade de Mogi das Cruzes, pela compreensão e confiança.

a Pedro Teixeira Lacava, M.Sc., pelas sugestões e apoio, que muito enriqueceram este trabalho.

aos funcionários do setor de incineração de resíduos da Hoechst do Brasil pela atenção e informações.

aos amigos de trabalho da Universidade de Mogi das Cruzes, especialmente ao Eng<sup>o</sup> Márcio Cintra Machado, ao Téc. Domingos Flávio de Oliveira Azevedo e ao Téc. Silvio Issao Semura pelo incentivo e apoio.



## RESUMO

Este trabalho apresenta um estudo do enriquecimento do ar de combustão com oxigênio puro para uma unidade de incineração industrial de forno rotativo. O estudo é baseado em balanços de massa e energia considerando a reação de combustão para uma mistura composta por resíduo, combustível auxiliar (GNP) e ar enriquecido com oxigênio. São avaliados os parâmetros de operação do forno rotativo e da câmara de pós-combustão e discutida a influência do enriquecimento com oxigênio sobre a vazão mássica de resíduo incinerado, consumo de combustível auxiliar, consumo de ar e do próprio oxigênio de enriquecimento. Estuda-se ainda, as taxas de emissão de óxidos nitrogenados ( $\text{NO}_x$ ) e material particulado. Como a taxa de resíduo incinerado no forno rotativo depende das características do resíduo, este estudo avalia o comportamento do sistema de incineração com dois tipos de resíduos: um teórico, de composição e PCI variáveis; e outro com PCI fixo, como sendo a média de quatro tipos reais de resíduos incinerados em maior quantidade. O trabalho mostra, através de simulações, que mantendo-se o tempos de residência e temperaturas constantes para o forno rotativo e câmara de pós-combustão, é possível aumentar as taxas de resíduo incinerado com a adição de oxigênio puro no ar de combustão a custos muito baixos, e ainda, melhorar as taxas de emissão de  $\text{NO}_x$  e material particulado.



## ABSTRACT

This work presents a case study of air enrichment in an industrial rotary kiln type incineration unit. The study is based on mass and energy balances, considering the combustion reaction of a mixture composed by the residue and the auxiliary fuel (natural gas) with air enriched with oxygen. The parameters of rotary kiln and afterburner operation are estimated and the enrichment influence on the residue mass flow rate, auxiliary fuel, air consumption and oxygen mass flow rate is investigated. The nitrogen oxides ratio and particulate ratio emissions are also investigated. As the residue consumption rate in the rotary kiln is dependent on residue characteristics, this work studies the incineration unit behaviour with two kinds of residue: a theoretical type, with variable composition and low heat value (LHV); a real type, as being the average of a real incineration unit. The work shows, through simulations, that maintaining constant the residence times and temperatures it is possible increase the residue mass flow rate with enriched air at low costs and decrease the  $\text{NO}_x$  and material particulate emissions.



## ÍNDICE

LISTA DE FIGURAS.....	viii
LISTA DE TABELAS.....	xii
LISTA DE SÍMBOLOS.....	xiii
<b>CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO</b>	
1.1 - Posicionamento do problema.....	1
1.2 - Efeito do enriquecimento nos três “T’s” da combustão.....	3
1.3 - Efeito do enriquecimento nas taxas de geração de NO <sub>x</sub> .....	6
1.4 - Efeito do enriquecimento na taxa de emissão de particulados.....	8
1.5 - Objetivos do trabalho.....	11
<b>CAPÍTULO 2 - PARÂMETROS DE OPERAÇÃO COM ENRIQUECIMENTO</b>	
2.1 - Vazões de operação do sistema.....	14
2.2 - Fórmulas químicas do resíduo e do combustível auxiliar.....	15
2.3 - Balanços de massa e energia no forno rotativo.....	16
2.4 - Tempo de residência.....	19
2.5 - Nível de turbulência.....	20
2.6 - Tempo de pirólise.....	22
2.7 - Balanços de massa e energia para o pós-combustor.....	22
2.8 - Resíduo médio real.....	24
<b>CAPÍTULO 3 - GERAÇÃO DE NO<sub>x</sub></b>	
3.1 - Efeito do enriquecimento sobre a geração de NO <sub>x</sub> .....	28
3.2 - Teorias da formação de NO <sub>x</sub> .....	32



<b>CAPÍTULO 4 - PRECIPITAÇÃO DE PARTÍCULAS</b>	
4.1 - Dinâmica da partícula.....	37
4.2 - Diâmetro de corte no pós-combustor.....	41
<b>CAPÍTULO 5 - RESULTADOS E DISCUSSÃO</b>	
5.1 - Resultados em condições típicas de operação.....	44
5.2 - Análise comparativa das taxas de formação de NO <sub>x</sub> .....	63
5.3 - Análise da formação de particulados.....	66
<b>CAPÍTULO 6 - CONCLUSÕES</b> .....	69
<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b> .....	71
<b>APÊNDICE 1</b> .....	74
<b>APÊNDICE 2</b> .....	76



## LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 - Volume dos gases de combustão como função da razão oxigênio/ar, para combustão de gás natural.....	4
Figura 1.2 - Porcentagem de energia térmica disponível versus a temperatura do fluxo de gás com variação da quantidade de oxigênio no ar de combustão a 25,5 °C, para a queima de gás natural.....	5
Figura 1.3 - Temperatura da chama adiabática em função da porcentagem de oxigênio em uma mistura de oxigênio e nitrogênio. Combustão estequiométrica do metano.....	7
Figura 1.4 - Concentrações de equilíbrio de NO <sub>x</sub> em função da porcentagem de oxigênio no oxidante, na combustão do metano.....	9
Figura 1.5 - Vazão de NO <sub>x</sub> versus a porcentagem de oxigênio no oxidante. Condições estequiométricas.....	10
Figura 1.6 - Esquema do forno rotativo e pós-combustor.....	13
Figura 2.1 - Vazões mássicas de operação do sistema.....	14
Figura 2.2 - Seção transversal do forno rotativo.....	21
Figura 3.1 - Incinerador de resíduos; processo de combustão pobre em ar.....	30
Figura 3.2 - Técnica convencional de enriquecimento do ar de combustão com oxigênio. .....	31



Figura 3.3 - Forno operando com injeção de oxigênio diretamente na câmara de combustão.....	31
Figura 4.1 - Esquema das forças e velocidades que atuam em uma partícula imersa em um escoamento; caso bidimensional.....	38
Figura 4.2 - Esquema das forças que atuam em uma partícula em um escoamento gasoso vertical.....	41
Figura 5.1 - Vazões mássicas de resíduo, gás natural, ar e oxigênio e número de Reynolds como funções do teor de oxigênio no gás oxidante.....	46
Figura 5.2 - Custo total de combustível auxiliar e oxigênio por kg de resíduo incinerado como função do teor de oxigênio no oxidante injetado no pós-combustor.....	48
Figura 5.3 - Vazão mássica total de gás de combustão como função do teor de oxigênio no gás oxidante.....	48
Figura 5.4 - Vazões mássicas de resíduo, gás natural, ar e oxigênio e número de Reynolds como funções do teor de oxigênio no gás oxidante (resíduo médio). Queima a 75% de excesso de oxidante, com temperatura de operação de 1000 °C.....	50
Figura 5.5 - Vazões mássicas de resíduo, gás natural, ar e oxigênio e número de Reynolds como funções do teor de oxigênio no gás oxidante (resíduo médio). Queima a 90% de excesso de oxidante, com temperatura de operação de 1000 °C.....	53
Figura 5.6 - Vazões mássicas de resíduo, gás natural, ar e oxigênio e número de Reynolds como funções do teor de oxigênio no gás oxidante (resíduo simulado, PCI = 1000 kcal/kg). Queima a 50%, 75% e 90% de excesso de oxidante, com temperatura de operação de 1000 °C.....	55



Figura 5.7 - Vazões mássicas de resíduo, gás natural, ar e oxigênio e número de Reynolds como funções do teor de oxigênio no gás oxidante (resíduo simulado, com PCI = 0 kcal/kg). Queima a 50 e 75% de excesso de oxidante, com temperatura de operação de 1000 °C.....	57
Figura 5.8 - Vazão mássica dos gases de combustão no forno rotativo (resíduo médio, 75% de excesso de oxidante e temperatura de 1000 °C).....	59
Figura 5.9 - Vazão mássica dos gases de combustão no forno rotativo (resíduo simulado com PCI = 1000 kcal/kg, 75% de excesso de oxidante e temperatura de 1000 °C).....	59
Figura 5.10 - Vazão mássica dos gases de combustão na câmara de pós-combustão (resíduo simulado com PCI = 2208 kcal/kg e temperatura de 1200 °C).....	60
Figura 5.11 - Vazão mássica de gás natural na câmara de pós-combustão (temperatura de 1200 °C).....	61
Figura 5.12 - Vazão mássica de oxigênio de enriquecimento na câmara de pós-combustão (temperatura de 1200 °C).....	61
Figura 5.13 - Vazão mássica total de gases de combustão provenientes do processo de incineração com enriquecimento no forno rotativo e na câmara de pós-combustão.....	62
Figura 5.14 - Relação entre as taxas de formação de NO <sub>x</sub> em função do enriquecimento com oxigênio. Resíduo simulado com PCI = 0 kcal/kg. Temperatura do forno rotativo 1000 °C.....	63
Figura 5.15 - Relação entre as taxas de formação de NO <sub>x</sub> para a queima do resíduo simulado com PCI = 1000 kcal/kg. Temperatura do forno 1000 °C.....	64



Figura 5.16 - Relação entre as taxas de formação de $\text{NO}_x$ para a queima do resíduo médio. Temperatura do forno $1000\text{ }^\circ\text{C}$ .....	65
Figura 5.17 - Número de Reynolds na câmara de pós-combustão. Situação de enriquecimento simultâneo no forno e na câmara de pós-combustão para a queima do resíduo simulado com $\text{PCI} = 0\text{ kcal/kg}$ .....	66
Figura 5.18 - Diâmetro de corte das partículas arrastadas com os gases de combustão. Queima de resíduo simulado com $\text{PCI} = 0\text{ kcal/kg}$ . Excesso de oxidante de 50% para o forno e 0% para a câmara de pós-combustão e temperatura de $1000\text{ }^\circ\text{C}$ e $1200\text{ }^\circ\text{C}$ respectivamente.....	67
Figura 5.19 - Diâmetro de corte das partículas arrastadas com os gases de combustão. Queima de resíduo médio ( $\text{PCI} = 2208\text{ kcal/kg}$ ). Excesso de oxidante de 75% para o forno e 0% para a câmara de pós-combustão e temperatura de $1000\text{ }^\circ\text{C}$ e $1200\text{ }^\circ\text{C}$ respectivamente.....	68
Figura A2.1 - Esquema da unidade de incineração de resíduos industriais da Hoechst do Brasil em Suzano, SP.....	76
Figura A2.2 - Visão geral da unidade de incineração da Hoechst do Brasil.....	79
Figura A2.3 - Visão geral da unidade de incineração da Hoechst do Brasil.....	80
Figura A2.4 - Interior do forno rotativo no momento do acendimento do queimador a gás.....	81



## LISTA DE TABELAS

Tabela 1.1 - Dimensões e condições de operação da unidade de incineração da Hoechst do Brasil.....	13
Tabela 2.1 - Poder calorífico médio e taxa de geração anual dos componentes do resíduo médio da Hoechst do Brasil.....	24
Tabela 2.2 - Composições químicas de cada um dos componentes do resíduo médio....	25
Tabela 5.1 - Parâmetros de incineração a diferentes temperaturas para resíduos tipo madeira e papel.....	47



## LISTA DE SÍMBOLOS

$A$  = área

$\vec{A}$  = força de arrasto

$\alpha$  = ângulo geométrico

$C_A$  = coeficiente de arrasto aerodinâmico

$C_p$  = calor específico à pressão constante

$c_1$  = relação molar

$c_2$  = número de moles de oxigênio no ar

$c_3$  = número de moles de oxigênio utilizado no enriquecimento

$c_4$  = número de moles de oxigênio no ar (para a câmara de pós-combustão)

$c_5$  = número de moles de oxigênio utilizado no enriquecimento (para a câmara de pós-combustão)

$D$  = diâmetro

$d_p$  = diâmetro da partícula

$d_{p,c}$  = diâmetro de corte

$\Delta E$  = diferença entre energias de ativação

$\Delta H$  = diferença de entalpia

$E_a$  = energia de ativação

$E_b$  = energia de ativação

$\vec{F}$  = força de flutuação

$f$  = razão entre as taxas de pirólise



$f_c$  = fator de perdas de calor

$g$  = aceleração da gravidade

$K$  = constante de Arrhenius

$K_a$  = constante cinética

$K_b$  = constante cinética

$L$  = comprimento

$\bar{M}$  = massa molecular média dos produtos de combustão

$M$  = massa molecular

$\dot{m}$  = vazão mássica

$m_p$  = massa da partícula

$\mu$  = viscosidade dinâmica

$p$  = pressão

$\bar{P}$  = peso da partícula

PCI = poder calorífico inferior

$\dot{q}$  = vazão volumétrica média

$\zeta$  = relação entre as vazões mássicas do combustível auxiliar e do resíduo no forno rotativo

$\zeta_p$  = relação entre as vazões mássicas do combustível auxiliar no pós-combustor e do resíduo no forno rotativo

$R$  = constante dos produtos gasosos da combustão

$\bar{R}$  = constante universal dos gases perfeitos

$Re$  = número de Reynolds



$\rho$  = massa específica do ar

$\rho_p$  = massa específica da partícula

T = temperatura

$T_i$  = temperatura inicial do oxidante

$T_f$  = temperatura no forno rotativo

t = tempo

$t_R$  = tempo de residência

$T_{fp}$  = temperatura na câmara de pós-combustão

V = volume

$\bar{v}$  = velocidade média

$\bar{v}$  = velocidade do escoamento gasoso

$\bar{v}_p$  = velocidade da partícula

$X_i$  = fração molar

$x_1$  = número de moles da água

$x_2$  = número de moles do combustível auxiliar

$y_1$  = quantidade de cinzas no resíduo

#### Subscritos

c = combustão

comb = combustível

e = equilíbrio termodinâmico local

gas = produtos gasosos de combustão

res = resíduo



## CAPÍTULO 1

### INTRODUÇÃO

#### 1.1 - Posicionamento do Problema

Desde muito tempo, processos de combustão têm sido utilizados com o objetivo de fornecer calor para a destruição térmica de resíduos sólidos, líquidos e gasosos. Em geral, resíduos com um certo poder calorífico são apropriados para incineração e aqueles contendo uma certa fração orgânica são no mínimo candidatos potenciais para o processo [1].

Diferentes tecnologias de incineração foram desenvolvidas para os vários tipos e formas físicas dos resíduos. Dentre elas, a mais frequentemente incorporada em unidades fabris e comerciais é aquela que se utiliza de fornos rotativos. Esses fornos são recomendados para uma variedade de resíduos sólidos, líquidos e pastosos. Em geral, a unidade deste tipo consiste de uma câmara primária (forno rotativo), uma câmara secundária (pós-combustor) e um conjunto de equipamentos para controle de poluição. Os compostos orgânicos dos resíduos são vaporizados e parcialmente queimados na câmara primária e os gases e partículas resultantes são destruídos ou descontaminados em uma câmara secundária [2]. Um combustível auxiliar em geral é necessário em ambas as câmaras para manter a estabilidade do processo e a temperatura em níveis adequados.

O enriquecimento do ar de combustão com oxigênio pode constituir-se em uma solução versátil para superar problemas encontrados na incineração de resíduos. Para uma certa taxa de alimentação de combustível auxiliar, se alguns parâmetros de incineração forem mantidos constantes, como temperatura, nível de turbulência e tempo de residência, por exemplo, um aumento das taxas de incineração torna-se possível com a inserção de oxigênio [3].



O ar é composto por nitrogênio (78%, em base volumétrica), oxigênio (21%) e alguns outros constituintes. O nitrogênio, que é um gás inerte, absorve calor que poderia ser utilizado no processo de incineração. Além disso, muitos processos de combustão e incineração são limitados pela quantidade de gás no queimador ou na câmara de combustão. Enriquecendo o ar de combustão, o processo é realizado com taxas de escoamento de gases reduzidas e eficiência térmica melhorada [4].

Nos processos de incineração, uma redução no volume dos gases gerados possibilita uma destruição mais completa do resíduo e, ainda, maiores taxas de processamento na mesma câmara. Os benefícios causados pelo enriquecimento com oxigênio podem ser alcançados desde pequenos níveis de enriquecimento (21 - 25% de oxigênio no oxidante) até o nível de 100% de oxigênio [5].

O enriquecimento do oxidante também pode ser benéfico com relação à produção de poluentes. Em níveis reduzidos de enriquecimento, foi observado que as taxas de  $\text{NO}_x$  não são afetadas por variações das taxas de incineração ou pelo insuflamento de pequenas quantidades de nitrogênio em diversos locais na chama [6,7]. Em altos níveis de enriquecimento, as taxas de  $\text{NO}_x$  decrescem com aumento da razão de equivalência e do percentual de oxigênio. Adicionalmente, alguns trabalhos mostraram que o enriquecimento com oxigênio reduz as taxas de emissão de particulados [8], PCB's ("Poly Chlorinated Biphenyls") e PCP's ("Penta Chloro Phenols") [9]. Estes últimos são compostos altamente venenosos.

Hansen et al. [10] realizaram testes enriquecendo o ar de combustão em fornos de cimento, observando que a temperatura da zona de queima pode ser melhor controlada usando oxigênio. Isto é de grande importância quando se queimam quantidades substanciais no meio do forno, o que esfria a zona de queima. A quantidade de escória foi diminuída pois a concentração de oxigênio é aumentada na atmosfera imediatamente acima dos sólidos na zona de queima. Isto incrementa a formação de



óxidos de ferro adequados e impede a formação de  $\text{SO}_x$ . Os pesquisadores observaram uma melhoria na estabilidade do processo.

## 1.2 - Efeito do Enriquecimento nos Três “T’s” da Combustão

Os chamados três “T’s” da combustão são tempo, temperatura e turbulência. Eles são os parâmetros básicos que, se alterados em um incinerador, podem afetar a eficiência da combustão e a taxa de destruição do resíduo, resultando na obtenção de padrões indesejáveis. O oxigênio pode ter um efeito expressivo em cada um dos três “T’s”.

Tempo, neste caso, refere-se ao tempo de residência dos gases de combustão dentro da câmara, durante o qual as moléculas devem se encontrar e reagir quimicamente. A maior parte dos incineradores permite obter um tempo de residência mínimo requerido para a reação de combustão atingir o equilíbrio - geralmente 1,5 a 2,5 segundos, por experiência [11] - após o queimador, numa dada temperatura. O efeito que o oxigênio tem sobre o tempo de residência é que quando o mesmo enriquece o ar, menos nitrogênio encontra-se presente no fluxo de gases. Assim, se existe menos gás fluindo no processo, o tempo que cada molécula gasta na câmara é aumentado. Em um incinerador típico com ar, o nitrogênio forma cerca de 70% dos gases de combustão. O efeito do oxigênio sobre o volume do escoamento de gases pode ser visto na Figura 1.1, para combustão de gás natural [12].

O efeito que o enriquecimento tem sobre a temperatura é que se diminui o calor absorvido pelo nitrogênio no processo. Para uma dada taxa de queima, carregamento de resíduo e dimensões da câmara, a temperatura tende a aumentar quanto maior for o enriquecimento. Em muitos processos de incineração, entretanto, temperaturas muito altas não são desejáveis. Aqui, o conceito de energia térmica disponível pode ajudar a ilustrar como altas temperaturas não necessariamente acompanham o enriquecimento.



Energia térmica disponível é definida como a que permanece utilizável pelo processo depois de subtraído o calor contido nos produtos de combustão (incluindo o nitrogênio e o excesso de ar que entra no processo com o ar de combustão). Se menos gases precisam ser aquecidos em um processo térmico para atingir uma temperatura desejável, então menos combustível terá que ser consumido. A Figura 1.2 [12] mostra a porcentagem de energia disponível do gás natural versus a temperatura do gás para quatro níveis de enriquecimento com oxigênio.

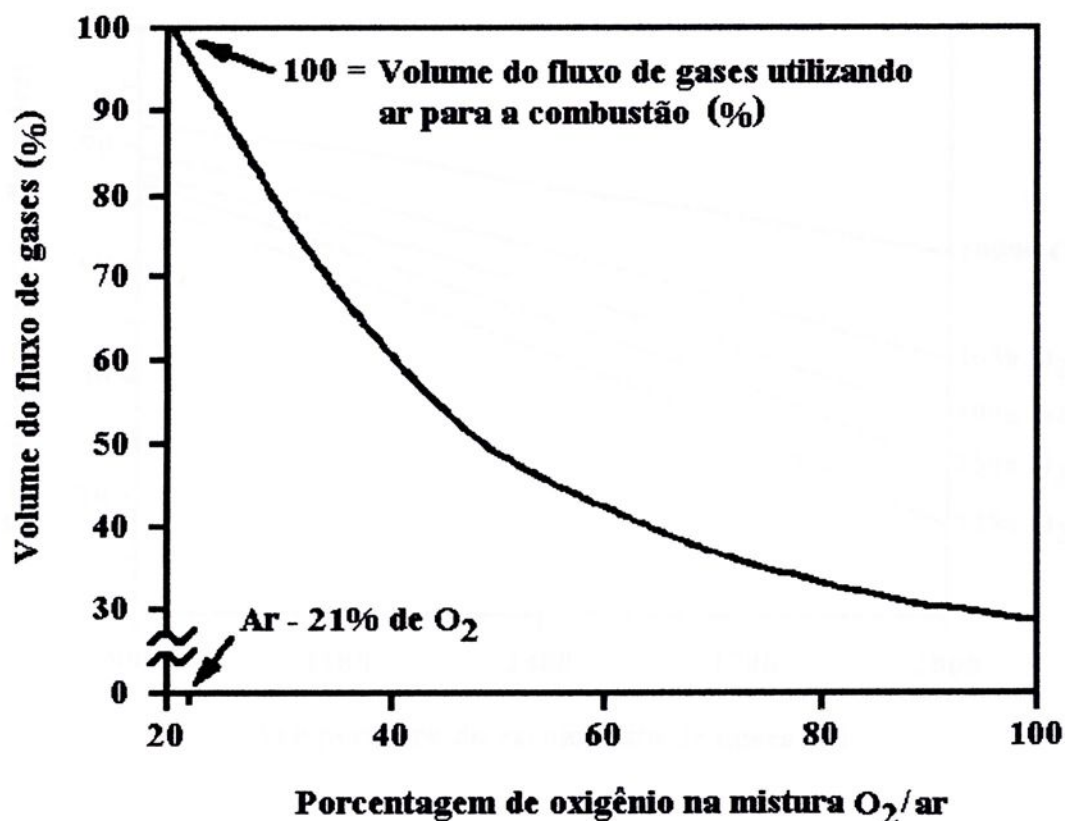


Figura 1.1 - Volume dos gases de combustão como função da razão oxigênio/ar, para combustão de gás natural [12].

É possível que, havendo menor fluxo de gases no processo, a turbulência, normalmente considerada favorável à combustão, seja reduzida pelo uso do oxigênio. Esta conclusão é correta para uma definição convencional de turbulência. Se a quantidade de nitrogênio em um incinerador é reduzida, então a pressão parcial do oxigênio e combustível pode ser aumentada e uma maior frequência de colisão entre moléculas de oxigênio, combustível e resíduo pode ser atingida. Então, a turbulência “efetiva” é aumentada, assim como a taxa de combustão. Com o aumento da capacidade do incinerador, os níveis de turbulência são mantidos, como será visto adiante.

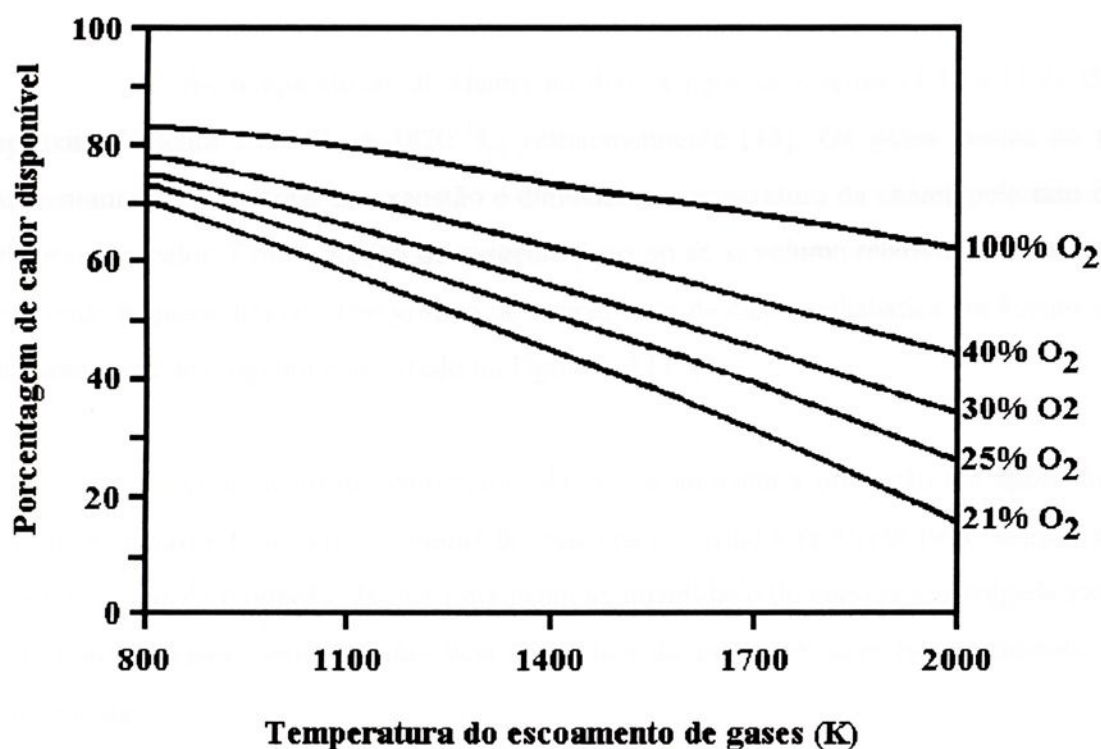
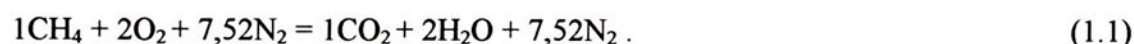


Figura 1.2 - Porcentagem de energia térmica disponível versus a temperatura do fluxo de gases com variação da quantidade de oxigênio no ar de combustão a 25,5 °C, para queima de gás natural [12].

Adotando, como uma primeira aproximação, incineração utilizando gás natural como combustível, sendo a composição do mesmo 100 % metano, sua reação de combustão estequiométrica com o ar é mostrada na equação:



Para simplificar, os gases inertes no ar foram colocados juntamente com o  $\text{N}_2$ . A combustão do metano com oxigênio puro é mostrada na reação:



As temperaturas de chama adiabática para as reações (1.1) e (1.2) são aproximadamente  $1950^\circ\text{C}$  e  $2820^\circ\text{C}$ , respectivamente [13]. Os gases inertes no ar aumentam o volume total da exaustão e diminuem a temperatura da chama pelo fato de absorverem calor. Com a adição de oxigênio puro no ar, o volume relativo de inertes na corrente de gases diminui. Um gráfico da temperatura de chama adiabática em função da porcentagem de oxigênio é mostrado na Figura 1.3 [13].

O aumento da temperatura da chama aumenta a produção em aplicações de aquecimento e fundição. O volume de gases na exaustão é reduzido pela redução de inertes no gás de oxidação. Já que uma pequena quantidade de energia é carregada para fora com os gases inertes, a eficiência energética do processo, com enriquecimento, é aumentada.

### 1.3 - Efeito do Enriquecimento nas Taxas de Geração de $\text{NO}_x$

Existem quatro mecanismos para a formação de  $\text{NO}_x$  [14,15]: a)  $\text{NO}_x$  térmico, formado pela reação do nitrogênio com o oxigênio a altas temperaturas, b)  $\text{NO}_x$  induzido (prompt), formado pela reação relativamente rápida entre nitrogênio, oxigênio e radicais hidrocarbonetos, c)  $\text{NO}_x$  formado por mecanismos intermediários associados a



$N_2O$  e d)  $NO_x$  combustível, formado pela oxidação direta de compostos organonitrogenados contidos no combustível. Em chamas de difusão de hidrocarbonetos que não contenham nitrogênio em sua formulação, os dois primeiros mecanismos dominam a formação de  $NO_x$ . O mecanismo intermediário de  $N_2O$  torna-se importante apenas em sistemas operando em altas pressões.

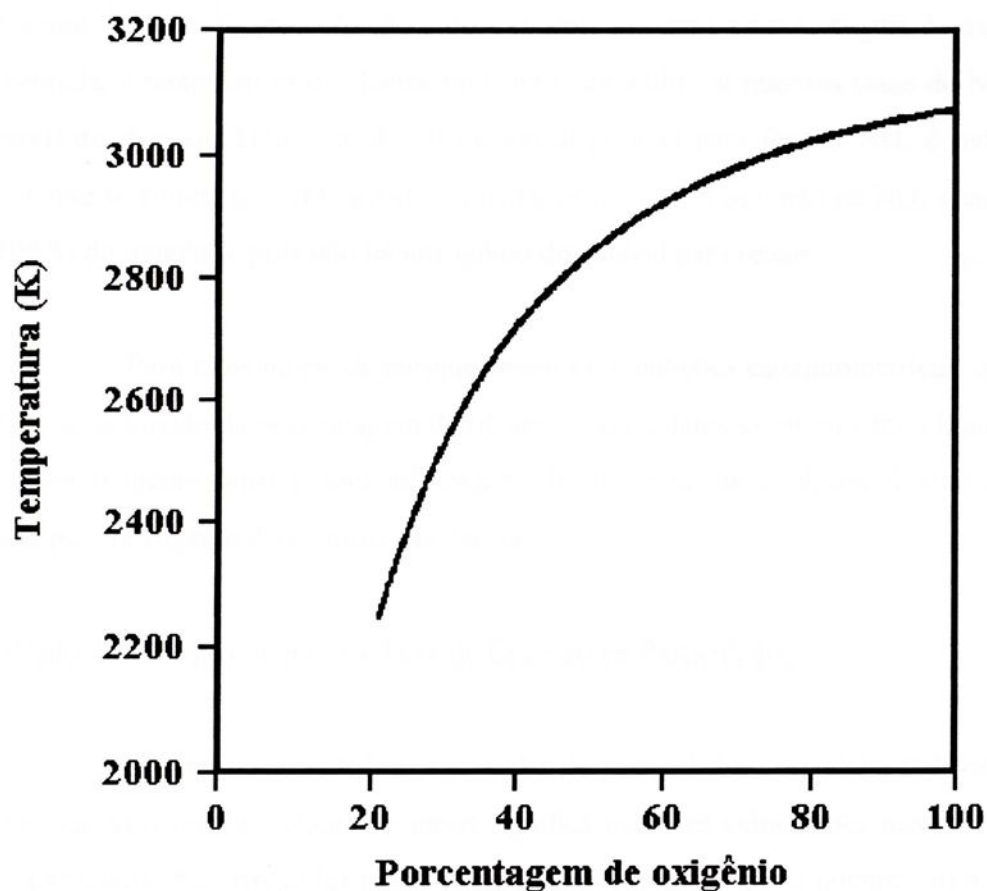


Figura 1.3 - Temperatura da chama adiabática em função da porcentagem de oxigênio em uma mistura de oxigênio e nitrogênio [13]. Combustão estequiométrica do metano.

Westbrook [16], realizou alguns cálculos de equilíbrio para a combustão estequiométrica do metano e oxigênio onde o oxidante continha oxigênio e nitrogênio. O combustível e oxidante estavam inicialmente na temperatura ambiente e pressão atmosférica. A Figura 1.4 mostra as concentrações de equilíbrio de  $\text{NO}_x$ , juntamente com as concentrações de equilíbrio dos radicais H e OH, em função da porcentagem de  $\text{O}_2$  na combustão do metano.

A Figura 1.4 mostra que o  $\text{NO}_x$  é uma função parabólica da porcentagem de oxigênio. Este fenômeno é devido a dois efeitos: a) como a porcentagem de oxigênio é aumentada, a temperatura da chama aumenta resultando em maiores taxas de  $\text{NO}_x$ ; b) em contraste, a quantidade total de nitrogênio disponível para formar  $\text{NO}_x$  é reduzida. Nota-se que se aumenta o  $\text{NO}_x$  até aproximadamente 60 % e que não há  $\text{NO}_x$  quando se tem 100 % de oxigênio, pois não há nitrogênio disponível para reagir.

Para altos níveis de enriquecimento e condições estequiométricas, o fluxo de  $\text{NO}_x$  é uma função da porcentagem de oxigênio no oxidante como mostra a Figura 1.5 [13]. Com oxigênio puro e sem infiltrações de ar havia ainda algum fluxo de  $\text{NO}_x$  causado pelo nitrogênio do próprio gás natural.

#### 1.4 - Efeito do Enriquecimento na Taxa de Emissão de Particulados

Em muitas aplicações, a emissão de particulados é também reduzida por duas razões: a) o menor volume de gases significa menores velocidades médias, então, menos partículas são carregadas para fora juntamente com os gases quentes; b) a maior temperatura da chama permite uma combustão mais completa, a qual reduz a quantidade de hidrocarbonetos não queimados.



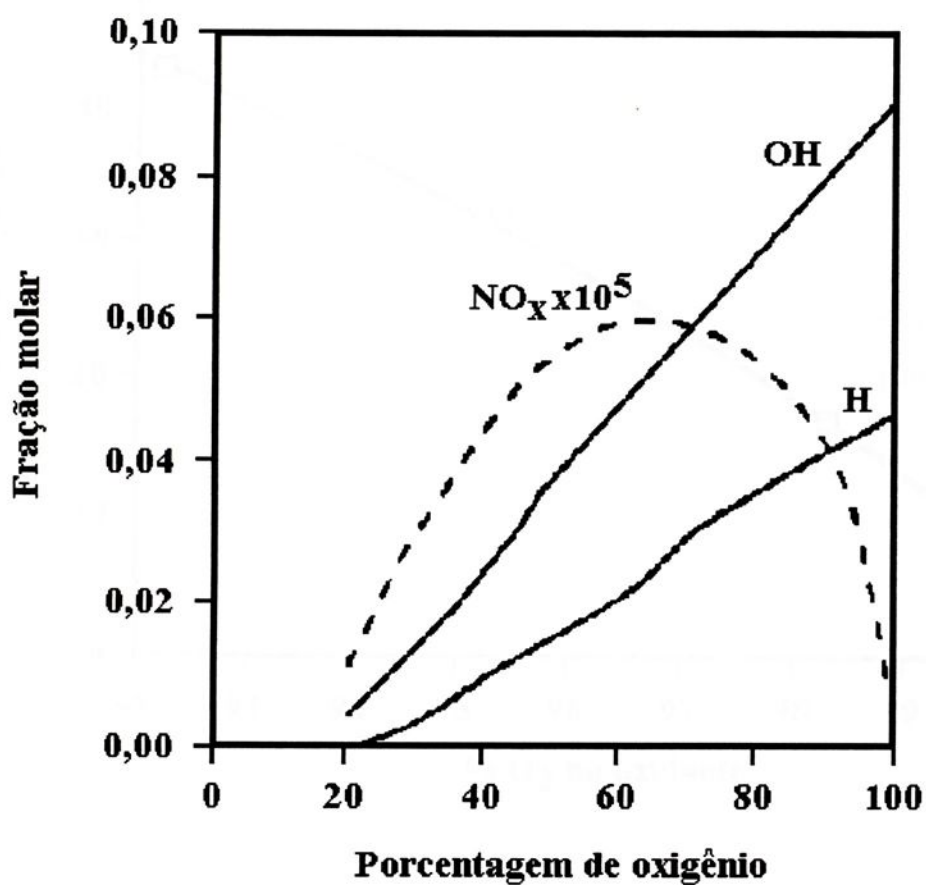


Figura 1.4 - Concentrações de equilíbrio de NO<sub>x</sub> em função da porcentagem de oxigênio no oxidante, na combustão do metano [16].

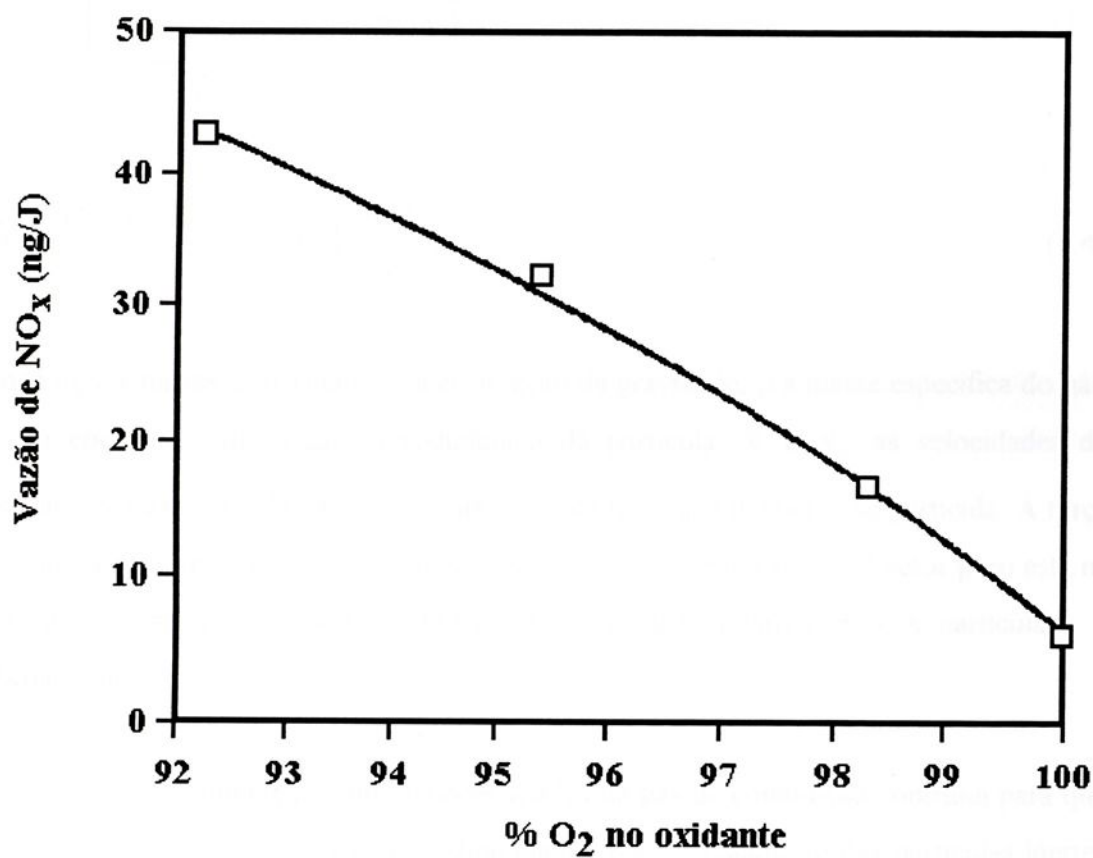


Figura 1.5 - Vazão de NO<sub>x</sub> versus a porcentagem de oxigênio no oxidante [13].  
Condições estequiométricas.

Com o enriquecimento, a mesma potência de combustão poderá ser obtida com menor vazão de gases de combustão, pela diminuição da quantidade relativa de nitrogênio no oxidante. Para uma partícula em um escoamento gasoso, o peso e o arrasto são, respectivamente:



$$\vec{P} = -m_p g \vec{j}, \quad (1.3)$$

$$\vec{A} = \frac{C_A \rho}{2} |\vec{v} - \vec{v}_p| (\vec{v} - \vec{v}_p) \frac{\pi d_p^2}{2}, \quad (1.4)$$

onde  $m_p$  é a massa da partícula,  $g$  a aceleração da gravidade,  $\rho$  a massa específica do gás,  $C_A$  o coeficiente de arrasto aerodinâmico da partícula,  $\vec{v}$  e  $\vec{v}_p$  as velocidades do escoamento gasoso e da partícula, respectivamente, e  $d_p$  o diâmetro da partícula. A força de flutuação foi desprezada em comparação com o peso e o arrasto. O vetor peso está na direção vertical e o arrasto na direção da velocidade relativa entre a partícula e o escoamento.

A operação com menores vazões de gás de combustão contribui para que o arrasto nas partículas seja menor, diminuindo assim, o diâmetro das partículas inertes depositadas por gravidade.

### 1.5 - Objetivos do Trabalho

O presente trabalho tem como objetivo avaliar o desempenho de um incinerador tipo forno rotativo comercial ao funcionar com ar enriquecido. O estudo é baseado em balanços de massa e energia no forno rotativo e no pós-combustor, considerando a reação de combustão de um resíduo típico e do combustível auxiliar com ar enriquecido em diversas proporções. A Figura 1.6 apresenta um esquema do forno

rotativo e do pós-combustor e a Tabela 1.1 as dimensões e condições de operação de tais câmaras [17].

No Capítulo 2 é detalhado o cálculo dos parâmetros de operação do forno rotativo com enriquecimento. O cálculo é baseado em balanços de massa e energia, considerando a reação de combustão da mistura resíduo e combustível auxiliar com o oxidante, ar enriquecido, respeitando os tempo de residência e as temperaturas da unidade de incineração.

No Capítulo 3 são apresentadas as teorias sobre a formação de  $\text{NO}_x$  em processos de combustão e como o enriquecimento altera as taxas de emissão do poluente.

No Capítulo 4 são desenvolvidas as equações do movimento de uma partícula no escoamento de gases do pós-combustor. O equacionamento determinará o diâmetro mínimo do particulado precipitado no equipamento.

No Capítulo 5 são apresentados e discutidos os resultados do trabalho, tendo como base os parâmetros de operação da unidade real de incineração. Além das alterações possíveis em taxas de incineração com o enriquecimento do oxidante, são calculados os custos adicionais previstos com base nos preços atuais de combustível auxiliar e oxigênio.

Finalmente, o Capítulo 6 refere-se a conclusões e recomendações para trabalho futuro.



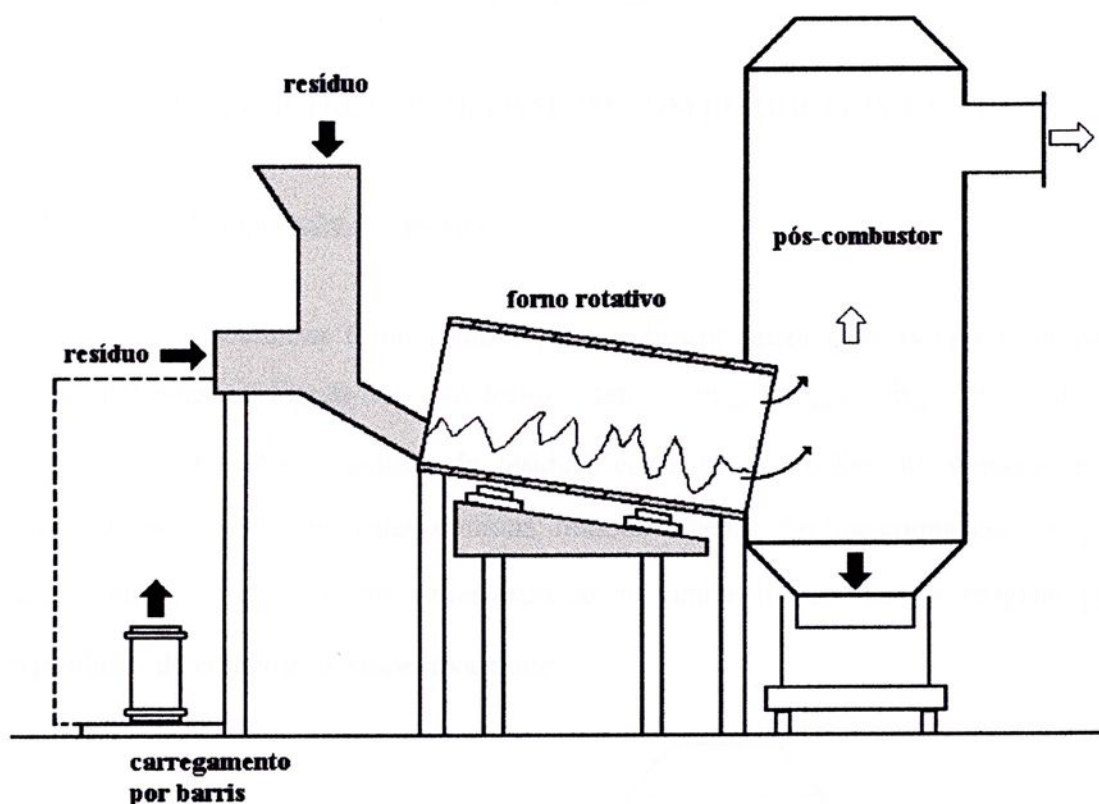


Figura 1.6 - Esquema do forno rotativo e pós-combustor.

Tabela 1.1 - Dimensões e condições de operação da unidade de incineração da Hoechst do Brasil [17].

Forno rotativo	Pós-combustor
Diâmetro: 1500 mm	Seção transversal: 2800 x 1800 mm <sup>2</sup>
Comprimento: 6100 mm	Comprimento: 13000 mm
Temperatura de operação: 900 °C	Temperatura de operação: 1200 °C
Tempo de residência: 2,0 segundos	Tempo de residência: 3,2 segundos

## CAPÍTULO 2

### PARÂMETROS DE OPERAÇÃO COM ENRIQUECIMENTO

#### 2.1 - Vazões de Operação do Sistema

O sistema forno rotativo/pós-combustor opera com as vazões mássicas esquematizadas na Figura 2.1. No forno rotativo,  $\dot{m}_{res}$ ,  $\dot{m}_{comb}$ ,  $\dot{m}_{ar}$ ,  $\dot{m}_{O_2}$ ,  $\dot{m}_{gas}$  e  $\dot{m}_{cinzas}$  são as vazões mássicas de resíduo, combustível auxiliar, ar, oxigênio puro, produtos gasosos de combustão e cinzas, respectivamente. No pós-combustor,  $\dot{m}_{comb,p}$ ,  $\dot{m}_{ar,p}$ ,  $\dot{m}_{O_2,p}$  e  $\dot{m}_{gas,p}$  são as vazões mássicas de combustível auxiliar, ar, oxigênio puro e produtos de combustão, respectivamente.

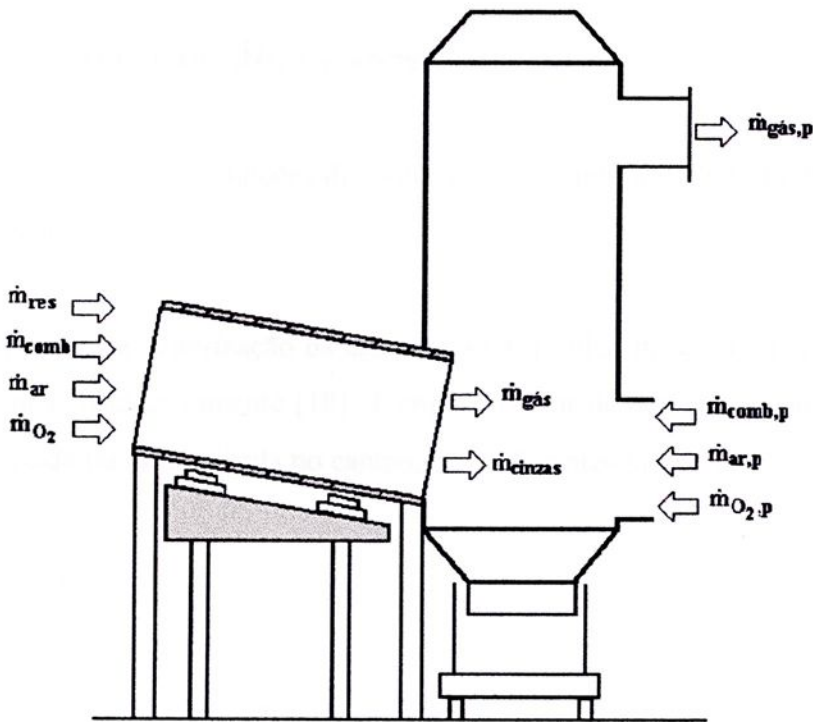


Figura 2.1 - Vazões mássicas de operação do sistema.

Neste capítulo são analisadas as relações entre as vazões mássicas de operação, considerando o conteúdo energético de cada substância, o tempo de residência dos gases em ambas as câmaras e o tempo de pirólise do resíduo no forno rotativo.

## 2.2 - Fórmulas Químicas do Resíduo e do Combustível Auxiliar

Centenas de diferentes tipos de resíduos podem ser incinerados em uma unidade típica [17]. Os resíduos podem variar de lamas a materiais com alto conteúdo energético. O resíduo das simulações desta dissertação foi considerado como uma mistura de água, cinzas e um hidrocarboneto, este último adotado como sendo óleo diesel. Desta maneira, para fins de projeto, é possível variar o poder calorífico e o teor de cinzas do resíduo. Assumindo 100 g de resíduo como base de cálculo, sua fórmula química fica:

$$\text{resíduo simulado} = x_1\text{H}_2\text{O} + x_2\text{C}_{12}\text{H}_{26} + y_1 \text{ gramas de cinzas}, \quad (2.1)$$

onde os coeficientes  $x_1$  e  $x_2$  são funções do poder calorífico inferior ( $\text{PCI}_{\text{res}}$ ) e do teor de cinzas ( $y_1$ ) do resíduo.

O calor de vaporização da água e o PCI do óleo diesel ( $\text{C}_{12}\text{H}_{26}$ ) são 537 cal/g e 10.260 cal/g, respectivamente [18]. Tomando o teor de cinzas do resíduo como uma média conhecida ou determinada no campo, os coeficientes  $x_1$  e  $x_2$  são:

$$x_1 = \frac{100 - 170x_2 - y_1}{18}, \quad (2.2)$$

$$x_2 = \frac{\text{PCI}_{\text{res}} + 537 - 5,37y_1}{18.345,90}, \quad (2.3)$$

onde  $\text{PCI}_{\text{res}}$  é um parâmetro de entrada para o problema.

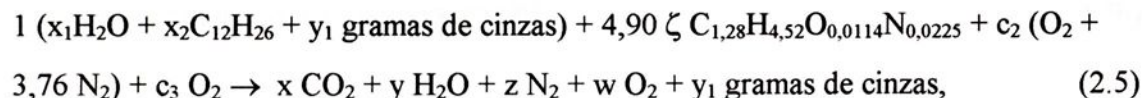


O combustível auxiliar é gás natural de petróleo (GNP), um combustível que está se tornando cada vez mais disponível no país. Sua formulação é dada por [19]: N<sub>2</sub> 1,12 %; CO<sub>2</sub> 0,57 %; C<sub>1</sub> 79,88 %; C<sub>2</sub> 10,93 %; C<sub>3</sub> 5,14 %; iC<sub>4</sub> 0,73 %; nC<sub>4</sub> 1,11 %; iC<sub>5</sub> 0,23 %; C<sub>6</sub><sup>+</sup> 0,04 %. O PCI deste combustível é 9.645 cal/g e sua massa molecular é 20,4 g/mol. Sua fórmula química, por mol de combustível, pode ser escrita como:



### 2.3 - Balancos de Massa e Energia no Forno Rotativo

Chamando de  $\zeta$  a relação entre as vazões mássicas entre o combustível auxiliar e o resíduo, a relação molar  $c_1$  também entre o combustível auxiliar e o resíduo é dada por  $c_1 = (100/20,4) \zeta = 4,90 \zeta$ . Chamando de  $c_2$  o número de moles de oxigênio no ar e  $c_3$  o número de moles de oxigênio utilizado no enriquecimento, o qual, em princípio será deixado em aberto, a reação de combustão pode ser escrita como:



onde os coeficientes  $x$ ,  $y$ ,  $z$  e  $w$  são, respectivamente,

$$x = 12x_2 + 6,27\zeta , \quad (2.5a)$$

$$y = x_1 + 13x_2 + 11,07\zeta , \quad (2.5b)$$

$$z = 3,76c_2 + 0,055\zeta , \quad (2.5c)$$

$$w = (c_2 + c_3) - 11,78\zeta - 18,50x_2. \quad (2.5d)$$



A diferença de entalpia associada ao processo de combustão é dada por

$$\Delta H_{c,\text{total}} = (\text{PCI}_{\text{res}} f_c + 9.645 \times 4,9 \zeta f_c) \times 100, \quad (2.6)$$

onde o fator  $f_c$  leva em conta as perdas de calor através das paredes da câmara (para propósitos de projeto,  $f_c$  é tomado como 0,95 ou maior [11] e neste trabalho será considerado como sendo 0,95).

A diferença de entalpia de cada um dos componentes dos produtos gasosos de combustão e das cinzas (estas últimas consideradas como  $\text{Al}_2\text{O}_3$ ) é calculada usando os calores específicos dados por Perry e Chilton [18]. Estes são, em valores de  $\text{cal.mole}^{-1}.\text{K}^{-1}$ , e para a temperatura  $T$  inserida em K:

$$C_{p,\text{CO}_2} = 10,34 + 0,00274T - \frac{195500}{T^2}, \quad (2.7a)$$

$$C_{p,\text{H}_2\text{O}} = 8,22 + 0,00015T + 0,00000134T^2, \quad (2.7b)$$

$$C_{p,\text{N}_2} = 6,50 + 0,00100T, \quad (2.7c)$$

$$C_{p,\text{O}_2} = 8,27 + 0,000258T - \frac{187700}{T^2}, \quad (2.7d)$$

$$C_{p,\text{Al}_2\text{O}_3(\text{s})} = 22,08 + 0,008971T - \frac{522500}{T^2}. \quad (2.7e)$$

Entrando com a massa molecular do  $\text{Al}_2\text{O}_3$  ( $= 102 \text{ g.mol}^{-1}$ ), o calor específico das cinzas, em  $\text{cal.g}^{-1}.\text{K}^{-1}$ , fica

$$C_{p,Al_2O_3(s)} = 0,2165 + 0,00008795T - \frac{5123}{T^2} \quad (2.7f)$$

Assim,

$$PCI_{res} f_c + 47261\zeta f_c = \Delta H_{CO_2} + \Delta H_{H_2O} + \Delta H_{N_2} + \Delta H_{O_2} + \Delta H_{cinzas} \quad (2.8)$$

onde as diferenças de entalpia para cada um dos componentes dos produtos são

$$\Delta H_{CO_2} = (12x_2 + 6,27\zeta) \left[ 10,34(T_f - T_i) + 0,00137(T_f^2 - T_i^2) + 195500 \left( \frac{1}{T_f} - \frac{1}{T_i} \right) \right], \quad (2.8a)$$

$$\Delta H_{H_2O} = (x_1 + 13x_2 + 11,07\zeta) \times \left[ 8,22(T_f - T_i) + 0,000075(T_f^2 - T_i^2) + 0,000000447(T_f^3 - T_i^3) \right], \quad (2.8b)$$

$$\Delta H_{N_2} = (3,76c_2 + 0,055\zeta) \left[ 6,50(T_f - T_i) + 0,0005(T_f^2 - T_i^2) \right], \quad (2.8c)$$

$$\Delta H_{O_2} = [(c_2 + c_3) - 18,50x_2 - 11,78\zeta] \times \left[ 8,27(T_f - T_i) + 0,000129(T_f^2 - T_i^2) + 187700 \left( \frac{1}{T_f} - \frac{1}{T_i} \right) \right], \quad (2.8d)$$

$$\Delta H_{cinzas} = y_1 \left[ 0,2165(T_f - T_i) + 0,000043975(T_f^2 - T_i^2) + 5123 \left( \frac{1}{T_f} - \frac{1}{T_i} \right) \right], \quad (2.8e)$$

onde  $T_f$  e  $T_i$  são a temperatura do forno rotativo e a temperatura inicial do oxidante, respectivamente.

## 2.4 - Tempo de Residência

O tempo de residência do gás,  $t_R$ , é dado por

$$t_R = \frac{\int dV}{\dot{q}} = \frac{\int dV}{\bar{v} \cdot A} \approx \frac{V \rho}{\rho \bar{v} A} = \frac{\left(\frac{\pi}{4} D^2 L\right) \left(\frac{p}{RT}\right)}{\dot{m}_{\text{gas}}}, \quad (2.9)$$

onde  $V$ ,  $A$ ,  $D$ ,  $L$  são o volume, a área da seção transversal, o diâmetro e o comprimento da câmara, respectivamente,  $\dot{q}$ ,  $\bar{v}$ ,  $\rho$ ,  $p$ ,  $T$ , e  $\dot{m}_{\text{gas}}$  são a vazão volumétrica média, a velocidade média, a massa específica, a pressão, a temperatura e a vazão mássica dos produtos de combustão, respectivamente, e  $R$  é a constante gasosa do produto de combustão. Sendo  $R = \bar{R}/\bar{M}$ , onde  $\bar{R}$  é a constante universal dos gases perfeitos ( $\bar{R} = 8,206 \times 10^{-5} \text{ atm} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{K}^{-1} \cdot \text{mol}^{-1}$ ) e  $\bar{M}$  é a massa molecular média dos produtos de combustão, o tempo de residência fica

$$t_R = \left(\frac{\pi}{4} D^2 L\right) \left(\frac{p \bar{M}}{\bar{R} T_f}\right) \frac{1}{\dot{m}_{\text{gas}}}. \quad (2.10)$$

A massa molecular média dos produtos de combustão é

$$\bar{M} = \frac{170x_2 + 18x_1 + 99,7\zeta + 137,3c_2 + 32c_3}{6,50x_2 + x_1 + 5,62\zeta + 4,76c_2 + c_3}. \quad (2.11)$$

A vazão mássica correspondente vem da conservação de massa:

$$\dot{m}_{\text{gas}} = \dot{m}_{\text{res}} - \dot{m}_{\text{cinzas}} + \dot{m}_{\text{comb}} + \dot{m}_{\text{ar}} + \dot{m}_{\text{O}_2}, \quad (2.12)$$

Assim:

$$\dot{m}_{\text{gas}} = \dot{m}_{\text{res}} [(1-y_1) + \zeta + 1,373c_2 + 0,32c_3], \quad (2.12a)$$

onde

$$\dot{m}_{\text{res}} = \frac{3,6}{t_R} \left( \frac{\pi D^2 L}{4} \right) \left( \frac{p}{RT_f} \right) \times \quad (2.13)$$

$$\frac{170x_2 + 18x_1 + 99,7\zeta + 137,3c_2 + 32c_3}{6,50x_2 + x_1 + 5,62\zeta + 4,76c_2 + c_3} \frac{1}{[(1-y_1) + \zeta + 1,373c_2 + 0,32c_3]},$$

sendo  $\dot{m}_{\text{res}}$  a capacidade de incineração, dada em kg/h, para D, L, p,  $T_f$ , e  $t_R$  inseridos em m, m, atm, k, e s, respectivamente.

## 2.5 - Nível de Turbulência

O número de Reynolds (Re) é usado como um parâmetro de verificação para a ocorrência de níveis apropriados de turbulência. Para propósitos de incineração, é desejável que a operação seja realizada com  $Re > 5000$  [11]. O número de Reynolds baseado no diâmetro interno da câmara, D, é

$$Re = \frac{\rho \bar{v} D}{\mu} = \frac{4}{\pi D \mu} \dot{m}_{\text{gas}}, \quad (2.14)$$

onde  $\rho$  e  $\mu$  são a massa específica e a viscosidade médias do produto de combustão, respectivamente.

Uma correção para levar em consideração o volume permanentemente ocupado pelo resíduo, conforme mostra a Figura 2.2, é necessária. Este volume foi tomado como sendo da ordem de 20% [11], o que resulta em uma redução de diâmetro de aproximadamente 10%. Assim,

$$Re = 3.93 \times 10^{-4} \frac{\dot{m}_{gas}}{D\mu} \quad (2.15)$$

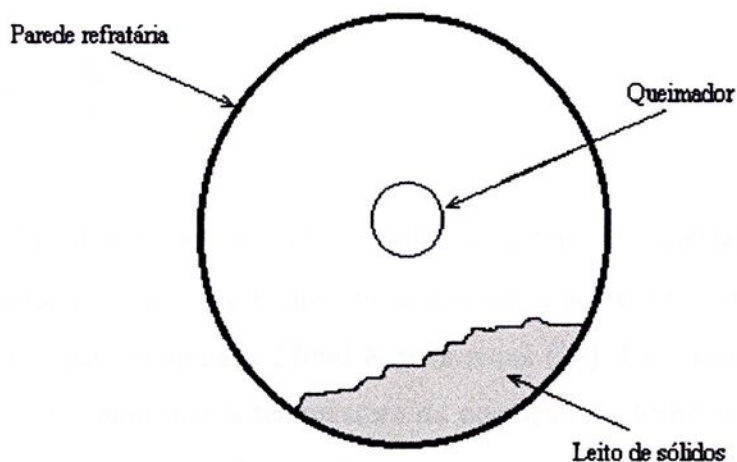


Figura 2.2 - Seção transversal do forno rotativo.

A viscosidade da mistura gasosa é calculada pela formulação apresentada por Perry and Chilton [18]:

$$\mu = \frac{\sum_i X_i \mu_i M_i^{1/2}}{\sum_i X_i M_i^{1/2}}, \quad (2.16)$$

onde  $X_i$ ,  $\mu_i$  e  $M_i$  são a fração molar, a viscosidade e a massa molecular de cada um dos componentes dos produtos de combustão, respectivamente.

## 2.6 - Tempo de Pirólise

O tempo de pirólise do resíduo é um fator limitante para a capacidade de incineração da unidade. Com resíduos sólidos, o tempo total de pirólise tem que ser menor que o tempo que o material leva para cruzar o forno rotativo de uma extremidade à outra. A taxa de pirólise pode ser expressa por uma equação do tipo Arrhenius [20]:

$$\frac{dm_{\text{res}}}{dt} = -K \exp\left(-\frac{\Delta E}{RT}\right), \quad (2.17)$$

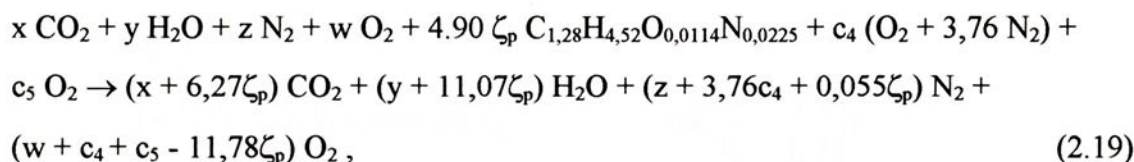
onde  $m_{\text{res}}$ ,  $t$ ,  $K$ ,  $\Delta E$ ,  $R$ , e  $T$  são a massa de resíduo, o tempo, uma constante, a energia de ativação, a constante do gás e a temperatura, respectivamente. O valor de  $\Delta E/R$  é da ordem de 9500 K para madeira e 27000 K para papel [20]. Para aumentar a taxa de pirólise, é necessário aumentar a temperatura de operação do forno rotativo. Para um aumento de temperatura de  $T_1$  a  $T_2$ , a razão entre as respectivas taxas de pirólise será:

$$f = \exp\left(\frac{\Delta E}{R} \frac{T_2 - T_1}{T_2 T_1}\right). \quad (2.18)$$

## 2.7 - Balanços de Massa e Energia para o Pós-Combustor

A análise do que ocorre no pós-combustor também requer balanços de massa e energia. Neste equipamento, a temperatura é aumentada de  $T_f$  para  $T_{fp}$ , através da combustão de combustível auxiliar extra com ar ou ar enriquecido. A temperatura inicial tanto do combustível auxiliar como do oxidante é  $T_i$ , a mesma do forno rotativo.

Assumindo novamente 100 g de resíduo como base de cálculo e chamando  $\zeta_p$  a relação entre as vazões mássicas de combustível auxiliar no pós-combustor e resíduo no forno rotativo, a reação de combustão é escrita como:



onde  $c_4$  e  $c_5$  são os números de moles de oxigênio no ar e de oxigênio utilizado no enriquecimento, respectivamente, os quais serão deixados em aberto.

A diferença total de entalpia no pós-combustor é dada por:

$$\Delta H_{c,\text{total},p} = 964500 \zeta_p f_c = \Delta H_{\text{CO}_2,p} + \Delta H_{\text{H}_2\text{O},p} + \Delta H_{\text{N}_2,p} + \Delta H_{\text{O}_2,p}, \quad (2.20)$$

onde as diferenças de entalpia para cada um dos componentes dos produtos são:

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{CO}_2,p} &= (12x_2 + 6,27\zeta)x \\
 & \left[ 10,34(T_{\text{fp}} - T_f) + 0,00137(T_{\text{fp}}^2 - T_f^2) + 195500 \left( \frac{1}{T_{\text{fp}}} - \frac{1}{T_f} \right) \right] + \\
 & 6,27\zeta_p \left[ 10,34(T_{\text{fp}} - T_i) + 0,00137(T_{\text{fp}}^2 - T_i^2) + 195500 \left( \frac{1}{T_{\text{fp}}} - \frac{1}{T_i} \right) \right], \quad (2.20a)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{H}_2\text{O},p} &= (x_1 + 13x_2 + 11,07\zeta)x \\
 & \left[ 8,22(T_{\text{fp}} - T_f) + 0,000075(T_{\text{fp}}^2 - T_f^2) + 0,000000447(T_{\text{fp}}^3 - T_f^3) \right] + \\
 & 11,07\zeta_p \left[ 8,22(T_{\text{fp}} - T_i) + 0,000075(T_{\text{fp}}^2 - T_i^2) + 0,000000447(T_{\text{fp}}^3 - T_i^3) \right], \quad (2.20b)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{N}_2,p} &= (3,76c_2 + 0,055\zeta) \left[ 6,50(T_{\text{fp}} - T_f) + 0,0005(T_{\text{fp}}^2 - T_f^2) \right] + \\
 & (3,76c_4 + 0,055\zeta_p) \left[ 6,50(T_{\text{fp}} - T_i) + 0,0005(T_{\text{fp}}^2 - T_i^2) \right], \quad (2.20c)
 \end{aligned}$$

$$\Delta H_{O_2,p} = [(c_2 + c_3) - 18,50x_2 - 11,78\zeta]x$$

$$\left[ 8,27(T_{fp} - T_f) + 0,000129(T_{fp}^2 - T_f^2) + 187700\left(\frac{1}{T_{fp}} - \frac{1}{T_f}\right) \right] +$$

$$[(c_4 + c_5) - 11,78\zeta_p]x$$

$$\left[ 8,27(T_{fp} - T_i) + 0,000129(T_{fp}^2 - T_i^2) + 187700\left(\frac{1}{T_{fp}} - \frac{1}{T_i}\right) \right].$$
(2.20d)

## 2.8 - Resíduo Médio Real

Para a caracterização de um resíduo médio serão considerados alguns resíduos que foram incinerados em maior quantidade durante o ano de 1996. Os valores do PCI e composição destes resíduos foram cedidos pelos laboratórios da Hoechst e são mostrados na Tabela 2.1.

Tabela 2.1 - Poder calorífico médio e taxa de geração anual dos componentes do resíduo médio da Hoechst do Brasil.

Resíduo	PCI (kcal/kg)	kg/ano
Lixo geral	2391,8	959.269
Resíduos de produtos químicos	4112,0	242.485
Lodo	0,0	157.850
Vidro contaminado	0,0	132.287

É razoável admitir que, durante o processo de incineração, não se tenha apenas um tipo de resíduo, mas sim, uma mistura destes quatro tipos em diferentes porcentagens. Levando em consideração a quantidade de resíduo incinerada tem-se:



$$\text{resíduo médio} = \text{lixo geral} + \text{res. prod. químicos} + \text{lodo} + \text{vidros contam.}$$

$$64,3\% \qquad 16,3\% \qquad 10,5\% \qquad 8,9\%$$

Assumindo como base, 100 g de resíduo, para os balanços de massa e energia, o resíduo médio ficará caracterizado como sendo:

$$100 \text{ g res. med.} = 64,3 \text{ g lixo geral} + 16,3 \text{ g res. prod. quím.} + 10,5 \text{ g lodo} + 8,9 \text{ g vidros}$$

O PCI deste resíduo médio será:

$$\text{PCI}_{\text{médio}} = 0,643 \times 2391,8 + 0,163 \times 4112,0 = 2208 \text{ kcal/kg}$$

As composições de cada um dos componentes do resíduo médio, de acordo com as análises realizadas pelos laboratórios da Hoechst, são apresentadas na Tabela 2.2.

Tabela 2.2 - Composições químicas de cada um dos componentes do resíduo médio.

<b>Resíduo</b>	<b>Carbono (%)</b>	<b>Hidrogênio (%)</b>	<b>Oxigênio (%)</b>	<b>H<sub>2</sub>O (%)</b>	<b>Cinzas (%)</b>
lixo geral	44,2	5,5	10,3	30	10
res. prod. quím.	56	8,2	2,8	17	16
lodo	2,7	0,3	2	93	2
vidros	0,7	0,1	0,2	2	97



Assim, a quantidade de cada componente no resíduo médio é:

$$\text{Carbono} = 0,442 \times 64,3 + 0,027 \times 10,5 + 0,007 \times 8,9 + 0,56 \times 16,3 = 37,9 \%;$$

$$\text{Hidrogênio} = 0,055 \times 64,3 + 0,003 \times 10,5 + 0,001 \times 8,9 + 0,082 \times 16,3 = 4,9 \%;$$

$$\text{Oxigênio} = 0,103 \times 64,3 + 0,02 \times 10,5 + 0,002 \times 8,9 + 0,028 \times 16,3 = 7,3 \%;$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,3 \times 64,3 + 0,93 \times 10,5 + 0,02 \times 8,9 + 0,17 \times 16,3 = 32 \%;$$

$$\text{Cinzas} = 0,1 \times 64,3 + 0,02 \times 10,5 + 0,97 \times 8,9 + 0,16 \times 16,3 = 17,9 \%$$

Para determinar a fórmula química deve-se fazer:

$$\text{C: } \frac{37,9}{12} = 3,16 \Rightarrow \text{C}_{3,16};$$

$$\text{H: } \frac{4,9}{1} = 4,9 \Rightarrow \text{H}_{4,9};$$

$$\text{O: } \frac{7,3}{16} = 0,46 \Rightarrow \text{O}_{0,46};$$

$$\text{H}_2\text{O: } \frac{32}{18} = 1,78 \Rightarrow 1,78 \text{ H}_2\text{O}.$$

Portanto, para 100 g, tem-se:

$$\text{Resíduo médio} = \text{C}_{3,16}\text{H}_{4,9}\text{O}_{0,46} + 1,78\text{H}_2\text{O} + 17,9 \text{ gramas de cinzas}.$$



No Capítulo 5 é mostrada uma comparação entre os parâmetros de incineração obtidos com o uso do resíduo médio e o uso do resíduo simulado com os mesmos PCI's.



## CAPÍTULO 3

### GERAÇÃO DE NO<sub>x</sub>

#### 3.1 - Efeito do Enriquecimento Sobre a Geração de NO<sub>x</sub>

Antes de surgirem as preocupações com a qualidade do ar, os produtos gasosos provenientes de processos de combustão eram liberados diretamente para a atmosfera. Com a conscientização de que tais produtos poderiam conter substâncias altamente danosas ao meio ambiente e ao ser humano e o surgimento de fortes grupos ambientalistas e de leis estaduais e federais sobre a qualidade do ar, as indústrias de maneira geral viram-se obrigadas a elaborar métodos para a diminuição da emissão de poluentes, e conseqüentemente reduzir as emissões de NO<sub>x</sub>.

No passado havia duas estratégias para a redução de NO<sub>x</sub>. A primeira era o tratamento posterior do fluxo dos gases para remover os NO<sub>x</sub> após sua formação. Esse método exigia um investimento alto, devido principalmente aos equipamentos necessários. A segunda estratégia era prevenir a formação de NO<sub>x</sub> modificando-se o processo de combustão, utilizando para isso a recirculação do fluxo de gases, injeção de água, etc.. Esse método quase sempre exige um baixo investimento mas geralmente reduz a eficiência da combustão [21].

Os níveis de emissão de poluentes originários de processos de combustão dependem da interação de processos físicos e químicos que ocorrem durante a reação [22]. O controle das emissões de NO<sub>x</sub> utilizando-se o enriquecimento do ar de combustão com oxigênio mostra-se uma solução muito interessante. Devido à redução do nitrogênio existente no sistema, o fluxo de NO<sub>x</sub> é reduzido enquanto que simultaneamente melhora-se a eficiência do sistema.



Experiências realizadas por Baukal e Dalton [13] demonstraram o comportamento do fluxo de  $\text{NO}_x$  quando em um forno piloto operando com gás natural foi utilizado o enriquecimento com oxigênio. Para baixos níveis de enriquecimento o fluxo de  $\text{NO}_x$  foi diretamente proporcional ao enriquecimento e inversamente proporcional à razão  $\text{ar}/\text{O}_2$ . Para altos níveis de enriquecimento, o fluxo de  $\text{NO}_x$  diminui juntamente com a razão  $\text{ar}/\text{O}_2$ . O fluxo de  $\text{NO}_x$  aumentou quando pequenas quantidades de nitrogênio foram lançadas na chama e quando o nitrogênio contido no gás natural foi aumentado.

O fluxo de  $\text{NO}_x$  aumenta juntamente com o enriquecimento até aproximadamente 60% de oxigênio no ar de combustão, e então diminui até muito próximo de zero quando o enriquecimento é de 100 %. A temperatura de chama adiabática aumenta rapidamente com o enriquecimento até o mesmo ponto onde a formação de  $\text{NO}_x$  é máxima, e, a partir disto, o aumento da temperatura de chama ocorre em taxas menores [7].

Quando se questiona o impacto do enriquecimento com oxigênio sobre as emissões de  $\text{NO}_x$ , ou quando se examinam maneiras de se controlar essas emissões, a discussão se baseia no fato de se utilizar o processo com baixo enriquecimento ou alto enriquecimento com oxigênio.

Para baixos níveis de enriquecimento com oxigênio, a temperatura da chama é o parâmetro de controle, e não a quantidade de nitrogênio. Por outro lado, em altos níveis de enriquecimento (maiores ou igual a 80 % de oxigênio) a concentração de nitrogênio é o parâmetro de controle. O tipo de queimador também pode apresentar importância considerável nas emissões de  $\text{NO}_x$ . Queimadores com alto número de “swirl” podem permitir uma maior formação de  $\text{NO}_x$  [7].

A Figura 3.1 [23] esquematiza um incinerador onde o processo de combustão se dá com falta de ar. Na interface do oxidante com o vapor do combustível



existe excesso suficiente de oxigênio e altas temperaturas para gerar taxas significativas de  $\text{NO}_x$ . O problema seria agravado se a técnica convencional de enriquecimento com oxigênio fosse utilizada, onde a temperatura da chama é aumentada localmente, aumentando a geração de  $\text{NO}_x$ .

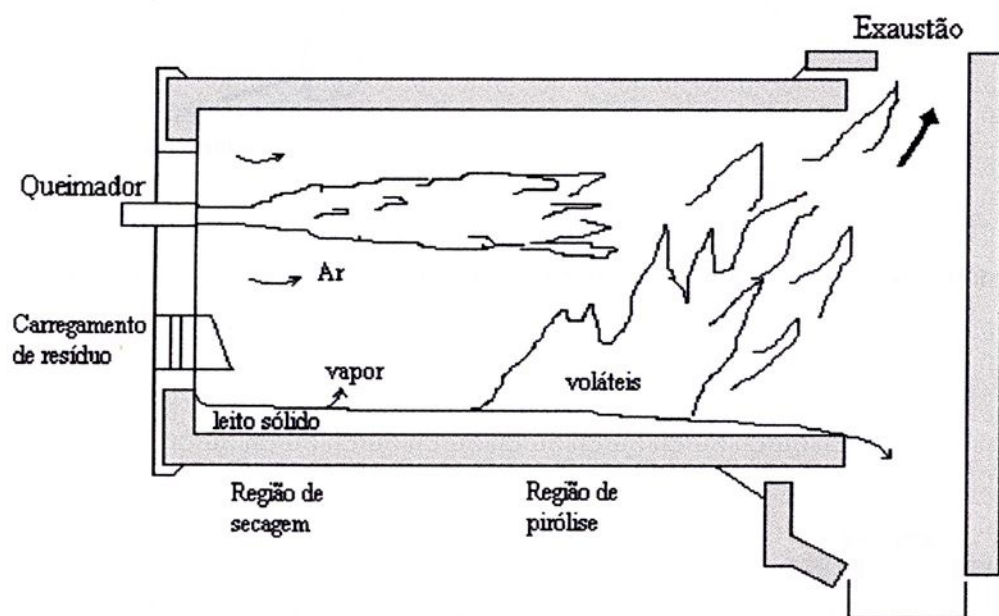


Figura 3.1 - Incinerador de resíduos; processo de combustão pobre em ar [23].

A técnica convencional se baseia em injetar o oxigênio no ar de combustão antes deste ser lançado no forno, conforme mostra o esquema da Figura 3.2. Uma tecnologia empregada para resolver o problema de picos locais de temperatura é utilizar uma lança que injeta oxigênio diretamente dentro do forno. A alta velocidade do jato de oxigênio cria um alto grau de recirculação e mistura a fim de minimizar a probabilidade de haver oxigênio em excesso em determinada região e temperaturas de chama muito altas, como mostra a Figura 3.3 [23].

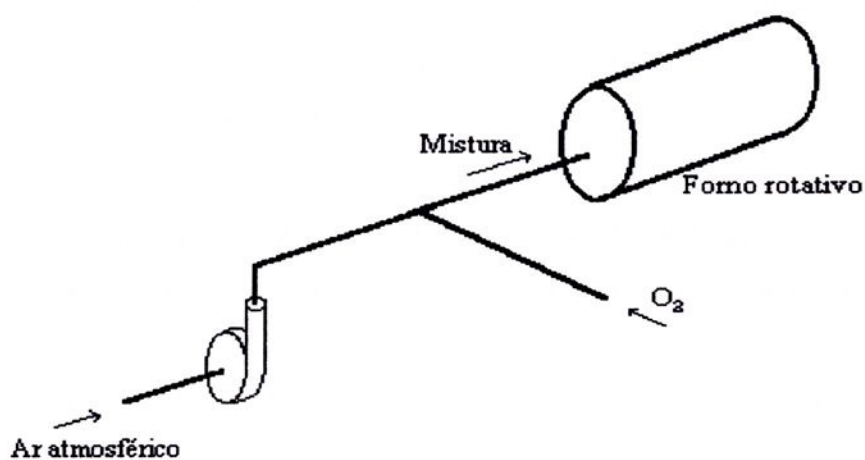


Figura 3.2 - Técnica convencional de enriquecimento do ar de combustão com oxigênio.

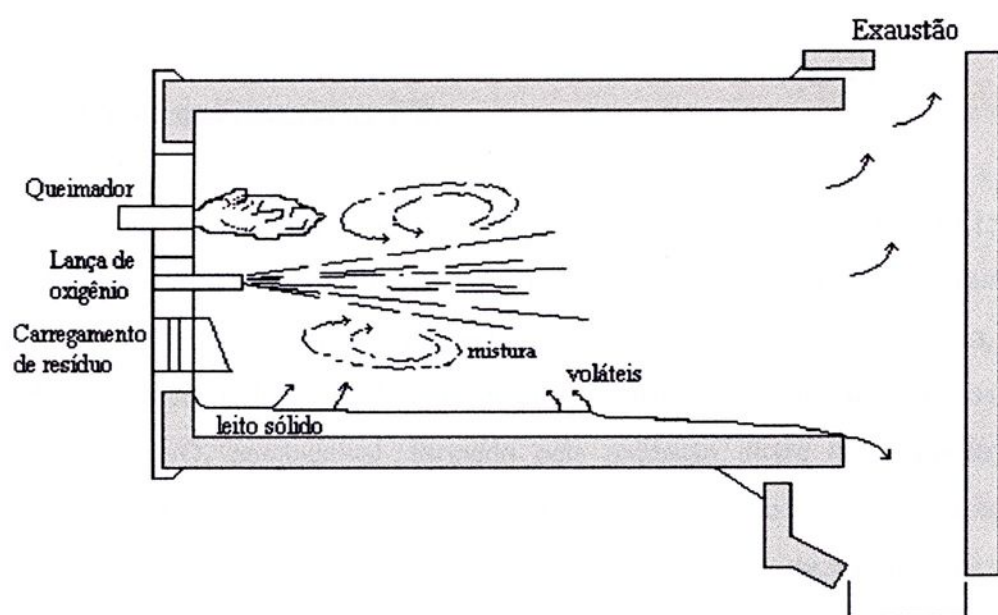


Figura 3.3 - Forno operando com injeção de oxigênio diretamente na câmara de combustão [23].



Outras experiências [7] têm mostrado que o oxigênio pré-misturado no ar de combustão produz maiores taxas de  $\text{NO}_x$  do que sistemas que trabalham com lanças de oxigênio, e que a estequiometria afeta o nível de  $\text{NO}_x$ . Excesso de oxigênio contribui para o aumento da geração de  $\text{NO}_x$ .

Empresas que trabalham com a implantação de sistemas de enriquecimento obtiveram os melhores resultados através da injeção de oxigênio diretamente no forno rotativo e, em outros casos, através da injeção combinada de oxigênio no forno rotativo e câmara de pós-combustão [24]. A injeção de 300 a 800  $\text{m}^3/\text{h}$  de oxigênio no pós-queimador não afetou a formação de óxidos de nitrogênio. Em alguns testes a concentração de  $\text{NO}_x$  ficou entre 100 e 215  $\text{mg}/\text{m}^3$  com injeção direta na câmara de pós-combustão juntamente com o sistema convencional no forno rotativo. Em outros testes, houve um aumento de aproximadamente 10% na formação de  $\text{NO}_x$  quando utilizou-se somente o sistema convencional. Os pesquisadores atribuíram este resultado à combustão mais intensa no forno rotativo, resultando em um aumento na formação de  $\text{NO}_x$  térmico.

### 3.2 - Teorias da Formação de $\text{NO}_x$

Existem quatro mecanismos para a formação de  $\text{NO}_x$  [14,15]: a)  $\text{NO}_x$  térmico, formado pela reação do nitrogênio com o oxigênio a altas temperaturas, b)  $\text{NO}_x$  induzido (prompt), formado pela reação relativamente rápida entre nitrogênio, oxigênio e hidrocarbonetos radicais, c)  $\text{NO}_x$  formado por mecanismos intermediários associados a  $\text{N}_2\text{O}$  e d)  $\text{NO}_x$  combustível, formado pela oxidação direta de compostos organonitrogenados contidos no combustível. Em chamas de difusão de hidrocarbonetos que não contenham nitrogênio em sua formulação, os dois primeiros mecanismos dominam a formação de  $\text{NO}_x$ . O mecanismo intermediário de  $\text{N}_2\text{O}$  torna-se importante apenas em sistemas operando em altas pressões.

A formação de  $\text{NO}_x$  térmico ocorre pelo mecanismo conhecido como mecanismo de Zeldovich, envolvendo reações de oxigênio atômico com nitrogênio para produzir  $\text{NO}_x$  [25]:



Como qualquer reação química, as reações acima são sensíveis à temperatura. Um aumento na temperatura da chama aumentará o  $\text{NO}_x$  térmico. A formação de  $\text{NO}_x$  também é proporcional à concentração de nitrogênio.

Em um processo de combustão, o aumento da temperatura produz mais  $\text{NO}_x$  térmico se todas as outras variáveis não forem alteradas. Entretanto, o nitrogênio disponível para formar  $\text{NO}_x$  é gradualmente reduzido à medida que é aumentada a porcentagem de enriquecimento do ar de combustão com oxigênio [21].

Um aumento do comprimento da chama pode causar uma diminuição nas concentrações de  $\text{NO}_x$  (devido ao aumento do tempo de residência) e diminuição da temperatura da chama, mas causa um acréscimo no superequilíbrio das concentrações de oxigênio. Isto sugere que os efeitos de fluidodinâmica e cinética química devem ser avaliados em situações envolvendo produção de  $\text{NO}_x$  [26].

As expressões explícitas para as taxas de formação de NO para os três primeiros mecanismos, em termos de taxas molares de 2 NO por unidade de volume, são dadas por Røkke et al. [27,28], que trabalharam com chamas de metano, propano e gás natural:

$$w_z = 9 \times 10^{12} T^{0.3} \exp\left(\frac{-38.440}{T}\right) [\text{N}_2] [\text{O}_2], \quad (3.1)$$



$$w_N = 5,2 \times 10^{12} \exp\left(\frac{-8.090}{T}\right) [N_2] [O_2] [M], \quad (3.2)$$

$$w_P = \left\{ \frac{3 \times 10^{10} \exp\left(\frac{-2.900}{T}\right) F^{3/2} G [N_2] [CH_4] [O_2]^{3/2} [H_2O]^{1/2}}{([M] - [N_2])([M] - [N_2] - [\bar{C}])} + \right. \\ \left. \frac{4 \times 10^9 \exp\left(\frac{-2.450}{T}\right) F [N_2] [C_3H_8] [O_2] [H_2O]}{([M] - [N_2])([M] - [N_2] - [\bar{C}])} \right\} \left[ 1 + 3.000 \exp\left(\frac{-15.185}{T}\right) \right], \quad (3.3)$$

onde T é a temperatura (K), M refere-se a qualquer molécula,  $\bar{C}$  refere-se a qualquer componente dos produtos de combustão que contenha átomos de carbono (aproximado de  $CO_2$  [27]), o símbolo [ ] envolvendo a fórmula química denota concentração molar ( $mol/cm^3s$ ), e

$$F = 1 - 1,1 \times 10^{-10} T^3 \exp\left(\frac{-4.051}{T}\right) \frac{[CH_4]}{[O_2]} - 0,9 \exp\left(\frac{-4.243}{T}\right) \frac{[C_3H_8]}{[H_2O]}, \quad (3.4)$$

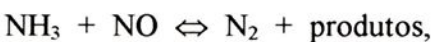
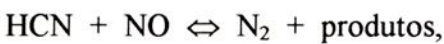
$$G = 1 + 40 \exp\left(\frac{-5.900}{T}\right) + 2,6 \times 10^{13} T^{-4} \exp\left(\frac{-7.600}{T}\right) \frac{[CH_4]}{[H_2O]}. \quad (3.5)$$

Como discutido por Røkke et al., embora incertezas sejam da ordem de dois nas fórmulas de Zeldovich e do mecanismo intermediário, e da ordem de dez na fórmula para o mecanismo “prompt”, as mesmas podem fornecer estimativas razoáveis e conclusões úteis com relação à contribuição relativa de cada tipo de  $NO_x$  existente na chama.

Para o mecanismo do  $\text{NO}_x$  proveniente do combustível,  $\text{NO}$  é formado devido à oxidação de radicais contendo nitrogênio [29]. Esses radicais são liberados durante o craqueamento das moléculas de combustível. As seguintes reações podem representar o processo de oxidação dos radicais [30]:



Por outro lado, produtos liberados pelas moléculas de combustível podem reagir com  $\text{NO}$  formado, resultando na redução parcial do  $\text{NO}$  para  $\text{N}_2$ , de acordo com o seguinte conjunto de reações [30]:



As seguintes expressões foram propostas [30]:

$$\frac{d[\text{NO}]}{dt} = K_a [\text{N}_{\text{comb}}] [\text{O}_2]_e \exp\left(\frac{-E_a}{RT_e}\right), \quad (3.6)$$

para a taxa de produção, e

$$\frac{d[\text{NO}]}{dt} = -K_b [N_{\text{comb}}] [\text{NO}]_e \exp\left(\frac{-E_b}{RT_e}\right), \quad (3.7)$$

para a taxa de consumo, onde  $[N_{\text{comb}}]$  é a concentração de nitrogênio no combustível,  $K_a$  e  $K_b$  são constantes cinéticas,  $E_a$  e  $E_b$  são energias de ativação,  $R$  é a constante dos produtos gasosos de combustão,  $T$  é a temperatura, e o índice  $e$  refere-se a equilíbrio termodinâmico local.

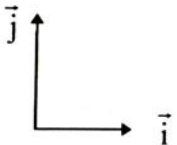


## CAPÍTULO 4

### PRECIPITAÇÃO DE PARTÍCULAS

#### 4.1 - Dinâmica da Partícula

A Figura 4.1 mostra um esquema das forças e velocidades que atuam em uma partícula esférica imersa em um escoamento. O peso e o arrasto são, respectivamente:


$$\vec{P} = - m_p g \vec{j}, \quad (4.1)$$

$$\vec{A} = \frac{C_A \rho}{2} |\vec{v} - \vec{v}_p| (\vec{v} - \vec{v}_p) \frac{\pi d_p^2}{2}, \quad (4.2)$$

onde  $m_p$  é a massa da partícula,  $g$  a aceleração da gravidade,  $\rho$  a massa específica do gás,  $C_A$  o coeficiente de arrasto aerodinâmico da partícula,  $\vec{v}$  e  $\vec{v}_p$  as velocidades do escoamento gasoso e da partícula, respectivamente, e  $d_p$  o diâmetro da partícula.

Na formulação que se segue, a força de flutuação, dada por

$$\vec{F} = \frac{\rho}{\rho_p} m_p g \vec{j}, \quad (4.3)$$

onde  $\rho_p$  é a massa específica da partícula, foi desprezada em comparação com o peso e o arrasto ( $\rho_p$  é três ordens de grandeza superior a  $\rho$ ). O vetor peso está na direção vertical e o vetor arrasto na direção da velocidade relativa entre a partícula e o escoamento. Com a fórmula apresentada na equação (4.2), observa-se que o arrasto fica no sentido do vetor diferença entre a velocidade do escoamento de gás e a velocidade da partícula.

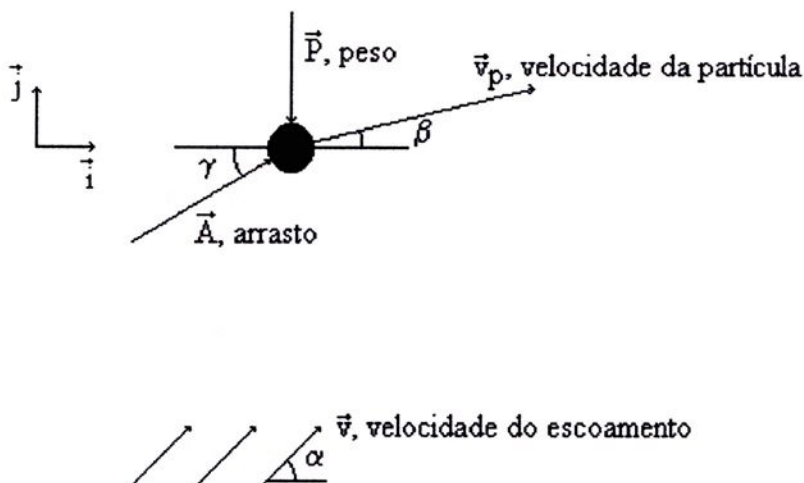


Figura 4.1 - Esquema das forças e velocidades que atuam em uma partícula imersa em um escoamento; caso bidimensional.

Para partículas sólidas esféricas, o coeficiente de arrasto pode ser adotado como [31,32]:

$$C_A = \frac{24}{Re} \left( 1 + 0,15 Re^{0,687} \right), \quad Re < 800, \quad (4.4)$$

sendo o número de Reynolds,  $Re$ , dado por

$$Re = \frac{\rho |\vec{v} - \vec{v}_p| d_p}{\mu}, \quad (4.5)$$

onde  $\mu$  é a viscosidade do gás.

Uma formulação alternativa para o coeficiente de arrasto para partículas sólidas esféricas é dada por Kunii e Levenspiel [33], que estendem o intervalo de aplicação para números de Reynolds até 200000. De acordo com os autores,

$$C_A = \frac{24}{Re}, \quad Re < 0,4, \quad (4.5a)$$

$$C_A = \frac{24}{Re^{1/2}}, \quad 0,4 < Re < 500, \quad (4.5b)$$

$$C_A = 0,43, \quad 500 < Re < 200000, \quad (4.5c)$$

Para o problema aqui tratado, foi adotado o coeficiente de arrasto dado pela equação (4.4). Assim, a equação do movimento para a partícula sólida torna-se

$$m_p \frac{d\vec{v}_p}{dt} = 3\pi\mu d_p \left[ 1 + 0,15 \left( \frac{\rho |\vec{v} - \vec{v}_p| d_p}{\mu} \right)^{0,687} \right] (\vec{v} - \vec{v}_p) - m_p g \vec{j}. \quad (4.6)$$

Inserindo  $m_p = \rho_p(4/3)\pi(d_p/2)^3$  na equação anterior, obtém-se:

$$\frac{d\vec{v}_p}{dt} = \frac{18\mu}{\rho_p d_p^2} \left[ 1 + 0,15 \left( \frac{\rho |\vec{v} - \vec{v}_p| d_p}{\mu} \right)^{0,687} \right] (\vec{v} - \vec{v}_p) - g \vec{j}. \quad (4.7)$$

Desdobrando a equação (4.7) em componentes, tem-se:

$$\frac{dv_{p,x}}{dt} = \frac{18\mu}{\rho_p d_p^2} \left[ 1 + 0,15 \left( \frac{\rho |\vec{v} - \vec{v}_p| d_p}{\mu} \right)^{0,687} \right] (v \cos \alpha - v_{p,x}), \quad (4.8a)$$

$$\frac{dv_{p,y}}{dt} = \frac{18\mu}{\rho_p d_p^2} \left[ 1 + 0,15 \left( \frac{\rho |\vec{v} - \vec{v}_p| d_p}{\mu} \right)^{0,687} \right] (v \sin \alpha - v_{p,y}) - g, \quad (4.8b)$$

onde  $v_{p,x}$  e  $v_{p,y}$  são as componentes horizontal e vertical da velocidade da partícula, respectivamente, e  $\alpha$  é o ângulo entre a velocidade da partícula e a horizontal, conforme mostrado na Figura 4.1. O módulo da velocidade relativa entre o escoamento e a partícula é

$$|\vec{v} - \vec{v}_p| = \left[ (v \cos \alpha - v_{p,x})^2 + (v \sin \alpha - v_{p,y})^2 \right]^{1/2}, \quad (4.9)$$

sendo a condição inicial

$$t=0, \vec{v}_p = \vec{v}_{p,0}. \quad (4.10)$$

Calculando as velocidades, as coordenadas espaciais  $x_p$  e  $y_p$  da partícula são determinadas por

$$\frac{dx_p}{dt} = v_{p,x}, \quad (4.11a)$$

$$\frac{dy_p}{dt} = v_{p,y}, \quad (4.11b)$$

com a condição inicial

$$t=0, x_p = x_{p,0}, y_p = y_{p,0}. \quad (4.12)$$

As equações para a velocidade e trajetória da partícula podem ser resolvidas numericamente para qualquer geometria de câmara de combustão e qualquer configuração de escoamento gasoso.

#### 4.2 - Diâmetro de Corte no Pós-Combustor

O diâmetro de corte da partícula no pós-combustor é definido como o mínimo diâmetro para que a partícula não seja carregada pelo escoamento e se deposite no fundo da câmara. Para uma câmara vertical, o esquema de forças se simplifica pois o peso e o arrasto se encontram na mesma direção vertical, conforme mostrado na figura abaixo.

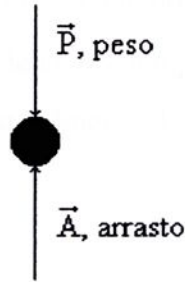


Figura 4.2 - Esquema das forças que atuam em uma partícula em um escoamento gasoso vertical.

O diâmetro de corte é determinado igualando o arrasto ao negativo do peso e fazendo a velocidade da partícula ser zero. A partícula exatamente com o diâmetro de corte permanecerá parada no escoamento gasoso. Assim:

$$\frac{18\mu}{\rho_p d_{p,c}^2} \left[ 1 + 0,15 \left( \frac{\rho v d_{p,c}}{\mu} \right)^{0,687} \right] v = g, \quad (4.13)$$

onde  $d_{p,c}$  é o diâmetro de corte a ser determinado.

Note-se que a equação (4.13) pressupõe que a partícula possui velocidade inicial igual a zero, o que não é verdadeiro uma vez que o escoamento gasoso vem do forno rotativo. No entanto, partículas com velocidade vertical diferente de zero e diâmetro superior ou igual ao diâmetro de corte sofrerão um arrasto menor que aquele representado na equação (4.13) e, para as mesmas, uma condição de velocidade nula será muito rapidamente atingida dentro do pós-combustor.

Sendo  $\rho vA = \dot{m}_{\text{gas,p}}$ , onde  $A$  é a área da seção e  $\dot{m}_{\text{gas,p}}$  a vazão mássica dos produtos de combustão no pós-queimador, respectivamente, e sendo  $\rho = p/RT = (p\bar{M})/(\bar{R}T)$ , onde  $p$  é a pressão,  $R$  a constante do gás de combustão,  $T$  a temperatura,  $\bar{M}$  a massa molecular média do gás de combustão e  $\bar{R}$  a constante universal dos gases perfeitos, a equação que determina o diâmetro de corte, em termos de parâmetros de incineração, fica:

$$\frac{18\mu}{\rho_p d_{p,c}^2} \left[ 1 + 0,15 \left( \frac{\dot{m}_{\text{gas,p}} d_{p,c}}{\mu A} \right)^{0,687} \right] \frac{\bar{R}T}{p\bar{M}A} \dot{m}_{\text{gas,p}} = g \quad (4.14)$$

A equação acima requer resolução numérica, uma vez que não há simplificação razoável para eliminar um dos dois termos dentro dos colchetes no lado esquerdo da mesma, conforme demonstrado a seguir.

Para a temperatura de operação no pós-combustor de 1200 °C, a viscosidade do gás é da ordem de  $5,40 \times 10^{-5} \text{ kg.m}^{-1}.\text{s}^{-1}$  [34]. A vazão mássica dos gases de combustão é da ordem de 15 vezes maior que a taxa de alimentação de resíduos,  $\dot{m}_R$ , conforme será visto no Capítulo 5. A taxa de alimentação de resíduos, por sua vez, tem um valor no mínimo em torno de 350 kg/h [17]. Para  $A = 2,8 \times 1,8 \text{ m}^2$ , conforme a Tabela 1.1, o segundo termo entre os colchetes,  $s$ , fica:



$$s \sim 0,15 \left( \frac{5250 x d_{p,c} x 10^{-6}}{3600 x 5,40 x 10^{-5} x 2,8 x 1,8} \right)^{0,687} = 5,36 x 10^{-3} x d_{p,c}^{0,687}, \quad (4.15)$$

onde  $d_{p,c}$  deve ser inserido em  $\mu\text{m}$ .

Para partículas com diâmetros variando entre 50 e 1000  $\mu\text{m}$ , o valor de  $s$  varia entre 0,08 e 0,62, que são valores que não podem ser desprezados com relação à unidade, nem vice-versa.



## CAPÍTULO 5

### RESULTADOS E DISCUSSÃO

#### 5.1 - Resultados em Condições Típicas de Operação

A Figura 5.1 apresenta as vazões de resíduo, gás natural, ar e oxigênio e o número de Reynolds como funções do teor de oxigênio no gás oxidante do forno rotativo (para ar não enriquecido, %O<sub>2</sub> = 21), para 2 segundos de tempo de residência, temperatura de 900 °C e excesso de oxidante de 90%, que são parâmetros típicos da unidade de incineração considerada aqui. É importante indicar que a capacidade nominal da unidade é 350 kg/h, aproximadamente o mesmo valor da taxa de incineração de resíduo calculada para a condição de não enriquecimento, 337 kg/h.

Analisando os resultados para as vazões mássicas, observa-se que para cada kg de resíduo incinerado acima das condições ordinárias de operação (> 21% O<sub>2</sub>) é necessário adicionar cerca de 0,03 kg de gás natural e 0,90 kg de oxigênio para um resíduo com PCI = 0 kcal/kg, e 0,08 kg de gás natural e 1,03 kg de oxigênio para o resíduo água com 8,3 % de cinzas. O custo adicional para incineração pode ser calculado como sendo o custo adicional com combustível e oxigênio. Os custos de gás natural e oxigênio correspondem a US\$ 0,20/kg e US\$ 0,30/kg, respectivamente. Assim, para os casos da Figura 5.1, o custo adicional por kg de resíduo é US\$ 0,276 para o resíduo com PCI = 0 kcal/kg e US\$ 0,325 para o resíduo água + cinzas.

O número de Reynolds como função do teor de O<sub>2</sub> no oxidante aumenta com o enriquecimento para ambos os casos. Contudo, usando diesel como o combustível auxiliar e um resíduo consistindo de 100 % água, Lacava e Carvalho [3] observaram que o número de Reynolds decai quando a porcentagem de O<sub>2</sub> aumenta, do que se conclui que o número de Reynolds deve ser sempre calculado para verificar o regime de



combustão, especialmente com câmaras pequenas, para as quais este parâmetro pode estar no entorno de 5000.

Os resultados para vazões de oxigênio e ar puros são praticamente os mesmos para ambos resíduos. Assim, se o resíduo for mudado, uma compensação entre as vazões de resíduo e combustível auxiliar ocorrerá para operação no mesmo tempo de residência e temperatura. Contudo, a taxa de incineração apresentada na Figura 5.1 será atingida somente se o resíduo possuir um tempo total de pirólise inferior ao tempo em que o material permanece no forno rotativo, conforme já discutido no Capítulo 2. Desta maneira, em alguns casos é necessário aumentar a taxa de pirólise aumentando a temperatura de incineração e, em consequência, aumentando o custo por kg de resíduo incinerado. Este aumento de temperatura deve também respeitar os limites do material do forno.

A Tabela 5.1 apresenta o custo por kg de resíduo incinerado e o fator  $f$  definido na equação (2.18) para resíduos tipo madeira e papel, com PCI global igual a 0 kcal/kg, quando a temperatura aumenta de 900 para 950 °C e de 900 para 1000 °C, usando oxigênio para enriquecimento, considerando a mesma taxa de incineração. Nesta situação, para cada 50 °C o custo/kg de resíduo incinerado aumenta aproximadamente US\$ 0,096.

Para análise do processo no pós-queimador, o combustível auxiliar e o oxidante foram considerados como injetados em proporções estequiométricas para elevar a temperatura dos gases provenientes do forno rotativo de 900 °C para 1200 °C. O resíduo analisado foi aquele com PCI = 0 kcal/kg. Outras proporções entre combustível auxiliar e oxidante bem como outros tipos de resíduo podem ser analisados utilizando o equacionamento desenvolvido no presente trabalho.

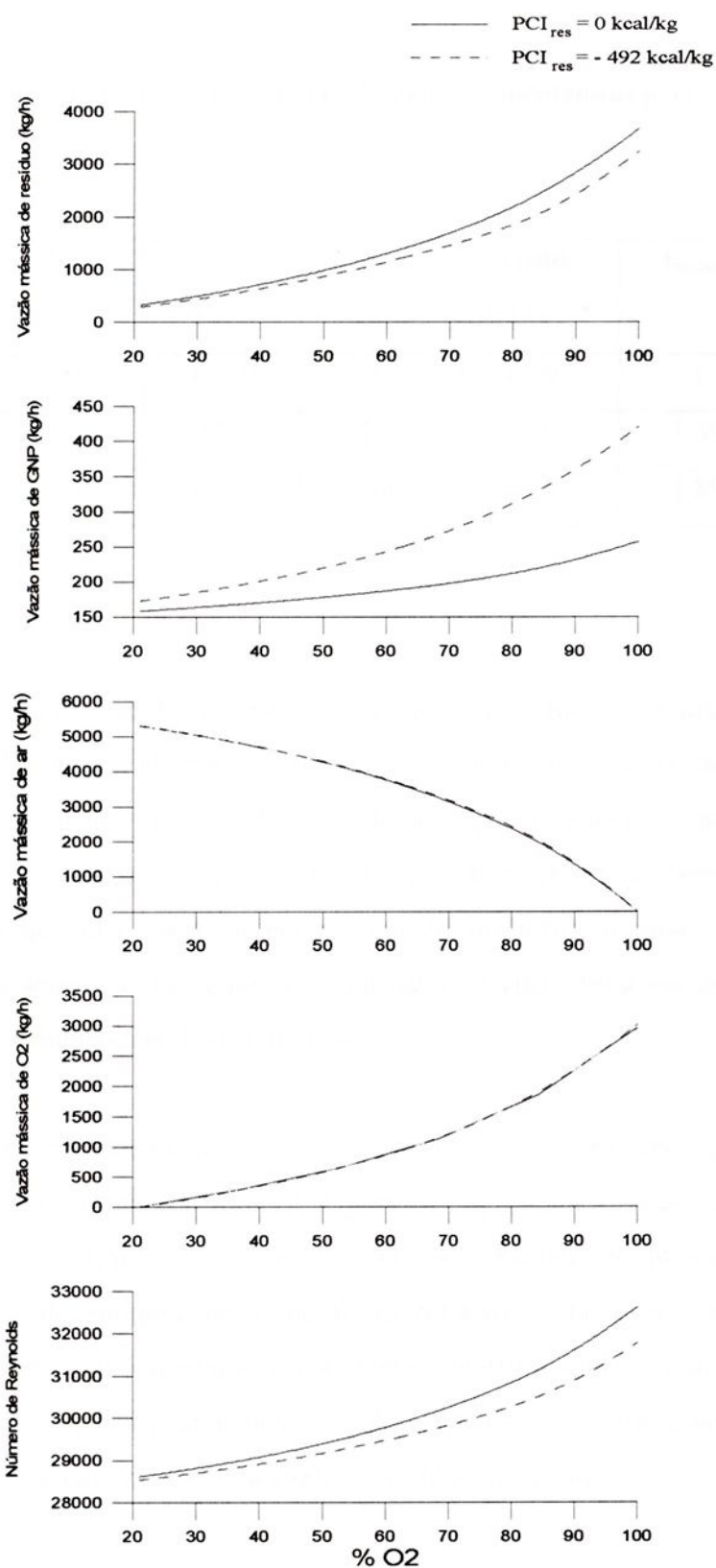


Figura 5.1 - Vazões mássicas de resíduo, gás natural, ar e oxigênio e número de Reynolds como funções do teor de oxigênio no gás oxidante



Tabela 5.1 - Parâmetros de incineração em diferentes temperaturas para resíduos tipo madeira e papel.

T, °C	$\dot{m}_{res}$ kg/h	$\dot{m}_{GNP}$ kg/h	$\dot{m}_{O_2}$ kg/h	custo/ kg res. *	$f_{madeira}$	$f_{papel}$
900	338	157.9	0	0.093	1	1
950	338	162.1	107	0.191	1.39	2.56
1000	338	165.6	206	0.281	1.89	6.10

\*US\$

A Figura 5.2 apresenta o custo total de combustível auxiliar e oxigênio por kg de resíduo incinerado como funções do teor de oxigênio no oxidante. Este custo representa o componente principal do custo de operação da unidade. É possível observar que o enriquecimento no pós-combustor sempre acarreta em aumento do custo de operação para qualquer nível de enriquecimento no forno rotativo. Contudo, para enriquecimento acima de 40 % no pós-combustor, o custo total aumenta conforme o percentual de  $O_2$  aumenta no forno rotativo.

O enriquecimento no pós-combustor é interessante para reduzir a quantidade emitida de particulados. A Figura 5.3 apresenta a vazão total do gás de combustão como função do teor de oxigênio no oxidante do pós-combustor, para diferentes níveis de enriquecimento no forno rotativo. É possível concluir que uma redução na vazão total dos gases de combustão ocorre quando a porcentagem de  $O_2$  aumenta no pós-combustor, diminuindo a velocidade do gás e diminuindo a quantidade de material particulado em relação à vazão de resíduo incinerado.

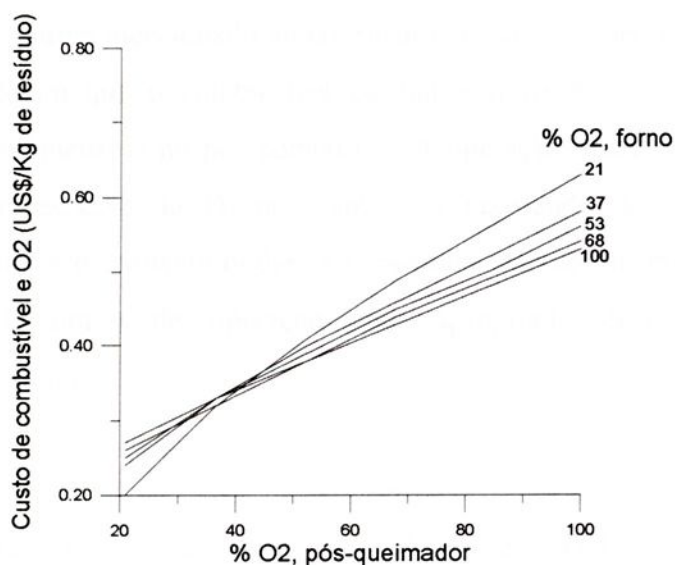


Figura 5.2 - Custo total de combustível auxiliar e oxigênio por kg de resíduo incinerado como função do teor de oxigênio no oxidante injetado no pós-combustor.

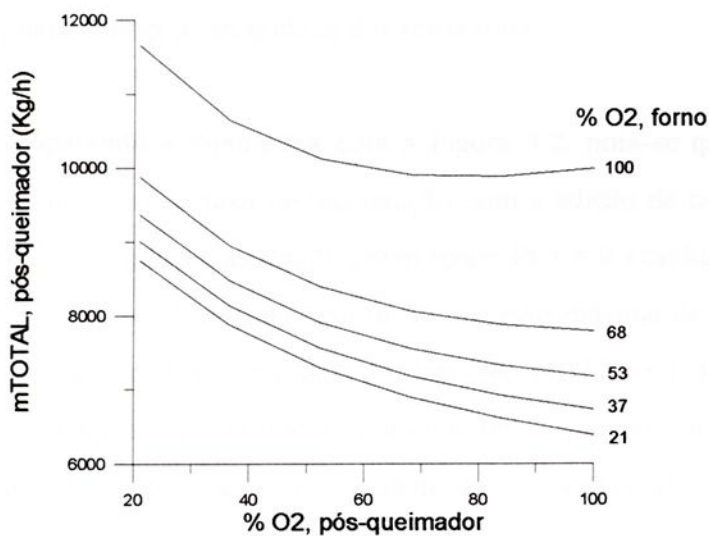


Figura 5.3 - Vazão mássica total de gás de combustão como função do teor de oxigênio no gás oxidante.

Conforme mencionado anteriormente, as análises decorrentes das Figuras 5.2 e 5.3 consideram que o combustível auxiliar e o oxidante foram injetados em proporções estequiométricas no pós-combustor. A operação nesta condição é possível em vista do alto excesso de  $O_2$  na combustão ocorrendo no forno rotativo. O combustível auxiliar e o oxidante podem ser injetados mesmo em proporções ricas no pós-queimador. O ponto de operação mais apropriado deve ser determinado empiricamente no campo.

A Figura 5.4 apresenta os parâmetros de funcionamento do forno rotativo com enriquecimento quando é incinerado o resíduo médio ( $PCI = 2208$  kcal/kg), cuja fórmula química foi apresentada no Capítulo 2. Neste caso, a temperatura média no interior do forno foi mantida a  $1000^{\circ}C$ , com a queima ocorrendo a 75 % de excesso de oxidante.

Nota-se que a porcentagem de oxigênio no ar de combustão não é maior que 55% devido ao fato de que a temperatura média no interior do forno não deve exceder  $1000^{\circ}C$ , para manter a integridade dos refratários.

Comparando a Figura 5.4 com a Figura 5.2, nota-se que para resíduos com PCI maior, o aumento da taxa de incineração com a adição de oxigênio é menor. Para a situação onde o resíduo é assumido como tendo  $PCI = 0$  kcal/kg ou como sendo água + cinzas, consegue-se obter uma taxa de incineração máxima de quase 9 vezes a taxa de incineração nas condições normais de operação (100 % ar). Já para o resíduo com  $PCI = 2208$  kcal/kg o máximo que se consegue obter, para as condições da Figura 5.4, é 1,5 vez a taxa de incineração com o oxidante sendo apenas o ar.

No entanto, para incineração do resíduo com  $PCI = 2208$  kcal/kg ocorre uma queda no consumo de gás natural de até 6 vezes (53 % de  $O_2$ ) com adição de oxigênio. Para a situação de incineração da Figura 5.4, para cada kg de resíduo adicional incinerado é necessário acrescentar 0,2 kg de  $O_2$  e reduzir 0,048 kg de gás natural.

Sendo assim, o custo de cada kg adicional de resíduo incinerado é de US\$ 0,048/kg de resíduo.

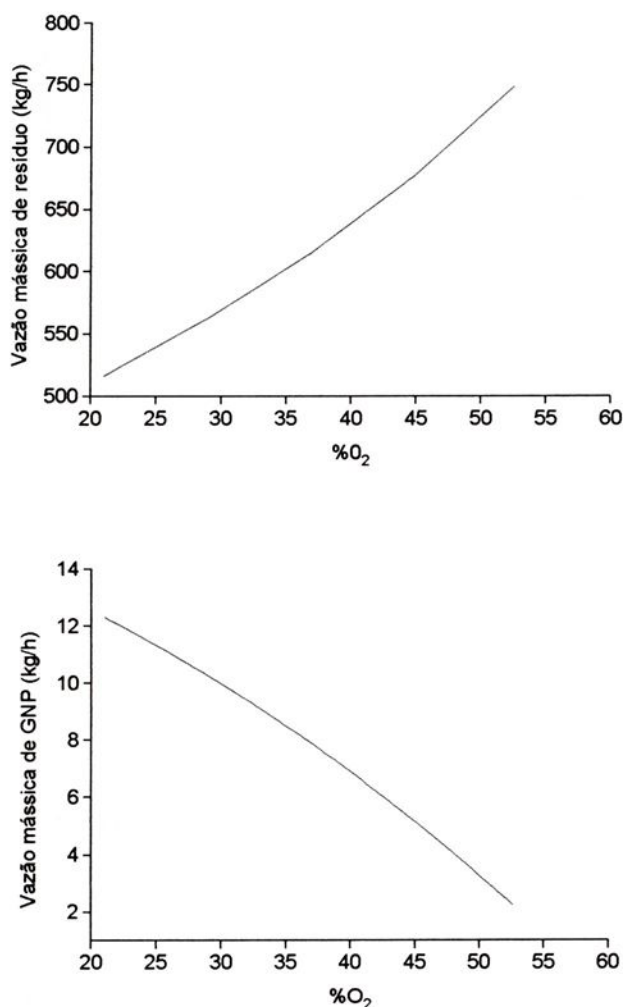


Figura 5.4 - Vazões mássicas de resíduo, gás natural, ar e oxigênio e número de Reynolds como funções do teor de oxigênio no gás oxidante (resíduo médio). Queima a 75 % de excesso de oxidante, com temperatura de operação de 1000 °C (continua na próxima página).



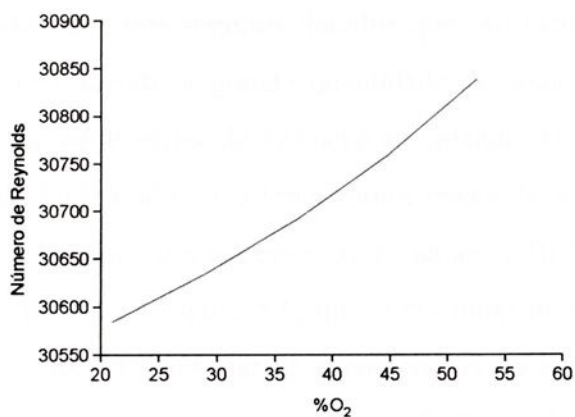
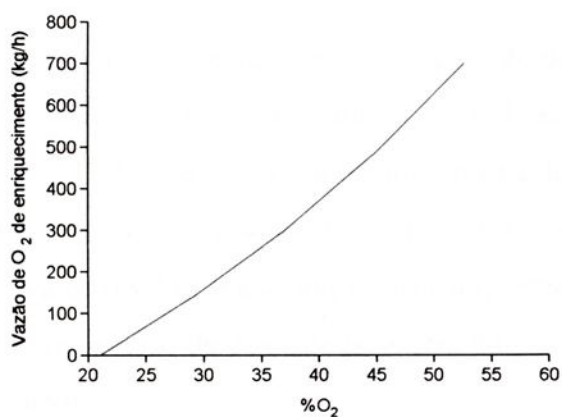
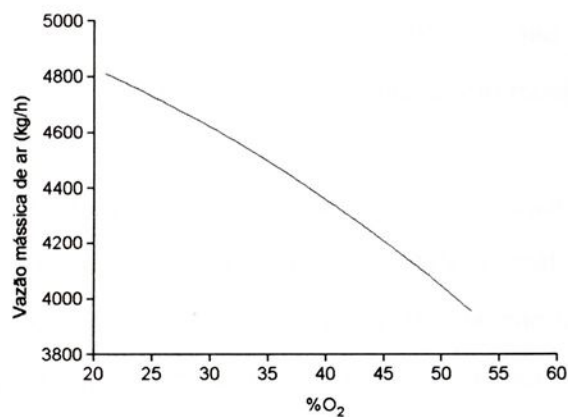


Figura 5.4 (continuação) - Vazões mássicas de resíduo, gás natural, ar e oxigênio e número de Reynolds como funções do teor de oxigênio no gás oxidante (resíduo médio). Queima a 75 % de excesso de oxidante, com temperatura de operação de 1000 °C.

Maiores taxas de incineração do resíduo médio, mantendo-se a temperatura média do forno rotativo nos mesmos 1000 °C, são possíveis aumentando o nível de enriquecimento e o excesso de ar no sistema, como mostra a Figura 5.5.

Observa-se que a quantidade de resíduo incinerada, quando não há enriquecimento com oxigênio, é inversamente proporcional ao excesso de ar do processo. Isto se deve ao fato de que grande parte da energia térmica existente no interior do forno é gasta apenas para aquecer o ar de combustão, diminuindo a energia disponível para a destruição do resíduo.

A Figura 5.6 mostra os parâmetros de operação do forno rotativo, quando é incinerado o resíduo simulado com PCI igual a 1000 kcal/kg e situações onde o excesso de ar é de 50 %, 75 % e 90 %. A temperatura média do forno é de 1000 °C. A condição mais econômica das três, do ponto de vista do consumo de oxigênio, consumo de GNP e vazão mássica de resíduo, é a condição onde a queima acontece com 50 % de excesso de oxidante. Este excesso de oxidante já se encontra na faixa não recomendável para incineração de sólidos.

Grande parte dos resíduos líquidos que são incinerados possuem o PCI muito próximo de zero, devido à grande quantidade de água em sua composição. A Figura 5.7 mostra os parâmetros de incineração quando se atribui para o resíduo simulado um PCI igual a 0 kcal/kg e a temperatura média do forno é de 1000 °C. Dois casos são estudados: queima com excessos de ar iguais a 50 % e 75 %. Neste caso, observa-se, em comparação à Figura 5.6, que o consumo de GNP aumenta à medida que o oxidante é enriquecido. Para manter a temperatura do forno rotativo em 1000 °C aumentando-se a vazão mássica do resíduo com PCI = 0 kcal/kg, é necessário um consumo maior de GNP, devido à energia térmica absorvida pelo resíduo.



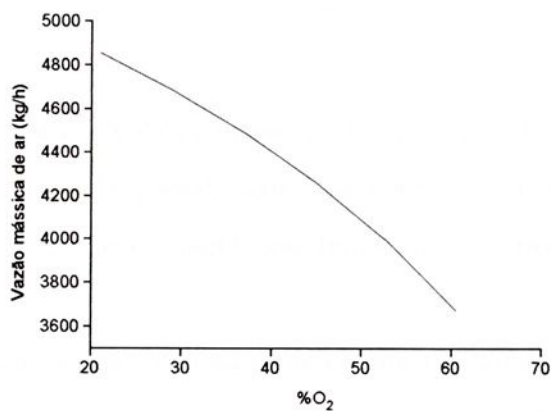
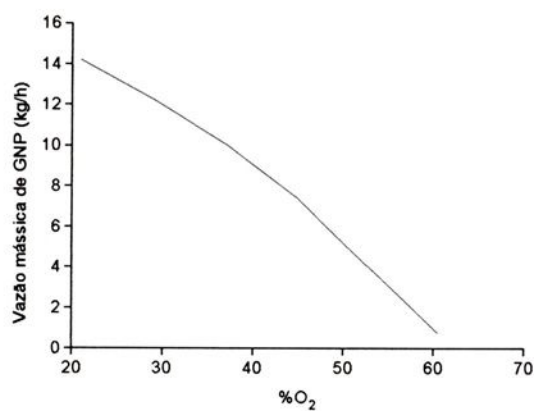
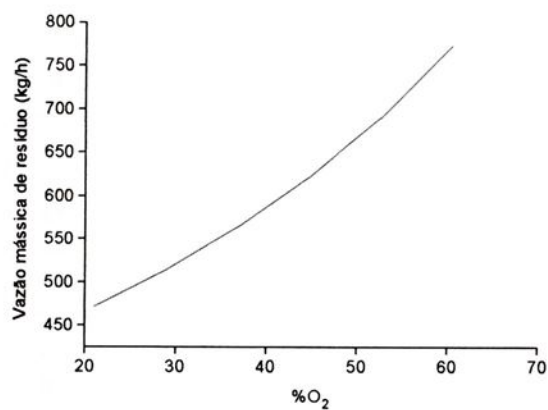


Figura 5.5 - Vazões mássicas de resíduo, gás natural, ar e oxigênio e número de Reynolds como funções do teor de oxigênio no gás oxidante (resíduo médio). Queima a 90 % de excesso de oxidante, com temperatura de operação de 1000 °C (continua na próxima página).

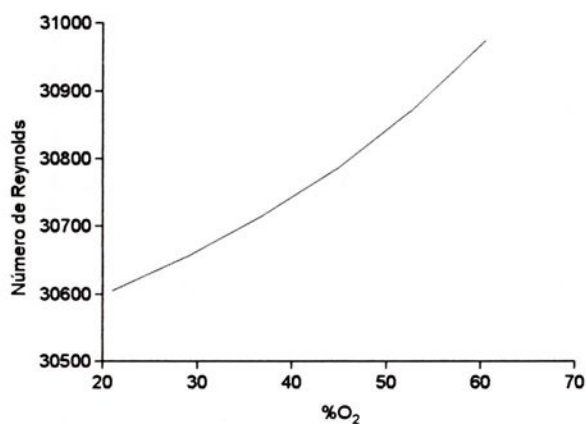
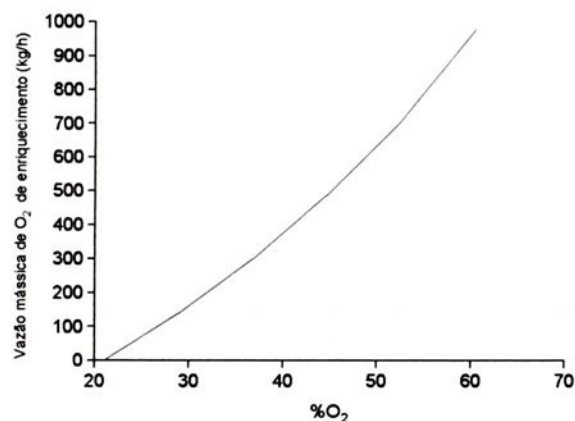


Figura 5.5 (continuação) - Vazões mássicas de resíduo, gás natural, ar e oxigênio e número de Reynolds como funções do teor de oxigênio no gás oxidante (resíduo médio). Queima a 90 % de excesso de oxidante, com temperatura de operação de 1000 °C.

A vazão mássica dos gases de combustão aumenta com o enriquecimento no forno rotativo, conforme mostram as Figuras 5.8 e 5.9, para o resíduo médio e o resíduo simulado (PCI = 1000 kcal/kg), para operação com 75 % de excesso de oxidante.



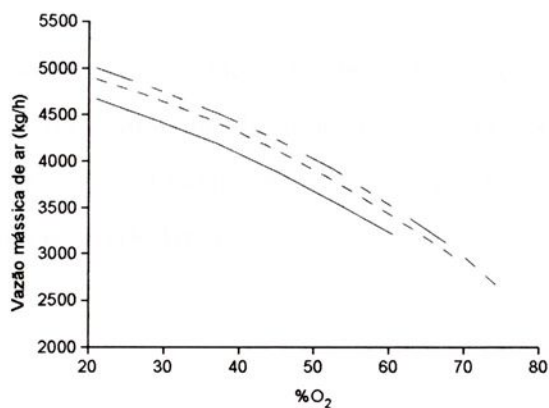
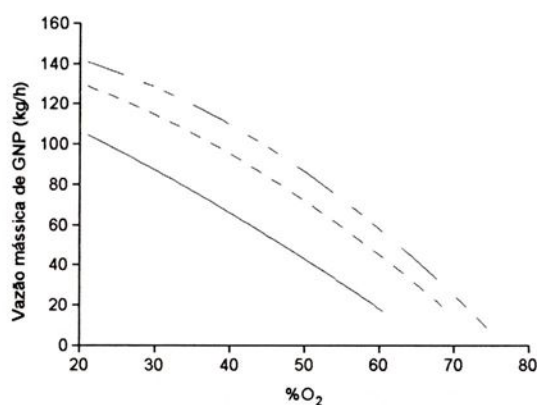
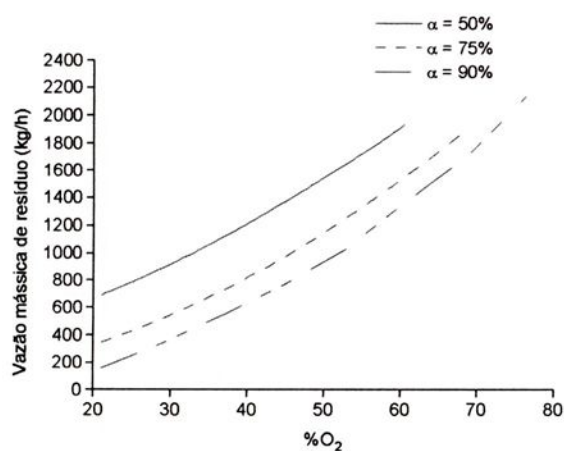


Figura 5.6 - Vazões mássicas de resíduo, gás natural, ar e oxigênio e número de Reynolds como funções do teor de oxigênio no gás oxidante (resíduo simulado, PCI = 1000 kcal/kg). Queima a 50 %, 75 % e 90 % de excesso de oxidante, com temperatura de operação de 1000 °C (continua na próxima página).



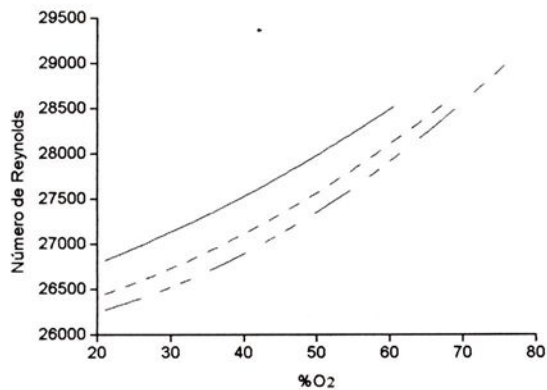
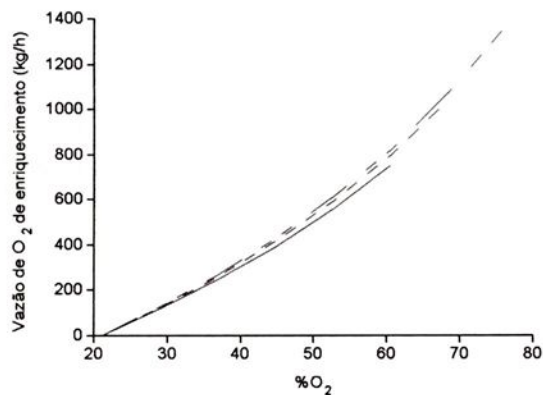


Figura 5.6 (continuação) - Vazões mássicas de resíduo, gás natural, ar e oxigênio e número de Reynolds como funções do teor de oxigênio no gás oxidante (resíduo simulado, PCI = 1000 kcal/kg). Queima a 50 %, 75 % e 90 % de excesso de oxidante, com temperatura de operação de 1000 °C.

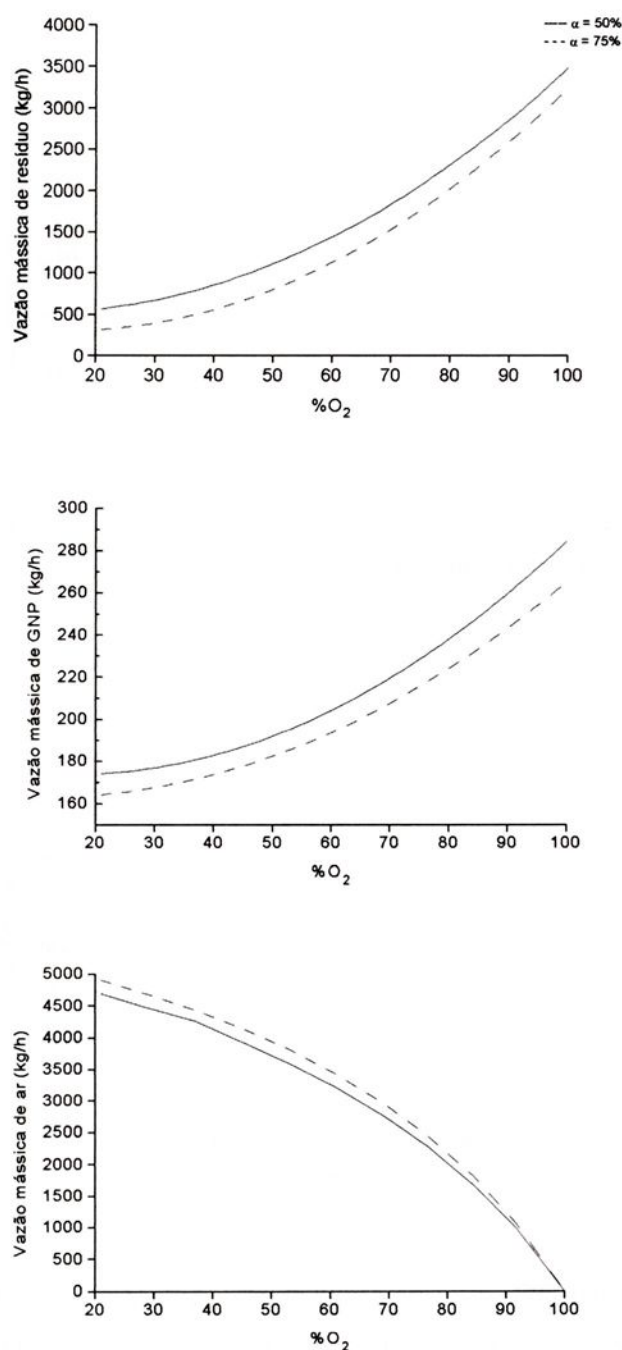


Figura 5.7 - Vazões mássicas de resíduo, gás natural, ar e oxigênio e número de Reynolds como funções do teor de oxigênio no gás oxidante (resíduo simulado, PCI = 0 kcal/kg). Queima a 50 % e 75 % de excesso de oxidante, com temperatura de operação de 1000 °C (continua na próxima página).

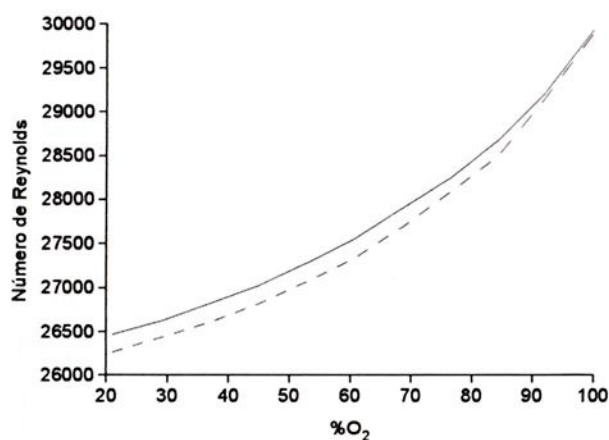
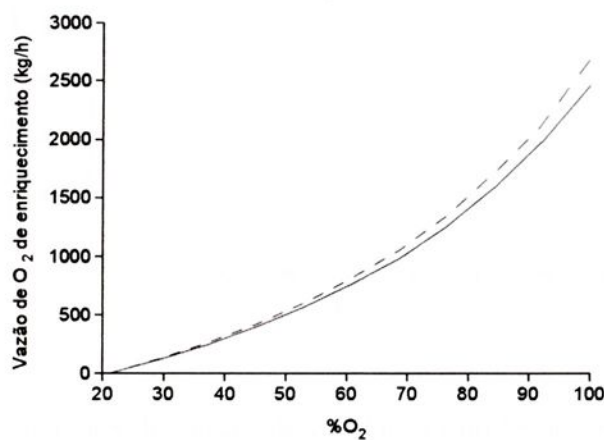


Figura 5.7 (continuação) - Vazões mássicas de resíduo, gás natural, ar e oxigênio e número de Reynolds como funções do teor de oxigênio no gás oxidante (resíduo simulado, PCI = 0 kcal/kg). Queima a 50 % e 75 % de excesso de oxidante, com temperatura de operação de 1000 °C.

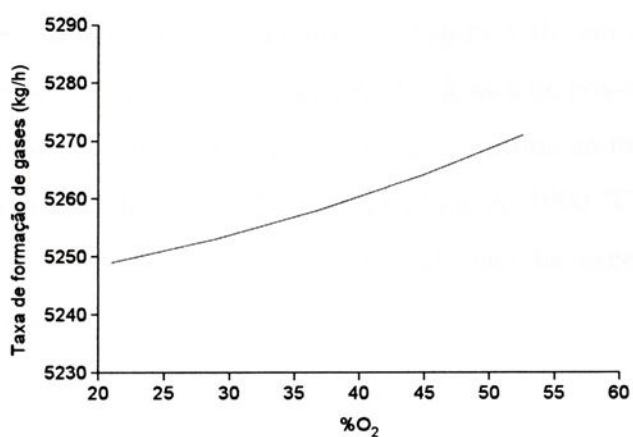


Figura 5.8 - Vazão mássica dos gases de combustão no forno rotativo (resíduo médio, 75 % de excesso de oxidante e temperatura de 1000 °C).

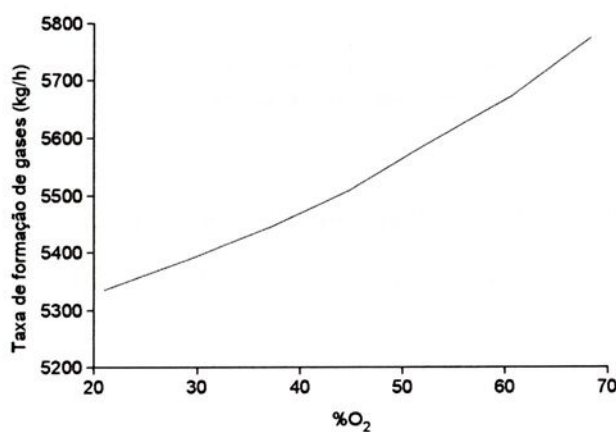


Figura 5.9 - Vazão mássica dos gases de combustão no forno rotativo (resíduo simulado com PCI = 1000 kcal/kg, 75 % de excesso de oxidante e temperatura de 1000 °C).

Promovendo-se o enriquecimento simultâneo do ar de combustão do forno rotativo e da câmara de pós-combustão é possível diminuir o fluxo total de gases e diminuir o consumo do combustível auxiliar. A Figura 5.10, em uma primeira análise, mostra a vazão de gases provenientes somente da câmara de pós-combustão. O resíduo considerado é o simulado com PCI = 2208 kcal/kg. A queima no forno rotativo acontece com excesso de oxidante igual a 75% e temperatura de 1000 °C, e o enriquecimento ocorre apenas na câmara de pós-combustão, onde não há excesso de oxidante e a temperatura é de 1200 °C.

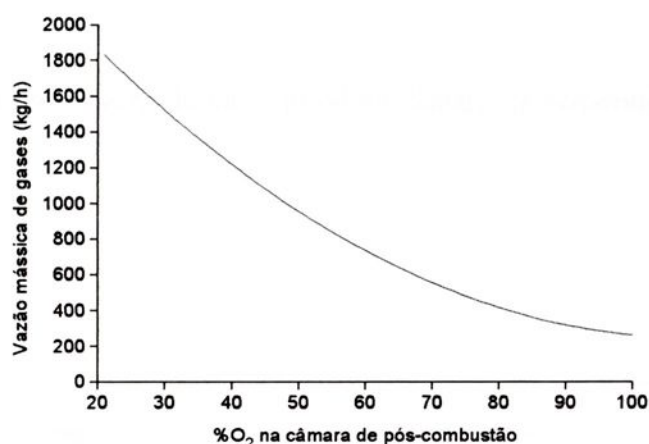


Figura 5.10 - Vazão mássica dos gases de combustão na câmara de pós-combustão (resíduo simulado com PCI = 2208 kcal/kg, temperatura de 1200 °C).

Uma economia considerável de combustível auxiliar é obtida com a condição de enriquecimento da situação anterior (Figura 5.10) na câmara de pós-combustão. As Figuras 5.11 e 5.12 apresentam as vazões mássicas de gás natural e de oxigênio na câmara de pós-combustão.

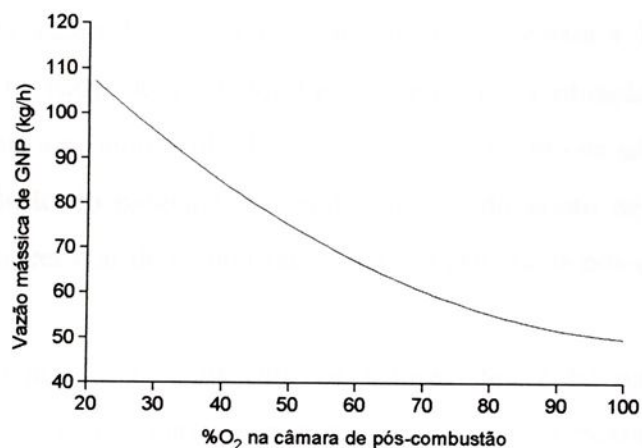


Figura 5.11 - Vazão mássica de gás natural na câmara de pós-combustão (temperatura de 1200 °C).

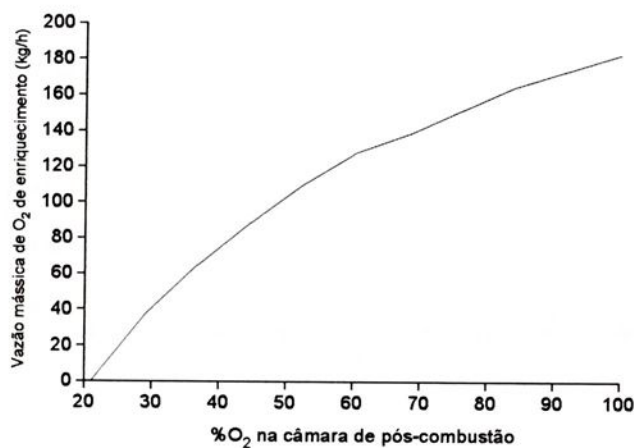


Figura 5.12 - Vazão mássica de oxigênio de enriquecimento na câmara de pós-combustão (temperatura de 1200 °C).

Figura 5.11 mostra que para o nível de 100% de  $O_2$  existe uma redução superior a 50% na vazão de gás natural para manter a câmara à 1200 °C. Analisando apenas as vazões mássicas de gás natural e oxigênio para a situação das Figuras 5.11 e 5.12, conclui-se que a economia obtida com o menor consumo de gás natural não supera o custo com a adição do oxigênio, tornando inviável do ponto de vista econômico, o processo de enriquecer o ar de combustão apenas na câmara de pós-combustão.

A Figura 5.13 apresenta os valores de vazão mássica de gases de combustão quando ocorre o enriquecimento simultâneo e na mesma proporção para o forno rotativo e para a câmara de pós-combustão. O resíduo estudado é o simulado com  $PCI = 0$  kcal/kg e a combustão no forno rotativo ocorre com excesso de ar igual a 50 %. Na câmara de pós-combustão a temperatura é ainda de 1200 °C, admitindo-se um excesso de ar igual a zero.

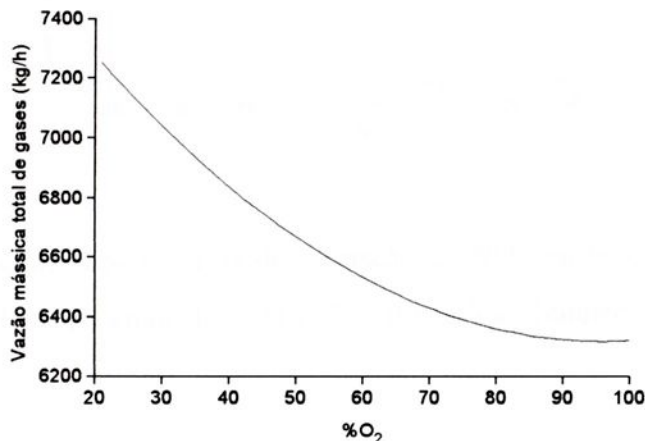


Figura 5.13 - Vazão mássica total de gases de combustão provenientes do processo de incineração com enriquecimento no forno rotativo e na câmara de pós-combustão.

## 5.2 - Análise Comparativa das Taxas de Formação de NO<sub>x</sub>

Quanto maior a quantidade de ar admitida em um processo de combustão maior será a quantidade de nitrogênio disponível para formar óxidos nitrogenados. A Figura 5.14 mostra que a relação entre as taxas de formação de NO<sub>x</sub> térmico diminui com o enriquecimento com oxigênio. Neste caso o resíduo incinerado é o simulado com PCI = 0 kcal/kg, com temperatura do forno rotativo de 1000 °C. As curvas apresentadas referem-se à queima com 50% e 75% de excesso de oxidante.

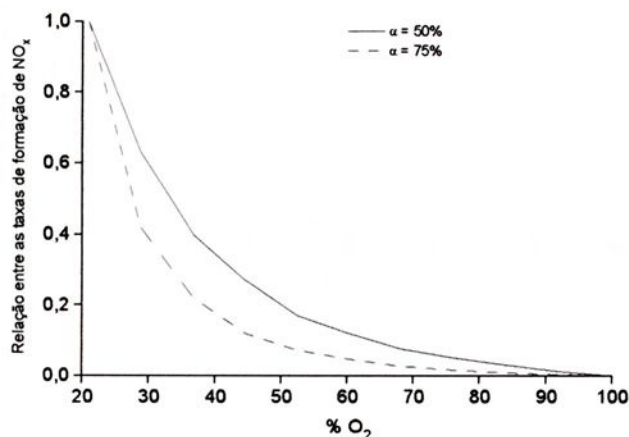


Figura 5.14 - Relação entre taxas de formação de NO<sub>x</sub> em função do enriquecimento com oxigênio. Resíduo simulado com PCI = 0 kcal/kg. Temperatura do forno rotativo 1000 °C.

Em termos de relação de taxas de formação, nota-se que quanto maior o excesso de oxidante, e quanto maior o nível de enriquecimento, menor serão os níveis de formação de NO<sub>x</sub> térmico em relação à situação de queima sem enriquecimento.

Alterando o PCI do resíduo simulado de 0 para 1000 kcal/kg observa-se que as taxas de formação de  $\text{NO}_x$  são praticamente inalteradas e que novamente o aumento do excesso de ar contribui para diminuir a relação entre as taxas. A Figura 5.15 mostra um caso onde é incinerado o resíduo simulado com  $\text{PCI} = 1000 \text{ kcal/kg}$ , com temperatura de  $1000 \text{ }^\circ\text{C}$ .

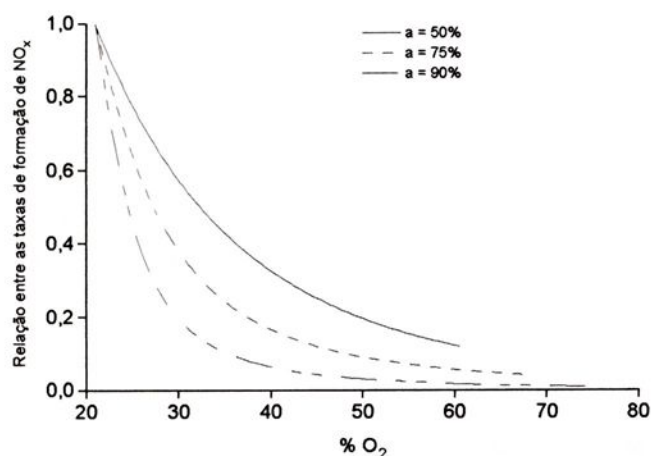


Figura 5.15 - Relação entre as taxas de formação de  $\text{NO}_x$  para a queima do resíduo simulado com PCI igual a  $1000 \text{ kcal/kg}$ . Temperatura do forno =  $1000 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Analisando as taxas de formação de  $\text{NO}_x$  para a queima do resíduo médio, observa-se que quando o excesso de oxidante é de  $90\%$ , as taxas são aproximadamente  $35\%$  maiores que nos casos onde o excesso de oxidante é  $75\%$ . Entretanto, nota-se que praticamente não há alterações na relação entre as taxas de formação quando é alterado o excesso de oxidante no processo de combustão. As possíveis alterações ficam por conta do nível de enriquecimento com oxigênio no processo.

Na Figura 5.16 são apresentadas as taxas relativas de formação de  $\text{NO}_x$  para o resíduo médio quando se altera o excesso de oxidante. Quando o forno opera com excesso de oxidante igual a 90% é possível promover um nível maior de enriquecimento sem ultrapassar o limite de 1000 °C. Consequentemente, a taxa de formação de  $\text{NO}_x$  diminui.

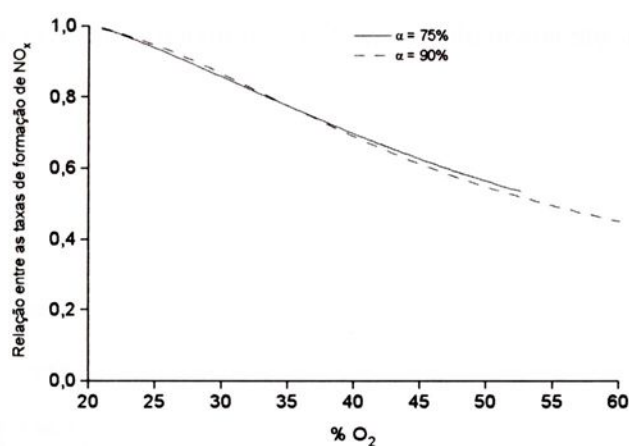


Figura 5.16 - Relação entre taxas de formação de  $\text{NO}_x$  para a queima do resíduo médio. Temperatura do forno = 1000 °C.

No caso de incineração de sólidos não há meios de analisar os teores relativos de  $\text{NO}_x$  gerados pelo processo “prompt”. A análise dos teores relativos de  $\text{NO}_x$  gerado pelo nitrogênio do combustível é direta, dependente da determinação da concentração de nitrogênio presente no combustível.

### 5.3 - Análise da Formação de Particulados

Como discutido anteriormente, o enriquecimento com oxigênio pode diminuir a vazão mássica total dos gases de combustão sem, contudo, diminuir a turbulência, favorável à combustão, para valores indesejáveis. A Figura 5.17 mostra que para a queima do resíduo simulado com  $PCI = 0 \text{ kcal/kg}$ , excessos de oxidante de 50 % no forno rotativo e 0% na câmara de pós-combustão, com temperaturas de  $1000 \text{ }^\circ\text{C}$  e  $1200 \text{ }^\circ\text{C}$ , no forno rotativo e câmara de pós-combustão, respectivamente, o número de Reynolds na câmara de pós-combustão atinge valores superiores a 10.000, mesmo na situação de enriquecimento máximo (100%), simultaneamente no forno e no pós-combustor.

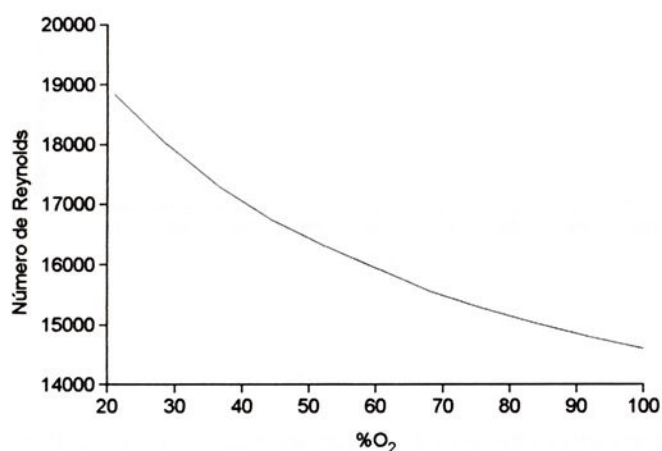


Figura 5.17 - Número de Reynolds na câmara de pós-combustão. Situação de enriquecimento simultâneo no forno e na câmara de pós-combustão para a queima do resíduo simulado com  $PCI = 0 \text{ kcal/kg}$ .

A diminuição da vazão mássica total de gases com o enriquecimento provoca uma diminuição da velocidade desses gases que atua diretamente sobre as emissões de material particulado.

Neste estudo, é estimado o diâmetro de corte das partículas que seriam arrastadas juntamente com os gases do processo de combustão. A Figura 5.18 apresenta os resultados para a condição de queima do resíduo simulado, com PCI = 0 kcal/kg e enriquecimento simultâneo e na mesma proporção para o forno rotativo e câmara de pós-combustão.

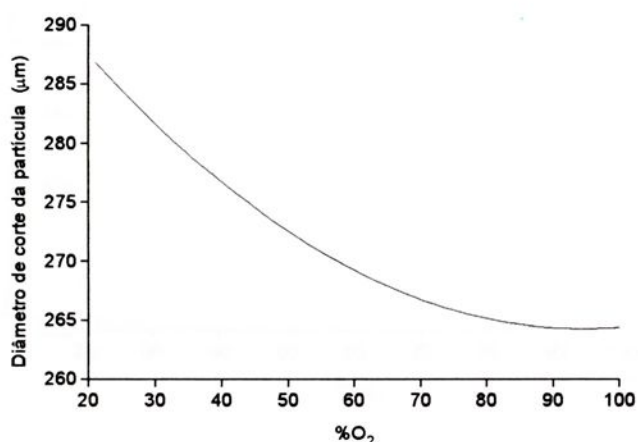


Figura 5.18 - Diâmetro de corte das partículas arrastadas com os gases de combustão. Queima de resíduo simulado com PCI = 0 kcal/kg. Excesso de oxidante de 50% para o forno e 0% para a câmara de pós-combustão e temperatura de 1000 °C e 1200 °C, respectivamente.

Observa-se então que o nível de emissões de particulados pode ser diminuído com o enriquecimento de oxigênio, pois o diâmetro de corte das partículas arrastadas diminui quanto maior o nível de enriquecimento.

Mesmo em condições onde não é possível atingir o nível máximo de enriquecimento (100%), as emissões de particulados podem ser reduzidas com enriquecimentos em diferentes proporções no forno rotativo e câmara de pós-combustão. A Figura 5.19 mostra a situação, para a queima do resíduo médio, onde no forno rotativo atingiu-se o limite de 52,6% de enriquecimento com excesso de oxidante igual a 75%, com o objetivo de não ultrapassar 1000 °C. Na câmara de pós-combustão foi atingido o limite de 100% de enriquecimento com excesso de oxidante igual a 0%.

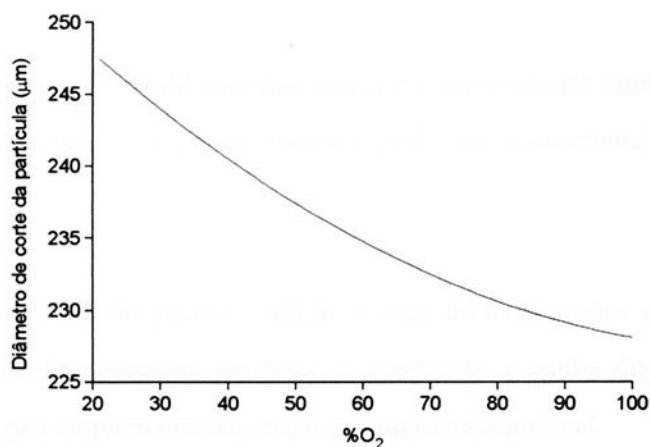


Figura 5.19 - Diâmetro de corte das partículas arrastadas com os gases de combustão. Queima de resíduo médio (PCI = 2208 kcal/kg). Excesso de oxidante de 75% para o forno e 0% para a câmara de pós-combustão e temperatura de 1000 °C e 1200 °C, respectivamente.

## CAPÍTULO 6

### CONCLUSÕES

Baseado nos conceitos dos balanços de massa e energia, os potenciais do enriquecimento com oxigênio foram discutidos para uma unidade típica de incineração de forno rotativo. A unidade é dimensionada para 350 kg/h de resíduo, operando com 90% de excesso de ar e temperaturas entre 900 °C e 1000 °C no forno rotativo. A temperatura no pós-combustor é de 1200 °C. O combustível auxiliar é o gás natural de petróleo. As conclusões principais são as seguintes:

(a) Mantendo o tempo de residência dos gases e a temperatura constante no interior do forno rotativo, a vazão mássica de resíduo pode ser aumentada para valores muito significativos.

(b) O tempo de pirólise do resíduo sólido é uma limitação para o aumento da vazão mássica de resíduo. Dependendo do caso, a temperatura média do forno rotativo deve ser aumentada, o que implica em um custo operacional adicional.

(c) Com os preços atuais de gás natural e oxigênio no Brasil, o processo de enriquecimento representa um custo adicional por kg de resíduo incinerado. Por isso, o enriquecimento não deve ser considerado no projeto original de um sistema de incineração, mas sim, se a necessidade for aumentar a capacidade de incineração de uma unidade existente.

(d) Enriquecendo o ar de combustão somente no forno rotativo e mantendo-se a temperatura invariável, as vazões de gases de combustão serão aumentadas, devido ao aumento da taxa de resíduo incinerado.



(e) O enriquecimento simultâneo do forno rotativo e da câmara de pós-combustão reduzem significativamente as emissões de  $\text{NO}_x$  e contribui para a diminuição da vazão mássica total dos gases de combustão, dando condições favoráveis à redução das emissões de material particulado.

Os resultados obtidos neste estudo contribuem para estimativas quanto ao funcionamento de fornos rotativos operando com o ar de combustão enriquecido com oxigênio. Entretanto, é importante destacar o fato de que vários fatores relacionados ao resíduo podem afetar o processo de combustão, seja com enriquecimento ou não. Os resíduos sólidos e pastosos apresentam maiores problemas para serem queimados do que os resíduos líquidos e gasosos, em função da maior dificuldade de mistura com o oxidante. Em determinados casos, há necessidade de redução de tamanho do resíduo sólido, para se evitar uma segunda incineração. Deve ser evitada a compactação excessiva do resíduo.

Um mesmo resíduo sólido pode queimar de maneiras diferentes dependendo do lote. O teor de umidade existente pode alterar substancialmente o processo. Resíduos líquidos são geralmente tóxicos ou inflamáveis, o que faz com que sejam injetados com bastante cuidado. É comum um descontrole inicial do processo quando são incinerados resíduos líquidos. Apesar dos resíduos gasosos apresentarem facilidade de queima em função de sua baixa densidade, deve-se conhecer a sua composição química, o poder calorífico (que determina a necessidade de um combustível auxiliar), e a velocidade de chama, para evitar-se o retorno da chama pela tubulação de alimentação.

Este trabalho pode ser continuado com a quantificação da redução das emissões de material particulado, considerando o arrasto nas partículas. As taxas absolutas de  $\text{NO}_x$  gerado também podem ser quantificadas. O trabalho pode ser complementado com a obtenção de resultados no campo.



## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] OPPELT, E.T. Incineration of hazardous waste: a critical review. *Journal of the Air Pollution Control Association*, v. 37(5), p. 558-586, 1987.
- [2] OWENS, W.D.; SILCOX, G.D.; LIGHTY, J.S.; DENG, X.X; PERSHING, D.W.; CUNDY, V.A.; LEGER, C.B.; JAKWAY, A.L. Thermal analysis of rotary kiln incineration: comparison of theory and experiment. *Combustion and Flame*, v. 86, p.101-114, 1991.
- [3] LACAVAL, P.T.; CARVALHO JR., J.A. Análise térmica e econômica de incineradores operando com chamas enriquecidas com oxigênio. In: SEMINÁRIO DE ENGENHARIA INDUSTRIAL, 6., Bananal, SP, 1996. Proceedings. Bananal, SP, ABM, 1996. p. 63-78.
- [4] CLARK, R.; GRIFFITH, P.E. Diverse experience using oxygen systems in waste incineration. In: ANNUAL NATIONAL SYMPOSIUM ON INCINERATION OF INDUSTRIAL WASTES, 4., Houston, Texas, 1990. Proceedings. Houston, Texas, 1990.
- [5] JOSHI, S.V.; BECKER, J.S.; LYTLE, G.C. Effects of oxygen enrichment on the performance of air-fuel burners. In: INDUSTRIAL COMBUSTION TECHNOLOGIES SYMPOSIUM, Chicago, IL, 1986. Proceedings. Chicago, IL, 1986. p. 165-170.
- [6] BAUKAL, C.E.; DALTON, A.I. NO<sub>x</sub> measurements in oxygen enriched, air-natural gas combustion systems. In: ANNUAL ENERGY SOURCES TECHNOLOGY CONFERENCE, 18., New Orleans, Louisiana, 1990. Proceedings. New Orleans, Louisiana, 1990.
- [7] BAUKAL, C.E.; DALTON, A.I.; ELEAZER, P.B. NO<sub>x</sub> reduction with oxy-fuel burners. In: INTERNATIONAL CERAMIC SCIENCE AND TECHNOLOGY CONGRESS, 1., Anaheim, CA, 1989. Proceedings. Anaheim, CA, 1989.
- [8] MCLEOD, B.; ROMANO, F.J. The use of oxygen to reduce particulate emissions without reducing throughput. In: 1990 INCINERATION CONFERENCE, Allentown, PA, 1990. Proceedings. Allentown, PA, 1990.
- [9] GRIFFITH, C.R. PCB and PCP destruction using oxygen in mobile incineration. In: 1990 INCINERATION CONFERENCE, Allentown, PA, 1990. Proceedings. Allentown, PA, 1990.
- [10] HANSEN, E.R.; LEGER, C.B.; MIN-DA HO. Theory and practices with oxygen enrichment in a cement kiln firing waste derived fuels. In: 1994 INCINERATION CONFERENCE, Houston, TX, 1994. Proceedings. Houston, TX, 1994.



- [11] BONNER, T.A.; CORNETT, C.L.; DESAI, B.O.; FULLERKAMP, J.M.; HUGHES, T.W.; JOHNSON, M.L.; KENNEDY, E.D.; MCCORMICK, R.J.; PETERS, J.A.; ZANDERS, D.L. *Engineering Handbook for Hazardous Waste Incineration*, Dayton, OH, Monsanto Research Corporation, 1981.
- [12] GRIFFITH, C.R. Diverse experience using oxygen systems in waste incineration. In: ANNUAL NATIONAL SYMPOSIUM ON INCINERATION OF INDUSTRIAL WASTES, 4., Houston, Texas, 1990. Proceedings. Houston, TX, 1990.
- [13] BAUKAL, C.E.; DALTON, A.I. NO<sub>x</sub> measurements in oxygen-enriched, air-natural gas combustion systems. In: ANNUAL ENERGY SOURCES TECHNOLOGY CONFERENCE, FOSSIL FUEL COMBUSTION SYMPOSIUM, 13., New Orleans, Louisiana, 1990. Proceedings. New Orleans, Louisiana, 1990.
- [14] MILLER, J.A.; BOWMAN, C.T. Mechanisms and modelling of nitrogen chemistry in combustion. *Progress in Energy and Combustion Science*, v.15, p. 287-338, 1989.
- [15] BOWMAN, C.T. Control of combustion generated nitrogen oxide emissions: Technology driven by regulation. In: SYMPOSIUM INTERNATIONAL ON COMBUSTION, 24., Orleans, France, 1992. Proceedings. Orleans, France, 1992. p. 859-878.
- [16] WESTBROOK, C.K. Computation of adiabatic flame temperatures and other thermodynamic quantities. In: INDUSTRIAL COMBUSTION TECHNOLOGIES SYMPOSIUM, Chicago, IL, 1986. Proceedings. Chicago, IL, 1986. p. 143-150.
- [17] HOECHST DO BRASIL. *Unidade de incineração de resíduos industriais: descrição técnica*. Suzano, SP, 1995.
- [18] PERRY, R.E.; CHILTON, C.H., eds. *Chemical engineer's handbook*, 5. ed., Tokio, Japan, McGraw-Hill, 1973.
- [19] FERREIRA, M.A.; BRESSAN, C.; CARVALHO, J.A. JR.; COUTO, H.S.; LEITE, A.O.P. Dimensionamento de queimador de gás de baixa radiação térmica, Cachoeira Paulista, SP, INPE/Laboratório Associado de Combustão e Propulsão, 1989. Relatório técnico de assessoria.
- [20] NIESSEN, W.R. *Combustion and incineration processes: applications in environmental engineering*, New York, Marcel Dekker, 1978.
- [21] BOWMAN, C.T. Kinetics of pollutant formation and destruction in combustion. *Progress in Energy and Combustion Science*, v. 1, p. 33-45, 1975.



- [22] ROMANO, F.J.; BAUKAL, C.E. How NO<sub>x</sub> emissions are affected when using oxygen enrichment. In: 1991 INCINERATION CONFERENCE, Knoxville, TE, 1991. Proceedings. Knoxville, Tennessee, 1991.
- [23] MIN-DA HO. The impact of rotary kiln atmosphere on the performance of hazardous waste incinerator-oxidative vs. starved-oxygen. In: 1992 INCINERATION CONFERENCE, Tarrytown, NY, 1992. Proceedings. Tarrytown, New York, 1992.
- [24] FRANKE, H.; HATAMI, R. Oxygen improves the incineration of hazardous waste, Germany, Messer Griesheim Industries, 1991. (Publicação 90.5698/16e).
- [25] WESTEMBERG, A.A. Kinetics of NO and CO in lean, premixed, hydrocarbon-air flames. *Combustion Science and Technology*, v. 4, p.59-64, 1971.
- [26] PURI, I.K., ed. *Environmental implications of combustion processes*. CRC, RL, 1993.
- [27] RØKKE, N.A.; HUSTAD, J.E.; SØNJU, O.K.; WILLIAMS, F.A. Scaling of nitric oxide emissions from buoyancy-dominated hydrocarbon turbulent-jet diffusion flames. In: SYMPOSIUM INTERNATIONAL ON COMBUSTION, 24., Orleans, France, 1992. Proceedings. Orleans, France, 1992. p. 385-393.
- [28] RØKKE, N.A.. Comunicação Pessoal. 1997.
- [29] SOUZA, F.D.A.; VERGNHANINI, R.F.; KOBAYASHI, W.T. NO<sub>x</sub> emission rates from oxy-fuel oil flames. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON COMBUSTION TECHNOLOGIES FOR A CLEAN ENVIRONMENT, 3., Lisboa, Portugal, 1995. Proceedings. Lisboa, Portugal, 1995.
- [30] MILLER, J.A.; BOWMAN, C.T. Mechanisms and modeling of nitrogen chemistry in combustion. *Progress in Energy and Combustion Science*, v. 15, p. 287-338, 1989.
- [31] BAILIE, R.C. *Energy conversion engineering*. Redding, MA, Addison-Wesley, 1978.
- [32] CHIGIER, N.A. The atomization and burning of liquid fuel sprays. *Progress in Energy and Combustion Science*, v. 2, p. 97-114, 1976.
- [33] KUNII, D.; LEVENSPIEL, O. *Fluidization engineering*. Melbourne, FL, Krieger, 1977.
- [34] HOLMAN, J.P. *Heat transfer*. New York, NY, McGraw-Hill, 1981.



## APÊNDICE 1

### CARACTERÍSTICAS BÁSICAS DOS INCINERADORES

#### TIPO FORNO ROTATIVO

O incinerador tipo forno rotativo é atualmente o mais utilizado a nível mundial para resíduos perigosos devido à sua flexibilidade, pois pode incinerar resíduos sólidos a granel ou em tambores, resíduos líquidos, gasosos e ainda pastosos [17]. Essas unidades possuem capacidade de 2 a 45 Gcal/h com dimensões que variam de 2 a 6 metros de diâmetro e de 6 a 12 metros de comprimento, tendo uma inclinação em relação ao plano horizontal de aproximadamente 3%. Revestido internamente com material refratário, o forno possui uma rotação da ordem de 0,3 até 5 rpm. Em função da inclinação, rotação, comprimento e diâmetro do forno é que se controla o tempo de permanência do material sólido que deve ficar entre 40 e 90 minutos.

A função principal do forno rotativo é converter resíduos sólidos em gases através da combustão parcial, volatilização e destilação. É necessária a instalação da câmara secundária onde se completam as reações de combustão. Nesta câmara pode-se queimar resíduos líquidos, gasosos ou combustível auxiliar de modo que se obtenha uma temperatura em torno de 1100 °C até 1400 °C e os gases tenham um tempo de residência de 1 a 3 segundos. As cinzas são normalmente retiradas do forno em banhos de água de onde são removidas continuamente por transportadores para caçambas coletoras.

São as seguintes as vantagens de um forno rotativo:

- Apresenta grande flexibilidade de operação, pois permite incinerar todos os tipos de resíduos, podendo ser alimentado com resíduos sólidos e líquidos independentemente ou de maneira combinada, e ainda, pode ser alimentado com embalagens relativamente grandes.



- Apresenta grande turbulência.
- Permite a remoção contínua das cinzas sem interferência com o processo em si.
- É destituído de partes internas móveis.
- Dispensa a necessidade de preparação do resíduo como mistura e pré-aquecimento.
- Permite o controle do tempo de detenção dos componentes não voláteis através do ajuste da velocidade de rotação.
- Podem ser utilizadas temperaturas acima de 1400°C.

As principais desvantagens de um forno rotativo são:

- Alto custo de instalação.
- Provável ocorrência de emissão de material particulado antes da combustão completa.
- Recipientes cilíndricos ou esféricos podem rolar através do forno não sendo completamente destruídos.
- Eficiência térmica relativamente baixa.



## APÊNDICE 2

### UNIDADE DE INCINERAÇÃO DE RESÍDUOS INDUSTRIAIS DA HOECHST

A unidade de incineração de resíduos industriais da Hoechst em Suzano, SP, cujo esquema é mostrado na Figura A2.1 [17], é utilizada para incineração de resíduos sólidos, pastosos e líquidos. É constituída essencialmente de um forno rotativo para incineração dos resíduos, de uma câmara de pós-combustão para a queima dos gases de combustão, de acordo com a temperatura e tempo de residência prescrita pela CETESB, e do resfriador de gases de combustão acoplado.

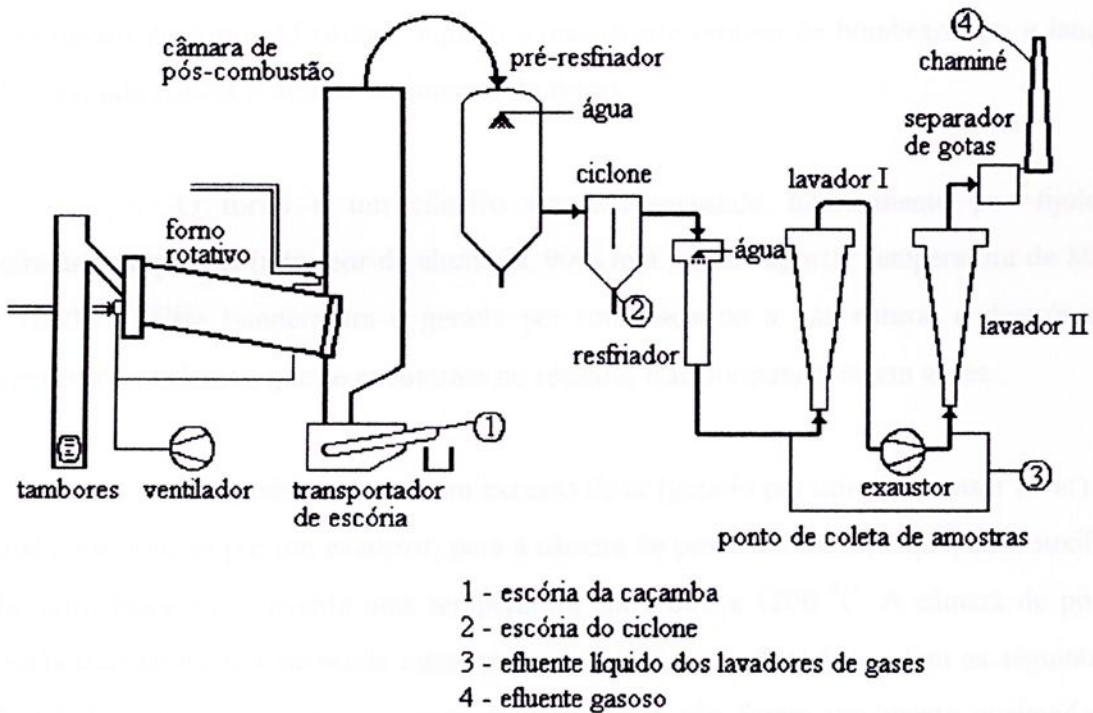


Figura A2.1 - Esquema de funcionamento da unidade de incineração industrial da Hoechst do Brasil em Suzano [17].

Para a purificação dos gases de combustão foi acoplada uma instalação para a lavagem dos gases de combustão com filtro de ciclone intercalado. O gás de combustão que vem do lavador é conduzido através de um ventilador de tiragem induzida e de uma chaminé para atmosfera sem prévio reaquecimento.

O forno rotativo está equipado com uma instalação de alimentação para resíduos. Em sua parte frontal está instalado um queimador binário para a queima de gás natural e solventes. Este queimador assegura através de um sistema de liga-desliga automático, que a temperatura na saída da câmara de pós-combustão seja mantida em 1250 °C.

O resíduo sólido ou pastoso, acondicionado em tambores, chega à boca do forno rotativo por meio de um elevador e, através de um mecanismo, é empurrado para dentro do forno. O resíduo líquido é manuseado através de bombeamento e lança injetora, que coloca o mesmo no interior do forno.

O forno é um cilindro rotativo revestido internamente por tijolos refratários especiais (alto teor de alumínio, 90% min.) para suportar temperatura de 800 a 1000 °C. Esta temperatura é gerada por um maçarico a gás natural e destrói os compostos orgânicos que se encontram no resíduo, transformando-os em gases.

Tal queima ocorre com excesso de ar (gerado por um compressor de ar) o qual é succionado por um exaustor, para a câmara de pós-combustão, e que, com auxílio de outro maçarico, sustenta uma temperatura entre 800 a 1200 °C. A câmara de pós-combustão também é revestida internamente com tijolos refratários, e tem as seguintes finalidades: a) os gases provenientes do forno, que não foram totalmente queimados, sofrerão durante 3,2 segundos, no mínimo, essa temperatura da câmara, dando a completa garantia de destruição do resíduo industrial, mesmo para aqueles com estabilidade térmica; b) na câmara de pós-combustão pode-se eliminar outros resíduos líquidos inflamáveis ou combustíveis de alto poder calorífico.



Entre o forno rotativo e a câmara de pós-combustão há um expurgo automático de material inerte, queimado, que não volatiliza. Estas cinzas inorgânicas são recolhidas num “container” e daí seguem para um aterro classe I .

No resfriador de gases de combustão, os gases tem a temperatura reduzida de 1250 °C para 250 °C, através de injeção de água servida.

Depois de deixar o resfriador de gases de combustão os gases são desempoeirados com filtro de ciclone e purificados numa instalação de lavagem de gases de combustão de dois estágios.

Uma vez separado o pó, os gases a 250 °C, sofrem um segundo resfriamento para 80 °C. A seguir os gases passam por duas lavagens: a primeira com água e a segunda com soda cáustica, pelo processo Venturi.

Tanto os ácidos como os sais dissolvidos na água por descarga contínua seguem para a seção de tratamento de efluentes da fábrica e, daí, para o tratamento biológico na estação da SABESP/Suzano.

Os gases de combustão purificados são conduzidos para fora através de um aspirador e uma chaminé e são analisados quanto ao teor de oxigênio, monóxido de carbono e material particulado.

As Figuras A2.2 e A2.3 mostram uma visão geral, em duas posições diferentes, da unidade de incineração da Hoechst do Brasil. É possível observar o forno rotativo na cor laranja e a câmara de pós-combustão vertical. A Figura A2.4 mostra o interior do forno rotativo no momento do acendimento do queimador a gás. Essas figuras encontram-se sem legenda nas páginas 79, 80 e 81.

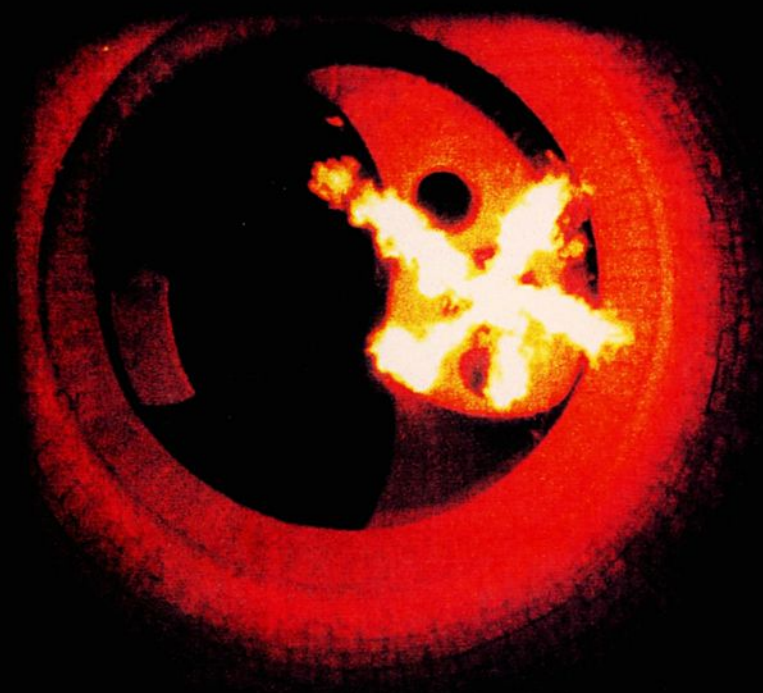






Unidade de incineração industrial pronta.

81





unesp



.1 12 13 14 15 16 17 18