

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
INSTITUTO DE ENGENHARIA MECÂNICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

TESE DE DOUTORADO

**ANÁLISE DO COPROCESSAMENTO DE
RESÍDUO SÓLIDO URBANO NA INDÚSTRIA DE
CIMENTO PORTLAND NO BRASIL**

Josué de Almeida Meystre

ITAJUBÁ
2016

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
INSTITUTO DE ENGENHARIA MECÂNICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

Josué de Almeida Meystre

**ANÁLISE DO COPROCESSAMENTO DE
RESÍDUO SÓLIDO URBANO NA INDÚSTRIA DE
CIMENTO PORTLAND NO BRASIL**

Tese submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica como parte dos requisitos para obtenção do **Título de Doutor em Engenharia Mecânica**.

Área de Concentração: **Conversão de Energia**

Orientador: **Prof. Dr. Rogério José da Silva**

ITAJUBÁ
2016

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ-UNIFEI
INSTITUTO DE ENGENHARIA MECÂNICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

Josué de Almeida Meystre

**ANÁLISE DO COPROCESSAMENTO DE
RESÍDUO SÓLIDO URBANO NA INDÚSTRIA DE
CIMENTO PORTLAND NO BRASIL**

Tese aprovada por banca examinadora em 15
de abril de 2016, conferindo ao autor o **Título**
de Doutor em Engenharia Mecânica.

Área de Concentração: **Conversão de Energia**

Banca Examinadora:

Prof. Dr. José Antônio Perrella Balestieri - UNESP
Prof. Dr. Ricardo Carrasco Carpio - IFMG
Prof. Dra. Maria Luiza Grillo Renó - UNIFEI
Prof. Dra. Regina Mambeli Barros - UNIFEI
Prof. Dr. Rogério José da Silva - UNIFEI

ITAJUBÁ

2016



*Dedico esse trabalho a minha “vela” que me
ensinou que na vida a segunda maior emoção
do mundo conhecida pelo homem é voar;
já que pousar, sem dúvida, é a primeira.*

AGRADECIMENTOS

Às agências de fomento CNPq, FAPEMIG e CAPES que financiaram este trabalho e que permitiram sua concretização e a realização das publicações em revistas e congressos.

Aos membros da banca examinadora por terem gentilmente aceitado participar da avaliação deste estudo: José Perrella, Ricardo Carpio, Maria Luiza Renó e Regina Mambeli.

Ao orientador Rogerio José da Silva pela dedicação de vida ás atividades acadêmica, pela coerência e pela amizade que resultaram em ricas experiências de aprendizado.

E por fim, agradeço a minha família e amigos que compartilharam comigo a torcida e a alegria pelo sucesso.

RESUMO

MEYSTRE, J. A. Análise do coprocessamento de resíduo sólido urbano na indústria de cimento Portland no Brasil. Itajubá, 2016. 213 p. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) - Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá.

Esta tese objetiva apresentar um panorama atual do Brasil frente à Política Nacional de Resíduos Sólidos e analisar a utilização dos Resíduos Sólidos Urbanos (RSU) como combustível alternativo na indústria de produção de cimento. Para a utilização em plantas industriais, as frações dos RSU viáveis ao aproveitamento energético são previamente segregadas em unidades de processamento transformando-se em Combustível Derivado de Resíduo (CDR). A análise da utilização de CDR em fornos de cimento torna-se importante para efetivar a possibilidade do emprego da tecnologia do coprocessamento como forma de destinação final ambientalmente correta dos RSU diante de diferentes aspectos como: especificidades e características dos componentes que constituem o CDR; barreiras políticas, tecnológicas e econômicas no consumo de CDR e; os efeitos da utilização do CDR na geração de gases poluentes convencionais, bem como na qualidade final do clínquer. A viabilidade técnica e ambiental do coprocessamento de CDR é analisada em duas plantas de produção cimento, sendo uma com calcinador em linha e outra com calcinador em linha separada. Devido à heterogeneidade dos RSU analisam-se individualmente treze de seus componentes possíveis à constituição de CDR adotando-se para o processo de queima a sua mistura com pneu inservível e coque de petróleo. A principal conclusão do estudo é a possibilidade de substituição do combustível convencional utilizado no calcinador do forno de cimento pelo CDR em até 20%, sem que o mesmo ofereça riscos ambientais significativos na emissão dos gases poluentes durante a combustão, já que a sua destruição, para uma eficiência de 99,9%, ocorre em menos de 1 s, sendo a concentração do elemento cloro o maior fator limitante na utilização do CDR, não podendo ser ultrapassada para a modelagem estudada a concentração de 0,28% em sua composição elementar. Por fim, observou-se a necessidade da articulação de políticas públicas para estimular a utilização do CDR.

Palavras-Chave: Coprocessamento, Resíduos Sólidos Urbanos, Combustível Derivado de Resíduo, Forno de Cimento, Saúde Pública.

ABSTRACT

MEYSTRE, J. A. (2016), **Analysis of co-processing municipal solid waste in the cement Portland industry in Brazil.** Itajubá, 2016. 213 p. ScD Thesis (Doctorate in Mechanical Engineering) - Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá.

This thesis aims to present a current overview of the National Policy on Solid Waste in Brazil and analyze the use of Municipal Solid Waste (MSW) as an alternative fuel in cement production industries. For the use in industrial plants, viable fractions of MSW to energy recovery are previously segregated in processing facilities becoming Refuse Derived Fuel (RDF). The analysis of the use of RDF in cement kilns is important to provide the possibility of employing the co-processing technology as a source of environmentally friendly final disposal of MSW on different aspects, such as: specificities and characteristics of the components that constitute the RDF; political, technological and economic barriers in RDF consumption and; the effects of using RDF in conventional gaseous pollutants generation, as well as the final quality of the clinker. During the research, the technical and environmental feasibility of the RDF co-processing is demonstrated in two cement plants, one with calciner in line and another with calciner in separate line. Due to the heterogeneity of MSW, 13 of the possible components of the RDF constitution are analyzed individually, using the process of adding waste tires and petroleum coke to its burn. The main conclusion is the possibility of substitution of conventional fuel used in the cement kiln calciner by CDR in up to 20% without significant environmental risks concerning the emission of pollutant gases during combustion, whereas its destruction, for a 99.9% efficiency, occurs in less than 1 s. Finally, the necessity of articulation of public policies to encourage the use of RDF is made clear.

Keywords: Co-processing, Municipal Solid Waste, Refuse Derived Fuel, Cement kiln, Public Health.

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 – Diferentes fluxos de entradas e saídas adotados em uma UPR.....	45
Figura 3.2 – Formas de comercialização do CDR.....	46
Figura 3.3 – Utilização energética e das propriedades do material a base de CDR	48
Figura 4.1 – Forno rotativo com 3 bases	55
Figura 4.2 – Pré-aquecedor multiestágio de 5 ciclones com e sem presença do calcinador	56
Figura 4.3 – Temperaturas e tempos de residência no sistema forno.....	59
Figura 5.1 – Desenho esquemático do sistema forno com ECP.....	78
Figura 6.1 – Reação para formação do PVC	81
Figura 6.2 – Efeitos do Cl nas reações de clinquerização no forno rotativo	83
Figura 6.3 – Curvas de pressões de vapor dos principais metais influenciados pelo Cl	84
Figura 6.4 – Valores da energia livre de Gibbs para as reações de absorção do HCl	90
Figura 6.5 – Valores das constantes de equilíbrio das reações de absorção do HCl	94
Figura 6.6 - Variação da concentração dos reagentes para reações de 1 ^a ordem	96
Figura 6.7 – Gráfico representando a equação de Arrhenius	97
Figura 6.8 – Variação da constante de equilíbrio para temperatura de operação.....	100
Figura 7.1 – Sistema forno com calcinador em linha	107
Figura 7.2 - Sistema forno com calcinador em linha separada.....	108
Figura 7.3 – Tempo de residência para uma eficiência de destruição de 99,9%	117
Figura 7.4 – Localização das fábricas de cimento no Brasil	121

LISTA DE QUADROS

Quadro 2.1 - Classificação dos RSU quanto à sua natureza ou origem	35
Quadro 2.2 – Categorias de triagem para determinação da composição gravimétrica.....	37
Quadro 5.1 – Reações de formação e absorção do SO ₂	73
Quadro 7.1- localização das fábricas de cimento nacional e seus respectivos Grupos	120

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 – Relação entre IDH e geração per capita de RSU	36
Tabela 2.2 - Porcentagens da composição média gravimétrica dos RSU no mundo	38
Tabela 3.1 – Custo típico das UPR usando tratamento biológico aeróbio e anaeróbio.....	47
Tabela 3.2- Sistema de classificação do CSR conforme norma CEN/TC 343	51
Tabela 3.3 – Média da composição dos diferentes tipos de CSR comercializados na UE.....	51
Tabela 4.1 - Composição química e poder calorífico dos componentes do CDR	64
Tabela 4.2 – Composição química das cinzas de RSU e CDR.....	64
Tabela 4.3 – Parâmetros cinéticos dos componentes utilizados na composição do CDR.....	66
Tabela 5.1 – Balanço mássico dos metais no sistema forno das cimenteiras	76
Tabela 5.2 – Emissão de metal pesado nas indústrias de cimento na Europa (1996-1998)	77
Tabela 5.3 – Limites máximos de emissões atmosféricas de cimenteiras na Europa	79
Tabela 5.4 – Limites máximos de emissões atmosféricas de cimenteiras no Brasil	79
Tabela 6.1 – Coeficientes termodinâmicos para os cálculos das entalpias e entropias	88
Tabela 6.2 – Entalpias e entropias de formação utilizados nas Equações (6.18) e (6.19).....	89
Tabela 6.3 – Constantes de equilíbrio para a faixa de temperatura de operação.....	99
Tabela 7.1 – Características químicas e poder calorífico dos combustíveis da modelagem ..	103
Tabela 7.2 – Porcentagem da composição média da farinha crua.....	103
Tabela 7.3 - Composição química inicial, vazão molar e vazão mássica da farinha crua.....	104
Tabela 7.4 – Composição química da farinha crua durante o processo de clinquerização	105
Tabela 7.5 – Consumo de combustível no forno rotativo e no calcinador	109
Tabela 7.6 – Composição elementar teórico dos gases nas saídas dos equipamentos	111
Tabela 7.7 – Vazão mássica teórica dos gases nas saídas dos equipamentos	112
Tabela 7.8 - Resultado dos cálculos da vazão molar e do TRG nos equipamentos	113
Tabela 7.9 - Comparação entre os TRG calculados para os estágios dos equipamentos	114
Tabela 7.10 – Tempo de retenção (em segundos) para a eficiência de destruição de 99,9% .	116

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

- ABNT - Associação Brasileira de Normas Técnicas
- ABRELPE - Associação Brasileira de Empresas de Limpeza Pública e Resíduos Especiais
- APME - *Association of Plastics Manufacturers Europe*
- CDR – Combustível Derivado de Resíduo
- CEN - *Comité Européen de Normalisation*
- CETEC - Fundação Centro Tecnológico de Minas Gerais
- CETESB - Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental
- CONAMA - Conselho Nacional de Meio Ambiente
- COPAM - Conselho de Política Ambiental
- COT - Carbono Orgânico Total
- COV - Composto Orgânico Volátil
- CSR – Combustível Sólido Recuperado
- DEFRA - *Department for Environment, Food and Rural Affairs*
- EC - *European Community*
- ECP - Equipamento de Controle de Poluição
- EEA - *Environmental European Agency*
- EIPPCB - *European Integrated Pollution Prevention and Control Bureau*
- EU - *European Union*
- FSC – Fator de Saturação de Cal
- UPR – Unidade de Processamento de Resíduos
- IBAM – Instituto Brasileiro de Administração Municipal
- IBGE - Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
- IDH - Índice de Desenvolvimento Humano
- ILC – Calcinador em Linha
- IPCC – Intergovernmental Panel on Climate Change
- IPEA – Instituto de Pesquisa Econômica Aplicada
- MA - Módulo de Alumina
- MMA – Ministério de Meio Ambiente
- MS – Módulo de Sílica
- NBR – Norma Brasileira

PA – Poliamida

PC – Policarbonato

PCI - Poder Calorífico Inferior

PCDD - *polychlorinated dibenzo-p-dioxins*

PCDF - *polychlorinated dibenzofurans*

PCS – Poder Calorífico Superior

PEAD – Polietileno de Alta Densidade

PEBD – Polietileno de Baixa Densidade

PET – Politemeftalato de Etileno

PLANSAB - Plano Nacional de Saneamento Básico

PNAD - Pesquisa Nacional de Amostragem por Domicílio

PNRS - Política Nacional de Resíduos Sólidos

PNMA - Política Nacional de Meio Ambiente

PNEA - Política Nacional de Educação Ambiental

PNRH - Política Nacional de Recursos Hídricos

PP – Polipropileno

PS – Poliestireno

PVC – Policloreto de Vinila

PwC - *PricewaterhouseCoopers*

RDF – *Refuse Derived Fuel*

RSU - Resíduos Sólidos Urbanos

SISNAMA - Sistema Nacional do Meio Ambiente

SLC – Calcinador em Linha Separada

SNIS – Sistema Nacional de Informação de Saneamento

SNIC – Sindicato Nacional da Indústria do Cimento

SRF – *Solid Recoverd Fuel*

TCDD - Tetracloro-dibenzo-p-dioxina

TEF - *Toxicity Equivalence Factor*

THC – Total de Hidrocarbonetos

TRG – Tempo de Retenção dos Gases

USEPA – *United States Environmental Protection Agency*

LISTA DE SÍMBOLOS

ΔG - variação de energia livre de Gibbs

ΔH - variação de entalpia

Δh - variação de entalpia específica

ΔS - variação de entropia

Δs - variação de entropia específica

ϵ - grau de avanço de uma reação

μ_i - potencial químico do componente i

A - fator pré-exponencial

a_i - atividade do componente i

C_p - calor específico

c_i - concentração da espécie

c_{i_0} - concentração da espécie em um tempo $t = 0$

E_a - energia de ativação

G_i^0 - energia livre de Gibbs padrão

h_f^0 - entalpia específica padrão de formação

K - constante de equilíbrio químico

k - constante de velocidade

P - pressão do sistema reacional

P^0 - pressão de referência

R - constante universal dos gases

s^0 - entropia específica

T - temperatura

t - tempo

v_i - número estequiométrico da reação

y_i - fração molar

LISTA DAS UNIDADES DE MEDIDA

rpm – rotações por minuto

° - grau

°C – Celsius

cal - caloria

g – grama

h - hora

hab – habitante

J – Joule

k - quilo

K - Kelvin

L – litro

m - metro

mol – molar

Nm³ - normal metro cúbico

ppmv – parte por milhão por volume

s – segundo

t – tonelada

SUMÁRIO

1.	INTRODUÇÃO.....	16
1.1.	Considerações Iniciais	16
1.2.	Objetivos	18
1.3.	Justificativas.....	19
1.4.	Limitações.....	21
1.5.	Estrutura do Trabalho	21
2.	RESÍDUOS SÓLIDOS URBANOS.....	23
2.1.	Introdução	23
2.2.	As Limitações na Obtenção de Dados	24
2.3.	Panorama da Geração e Destinação Final Mundial	25
2.4.	Cenário Atual e Desafios do Brasil.....	26
2.5.	Marcos Legais.....	29
2.6.	Legislações Aplicadas ao Tratamento Térmico e ao Coprocessamento	31
2.7.	Conceitos e Definições	33
2.8.	Classificação	34
2.9.	Caracterização.....	35
2.9.1.	Características Físicas.....	36
2.9.1.	Características Químicas	37
3.	COMBUSTÍVEL DERIVADO DE RESÍDUO	41
3.1.	Introdução	41
3.2.	Definição.....	42
3.3.	Processamento de CDR em Unidade de Processamento de Resíduo	43
3.4.	Mercado consumidor de CDR	47
3.5.	Barreiras e Regulamentação da Utilização do CDR	48
3.5.1.	Barreiras Técnicas	49
3.5.2.	Barreiras Econômicas	50
3.5.3.	Política e Regulação	50
4.	COPROCESSAMENTO DE COMBUSTÍVEL DERIVADO DE RESÍDUO A BASE DE RESÍDUO SÓLIDO URBANO NA INDÚSTRIA DE CIMENTO	52
4.1.	Introdução	52
4.2.	Demandas Energéticas	53

4.3.	O Sistema Forno	54
4.3.1.	Forno Rotativo	54
4.3.2.	Pré-aquecedor e Calcinador	55
4.4.	Processo de Fabricação e Efeitos na Qualidade Final do Cimento.....	57
4.5.	O Coprocessamento	58
4.6.	Ponto de Alimentação no Sistema Forno.....	62
4.7.	Consumo de CDR	62
4.8.	Parâmetros Cinéticos e Químicos dos Compostos do CDR	63
5.	FORMAÇÃO, CONTROLE E EFEITOS DE POLUENTES ATMOSFÉRICOS NO COPROCESSAMENTO DE RESÍDUO SÓLIDO URBANO	67
5.1.	Introdução	67
5.2.	Emissão de Carbono	68
5.3.	Emissão de Nitrogênio.....	69
5.4.	Emissão de Enxofre	72
5.5.	Emissão de Gases Ácidos	74
5.6.	Emissão de Dioxina e Furano	74
5.7.	Emissão de Metais Pesados	76
5.8.	Emissão de Material Particulado	77
5.9.	Parâmetros e Limites de Emissão	78
6.	ASPECTOS TEÓRICOS DA ABSORÇÃO DO CLORO PRESENTE NO COMBUSTÍVEL DERIVADO DE RESÍDUOS NO SISTEMA FORNO.....	80
6.1.	Introdução	80
6.2.	Aspectos Gerais do Teor de Cl no coprocessamento.....	80
6.3.	Absorção do Cl no Sistema Forno	84
6.4.	Energia Livre de Gibbs	86
6.5.	Equilíbrio Químico	91
6.6.	Cinética Química	94
6.6.1.	Reações de Primeira Ordem	95
6.6.2.	Influência da Temperatura na Cinética da Reação	96
6.6.3.	Tempo de Reação para uma Reação de Primeira Ordem	98
6.7.	Reações Simultâneas do Cl no Sistema Forno.....	99
6.7.1.	Reação Simultânea no Calcinador.....	99
6.7.2.	Reação Simultânea no Pré-Aquecedor	100

7.	MODELAGEM PARA O COPROCESSAMENTO DE COMBUSTÍVEL DERIVADO DE RESÍDUO NO SISTEMA FORNO	101
7.1.	Introdução	101
7.2.	Composição Química dos Combustíveis	102
7.3.	Produção e Composição Química do Clínquer	103
7.3.1.	Composição dos Compostos da Farinha Crua	103
7.3.2.	Consumo de Farinha Crua	103
7.3.3.	Composição dos Compostos da Farinha Crua e do Clínquer	104
7.4.	Sistemas Fornos Rotativo Utilizados na Modelagem	106
7.5.	Cálculo das Vazões Mássicas dos Gases na Produção do Clínquer	106
7.6.	Tempo de Retenção dos Gases no Sistema forno ILC e SLC.....	110
7.7.	Tempo de Retenção e Eficiência de Destruição dos Componentes do CDR.....	114
7.8.	Estudo da Viabilidade do Coprocessamento de CDR com Presença de Cl.....	118
7.9.	Estimativa da Possibilidade de Consumo de CDR no Brasil pelas Cimenteiras	118
8.	CONCLUSÕES E PERSPECTIVAS FUTURAS.....	122
8.1.	Conclusões	122
8.2.	Recomendações para Trabalhos Futuros	125
	REFERÊNCIAS	126
	APÊNDICE A – Resoluções CONAMA e normas ABNT	140
	APÊNDICE B - Características e processo de fabricação do cimento.....	142
	APÊNDICE C – Possíveis fontes e efeitos dos elementos na fabricação do cimento.....	152
	APÊNDICE D – Fatores de toxicidade equivalente internacional	155
	APÊNDICE E - Energia livre de Gibbs e constantes de equilíbrio.....	156
	APÊNDICE F – Parâmetros químicos para controle do clínquer	162
	APÊNDICE G – Cálculo das vazões mássicas dos gases na produção do clínquer.....	167
	APÊNDICE H – Cálculo dos tempos de retenção dos gases	200
	APÊNDICE I – Cálculo dos tempos de retenção e eficiência de destruição.....	212
	ANEXO A – Fluxograma para a caracterização e classificação de resíduos sólidos	213

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

1.1. Considerações Iniciais

Ao escolher a melhor destinação final aos Resíduos Sólidos Urbanos (RSU), a recuperação e o aproveitamento energético parecem ser as opções mais interessantes dentre as possibilidades atualmente existentes. Porém, esta escolha envolve um debate sobre a aceitação das soluções tecnológicas necessárias à valorização energética dos RSU, principalmente do ponto de vista socioeconômico e ambiental.

No Brasil, as decisões adotadas na gestão dos RSU nas últimas décadas causaram um grande impacto econômico ligado ao meio ambiente e principalmente à saúde pública, seja pelas questões sociais ligadas aos catadores, em especial às crianças que vivem dos “lixões”; seja pela contaminação de solo e recursos hídricos, na abordagem ambiental; ou, finalmente, pelos aspectos ligados à veiculação de doenças como a pandemia zika vírus, que já está sendo chamada de pior catástrofe dos últimos tempos na área da saúde pública.

Nos grandes centros urbanos, o crescimento da taxa de geração de RSU mostra-se superior ao crescimento populacional. A ampliação e o aumento da eficiência dos serviços públicos de limpeza urbana e de manejo de resíduos sólidos não vêm acompanhando o crescimento inerente ao processo de urbanização para evitar que milhares de toneladas de resíduos sejam dispostos diariamente de maneira inadequada nos vazadouros a céu aberto,

mais conhecidos como “lixões”, que mesmo com a proibição, através do Art. 47 da Lei 12.305/2010 (BRASIL, 2010a), é ainda a principal forma adotada pelos municípios para a disposição final dos RSU.

As mudanças de hábitos da população constituem os grandes responsáveis pelo aumento da geração dos RSU. Um exemplo são as fraldas infantis que deixaram de serem simples tecidos de algodão dobrados e fechados com alfinete ou fita adesiva e passaram a ser descartáveis. Segundo Cavalcanti e Lins (2014), o Brasil é o terceiro maior consumidor de fraldas descartáveis do mundo, e quando admite-se que nos três primeiros anos de vida de uma única criança sejam gastas em média 4.500 fraldas descartáveis chega-se a um número incontável de fraudas descartáveis que devem ser destinadas adequadamente todos os dias. Isso, sem contar que essa mesma criança, se for do sexo feminino, consumirá a média de dez absorventes higiênicos por mês durante seus quarenta anos de período fértil e que, ainda se chegar à terceira idade usará fraldas geriátricas. Outro agravante ao imenso volume de resíduo gerado é o tempo de decomposição necessário a fraude descartável e ao absorvente higiênico – de 450 a 600 anos.

Outro grande aliado ao aumento da geração de RSU são as embalagens descartáveis. A grande disponibilidade de diferentes tipos de bebidas aumenta o consumo de embalagens de diferentes materiais que não tem um ciclo de vida implantado, muitas vezes devido à inviabilidade econômica das tecnologias disponíveis ao seu reaproveitamento. A embalagem Tetra Pack e alguns tipos de plásticos como os copinhos plásticos, quando contaminados, não são absorvidos pelas indústrias de reciclagem, o que torna inerente o descarte de todo o seu volume ao meio ambiente.

Todo esse resíduo, se disposto inadequadamente ao meio ambiente, pode contaminar os recursos hídricos com doenças infecciosas (cólera, diarreias agudas, febre tifoide, hepatite A e leptospirose), causadas por veiculação hídrica e/ou alimentar, ou, ainda, servir como criadouro de vetores de doenças (baratas, moscas, ratos e mosquitos), principalmente do *Aedes aegypti*. Segundo Brasil (2016a), o Boletim Epidemiológico registrou, em 2015, 1.649.008 casos prováveis de dengue e os casos autóctones suspeitos de febre *chikungunya* saltaram de 3.657 em 2014 para 20.661 em 2015. Já o número de casos de microcefalia e/ou malformação, sugestivos de infecção congênita com relação ao zika vírus são alarmantes,

quando se comparam os 3.174 casos notificados em 2015 com os 1.905 novos casos registrados somente no primeiro mês de 2016 (BRASIL, 2016b).

Com isso, os investimentos no saneamento básico e na saúde pública devem ser revistos e, caso a gestão dos RSU não passe por uma reestruturação dos serviços públicos de limpeza urbana e de manejo de resíduos sólidos, conforme prevêm as atuais Políticas Nacionais de Resíduos Sólidos (BRASIL, 2010) e de Saneamento Básico (BRASIL, 2007), com a incorporação de novos procedimentos e tecnologias para o tratamento e destinação final, como a recuperação energética dos materiais, não será possível sanar adequadamente os impactos econômicos causados pela degradação ambiental à saúde pública.

1.2. Objetivos

O objetivo geral desta tese é demonstrar a viabilidade técnica, econômica e ambiental do coprocessamento dos diferentes componentes que constituem os RSU, utilizando-os como combustível alternativo para a produção de clínquer na indústria do cimento, considerando a formação de poluentes atmosféricos e a eficiência da sua destruição.

Como objetivos específicos destacam-se:

- a) caracterizar qualitativamente e quantitativamente os RSU, identificando os principais métodos e barreiras ao seu processamento antes da utilização como combustível alternativo;
- b) estudar a tecnologia existente para o coprocessamento dos diferentes componentes dos RSU em fornos de clínquer, identificando vantagens e desvantagens de sua utilização como combustível alternativo;
- c) analisar a formação, controle e os efeitos dos poluentes gerados no coprocessamento de RSU;
- d) demostrar através de cálculos termodinâmicos a viabilidade do coprocessamento dos RSU em fornos de clínquer levando em consideração aspectos técnicos, econômicos e ambientais;
- e) quantificar a demanda das indústrias cimenteiras para utilização dos RSU como combustível alternativo.

1.3. Justificativas

A inadequada destinação dos grandes volumes gerados pela gestão dos RSU e o enorme caos instaurado na saúde pública são responsabilidades inerentes à sociedade, sendo, portanto uma questão de cidadania propor alternativas aos sistemas de gerenciamento de RSU vigentes, visando à preservação e à economia dos recursos naturais bem como garantir o saneamento básico necessário ao bem estar da população.

Dentre as tecnologias mais difundidas disponíveis para o correto encaminhamento final dos RSU destacam-se o aterro sanitário e a incineração. O aterro sanitário consiste em uma forma de confinamento seguro do material em termos de controle da poluição ambiental e proteção à saúde pública, até que o mesmo seja estabilizado. Já a incineração permite aplicar um tratamento térmico por meio da queima controlada do material em alta temperatura, reduzindo significativamente o seu volume a frações gasosas e inorgânicas.

Apesar de o aterro sanitário ser considerado a técnica com o melhor custo/benefício para a correta disposição final dos resíduos sólidos domésticos, a sua utilização em grandes centros urbanos vem diminuindo gradativamente. A necessidade de grandes áreas com restrições de distâncias, principalmente no que se refere: aos recursos hídricos e núcleos populacionais; ao grande período para decomposição e estabilização dos resíduos; o monitoramento do passivo ambiental durante sua operação e por vários anos após seu encerramento; acabam muitas vezes inviabilizando sua instalação.

Já a incineração seria uma alternativa para o tratamento da massa de RSU, devido à significativa redução do seu volume final e sua rápida estabilização, além de ocupar uma área de operacionalização bem menor; porém, assim como nos aterros sanitários, existem diversos aspectos limitantes na sua utilização. As variações das características nos resíduos domésticos (umidade, quantidade de materiais orgânicos e inorgânicos, entre outras), o custo de implantação e operação, além da complexidade na operação para evitar a formação de poluentes perigosos são alguns dos principais aspectos limitantes. Além disso, as cinzas produzidas nas etapas do processo de incineração (forno e equipamento de controle de poluição) são consideradas resíduos perigosos e devem ser encaminhadas para um aterro sanitário industrial (Classe I), o que eleva o seu custo.

Em termos de tecnologias atuais, o coprocessamento de RSU nas indústrias de cimento pode suprir as deficiências relatadas nas tecnologias anteriores, além de incorporar a recuperação energética do resíduo no sistema produtivo. A aquisição de novas áreas e os custos com implantação e operação não são contabilizados, uma vez que os sítios já estão em funcionamento. O coprocessamento ocorre no calcinador e no forno rotativo, onde as altas temperaturas e tempos de residência dos materiais sólidos e dos gases no interior dos equipamentos do sistema forno contribuem para a eficiência do processo, permitindo a destruição dos resíduos e a incorporação das suas cinzas ao clínquer, não havendo passivo ambiental ao final do processo.

Dessa forma, o coprocessamento de RSU em indústrias de cimento busca uma melhoria na eficiência energética e economia de recursos naturais, além de enquadrar-se dentro do gerenciamento integrado proposto pela Política Nacional de Resíduos Sólidos, como uma forma prioritária de tratamento, por meio do aproveitamento energético, antes da disposição final ambientalmente adequada em aterros sanitários.

Entretanto, a utilização direta dos RSU na produção de cimento Portland não é possível, sendo necessário o seu processamento prévio em Combustível Derivado de Resíduos (CDR) visando a separação de frações que possam ser coprocessadas. Várias indústrias na Europa já adotam esta prática, porém, ainda existem algumas variáveis a serem analisadas. Entre essas se destacam: os tipos e as quantidades de RSU que podem ser coprocessados, o processamento prévio dos RSU, o balanço energético das massas durante a combustão, a influência na qualidade final do cimento, entre outros. Apesar de alguns estudos mostrarem a viabilidade do coprocessamento de RSU em fornos de clínquer, é recomendado um maior aprofundamento nessa avaliação, objetivando a caracterização, de forma mais segura, da interação entre os municípios geradores de RSU e as indústrias cimenteiras, considerando as especificidades do processo e as necessidades econômicas das partes.

Ao final desta pesquisa espera-se demonstrar que a inserção dos RSU em fornos de clínquer para a participação do processo produtivo do cimento, com o adequado controle sobre os poluentes atmosféricos, é uma das soluções viáveis para a destinação final na gestão municipal dos RSU, gerando assim, o menor impacto possível ao meio ambiente e servindo como alternativa para o incremento do saneamento, principalmente ao controle de doenças junto à saúde pública.

1.4. Limitações

A tese objetiva uma forma de destinação final ambientalmente adequada dos resíduos sólidos municipais no Brasil de maneira geral, sem considerar etapas anteriores necessárias à gestão e ao gerenciamento integrado dos mesmos. Em um sistema correto de gestão e gerenciamento dos RSU, deve ser observada a seguinte ordem de prioridade: não geração, redução, reutilização, reciclagem, tratamento, e somente então a disposição final ambientalmente adequada dos resíduos sólidos, nesta etapa, tratados como rejeito.

O sucesso dos instrumentos de gestão e gerenciamento está vinculado diretamente a uma reestruturação cultural que não se processa em um curto espaço de tempo, sendo necessária, para isso, a promoção da cidadania por meio do incentivo, da participação e do controle social formando assim, a responsabilidade compartilhada.

Com isso, entende-se que uma análise mais aprofundada deverá considerar os aspectos e as particularidades sociais e políticas regionais de maneira que a articulação dos processos de prevenção e minimização da geração de resíduos não seja abordada como um sistema rígido e uniforme, antes de se estabelecer de fato, o sistema final ambientalmente adequado adotado para dispor os RSU produzidos regionalmente pela sociedade.

1.5. Estrutura do Trabalho

O trabalho foi dividida na sequência de oito capítulos utilizando-se apêndices como complemento ao texto e aos cálculos necessários a quantificação dos itens abordados. O Capítulo 1 apresenta as considerações iniciais, objetivos, justificativas, limitações e a estrutura envolvida na apresentação do trabalho.

O Capítulo 2 caracteriza a atual situação dos RSU no país. É apresentada a dificuldade na obtenção de dados estatísticos juntamente com o panorama mundial de geração e destinação final dos RSU. São abordados ainda tópicos com conceitos, definições, classificação, caracterização e as legislações que envolvam os temas RSU, tratamento térmico e coprocessamento.

O Capítulo 3 abrange o tema CDR, definindo-o e mostrando as diversas formas de se processá-lo a partir dos RSU. São apresentadas as barreiras técnicas e econômicas ao seu processamento, sendo discutido ao final do capítulo, a política e regulação necessária a sua utilização.

O Capítulo 4 trata da tecnologia de coprocessamento com a utilização de CDR em fornos da indústria do cimento. É abordada a demanda energética inerente ao processo de fabricação e as características dos equipamentos que constituem o sistema forno. São feitas considerações sobre o processo de fabricação e os prováveis efeitos na qualidade final do cimento. É ainda apresentado, o consumo de CDR nas indústrias de cimento, os pontos de alimentação e os parâmetros cinéticos e químicos dos componentes que o constituem.

O Capítulo 5 discute conceitos relacionados com os poluentes formados na combustão e que posteriormente poderão ser emitidos para a atmosfera. Os poluentes analisados são os relacionados aos elementos carbono, nitrogênio, enxofre, metais pesados, aos gases ácidos, as dioxinas e furanos e material particulado. São ainda abordados os parâmetros e limites de emissão adotados na Europa e no Brasil.

O Capítulo 6 faz uma abordagem teórica da absorção do cloro presente no CDR quando coprocessado na indústria de cimento. Para tanto, o capítulo apresenta um estudo, e mostra o resultado de cálculos que são citados nos apêndices, sobre a possibilidade de ocorrência e conversão das várias reações de absorção de cloro no calcinador do sistema forno.

O Capítulo 7 apresenta a modelagem em dois tipos específicos de sistema forno, um com calcinador em linha e outro com calcinador em linha separada para a produção de clínquer, usando determinada matéria-prima e uma mistura de combustíveis convencional (coque de petróleo) e alternativo (pneu inservível e as frações dos componentes do CDR). Os cálculos das vazões específicas de consumo de matéria-prima e dos combustíveis, bem como os tempos de retenção e eficiência de destruição dos componentes utilizados na composição do CDR são detalhados nos apêndices. O capítulo finaliza com uma discussão sobre a estimativa possível de consumo de CDR pelas cimenteiras no Brasil.

O Capítulo 8 encerra a tese com a apresentação das conclusões e as recomendações para trabalhos futuros que possam ser desenvolvidos frente aos temas abordados.

Capítulo 2

RESÍDUOS SÓLIDOS URBANOS

2.1. Introdução

Em decorrência do processo de expansão urbana que tem caracterizado as cidades brasileiras nas últimas décadas, alguns problemas têm se revelado e intensificado, como o da gestão dos Resíduos Sólidos Urbanos (RSU). Aos gestores municipais cabe a responsabilidade e a tarefa de organizar e executar os serviços públicos de limpeza urbana e de manejo de resíduos sólidos, excetuando os resíduos produzidos por grandes geradores. Porém, muitas vezes, sem recursos suficientes para desenvolver e implantar métodos de coleta, tratamento e disposição final, os resíduos são dispostos inadequadamente provocando a degradação de áreas, contaminação de recursos hídricos e a veiculação de doenças com a sua disposição em terrenos baldios ou em vazadouros a céu aberto.

Vários fatores influenciam a gestão dos RSU, tais como: aspectos legais, operacionais, questões de infraestruturas e nível de conscientização da sociedade. Diante do exposto, este capítulo apresenta uma análise geral do panorama atual brasileiro, frente à gestão dos RSU, buscando uma abordagem conceitual de classificação e caracterização dos RSU com enfoque para aproveitamento energético, de acordo com as referências pesquisadas.

2.2. As Limitações na Obtenção de Dados

Mesmo com o crescimento contínuo das preocupações relacionadas à geração e ao gerenciamento dos resíduos sólidos em todo o mundo, há uma grave carência de dados e estudos práticos sobre o seu gerenciamento (geração, coleta, tratamento e disposição final), principalmente nos países considerados em desenvolvimento ou subdesenvolvidos.

A geração e as diferentes frações dos componentes presentes nos RSU normalmente são expressas em unidade de massa. Uma das vantagens de se adotar unidade de massa é que ela pode ser facilmente medida, diferentemente do volume, que pode ser facilmente alterado devido aos diferentes materiais encontrados nos RSU. A medição da massa do material ainda é mais confiável do que a medição do volume, que pode se alterar rapidamente devido à facilidade de compactação ou expansão do material. Além disso, as quantificações dos RSU também podem ser expressas em unidades de massa per capita pelo período analisado, podendo variar em dias, meses ou em anos. Com isso, a metodologia apresentada facilita a comparação nos estudos de estimativa das quantidades de resíduos gerados periodicamente, por diferentes grupos da população e durante diferentes períodos de tempo.

A média da geração per capita de RSU é dada em função da quantidade de resíduos coletados em uma região geográfica dividida pela população beneficiada por esses serviços, e se altera em função de fatores culturais, hábito de consumo, padrão de vida e a renda familiar, que define o poder de compra (BIDONE; POVINELLI, 1999). Logo, os resíduos podem ser considerados como importantes indicadores econômicos, tanto pela sua produção como também pelas suas características (CAMPOS, 2012). A análise sobre a evolução da geração per capita de RSU pode ser estudada em função de diversos modelos abrangendo diferentes escalas regionais (BEIGL et al., 2008).

A exata quantidade da geração de RSU é de difícil determinação pelo fato de esta sofrer interferências do armazenamento, da reutilização ou reciclagem e do descarte em locais clandestinos, que desviam parte do fluxo de materiais antes do descarte dos resíduos por seu gerador em local de domínio público (ZANTA; FERREIRA, 2003). Em razão dessas interferências, na prática, determina-se a quantidade de resíduos sólidos coletados e não dos efetivamente gerados (OLIVEIRA, 2004). Outro problema é quando se realiza a comparação de estudos de diferentes autores, que embora tenham realizado suas pesquisas em uma mesma

área geográfica, adotaram definições ou metodologias diferentes, dificultando assim a interpretação dos dados.

Exemplo disso foi notado no relatório elaborado pela *European Environment Agency* (EEA) o qual apresenta a geração per capita dos RSU em 32 países da Europa comparando os anos de 2001 e 2010 (EEA, 2013). Porém, a própria EEA sugere cautela na comparação do estudo, já que muitos dos dados fornecidos pelos países não acompanharam a metodologia adotada para a sua geração. Certas regiões podem definir resíduos sólidos diferentemente, incluindo restos de poda e resíduos volumosos, como resíduos domésticos e, em outras regiões, não. Algumas regiões podem incluir apenas resíduos de origem residencial e outras incluírem os serviços de limpeza pública e comercial, ou ainda, incluir os resíduos separados para reciclagem e compostagem. Outro fator complicador é que com o passar dos anos, com a mudança dos profissionais, as definições e os padrões de informações são alterados, removendo ou adicionando frações que compõem os RSU; como exemplo, quando inicialmente é relatado o índice de geração, com o passar do tempo, o entendimento é alterado para uma comparação direta com o que foi coletado.

Outro exemplo comprovando a dificuldade em se obter comparações de geração de RSU mesmo entre mesmas regiões e períodos, é o estudo dos dados norte americano de geração das últimas décadas. Os relatórios anuais produzidos por meio de uma pesquisa nacional realizada em todos os estados norte-americanos desde 1989 (VAN HAAREN et al., 2010), intitulado de *Nationwide survey of MSW management in the U.S.* (Pesquisa Nacional da Gestão dos RSU nos E.U.), quando comparados com os relatórios anuais da *United States Environmental Protection Agency* (USEPA) que acompanha a geração de RSU no país desde 1960 (USEPA, 2014), acusam uma disparidade da geração total dos RSU, chegando a diferenças da ordem de 150 milhões de toneladas por ano.

2.3. Panorama da Geração e Destinação Final Mundial

Segundo Simmons et al. (2006), os Estados Unidos geraram em um ano cerca de quatrocentos milhões de toneladas de RSU, representando um pouco mais do que 20% de todos os RSU gerados no mundo, no entanto, sendo estes produzidos por apenas cerca de 5% da população mundial.

Esses números refletem a grande diferença entre a quantidade de RSU produzido por um americano, de 1.190 kg/hab/ano, quando comparado à produção de RSU de um habitante em um país subdesenvolvido, que fica um pouco acima dos 200 kg/hab/ano (THEMELIS; ULLOA, 2007).

Em uma pesquisa encomendada para *PricewaterhouseCoopers* (PwC) (PWC/SELUR/ABLP, 2010), foram levantadas as gerações per capita de importantes cidades internacionais e comparadas com algumas capitais dos estados brasileiros, observando-se que a geração per capita nacional, que produz em torno de 350 kg/hab/ano de RSU, fica abaixo da média mundial de produção, 550 kg/hab/ano. O estudo ainda avaliou que as diferenças de produção per capita encontradas estão associadas aos diferentes níveis de consumo e poder aquisitivo da população inserida nas regiões geográficas.

Dos 251 milhões de toneladas de RSU produzidos em 2012 nos Estados Unidos, 34,5% foram reciclados ou utilizados em compostagem, 11,7% foram utilizados na recuperação ou produção de energia e 53,8% foram depositados em aterros sanitários (USEPA, 2014). Já a Europa, com uma geração anual de aproximadamente 280 milhões de toneladas de RSU em 2010, obteve em média os seguintes índices sobre o tipo de tratamento ou disposição final adotado: 34% de reciclagem, 17% de incineração, 44% depositados em aterros sanitários e 5% não houve informação (EEA, 2013).

2.4. Cenário Atual e Desafios do Brasil

No Brasil, assim como em outros países, os dados referentes aos RSU são muito escassos, e ao mesmo tempo, os que existem são conflitantes entre si. Além da extensão do território brasileiro, a quantidade de municípios, mais de 5.500, também é um dos fatores que contribuem para o aumento da dificuldade no levantamento de dados e na elaboração de estudos mais aprofundados que detalham a real situação da gestão dos RSU no país.

A geração, impulsionada pelos fatores econômicos e comportamentais, também sofre a influência de fatores populacionais, relativos ao crescimento e sua concentração nas áreas mais urbanizadas. Quando se compara o crescimento da população brasileira com o crescimento da geração de RSU entre os anos de 2007 a 2014, verifica-se que a população cresceu 7,0% passando de 189,5 para 202,8 milhões (IBGE, 2013), enquanto que a geração de

RSU teve um aumento de 49,4%, passando de 52,6 para 78,6 milhões de t/ano (ABRELPE, 2007, 2014).

O problema se agrava quando se analisa a expansão e o adensamento dos aglomerados urbanos, já que a infraestrutura sanitária da maioria das cidades brasileiras não acompanha o ritmo acelerado desse crescimento. A proporção entre a população brasileira rural e urbana nos censos, realizados desde 1940 até 2012, evidencia claramente o adensamento nos centros urbanos, que passaram de 53 milhões de habitantes em 1970 para 161 milhões de habitantes em 2010, ao contrário da zona rural que passou de 42 milhões de habitantes em 1970 para 30 milhões de habitantes em 2010 (IBGE, 1940, 1950, 1960, 1970, 1980, 1991, 2000 e 2010a).

Nos estudos elaborados pela PwC (PWC/SELUR/ABLP, 2010) o valor médio anual gasto com o gerenciamento dos RSU per capita nas cidades internacionais avaliadas foi de R\$ 480,17, significativamente maior que o valor médio gasto com os municípios das capitais brasileiras, de apenas R\$ 88,02. Outra comparação importante que o estudo mostrou foi que as cidades internacionais produzem aproximadamente 20% a mais de RSU por habitante e investem cerca de cinco vezes mais em limpeza urbana e manejo dos resíduos sólidos em comparação com as cidades brasileiras. O trabalho cita, a exemplo de comparação, a cidade de Tóquio, que gera cerca de 400 kg/hab/ano, bem próximo dos 350 kg/hab/ano gerados em São Paulo, porém com um custo público por habitante com a limpeza urbana e manejo dos resíduos sólidos de 13 vezes maior.

O Plano Nacional de Saneamento (PLANSAB) caracterizou como atendimento adequado o acesso domiciliar ao manejo de resíduos sólidos da população atendida pela coleta direta ou indireta com frequência diária ou em dias alternados e posterior destinação final ambientalmente adequada dos resíduos. Em 2010, o déficit de atendimento adequado, ou seja, atendimento precário ou sem atendimento à população foi estimado em 41,4%, sendo considerado bastante significativo, representando aproximadamente, 78 milhões de pessoas vivendo em ambientes insalubres e expostos a diversos riscos que podem comprometer a sua saúde (BRASIL, 2013).

O relatório anual intitulado “Diagnóstico do manejo de resíduos sólidos urbanos 2013” realizado pelo Sistema Nacional de Informação sobre Saneamento (SNIS) é elaborado com

base nas informações prestadas pelos órgãos gestores e, em 2013, obteve uma participação de 3.572 municípios, correspondendo a um percentual de 84,3% da população urbana. Para aquele ano, foi estimado que a coleta dos resíduos domiciliares e da limpeza pública nos municípios brasileiros atingiu um montante anual aproximado de 61,1 milhões de toneladas, que dividido por 365 dias, resulta um valor da ordem de 167,4 mil toneladas por dia de RSU (BRASIL, 2015).

As etapas de coleta e de transporte têm sido priorizadas na gestão de RSU, especialmente, em áreas urbanas. A evolução da cobertura da coleta de RSU de 2001 a 2009 pode ser analisada com os dados da Pesquisa Nacional por Amostragem de Domicílios (PNAD) que obteve uma taxa de cobertura, em 2009, de quase 100% para os domicílios urbanos. Porém, essa realidade é bem diferente quando comparada com os domicílios localizados na zona rural, já que as residências atendidas não chegaram a 30% (IBGE, 2010a).

Se, de um lado a questão da coleta de RSU na zona urbana está relativamente bem equacionada, por outro, a destinação final dos mesmos apresenta-se bastante deficitária. Segundo os dados fornecidos pela Pesquisa Nacional de Saneamento Básico 2008 (IBGE, 2010b), em 1989, os lixões (destinação dos RSU a céu aberto sem nenhum tipo de tratamento) representavam o destino final de resíduos sólidos em 88,2% dos municípios; em 2000, o índice caiu para 72,3%, chegando aos 50,8% em 2008. Já os aterros controlados (espaços remediados, adjacentes aos lixões, que recebem cobertura de argila e revegetação para proteger o maciço do resíduo da água pluvial e veiculação de doenças) representavam o destino de 9,6% do lixo, em 1989, subindo para 22,3%, em 2000, e para 22,5%, em 2008. Ainda, de acordo com a pesquisa, o índice de municípios que passaram a usar prioritariamente os aterros sanitários (locais mais adequados para a disposição final dos RSU com impermeabilização de base e recolhimento dos efluentes) saltou de 1,1%, em 1989, para 17,3%, em 2000, e 27,7%, em 2008.

Apesar do percentual de disposição final adequada estar crescendo ao longo dos anos, a quantidade de resíduos dispostos inadequadamente ainda é grande, agravado pelo aumento da geração per capita desses materiais. Segundo Brasil (2015), em 2013, do total gerado de RSU no país, somente 50,25% foi destinado a aterros sanitários, sendo o restante disposto de forma irregular em aterros controlados e “lixões”.

2.5. Marcos Legais

No Brasil, além da Constituição Federal e das Constituições dos Estados, existe um conjunto de leis, decretos, portarias, resoluções e normas que evidenciam a preocupação com o meio ambiente e, mais especificamente, com a questão da limpeza urbana e da gestão dos resíduos sólidos.

A criação do Sistema Nacional do Meio Ambiente (SISNAMA) por meio da Lei nº 6.938, de 31/08/1981, que “Dispõe sobre a Política Nacional de Meio Ambiente, seus fins e mecanismos de formulação e aplicação, e dá outras providências”, estabeleceu o princípio do poluidor/pagador e trouxe consigo um anexo contendo categorias e descrição das atividades obrigatórias a realizarem o cadastro técnico federal de atividades potencialmente poluidoras ou utilizadoras de recursos ambientais, bem como seu licenciamento ambiental junto ao órgão estadual para construção, instalação, ampliação e funcionamento, sendo citado em seu anexo, o tratamento e destinação de RSU (BRASIL, 1981).

A Constituição Federal brasileira de 1988 abordou com maior ênfase as questões ambientais, sendo o entendimento do art. 30, inciso V, “organizar e prestar, diretamente ou sob-regime de concessão ou permissão, os serviços públicos de interesse local, [...]”, de que o município, como ente federativo autônomo, é o detentor da titularidade dos serviços de limpeza urbana e toda a gestão e manejo dos resíduos sólidos, desde a coleta até a sua destinação final (BRASIL, 1988, p. 21).

As legislações estaduais se adiantaram em muito à federal, e tiveram contribuições significativas para disciplinar a matéria de resíduos sólidos de maneira mais sistemática, assim como a Lei Estadual nº 997, de 31/05/1976, do Estado de São Paulo, que “dispõe sobre o controle da poluição do meio ambiente”, proíbe o lançamento ou liberação de poluente no solo (SÃO PAULO, 1976). No Estado de Minas Gerais, essa mesma proposta veio com a Deliberação Normativa do COPAM nº 07, de 29/09/1981 que “fixa normas para disposição de resíduos sólidos” e proíbe depositar, dispor, descarregar, enterrar, infiltrar ou acumular no solo resíduos de qualquer natureza, exceto no caso em que sua disposição seja realizada de forma adequada, com projetos específicos de transporte e destino final, ficando a aprovação dos projetos, bem como a fiscalização de sua implantação, operação e manutenção vinculada ao Conselho de Política Ambiental (COPAM) (MINAS GERAIS, 1981).

Mesmo com a existência prévia de normas que abordavam a temática dos resíduos sólidos nesse período, como a Lei Federal 11.445/2007, Política Nacional de Saneamento (BRASIL, 2007), a legislação brasileira carecia de um instrumento legal que estabelecesse diretrizes gerais e de âmbito nacional, aplicada não apenas ao correto gerenciamento dos resíduos sólidos, mas também ao controle e a redução da sua geração de forma a orientar os Estados e Municípios na sua adequada gestão.

Foi assim que, com a aprovação do Projeto de Lei nº 203, discutido desde 1991 na esfera federal, foi instituída então a Lei nº 12.305, em 10/08/2010, que passou a ser conhecida como a “Lei da Política Nacional de Resíduos Sólidos” (PNRS), que reuniu um conjunto de princípios, objetivos, instrumentos, diretrizes, metas e ações, com vistas à gestão e ao gerenciamento integrado ambientalmente adequado dos resíduos sólidos (BRASIL, 2010a). Regulamentada pelo Decreto Federal 7.404, de 23/12/2010, estabeleceu normas para a execução da PNRS e instituiu o conceito de responsabilidade compartilhada, no qual a sociedade como um todo – cidadãos, governos, setor privado e sociedade civil organizada – passou a ser responsável pela gestão integrada dos resíduos sólidos gerados (BRASIL, 2010b).

Nesta lógica, o cidadão além de ser responsável pela correta disponibilização dos resíduos que gera, passa também a repensar a importância do seu papel como consumidor. O setor privado, por sua vez, fica responsável pelo gerenciamento ambientalmente correto dos resíduos sólidos, pela sua reincorporação na cadeia produtiva e pelas inovações nos produtos que tragam benefícios socioambientais, sempre que possível. Já os governos federal, estaduais e municipais são responsáveis pela elaboração e implantação dos planos de gestão de resíduos sólidos, assim como dos demais instrumentos previstos na PNRS.

A PNRS realizou ainda a diferenciação de conceitos entre destinação e disposição final ambientalmente adequada; gerenciamento e gestão integrada de resíduos sólidos; e entre rejeitos e resíduos sólidos, além de classificar os resíduos quanto à origem: domiciliares, limpeza urbana, comercial e de prestadores de serviços, industrial, serviços de saúde, construção civil, agrossilvopastoril, serviços de transporte e de mineração e quanto à periculosidade (BRASIL, 2010a).

Outros marcos legais, ainda dentro do tema resíduo sólido, são as Resoluções do Conselho Nacional de Meio Ambiente (CONAMA), que é o órgão consultivo e deliberativo do SISNAMA, vinculados ao Ministério do Meio Ambiente (MMA) e as normas da Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT), que é o órgão responsável pela normalização técnica do país e estão resumidas na listagem do Apêndice A.

2.6. Legislações Aplicadas ao Tratamento Térmico e ao Coprocessamento

O Art. 9º da PNRS enfatiza que, na gestão e gerenciamento dos RSU, deve ser observada a seguinte ordem de prioridade: não geração, redução, reutilização, reciclagem, tratamento dos resíduos sólidos e disposição final ambientalmente adequada dos rejeitos e, em seu § 1º, admite que possam ser utilizadas tecnologias visando à recuperação energética dos RSU, desde que tenham sido comprovadas suas viabilidades técnica e ambiental e com a implantação de programa de monitoramento de emissão de gases tóxicos aprovado pelo órgão ambiental (BRASIL, 2010a).

O Decreto Federal nº 7.404/2010 inclui o coprocessamento na lista dos processos de recuperação energética que podem utilizar os RSU, desde que obedeçam as normas estabelecidas pelos órgãos competentes, sendo a mesma (recuperação energética dos RSU) disciplinada de forma específica e em ato conjunto com os Ministérios de Meio Ambiente, de Minas e Energia e das Cidades (BRASIL, 2010b).

A Resolução CONAMA nº 264/1999, que “dispõe sobre o licenciamento de fornos rotativos de produção de clínquer para atividades de coprocessamento de resíduos”, considera para fins de coprocessamento em fornos de produção de clínquer somente os resíduos passíveis de serem utilizados como substitutos de matéria-prima e/ou de combustível, desde que as condições do processo assegurem o atendimento às exigências técnicas e aos parâmetros fixados, comprovados a partir dos resultados práticos do plano do teste de queima. Além disso, deve existir o estudo de viabilidade de queima, não sendo enquadrados nesta resolução os resíduos domiciliares brutos, ou seja, aqueles que não foram previamente triados ou segregados (BRASIL, 2000).

Já a Resolução CONAMA nº 316/2002, que “dispõe sobre procedimentos e critérios para o funcionamento de sistemas de tratamento térmico de resíduos”, estabelece procedimentos operacionais, limites de emissão e critérios de desempenho, controle, tratamento e disposição final de efluentes, de modo a minimizar os impactos ao meio ambiente e à saúde pública, resultantes destas atividades. A adoção de sistemas de tratamento térmico de resíduos deverá ser precedida de um estudo de análise de alternativas tecnológicas que comprove que a escolha da tecnologia adotada está de acordo com o conceito de melhor técnica disponível (BRASIL, 2002).

No Estado do Rio Grande do Sul, a Resolução CONSEMA nº02/2000, que “dispõe de norma sobre o licenciamento ambiental para coprocessamento de resíduos em fornos de clínquer”, aprovou a Norma Técnica, anexa à resolução, que define critérios, procedimentos e aspectos técnicos de licenciamento ambiental para coprocessamento de resíduos em fornos rotativos de produção de clínquer, para fabricação de cimento (RIO GRANDE DO SUL, 2000). No Estado de São Paulo, a Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental (CETESB) instituiu os procedimentos para utilização de resíduos em fornos de produção de clínquer pela Norma Técnica P4.263, que fornece suporte técnico para licenciamento da atividade juntamente com os procedimentos de amostragem e análises (SÃO PAULO, 2003).

Em Minas Gerais, o COPAM, por meio da sua Deliberação Normativa nº 154/2010, que “dispõe sobre o coprocessamento de resíduos em fornos de clínquer”, estabeleceu as definições e o procedimento para obtenção das licenças ambientais prévia, de instalação e operação, com conteúdo mínimo composto por relatório de controle ambiental e plano de controle ambiental. Tais documentos devem apresentar descrição detalhada do empreendimento, teste de queima, estudo de dispersão atmosférica e programa de monitoramento dos efluentes atmosféricos. A norma ainda proíbe o coprocessamento de resíduos domiciliares brutos, ou seja, aceita somente os resíduos domiciliares pré-tratados ou tratados com Poder Calorífico Inferior (PCI) mínimo de 1.500 kcal/kg, ou seja, 6.280,2 kJ/kg (MINAS GERAIS, 2010a).

2.7. Conceitos e Definições

Dentre os postulados existentes sobre a conservação de massa e energia, sabe-se da existência, em condições naturais, de processos de irreversibilidade que acabam transformando componentes iniciais dos sistemas em materiais ou energias indesejáveis.

Os RSU produzidos pela sociedade são caracterizados como materiais indesejados dentro do sistema de desenvolvimento e urbanização. Devido à grande heterogeneidade dos tipos de materiais residuais gerados, diversas tentativas com definições abrangentes têm sido feitas por instituições e pesquisadores sobre o tema resíduos sólidos (BIDONE; POVINELLI, 1999; D'ALMEIDA; VILHENA, 2000; EDULJEE; ARTHUR, 2001; MANCINI, 1999; SEWELL, 1978; TCHOBANOGLOUS et al., 1993; WAGNER, 1994).

O conceito de resíduos sólidos vem sofrendo constantes mudanças. “O que era constituído como resíduo sólido há 20 anos, hoje pode não ser mais, e aquilo considerado como resíduo sólido hoje, poderá não ser no futuro” (FIORENTIN, 2002, p. 29). Em uma conceituação mais elaborada para este trabalho, pode-se concluir que o termo “lixo” expressa os RSU produzidos individualmente ou coletivamente, pela ação humana, animal ou por fenômenos naturais, nocivos à saúde, ao meio ambiente e ao bem estar da população, não sendo enquadrados aqueles resíduos cuja classificação na forma da lei é especial ou perigosa.

No Brasil, a conceituação de resíduo sólido foi realizada inicialmente pela Associação Brasileira de Normas Técnicas – ABNT que o definiu da seguinte maneira:

Resíduos nos estados sólido e semissólido, que resultam de atividades de origem industrial, doméstica, hospitalar, comercial, agrícola, de serviços e de varrição. Ficam incluídos nesta definição os lodos provenientes de sistemas de tratamento de água, aqueles gerados em equipamentos e instalações de controle de poluição, bem como determinados líquidos cujas particularidades tornem inviável o seu lançamento na rede pública de esgotos ou corpos de água, ou exijam para isso soluções técnica e economicamente inviável em face à melhor tecnologia disponível. (ABNT, 2004, p. 1).

Entretanto, para o país, a definição mais atual para resíduos sólidos é dada pelo art. 3º da Lei nº 12.305/2010, sendo definido como:

XVI - resíduos sólidos: material, substância, objeto ou bem descartado resultante de atividades humanas em sociedade, a cuja destinação final se procede, se propõe proceder ou se está obrigado a proceder, nos estados sólido ou semissólido, bem como gases contidos em recipientes e líquidos cujas particularidades tornem inviável o seu lançamento na rede pública de esgotos ou em corpos d'água, ou exijam para isso soluções técnica ou economicamente inviável em face da melhor tecnologia disponível; (BRASIL, 2010a, p. 2).

Ainda, em seu Art. 3º, fica definida a diferenciação entre destinação e disposição final ambientalmente adequada, gerenciamento e gestão integrado de resíduos sólidos e entre rejeitos e resíduos sólidos (BRASIL, 2010a). Além disso, os RSU são definidos como sendo aqueles: “originários nas atividades domésticas em residências urbanas [...] da varrição, limpeza de logradouros e vias públicas e outros serviços de limpeza urbana.” (BRASIL, 2010a, p. 7)

2.8. Classificação

Existem várias maneiras de se classificar os resíduos sólidos, sendo as formas mais comuns: quanto aos riscos potenciais de contaminação ao meio ambiente e a saúde pública e quanto à sua natureza ou origem.

A Norma Brasileira (NBR) 10.004/2004 - Resíduos Sólidos: Classificação (ABNT, 2004) classifica os resíduos sólidos como sendo perigosos (Classe I) e não perigosos (Classe II), podendo os resíduos não perigosos ser ainda classificados como inerte (Classe II B) ou como não inerte (Classe II A). A classificação do resíduo envolve a identificação do processo ou atividade que lhes deu origem e seus constituintes, e pôr fim a comparação destes constituintes com listagens de substâncias cujos impactos à saúde e ao meio ambiente já são conhecidos. A identificação dos constituintes a serem avaliados na caracterização do resíduo deve ser criteriosa e estabelecida de acordo com as matérias-primas, os insumos e o processo que lhe deu origem. O fluxograma da metodologia de classificação de resíduos sólidos segundo a norma NBR 10.004/2004 é apresentado no Anexo A.

Devido à heterogeneidade natural dos RSU, nenhuma metodologia de classificação é inteiramente satisfatória, podendo ser realizada conforme o objetivo que se busca na gestão do resíduo (BARROS, 2012; BIDONE; POVINELLI, 1999; D’ALMEIDA; VILHENA, 2000).

A classificação dos resíduos sólidos quanto à sua natureza ou origem pode ser observada no Quadro 2.1.

Quadro 2.1 - Classificação dos RSU quanto à sua natureza ou origem

CLASSIFICAÇÃO	DESCRIÇÃO
Resíduos Domésticos	Originários em residências unifamiliares e multifamiliares consequentes das atividades diárias de cozinhar, limpar, reparar, decorar, mobiliar, hobbies, vestir-se e da higiene pessoal. Composto por restos de alimentos, papel, embalagens de papelão e plástico, panos e trapos, madeira, vidro e metal, além de resíduos perigosos como pilha e bateiras usadas, lâmpadas fluorescentes, resto de tintas e esmalte de unha, inseticidas, óleos e graxas ou ainda resíduos biológicos como papel higiênico, fralda descartável, absorvente, seringa, gases, algodão e lâmina de barbear. Existem ainda os resíduos volumosos compostos por eletroeletrônicos e móveis inservíveis.
Resíduos Comerciais	Gerados em escritórios, lojas, mercados, restaurantes, hotéis e outros estabelecimentos comerciais, cujas características predominantes e volumes dependem da atividade desenvolvida. Composição semelhante com a de resíduos doméstico (restos de alimentos, papel, embalagens de papelão e plástico). Incluem ainda os resíduos perigosos como pilhas e baterias, embalagens de produtos químicos e lâmpadas fluorescentes.
Resíduos dos Serviços Públicos	Resultantes das atividades e serviços prestados pela administração pública. Compreende nos resíduos advindos da varrição das ruas e logradouros, limpeza de bocas de lobo, galerias, canalizações, limpeza e poda de praças e jardins compostos por terra, areia, pedra, folha seca, restos de poda, embalagens de papel e plástico e fezes, além da coleta de resíduos de produção transiente e bens inservíveis como carcaça de animais, móveis abandonados nas vias públicas, resíduos provenientes de campanhas de limpeza.
Resíduos da Construção Civil	Resultantes da construção, reparação, reforma ou demolição de edificações em geral. Consistem basicamente de terra, areia, restos de material cerâmico, concreto, cimento, madeira, gesso, canos, fios, isolamento térmico, vidro e metal.
Resíduos Industriais	Resultantes de processos de fabricação e operações industriais. Existe uma infinidade de resíduos característicos de cada tipo de indústria e dependendo da sua particularidade pode ser altamente perigoso, não sendo objeto deste estudo. Porém, existem alguns segmentos como o de processamento de alimentos, de materiais manufaturados e mobiliário que geram resíduos que podem ser descartados junto aos do RSU como restos de alimentos, embalagens de papelão e plástica, serragem, sucata, pano e trapos, além das cinzas e lodos descartados dos sistemas de apoio à produção (caldeira, fornalha, estação de tratamento de água e esgoto).

FONTE: Adaptado de Chandrappa e Das (2012).

2.9. Caracterização

Apesar da dificuldade em se caracterizar os RSU, devido a fatores como variações sazonais, condições climáticas, hábitos, costumes e variações na economia, tal ação é de fundamental importância para auxiliar nas tomadas de decisões quanto à forma adotada de gerenciamento. Para o planejamento, adaptação e operação de um sistema de coprocessamento, o conhecimento prévio das quantidades e características dos RSU

disponíveis para serem processados como combustível passa a ser essencial. A análise das propriedades físicas, químicas e biológicas do resíduo permite obter informações detalhadas para promover a escolha adequada das etapas de coleta, transporte, armazenamento e tipo de tratamento prévio que será necessário ao seu aproveitamento energético.

2.9.1. Características Físicas

Dentre os grupos de características, o mais importante é o das características físicas, uma vez que, sem o seu conhecimento, é praticamente impossível se efetuar a gestão adequada dos serviços públicos de limpeza urbana e manejo dos resíduos sólidos (IBAM, 2001). A taxa de geração e a composição gravimétrica são, para Silva et al. (2007), os principais itens físicos que devem ser determinados em um sistema de gestão de RSU.

As compilações e comparações realizadas por vários autores da taxa de geração de RSU em diferentes cidades permitiram concluir que a sua variação tem relação direta ao Índice de Desenvolvimento Humano (IDH) (Tabela 2.1), devido, principalmente, às diferenças de padrão de consumo e pela adoção da reciclagem e reutilização dos RSU na fonte de geração, eliminando assim, a sua entrada no fluxo total da geração dos resíduos (CHANDRAPPA; DAS, 2012; OLIVEIRA et al., 2004; SILVA et al., 2012).

Tabela 2.1 – Relação entre IDH e geração per capita de RSU

Valor de IDH	Geração Per Capita (kg/hab/dia)
Baixo (0,00-0,44)	0,4 - 0,6
Médio (0,45-0,69)	0,5 - 1,0
Alto (0,70-1,00)	1,1 - 5,0

Fonte: Adaptado de Chandrappa e Das (2012).

Na determinação da composição gravimétrica é necessária a triagem primária de uma amostra representativa de RSU, separando-se os diversos materiais constituintes em categorias, sendo assim possível determinar as suas respectivas porcentagens em massa e volume. As principais categorias de triagem primária selecionadas pelos estudos existentes no país são detalhadas juntamente com suas referências no Quadro 2.2.

Quadro 2.2 – Categorias de triagem para determinação da composição gravimétrica

Categorias de Triagem	Nº de Categorias	Autores
Restos de Alimentos, Restos de Podas, Papel, Papelão, Plástico Mole, Plástico Duro, PET, Tetra Pack, Metal Ferroso, Metal Não Ferroso, Vidro, Trapo, Resto de Banheiro, Entulho, Diversos	15	Gonçalves (2007)
Papel, Plástico, Metal, Vidro e Descartes.	5	Laignier (2001)
Papel, Plástico, Metal, Vidro, Matéria Orgânica, Madeira/couro/borracha, Trapos e Diversos.	8	Morigaki (2003)
Papel/Papelão, Plástico, Vidro, Matéria Orgânica, Têxteis, Longa Vida, Metal, Outros.	8	Oliveira (1997)
Papel/Papelão, Plástico, Metais Ferrosos, Metais Não-Ferrosos, Vidro, Pano/Trapo/Couro/Borracha, Contaminante Biológico, Contaminante Químico, Madeira, Pedra/Terra/Cerâmica, Diversos, Matéria Orgânica Putrescível.	12	Pessin et al. (2006)

Fonte: Elaborado pelo Autor

São várias as metodologias nacionais desenvolvidas para amostragem da composição gravimétrica dos RSU, destacando-se inicialmente a metodologia do quarteamento, apresentado pela CETESB (STECH, 1990), e posteriormente, suas adaptações (CETEC, 2005; IBAM, 2001; OLIVEIRA, 1997).

A partir do estudo da composição gravimétrica de vários países no ano de 2000, o *Intergovernmental Panel on Climate Change* (IPCC) compilou a porcentagem da composição média gravimétrica por região dos continentes. Devido à apresentação de dados parcialmente incompletos ou inexistentes, por parte de alguns países participantes do estudo, não foi possível efetuar a soma da porcentagem ao índice de 100%. As porcentagens da composição média gravimétrica nas diferentes regiões mundiais (IPCC, 2006) comparadas com os valores de porcentagens fornecidas pelo estudo do IPEA (2012) no Brasil estão apresentadas na Tabela 2.2.

2.9.1. Características Químicas

O conhecimento das classes de compostos químicos e suas características são essenciais na compreensão adequada do comportamento dos resíduos sólidos dentro de um sistema de recuperação energética, possibilitando o cálculo da quantidade de energia interna disponível para geração de calor.

Tabela 2.2 - Porcentagens da composição média gravimétrica dos RSU no mundo

REGIÃO	RESTO DE ALIMENTO	PAPEL E PAPELÃO	MADEIRA	TÉXTEIS	BORRACHA E COURO	PLÁSTICO	METAL	VÍDRO	OUTROS
ÁSIA									
Ásia Oriental	26,2	18,8	3,5	3,5	1,0	14,3	2,7	3,1	7,4
Ásia Centro-Sul	40,3	11,3	7,9	2,5	0,8	6,4	3,8	3,5	21,9
Ásia Sudeste	43,5	12,9	9,9	2,7	0,9	7,2	3,3	4,0	16,3
Ásia Ocidental e Oriente Médio	41,1	18,0	9,8	2,9	0,6	6,3	1,3	2,2	5,4
ÁFRICA									
África Oriental	53,9	7,7	7,0	1,7	1,1	5,5	1,8	2,3	11,6
África Central	43,4	16,8	6,5	2,5	-	4,5	3,5	2,0	1,5
África Norte	51,1	16,5	2,0	2,5	-	4,5	3,5	2,0	1,5
África Sul	23,0	25,0	15,0	-	-	-	-	-	-
África Ocidental	40,4	9,8	4,4	1,0	-	3,0	1,0	-	-
EUROPA									
Europa Oriental	30,1	21,8	7,5	4,7	1,4	6,2	3,6	10,0	14,6
Europa Norte	23,8	30,6	10,0	2,0	-	13,0	7,0	8,0	-
Europa Sul	36,9	17,0	10,6	-	-	-	-	-	-
Europa Ocidental	24,2	27,5	11,0	-	-	-	-	-	-
OCEANIA									
Austrália e Nova Zelândia	36,0	30,0	24,0	-	-	-	-	-	-
Restante da Oceania	67,5	6,0	2,5	-	-	-	-	-	-
AMÉRICA									
América Norte	33,9	23,2	6,2	3,9	1,4	8,5	4,6	6,5	9,8
América Central	43,8	13,7	13,5	2,6	1,8	6,7	2,6	3,7	12,3
América Sul	44,9	17,1	4,7	2,6	0,7	10,8	2,9	3,3	13,0
Caribe	46,9	17,0	2,4	5,1	1,9	9,9	5,0	5,7	3,5
BRASIL *	51,4	13,1	-	-	-	13,5	2,9	2,4	16,7

Fonte: IPCC (2006) e IPEA (2012)*

A composição química dos RSU está associada principalmente aos componentes orgânicos e engloba a quantificação dos elementos básicos como carbono, nitrogênio, enxofre, oxigênio, hidrogênio, entre outros (BIDONE; POVINELLI, 1999).

O Poder Calorífico Superior (PCS), dado pela soma da energia libertada na forma de calor e a energia gasta na vaporização da água que se forma numa reação de combustão, e Poder Calorífico Inferior (PCI), dado apenas pela energia libertada na forma de calor são expressos em kJ/kg, e indicam a capacidade potencial de um material desprendendo determinada quantidade de calor, quando submetido à queima completa (GARCIA, 2002). O teor médio típico de energia presente nos RSU varia entre 9.830 kJ/kg a 20.502 kJ/kg (BRASIL, 2008; CANÇADO et al., 2011; IBAM, 2001; OLIVEIRA et al., 2000; QUEIROZ et al., 2014). A faixa de variação do valor do PCI dos diferentes materiais que compõem os RSU é apresentada na Tabela 2.3.

Tabela 2.3 – Faixa de valores do PCI para os diferentes materiais presentes nos RSU

Componente dos RSU	Poder Calorífico Inferior (kJ/kg)
Papel e Papelão	15.899 – 16.861
Plástico	26.359 – 43.095
Borracha	28.367 – 40.584
Couro	15.187 – 17.572
Têxteis	14.560 - 17.542
Madeira	10.543 – 15.480
Matéria Orgânica	5.481 – 17.991
Vidro, Metais e Materiais Inorgânicos	0

Fonte: Adaptado de Brasil (2008) e Minas Gerais (2010b, 2012)

Dentre os componentes dos RSU, a madeira apresenta a maior porcentagem de material volátil sendo que a volatilização inicia-se a 220 °C e termina a aproximadamente 490 °C (DUNNU et al., 2009). Segundo Riber et al. (2007), a caracterização química dos RSU é muito difícil e onerosa devido à sua heterogeneidade das diferentes frações. Os valores aproximados para as principais características dos componentes que constituem os RSU, além da porcentagem da sua composição elementar, são encontrados na Tabela 2.4.

Tabela 2.4 – Valores das principais características dos componentes que constituem os RSU juntamente com sua composição alamantar

Constituinte	Densidade (kg/m ³)	Umidade (%)	Máteria Inerte (%)	Carbono (%)	Hidrogênio (%)	Oxigênio (%)	Nitrogênio (%)	Enxofre (%)
Asfalto	680	6-12	-	83,0-87,0	9,9-11	0,2-0,8	0,3-1,1	1,0-5,4
Equipamento eletrônico	105	-	0-50	38,9-83,1	3,6-14,2	7,5-51,5	0,0-10,0	-
Madeira	156-900	15-40	1-2	49,5	6,0	42,7	0,2	0,1
Papel	30-130	4-10	6-20	43,5	6,0	44,0	0,3	0,2
Papelão	30-80	4-10	3-6	44,0	5,9	44,6	0,3	0,2
Serragem	250-350	-	--	49,0	6,0	-	-	0,1
Restos de poda	60-225	30-80	2-6	47,8	6,0	38,0	3,4	0,3
Couro	90-450	8-12	8-20	60,0	8,0	11,6	10,0	0,4
Borracha	90-200	1-4	8-20	78,0	10,0	-	2,0	-
Plástico	30-156	1-4	6-20	60,0	7,2	22,8	-	-
Restos de alimentos	120-480	50-80	2-8	48,0	6,4	37,6	2,6	0,4
Têxtil	30-100	6-15	2-4	55,0	6,6	31,2	4,6	0,2
Metal férreo	120-1200	2-6	99	-	-	-	-	-
Metal não férreo	60-240	2-4	99	-	-	-	-	-
Tijolo/concreto/tellha	800-1500	6-12	99	-	-	-	-	-
Vidro	90-260	1-4	99	-	-	-	-	-

Fonte: Adaptado de Chandrappa e Das (2012).

Capítulo 3

COMBUSTÍVEL DERIVADO DE RESÍDUO

3.1. Introdução

Frações provenientes dos resíduos industriais com alto poder calorífico estão sendo cada vez mais utilizados como combustíveis alternativos para a geração de energia e também na substituição de outros tipos de combustíveis em processos industriais. Entretanto, os resíduos utilizados são normalmente uniformes e derivados de resíduos de origem conhecida, não necessitando de quase nenhum tipo de tratamento antes de sua utilização.

Para a utilização de Resíduos Sólidos Urbanos (RSU) como combustível alternativo, as suas frações devem ser processadas, a fim de garantir uma qualidade mínima antes de sua utilização (EC, 2003). Essas frações, atualmente denominada de Combustível Derivado de Resíduo (CDR) tem uma série de vantagens quando utilizadas para suprir as demandas térmicas junto a processos industriais.

Os principais benefícios com a utilização do CDR na substituição de combustíveis fósseis nos processos com alta demanda energética são os seguintes (GTZ; HOLCIM, 2006; KARA, 2011; VELIS et al., 2010):

- a) economia de recursos não renováveis;
- b) processamento dos resíduos em partículas de tamanho uniforme ou densificadas em briquetes, facilitando o manuseio, o armazenamento, o transporte e a combustão;

- c) possibilidade de mistura com outros combustíveis em diferentes estados físicos;
- d) baixo custo de produção quando segregados na fonte;
- e) baixa concentração de metais pesados;
- f) composição química uniforme auxiliando no controle do processo de combustão.

A produção de CDR aparece mais comumente em países que já alcançam altos níveis de reciclagem e compostagem. As altas taxas de separação dos resíduos recicláveis e daqueles voltados para a produção de compostos orgânicos, em sua origem, acabam por consequência segregando também os resíduos não recicláveis, porém com valor energético adequado para a produção de CDR. Além disso, a proibição da utilização de aterros sanitários para destinação final de resíduos sem a devida separação contribuiu para um crescimento do número de unidades de triagem em operação para processamento de RSU (EIPPCB, 2013).

Apesar de ainda pouco empregado no Brasil, a utilização de CDR no mercado internacional já causa preocupações, principalmente, sobre a falta de controle e regulamentação do setor. A utilização de CDR no coprocessamento pode acabar desfavorecendo o incentivo ao ciclo de reciclagem dos materiais reaproveitáveis, caminhando contrariamente à hierarquia preconizada para com o gerenciamento de resíduos, na qual a prevenção, a minimização de geração e a reciclagem de resíduos são mais desejáveis que o tratamento, a recuperação energética e consequente disposição final em aterro sanitário.

A viabilidade técnica e econômica que impulsionam a produção e utilização de CDR são discutidos neste capítulo.

3.2. Definição

O termo CDR, da língua inglesa *Refused Derived Fuel* (RDF), vem sendo utilizado por muitas décadas e interpretado de diferentes formas entre regiões, produtores e usuários. Recuperar energia proveniente do resíduo é uma importante opção, já que parte dos RSU coletados acabam contaminados com outros resíduos ou até mesmo não são viáveis economicamente para serem reciclados. O CDR cobre uma vasta gama de resíduos processados, cumprindo uma série de normas e especificações técnicas, principalmente para atingir um poder calorífico mínimo para ser queimado. A origem dos resíduos que compõem

o CDR são os RSU, resíduos comerciais e de processos industriais, com características similares aos RSU, ou seja, de resíduos não perigosos.

Outros termos normalmente utilizados em inglês para descrever o CDR são: *Solid Recovered Fuel, Recovered Fuel, Packaging Derived Fuel, Paper e Plastic Fraction, Plastic to Fuel e Processed Engineered Fuel* (EC, 2003). Nota-se que a terminologia utilizada para descrever o material utilizado para aproveitamento energético nos diferentes países reflete os desejos dos usuários sobre o tipo de material, a forma específica de processamento e a composição da fração seca combustível para que o mesmo atenda ao processo de produção e os termos da legislação existente. Devido a essa segregação, é possível obter um poder calorífico maior e teores de umidade e cinzas mais baixos quando comparados ao CDR padrão que são derivados de frações mistas de RSU (ARCHER et al., 2005).

3.3. Processamento de CDR em Unidade de Processamento de Resíduo

Existem vários métodos de processamento de RSU para a produção de CDR em uma Unidade de Processamento de Resíduo (UPR). A UPR integra várias unidades de processos comuns à técnica de gestão e segregação de resíduos envolvendo processos mecânicos e de tratamentos biológicos por via seca e úmida. O objetivo da UPR é separar os diferentes tipos de materiais misturados à massa bruta de RSU que, após entrarem na unidade por meio de uma rota única e contínua, dividem-se em diferentes fluxos de materiais homogêneos, restando então, aqueles que serão processados a CDR, para somente então serem encaminhados ao mercado consumidor (ALF-CEMIND, 2012; USEPA, 2014).

Quando essas práticas são aliadas a processos que utilizam tratamento térmico, o resíduo é higienizado e a matéria orgânica em decomposição é estabilizada, facilitando o transporte e a estocagem (ARCHER et al., 2005). Além disso, a UPR pode oferecer configurações e equipamentos de diferentes especificações para alcançar objetivos específicos como: maximizar a recuperação de material reciclado, produzir composto orgânico, estabilizar material para disposição em aterro sanitário, produção de biogás ou mesmo produzir CDR com elevado valor energético (ARCHER, et al., 2005; SEEMANN, 2007).

As tecnologias que eliminam a umidade e o material inerte, e que produzem materiais relativamente homogêneos, com alto poder calorífico, de fácil manuseio e transporte são as desejadas para o mercado de CDR. Os principais parâmetros utilizados na análise do CDR, quando utilizado como combustível, são o poder calorífico, teor de água, cinzas, voláteis, carbono fixo, tamanho de partículas, enxofre e cloro (MAIER et al., 2011).

Segundo Maier et al. (2011), a análise padrão do CDR determina somente os parâmetros básicos sobre a matéria combustível e incombustível e indica o tipo de sistema de combustão mais adequado para a sua queima e, dependendo do sistema de combustão (pulverizado, sistema de grelha, leito fluidizado ou mesmo forno de cimento), é necessário obter ainda informações adicionais para determinar o tipo de comportamento que o combustível irá assumir na câmara de combustão. Ainda Maier et al. (2011), comentam que as informações adicionais, são normalmente focadas no comportamento aerodinâmico das partículas e no tamanho máximo necessário da partícula para se realizar a combustão completa, porém, os mesmos devem ser simulados em modelos computacionais de dinâmica de fluídos já que a alimentação do CDR, o qual tem tamanhos de partículas entre 5 – 30 mm, na câmara de combustão pode diferenciar a dinâmica de aquecimento e a reatividade do combustível.

A produção de CDR de maior qualidade pode se tornar mais comum, devido ao rápido desenvolvimento de tecnologias de processamento. Fora do Brasil, essas tecnologias de processamento de resíduos estão se tornando viáveis economicamente devido às legislações e a forte pressão popular que, além de restringirem a construção de novas unidades de incineração, também batalham para que se diminua a quantidade de RSU enviados ao aterro sanitário (LIFE, 2011). Os maiores produtores de CDR na Europa são Alemanha, Itália, Holanda e Países da Escandinávia (LIFE, 2011).

Dependendo da aplicação, existem várias tecnologias mecânicas utilizadas em UPR que incluem os separadores magnéticos, separadores de corrente de Foucault, classificadores de ar, separadores ópticos e ainda, podendo ser empregada a classificação manual (VELIS et al., 2010). Para o tratamento biológico, as técnicas utilizadas são a da digestão anaeróbia e a compostagem aeróbia, sendo possível ainda, utilizar uma combinação das duas técnicas (LOCHAB, 2009). A digestão anaeróbia apresenta uma maior eficiência em termos de digestão (SEEMANN, 2007; DEFRA, 2013). Os diferentes fluxos de saída de uma UPR podem ser observados na Figura 3.1.

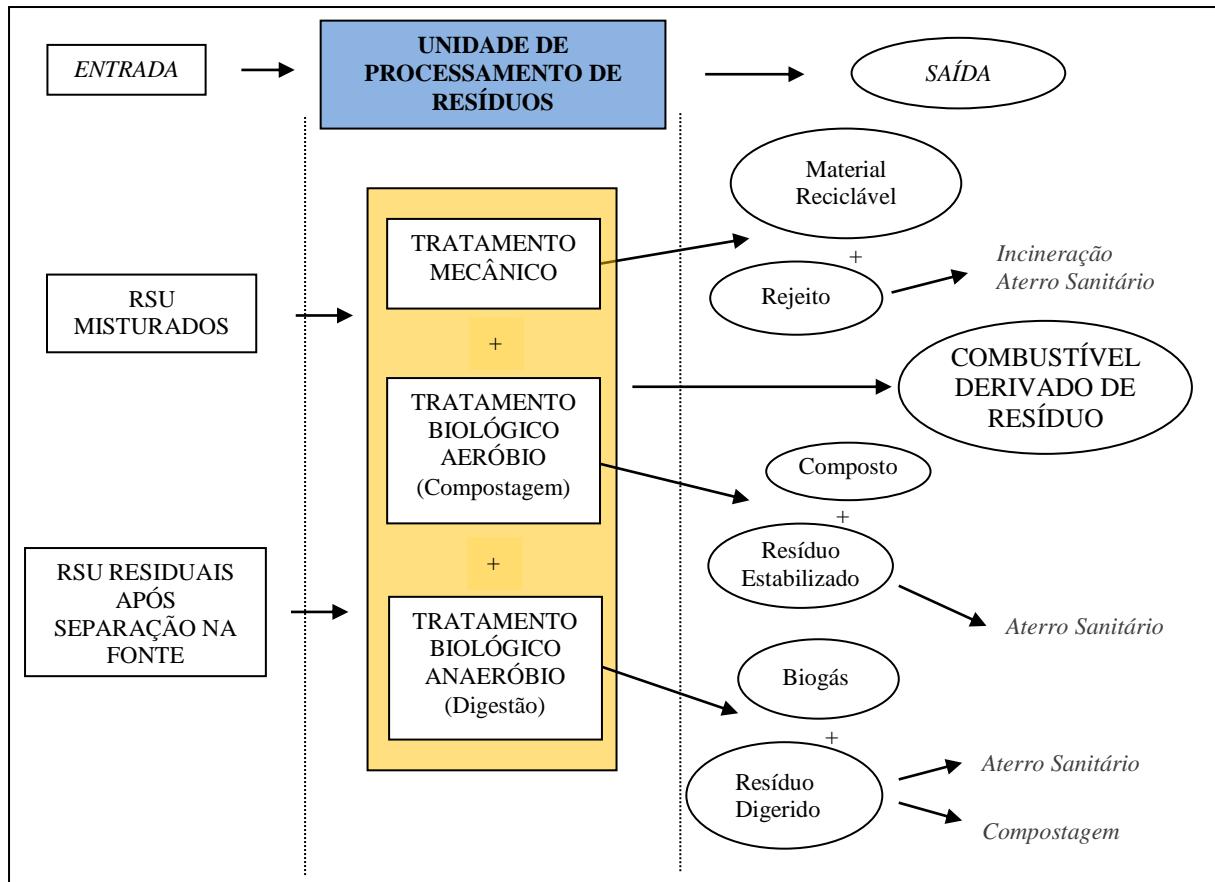


Figura 3.1 – Diferentes fluxos de entradas e saídas adotados em uma UPR

Fonte: Elaborado pelo Autor.

Em um processo típico de produção de CDR, após a coleta e transporte dos RSU até a UPR, os mesmos são encaminhados inicialmente, a uma peneira rotativa e depois às unidades de segregação e triagem que recuperam diversos materiais com valor econômico agregado. O restante do material, que consiste em grande parte de componentes orgânicos, resíduos biodegradáveis e matérias que não podem ser reciclados por estarem contaminados com alimentos ou que não foram classificados, são triturados em tamanhos preestabelecidos e submetidos a um tratamento biológico para estabilização da fração orgânica e a um pós-tratamento mecânico (ALF-CEMIND, 2012).

A fração mais grosseira, separada após a retirada dos materiais com valor econômico agregado, é rejeitada ou reintroduzida no triturador. A fração média, que consiste de papel, papelão, madeira, plástico e tecido, pode ser queimada diretamente já como combustível ou, então, após o processo de secagem, é densificada por meio da peletização em pequenas

esferas, cilindros ou cubos proporcionando uma fonte mais concisa durante a combustão. A decisão sobre se deve ou não peletizar o CDR é geralmente baseada nas necessidades do usuário e na localização da UPR em relação ao mercado consumidor (EC, 2003). As diferentes formas de comercialização do CDR podem ser observadas na Figura 3.2



Figura 3.2 – Formas de comercialização do CDR

Fonte: Powermax (2015)

Nasrullah et al. (2014) estudaram o balanço de material em uma UPR de tratamento mecânico para produção de CDR a partir de RSU alcançando um resultado em que aproximadamente 60% de todo material processado era transformado em CDR e em que 75% da energia gasta na planta era devido a produção do CDR.

Os valores específicos de produção de CDR e o respectivo processo de tratamento envolvido a partir de 1.000 kg de RSU bruto foram levantados para alguns países europeus no trabalho realizado pela ALF-CEMIND (2012): Áustria 230 kg (tratamento mecânico e biológico), Bélgica 400-500 kg (tratamento mecânico e biológico), Países Baixos 350 kg (tratamento mecânico) e Reino Unido 220-500 kg (tratamento mecânico).

Segundo Mckelvie (2008), os custos estimados para a implantação de uma UPR básica operando 100.000 toneladas por ano de RSU é de cerca de £ 35 milhões. Para unidades de UPR completas, operando com 180.000 toneladas ano, o custo de instalação chega a £ 50 milhões. A variação do custo de produção do CDR varia de acordo com a complexidade, a tecnologia envolvida e o grau de mecanização e automação empregada na UPR (DEFRA,

2013). Na Bélgica, o custo para a produção de CDR a partir de RSU é de € 50 - 75 por tonelada (EC, 2003). A Tabela 3.1 mostra o custo típico das despesas operacionais e despesas de capital envolvidas na UPR que utilizam tratamento biológico.

Tabela 3.1 – Custo típico das UPR usando tratamento biológico aeróbio e anaeróbio

Capacidade (t/ano)	Tratamento Biológico Aeróbio		Tratamento Biológico Anaeróbio	
	Desp. Capital (£/t.ano)	Desp. Operacional (£/t)	Desp. Capital (£/t.ano)	Desp. Operacional (£/t)
<50.000	70-150	Até 140	160-420	A partir de 23
>50.000	28-225	20-69	107-278	16-69

Fonte: Adaptado de DEFRA (2013)

3.4. Mercado consumidor de CDR

As principais indústrias que podem utilizar o CDR a partir de RSU são as que possuem tecnologia ou dispositivos integrados aos seus sistemas de conversão térmica como as usinas de geração de energia, papel e celulose, fornos de fabricação do cimento e caldeiras de geração de vapor (EC, 2003).

O CDR pode ser utilizado diretamente em instalações para gerar energia, sendo queimado juntamente com combustíveis convencionais, ou mesmo utilizado como insumo na produção de combustíveis com maior qualidade por meio dos processos de gaseificação e pirólise. Em grande parte dos casos, é possível a alimentação direta de CDR sem a necessidade de grandes adaptações e investimentos na infraestrutura dos equipamentos térmicos do processo produtivo existente. As indústrias de aço utilizam CDR como substituição do carbono e os países da Escandinávia queimam CDR para aquecimento das residências (LIFE, 2011). As diversas tecnologias para utilização do CDR em termoelétrica e em processos industriais, por via de recuperação energética ou por recuperação do material, podem ser observadas na Figura 3.3.

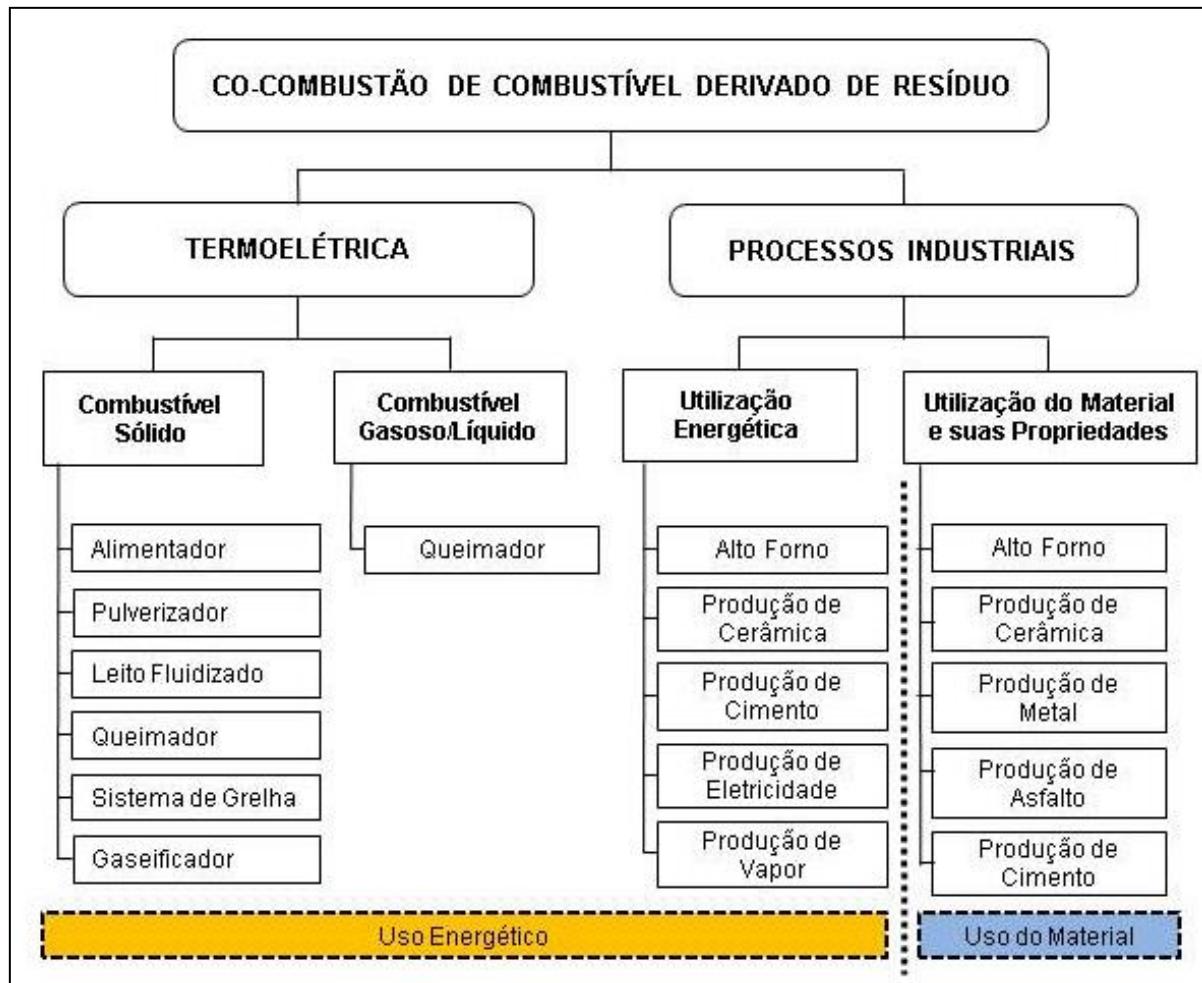


Figura 3.3 – Utilização energética e das propriedades do material a base de CDR

Fonte: Adaptado de Dunnu et al. (2009) e Maier et al. (2011).

3.5. Barreiras e Regulamentação da Utilização do CDR

Atualmente no Brasil, uma significativa quantidade de resíduo com alto poder calorífico como os plásticos, fibras, borrachas e biomassa, é diariamente aterrada em vez de ser utilizada como combustível alternativo. Para o correto aproveitamento dos resíduos, barreiras como a construção de UPR, logística de encaminhamento desses materiais para as unidades, amadurecimento das políticas públicas e a conscientização da fonte geradora quanto à segregação e reciclagem do material precisam ser vencidas. Serão discutidas a seguir as principais barreiras enfrentadas globalmente para a efetivação do uso do CDR.

3.5.1. Barreiras Técnicas

Em termos de composição, RSU e consequentemente o CDR além da heterogeneidade implícita, podem apresentar níveis de metais pesados (provenientes da contaminação por pilhas/baterias e lâmpadas fluorescentes) e outros contaminantes, que dificultariam assim o seu processamento, aumentando as preocupações operacionais para o seu uso como combustível para certas aplicações.

Com relação à logística, o abastecimento das UPR pode ser influenciado devido às singularidades de cada região, provocadas pela diferença do nível socioeconômico (quantidade e qualidade dos resíduos), da variação sazonal (estiagem ou período chuvoso) e temporal (feriados e épocas festivas). Além disso, mesmo adotando-se padrões de abastecimento idênticos com resíduos de mesmas características, as UPR utilizam equipamentos de diferentes modelos e tecnologias, o que ocasiona, durante a classificação e triagem, a variação na quantidade e qualidade do CDR processado. Outra alteração significativa no processamento ocorre na necessidade de tipos específicos de produtos para atender ao mercado, o que conduz os operadores das UPR a priorizarem a triagem de materiais mais rentáveis, alterando significativamente, seu processo de classificação.

A contaminação e impurezas (material inerte, metal ferroso, PVC, e restos de alimentos) são outras barreiras técnicas que prejudicam o processo de produção de CDR. Os metais não ferrosos, além de serem inertes, podem causar danos aos equipamentos e risco de incêndios nas instalações de produção. O PVC é conhecido por possuir cloro em sua composição e quando queimado em altas concentrações pode formar substâncias nocivas ao meio ambiente (Dioxinas e Furanos). Já os restos de alimentos atraem roedores e insetos, dificultando a logística de armazenamento e manuseio do material estocado ou processado (EC, 2003).

Essas barreiras exigem equipamentos de identificação mais sofisticados e robustos e métodos de triagem mais complexos, o que acaba aumentando os custos de produção. Uma das soluções adotadas é a mistura de fontes de resíduos conhecidas que, além de diluir problemas associados à contaminação, podem neutralizar as variações das características do resíduo processado. Para aumentar a qualidade do CDR, garantindo boas propriedades físicas e químicas para a combustão, novas tecnologias baseadas na engenharia de materiais vêm sendo empregadas, mas ainda a custos elevados. Atualmente, o estado da arte refere-se às tecnologias que identificam a concentração de cloro presente nos RSU processados.

3.5.2. Barreiras Econômicas

As variáveis econômicas estão relacionadas, principalmente, ao capital de custo para implantação da UPR, às tecnologias de transformação de resíduo em energia e às despesas com a logística de transporte.

A viabilidade da transformação dos RSU em combustível é diretamente influenciada pela soma da taxa que seria paga para a disposição final em aterros sanitários ao valor da receita obtida com a venda do CDR processado. Porém, em locais onde as taxas para disposição dos RSU são baixas, a implantação de uma UPR pode ser comprometida pelo estreito limite de receita. A distância entre a UPR e seus fornecedores pode aumentar o custo associado à logística do transporte. Além disso, os mercados imaturos com grande oscilação da oferta de resíduos para aproveitamento energético podem inviabilizar a produção de CDR na UPR, assim como a queda nos preços dos combustíveis convencionais.

3.5.3. Política e Regulação

Na Europa existe uma série de implicações jurídicas na utilização da fração de RSU com alto poder calorífico e que não tem viabilidade econômica no ciclo de reciclagem. Muitas vezes, as regras que se aplicam ao material para tornar-se CDR podem mudar m razão de uma simples etapa que ocorre dentro do próprio processo industrial. Compreender as dificuldades técnicas e econômicas entre a classificação do material frente às legislações vigentes permite uma maior confiança no mercado que utiliza CDR como uma fonte de combustível alternativo.

Diante do cenário global, essas dificuldades são ainda mais complicadas, já que existem regulações diversas devido à existência de conjuntos diferenciados de legislações e orientações. Várias nações adotaram normas bastante rigorosas que impõem limites sobre a composição do CDR (EC, 2003).

Em resposta aos diferentes padrões dos países, uma comissão técnica no âmbito do *Comité Européen de Normalisation* (CEN) publicou em 2002 a norma CEN/TC 343 que estabeleceu diretrizes europeias relevantes para regular o mercado de CDR com a elaboração de normas, especificações e relatórios técnicos preparados a partir de resíduos não perigosos

que serão utilizadas para a geração de energia em incineradores ou em plantas de recuperação energética, porém com uma nova designação, Combustível Sólido Recuperado (CSR) (do termo em inglês *Solid Recovered Fuel* (SRF)) (CEN, 2013).

O sistema de classificação estabelecido pela CEN/TC 343 levou em consideração aspectos econômicos relacionados ao poder calorífico, às características tecnológicas para processamento de cloro (Cl) e de emissões atmosféricas do mercúrio (Hg). As especificações foram baseadas nas propriedades do CSR e os valores limites foram estabelecidos em acordo mútuo entre produtores e usuários. O sistema de classificação do CSR adotado pela norma europeia CEN/TC 343 é apresentado na Tabela 3.2.

Tabela 3.2- Sistema de classificação do CSR conforme norma CEN/TC 343

Propriedade	Unidade	Classes				
		1	2	3	4	5
Poder Calorífico Inferior (PCI)	MJ/kg	≥25	≥20	≥15	≥10	≥3
Cloro (Cl)	%	≤0,2	≤0,6	≤1,0	≤1,5	≤3,0
Mercúrio (Hg)	mg/MJ	≤0,02	≤0,03	≤0,08	≤0,15	≤0,50

Fonte: Adaptado de CEN (2013)

A média da composição do CSR pode ser observada na Tabela 3.3. Os dados foram baseados na análise dos principais combustíveis produzidos nos diversos países membros da União Europeia.

Tabela 3.3 – Média da composição dos diferentes tipos de CSR comercializados na UE

Combustível Sólido Recuperado (CSR)	Poder Calorífico (MJ/kg)	Cl (%)	Hg (mg/MJ)	Cd + Tl (mg/MJ)
Com baixo teor de Cinzas	11,7 – 25,5	0,04 – 1,70	0,004 – 0,042	0,008 – 0,121
Com alto teor de Cinzas	3,2 – 10,0	0,07 – 0,77	0,050 – 0,406	0,260 – 0,930
Derivado de RSU	9,8 – 19,9	0,23 – 0,79	0,006 – 0,069	0,050 – 0,311
Derivado de resíduos comercial	13,0 – 31,0	0,04 - 0,60	0,004 – 0,019	0,008 – 0,060
Produzido para fornos de cimento	3,2 – 25,5	0,07 – 1,70	0,020 – 0,406	0,120 – 0,930

Fonte: Adaptado de Van Tubergen et al. (2005)

Capítulo 4

COPROCESSAMENTO DE COMBUSTÍVEL DERIVADO DE RESÍDUO A BASE DE RESÍDUO SÓLIDO URBANO NA INDÚSTRIA DE CIMENTO

4.1. Introdução

Devido à necessidade de redução de custos, a indústria cimenteira tem grande interesse na substituição dos combustíveis convencionais por alternativos que sejam comercializados a um menor custo e que atendam às especificações mínimas de qualidade para a produção. Na fabricação de cimento, a prática de utilizar combustíveis alternativos derivados de resíduos sólidos para substituir os combustíveis e as matérias-primas convencionais ao processo denomina-se de coprocessamento.

Diferentes tipos de resíduos podem substituir tanto as matérias-primas como os combustíveis convencionais utilizados na fabricação de cimento. Porém, antes de considerar a utilização alternativa de Resíduos Sólidos Urbanos (RSU) como combustível, alguns princípios básicos devem ser considerados. O processamento prévio dos RSU para transformá-los em Combustível Derivado de Resíduo (CDR) é necessário a fim de garantir a qualidade final do cimento. Além disso, os níveis de emissão são alterados pela combustão do CDR e devem estar dentro dos limites operacionais estabelecidos por norma.

A decisão das especificações mínimas contidas no CDR para a combustão pode diferir nas plantas de produção de cimento, já que a sua utilização deve ser baseada no processo produtivo que depende das condições de operação, composição das matérias-primas e dos combustíveis utilizados, pontos de alimentação, sistemas de tratamento de efluentes gasosos e das diferentes legislações aplicadas na região onde a fábrica está inserida.

Discute-se nesse capítulo a demanda energética para o processo de fabricação de cimento e a forma de operação dos seus respectivos equipamentos. São ainda apresentadas as tendências observadas nos últimos anos em relação à viabilidade técnica, econômica e ambiental da produção de cimento, sob a perspectiva de substituição do combustível convencional pelo emprego de CDR à base de RSU, bem como os seus parâmetros cinéticos e químicos.

4.2. Demanda Energética

A fabricação de cimento tipo Portland é um processo que requer um grande consumo de energia térmica e elétrica. Cada complexo cimenteiro compreende, além das frentes de lavra, várias etapas de transformação que consomem de grandes quantidades de combustíveis e eletricidade para moer, calcinar e fundir as matérias-primas, constituídas principalmente, por calcário e argila, no forno rotativo.

Considerando que existem vários métodos para atingir cada etapa da produção de cimento, a energia consumida varia entre as plantas de produção. O custo operacional típico envolvendo essa energia chega a 40% do valor final do produto, dividido entre calor para o processo e energia elétrica para os equipamentos (EIPPCB, 2013).

A energia térmica gerada pelo combustível constitui 90% do total de energia consumida no processo sendo os 10% restantes atribuídos ao consumo de energia elétrica. Embora a energia elétrica corresponda a 50% dos custos da fabricação do cimento, a maior parte é utilizada no processo de moagem do clínquer (40%) e de matérias-primas (25%), e na operação do forno e sistema de resfriamento do clínquer (20%) sendo o restante, 15% para outros equipamentos (EIPPCB, 2013). A energia necessária para a produção de cimento varia entre 3.000 a 6.500 MJ de combustível e entre 90 a 150 kWh de energia elétrica por tonelada de clínquer produzido (EIPPCB, 2013; KARSTENSEN, 2007).

A tecnologia mais empregada no processo de fabricação de clínquer no Brasil corresponde à via seca, com ciclones multiestágio com sistema de pré-aquecimento e calcinador, apresentando um consumo específico de energia térmica entre 2.900 a 3.300 MJ/t de clínquer produzido (EIPPCB, 2013). Segundo Santi (2003), o consumo específico médio de energia elétrica varia entre 82 a 156 kWh/t de clínquer produzido.

4.3. O Sistema Forno

A produção de cimento pode ser dividida basicamente em três etapas: preparação da matéria-prima, processamento térmico e do clínquer (adição de aditivos, armazenamento e expedição). O processamento térmico transforma a matéria-prima em clínquer e pode ser subdividido em mais quatro subprocessos sequenciais: pré-aquecimento, calcinação, sinterização (ou queima, formação de minerais de clínquer no forno rotativo) e resfriamento. O conjunto de equipamentos envolvidos nessas etapas (pré-aquecedor, calcinador e forno rotativo) é normalmente referido como sistema forno, conforme descrito a seguir.

4.3.1. Forno Rotativo

O forno rotativo é considerado o sistema central da fabricação de cimento e é onde as reações químicas necessárias à formação do clínquer acontecem. Os diâmetros e comprimentos típicos adotados para fornos rotativos modernos estão, respectivamente, entre 3 a 6 m e 40 a 100 m. O transporte e a mistura da matéria-prima para formação do clínquer no forno é garantida com a adoção de uma inclinação variando de 1° a 3° e uma rotação entre 1 a 5 rpm. A capacidade típica de produção pode chegar a 4.000 t/dia de clínquer, (FLSMIDTH, 2009).

Na saída do forno existe um queimador com a função de formar uma chama capaz de fornecer energia às reações químicas necessárias à formação do clínquer. A chama deve ser curta, estreita e altamente radiante, objetivando a máxima transferência do calor da chama para o material em transformação (VACCARO, 2006). Os fornos rotativos modernos são normalmente concebidos para queimar diferentes tipos de combustíveis, inclusive CDR com poder calorífico significativo, com a instalação de queimadores multicanais, que separam os diferentes combustíveis do ar primário permitindo desta maneira várias operações de ajuste como vazão, velocidade e rotação do fluxo de ar (VACCARO, 2006; FLSMIDTH, 2009).

A forma e a resistência do forno rotativo são dadas pelo cilindro de aço que também é utilizado como meio de suporte para o revestimento térmico interno com material refratário (Figura 4.1). Conforme Bartha (2004), o material refratário pode ser constituído por tijolo ou concreto que detenham propriedades para resistir às altas temperaturas e às grandes influências destrutivas tanto da dinâmica mecânica do forno, como da dinâmica química necessária para o processamento do clínquer. Devido às altas temperaturas na zona de queima, próximo ao queimador, o revestimento sofre um maior desgaste, tendo uma vida útil típica variando entre 9 a 12 meses. Já na zona de entrada, onde o material apresenta menores temperaturas, a vida útil do refratário varia entre 12 a 48 meses. Atualmente, o consumo específico de refratários no sistema forno é da ordem de 400 g/kg de clínquer produzido (BARTHA, 2004).

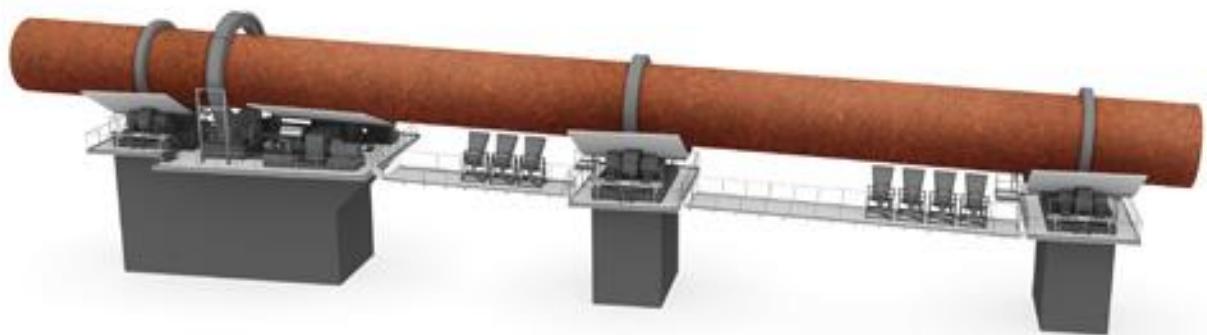


Figura 4.1 – Forno rotativo com 3 bases

Fonte: FLSmidth (2014)

4.3.2. Pré-aquecedor e Calcinador

Nas fábricas de cimento modernas, a matéria-prima é secada e pré-aquecida até a temperatura de calcinação na torre multiestágio de ciclones denominada de pré-aquecedor. A matéria-prima é alimentada entre o 1º e 2º estágio de ciclones, que estão sequencialmente conectados por dutos, permitindo a troca de calor entre os gases de exaustão e a matéria-prima nos sistemas de separação gás/sólido (USEPA, 2007).

Caso opte-se para a operação com um calcinador, conforme detalhado na Figura 4.2, o mesmo será instalado logo após o pré-aquecedor. O calcinador utiliza o ar de combustão retirado do resfriador de clínquer, localizado no final do forno rotativo (conhecido como ar

terciário), e/ou os gases de exaustão do forno rotativo. No calcinador ocorre o consumo de cerca de 60% do combustível total necessário a operação do sistema forno, sendo normalmente, o carvão o combustível mais utilizado. No entanto, a combustão no calcinador permite alcançar temperaturas dos sólidos em torno de 800 °C, e combustíveis com poder calorífico mais baixo podem ser empregados, inclusive o CDR. O processo de calcinação deve ser monitorado para que ocorra a calcinação em até 95% da matéria-prima, garantindo um controle de temperatura para não deteriorar o revestimento térmico dos ciclones no pré-aquecedor (EIPPCB, 2013).

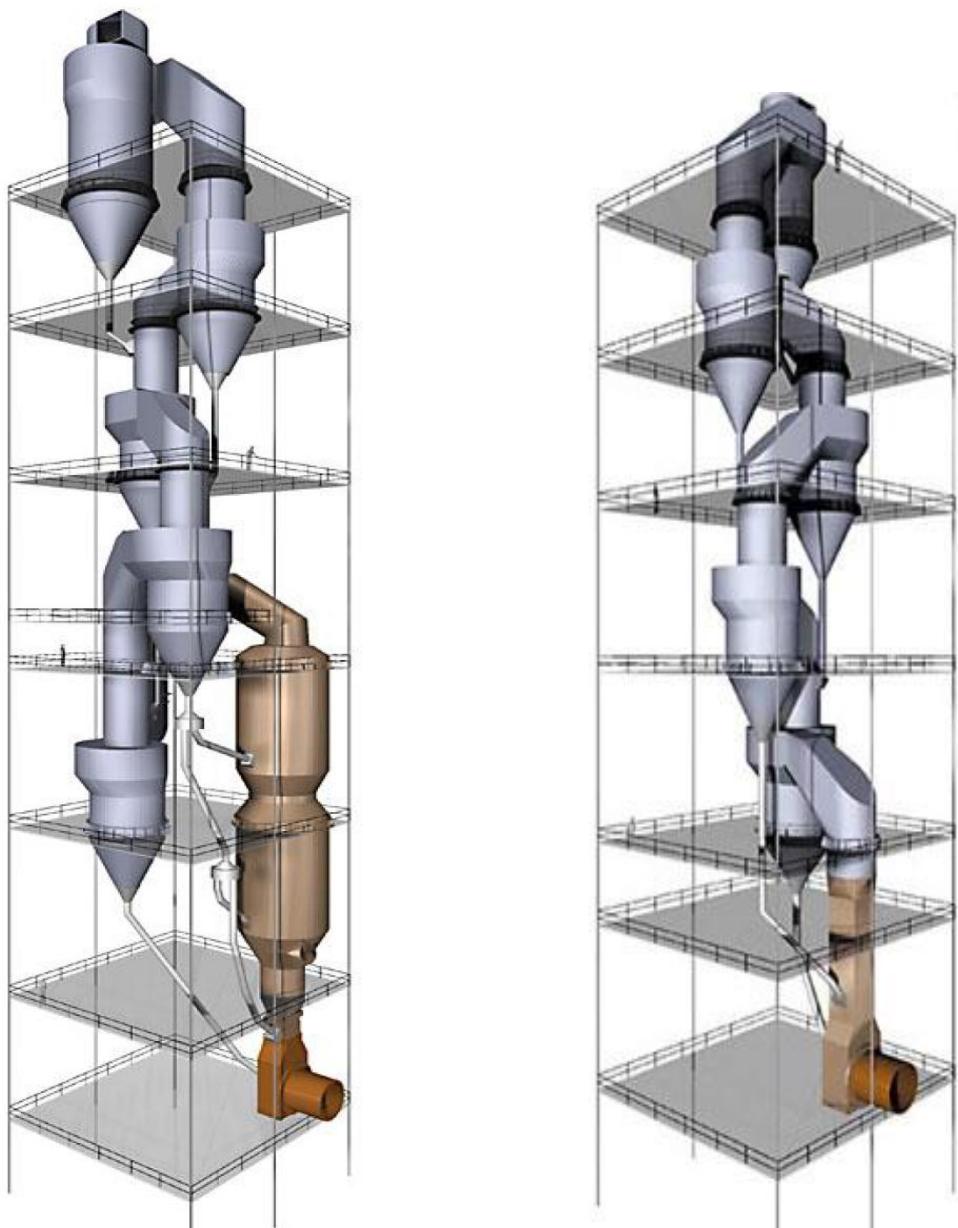


Figura 4.2 – Pré-aquecedor multiestágio de 5 ciclones com e sem presença do calcinador

Fonte: FLSmidth (2011)

Existem dois tipos principais de calcinadores, o Calcinador em Linha (ILC), do inglês *in-line calciner* e o Calcinador em Linha Separada (SLC), do inglês *separate line calciner* (NIELSEN, 2012; SIGNORETTI; SILVA, 2005; USEPA, 2007), sendo descritos a seguir:

- a) calcinador ILC - Nos calcinadores do tipo ILC, o ar terciário e gás de exaustão do forno atravessam a região de combustão do calcinador. Este tipo de calcinador é comumente usado para combustíveis convencionais, tais como carvão, petróleo, gás e resíduos com volatilidade relativamente elevada. O calcinador ILC usa o ar quente recuperado do resfriador de clínquer para a combustão de combustível. Uma vez que os gases de combustão do forno (teor em O₂ de cerca de 2%) são misturados com o ar terciário, o teor de oxigénio resultante é muito menor do que 21%, e a temperatura é normalmente inferior a 900 °C e por isso, a necessidade do uso de combustíveis que possuam alta volatilidade;
- b) calcinador SLC - Nos calcinadores do tipo SLC, os gases de exaustão do forno não passam pelo calcinador, que utiliza o ar recuperado do resfriador de clínquer para a combustão. Normalmente, os calcinadores SLC têm tempo de detenção dos gases e temperaturas mais elevadas, permitindo a estes sistemas a utilização de combustíveis de baixa volatilidade, tais como coque de petróleo e antracito. Os sistemas fornos existentes são facilmente modernizados com a utilização de calcinadores SLC devido às diferentes configurações que podem ser utilizadas para este tipo de calcinador.

4.4. Processo de Fabricação e Efeitos na Qualidade Final do Cimento

As características e o processo de fabricação do cimento estão detalhados no Apêndice B. Existem vários elementos químicos que podem ser incorporados no cimento Portland com a utilização do coprocessamento, e dependendo de sua concentração podem alterar o desempenho final do produto. Os principais aspectos com potencialidade de alteração na composição do clínquer por inclusão desses elementos são atribuídos às matérias-primas, combustíveis e ao próprio ar de combustão (BHATTY, 2004).

A assimilação da presença destes elementos no cimento é complexa, e depende das condições de operação do forno e da determinação da concentração em que o elemento se torna nocivo à qualidade do produto (AKKAPEDDI, 2008; THOMPSON, 2012).

O estudo de Mokrzycki e Bocheńczyk (2003) descreveu uma fábrica de cimento Portland produzindo clínquer e comparou a composição química do clínquer quando somente ocorreu a utilização de combustíveis tradicionais, com a composição química quando do uso de diferentes combustíveis alternativos, relatando alterações significativas na composição química do clínquer.

O sucesso da utilização de novos combustíveis alternativos na indústria do cimento está em não promover mudanças químicas significativas a ponto de afetar negativamente as propriedades do produto final (BHATTY, 2004). A lista contendo os principais elementos que podem ser incorporados ao cimento, juntamente com suas possíveis fontes e efeitos são mostrados no Apêndice C.

4.5. O Coprocessamento

A condição de coprocessamento ocorre quando as características físico-químicas de alguns resíduos permitem a sua utilização nos fornos das fábricas de cimento, seja para a substituição energética ou da matéria-prima.

As propriedades do processo de fabricação de cimento aliadas à alta tecnologia envolvida no conjunto de equipamentos integrados a linha de produção, em que o forno rotativo desenvolve um papel fundamental quanto às características e controle da combustão, provocam a destruição térmica dos resíduos. O resíduo, para ser completamente destruído, precisa ser aquecido até a temperatura de destruição e mantido nessa temperatura por certo tempo juntamente com uma quantidade suficiente de oxigênio para oxidá-lo e destruí-lo (MARINGOLO, 2001). As temperaturas e os tempos de residência que ocorrem no forno e no calcinador durante a produção de cimento são observados na Figura 4.3.

Porém, nem todos os resíduos podem ser coprocessados na indústria de cimento e alguns fatores como a composição química final do cimento e o impacto ambiental aliado ao processo de fabricação devem ser levados em consideração na decisão da viabilidade da sua utilização. Entre os resíduos não viáveis ao coprocessamento destacam-se: rejeito nuclear, resíduo contaminado proveniente do serviço de saúde, bateria e RSU sem nenhum processamento prévio (CEMBOREAU, 2009).

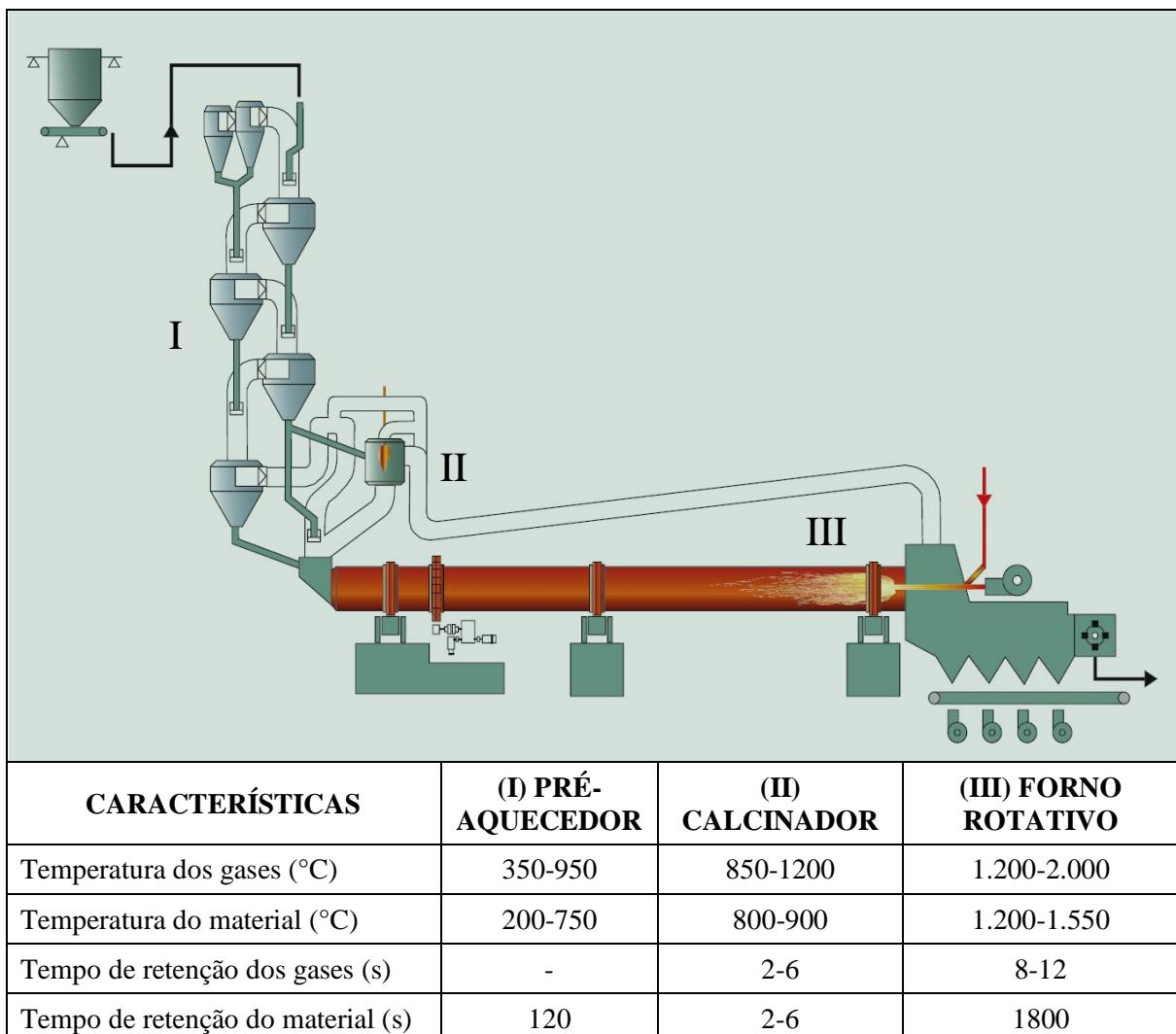


Figura 4.3 – Temperaturas e tempos de residência no sistema forno

Fonte: adaptado de GTZ/Holcim (2006) e USEPA (2007)

As condições teóricas envolvidas no processo de queima do clínquer permitem a recuperação térmica da energia associada ao resíduo transformando-o em material inerte que não causa danos ao meio ambiente. As características essenciais do processo de produção de cimento que garantem o coprocessamento dos resíduos são relacionadas a seguir (EIPPCB, 2013):

- temperatura máxima da chama nos fornos rotativos de aproximadamente, 2.000 °C;
- tempo de retenção dos gases no forno rotativo de aproximadamente, 8 segundos em temperaturas acima de 1.200 °C;
- temperatura da farinha para produção do clínquer, chegando a aproximadamente, 1.450 °C na zona de clinquerização dos fornos rotativos;
- atmosfera oxidante no interior dos fornos rotativos;

- e) tempo de retenção dos gases no calcinador de mais de 2 segundos em temperaturas acima de 850 °C;
- f) temperatura da farinha para produção do clínquer, chegando a aproximadamente, 850 °C no calcinador;
- g) condições de queima uniforme mesmo com variação na carga devido às altas temperaturas e tempos de retenção suficientemente longos;
- h) destruição de poluentes orgânicos devido às altas temperaturas em tempos de retenção suficientemente longos;
- i) absorção de componentes gasosos, como o HF, HCl, e SO₂ pelos reagentes alcalinos;
- j) alta capacidade para retenção de metais pesados;
- k) curto tempo de retenção dos gases de exaustão após o pré-calcinador na faixa de temperatura conhecida por levar à formação de dibenzo-p-dioxinas policloradas (PCDD) e dos dibenzofuranos policlorados (PCDF);
- l) completa utilização das cinzas dos combustíveis como componente do clínquer;
- m) não ocorre a geração de resíduos secundários, uma vez que o material é completamente utilizado na fabricação do clínquer;
- n) incorporação química-mineralógica de metais pesados não voláteis no clínquer.

Alguns critérios são citados por Brito e Alves (1995) para o coprocessamento de resíduos em fornos de fabricas de cimento. Dentre eles, que o resíduo tenha poder calorífico significativo ou que substitua a matéria-prima na produção de clínquer. Segundo Buwal (1998 apud SIQUEIRA, 2005, p. 52) na Suíça, as fábricas de cimento podem utilizar os resíduos para a produção de clínquer conforme suas características da seguinte maneira:

- a) como material de substituição da farinha - na substituição específica de uma parte das matérias-primas, como também como material de correção para a adequação da composição elementar da farinha;
- b) como combustível - no queimador principal na saída do clínquer do forno ou na câmara secundária na entrada da farinha no forno;
- c) como materiais auxiliares de operações - como resíduos líquidos com o objetivo de resfriamento da chama do forno e redução de NO_x;
- d) como material de adição - na moagem do clínquer para a fabricação de cimento.

Em geral, as pesquisas indicam que o coprocessamento oferece muitas vantagens, dentre elas, a eliminação térmica de resíduos e passivos ambientais, preservação das reservas

de combustível fóssil, com a diminuição do consumo de combustíveis derivados do petróleo, recuperação do valor energético, redução do custo de fabricação, diminuição de resíduos depositados em aterros sanitários ou incinerados, diminuição do efeito estufa global e otimização de tecnologias e instalações existentes. (EIPPCB, 2013; GRECO et al., 2004; KARSTENSEN, 2007).

Os principais resíduos coprocessados pela indústria de cimento Portland nacional são os pneumáticos, borrachas, lodo de esgoto, plástico, tintas e solventes, papel e papelão, borras ácidas, resíduos de madeira, borras oleosas e graxas, entulhos da construção civil e solos contaminados (SNIC, 2012).

Segundo a SNIC (2012), 36 unidades das 48 fábricas instaladas no Brasil estavam licenciadas para coprocessar resíduos. Isso significa que 80% da produção nacional de clínquer podiam ser produzidas utilizando-se a técnica do coprocessamento. Entretanto, apenas cerca de 950 mil toneladas de resíduos industriais (35%) foram coprocessados, dos 2,7 milhões de toneladas de resíduos industriais gerados no ano. Comparando com outros países, observa-se que o Brasil utiliza pouco o coprocessamento. Apenas 11% das fontes de energia consumidas na indústria de cimento é proveniente de combustíveis alternativos, contra 42% na Alemanha e 47% na Suíça, o que demonstra uma grande oportunidade do mercado de CDR para substituir outros tipos de combustíveis (SNIC, 2012).

Segundo Dunnu et al. (2009), a maioria dos diferentes tipos de CDR produzidos a partir de RSU mostram uma boa combustão, já que os materiais voláteis existentes, que são rapidamente liberados a baixas temperaturas, favorecem a ignição das partículas e melhoram a condição de estabilidade da chama.

Apesar de o sistema forno ser tecnicamente capaz de utilizar até 100% de combustíveis alternativos, existem limitações práticas. Em relação ao processo produtivo, os combustíveis alternativos com propriedades químicas显著mente diferentes dos combustíveis convencionais, seja por baixo poder calorífico, teor de umidade elevado ou alta concentração de cloro e outras substâncias traço, devem ser cuidadosamente geridos.

4.6. Ponto de Alimentação no Sistema Forno

Para garantir o perfil de temperatura de gases no interior do forno rotativo (temperaturas chegando a 2.000 °C), somente os combustíveis que possuam poder calorífico maior que 20 MJ/kg podem ser alimentados pelo queimador principal. Os demais só podem ser alimentados pela parte posterior do forno, na zona de alimentação da matéria-prima (farinha) pré-calcinada onde a temperatura dificilmente ultrapassa os 1.100 °C e a reação de calcinação é endotérmica, sendo mantida com a queima de combustível, e neste caso sendo possível o emprego de combustíveis de menor poder calorífico (SANTI, 2003).

Existem basicamente quatro pontos de alimentação no sistema forno utilizados para inserir combustíveis e/ou matérias-primas para o processo de fabricação do cimento (MINAS GERAIS, 2010c; GTZ/HOLCIM, 2006):

- a) juntamente com a farinha crua;
- b) na caixa de fumaça (entrada do forno);
- c) no maçarico do queimador principal;
- d) no maçarico do queimador secundário.

Os resíduos, que são alimentados por meio do queimador principal, serão decompostos ou incorporados ao clínquer na zona de queima primária, onde as altas temperaturas chegam até 2.000 °C. Queimadores multicanais são concebidos para o uso de diferentes tipos de combustíveis, incluindo CDR. Resíduos alimentados pelo queimador secundário (pré-aquecedor ou calcinador) serão queimados a temperaturas mais baixas (menores que 1.100 °C) e terão tempo de residência menores, o que nem sempre é suficiente para decompôr certo tipos de resíduos como as substâncias orgânicas halogenadas ou precursoras de substâncias tóxicas (EIPPCB, 2013).

4.7. Consumo de CDR

A indústria de cimento recorre a um montante substancial de CDR, chegando a substituir os combustíveis fósseis tradicionais em até 80%. Em diversos países europeus, a fração orgânica dos RSU é homogeneizada com plásticos isentos de cloro, restos de tecidos,

serragem, carcaças de animais e outros resíduos industriais, sendo esse *blend* (mistura) coprocessado nos fornos rotativos de clínquer (MINAS GERAIS, 2010c).

Conforme CEMBUREAU (2009), na Áustria, todas as nove plantas de cimento utilizavam CDR a partir de RSU na sua matriz energética, sendo que a primeira em 1993, utilizou aparas têxteis, plásticos e papéis recicláveis.

O coprocessamento de RSU na fábrica de cimento localizado no município de Cantagalo/RJ foi licenciado em 1999. Desde então, utilizada como escala piloto para atender o município, iniciou a combustão de 30 t/mês de CDR, passando em 2010 para 50 t/mês. Todos os RSU gerados no município são encaminhados para uma usina de triagem e compostagem, com posterior peneiramento, de forma que a fração mais fina do composto é utilizada como fertilizante e a fração mais grossa seja transformada em CDR (MINAS GERAIS, 2010c).

4.8. Parâmetros Cinéticos e Químicos dos Compostos do CDR

Os primeiros estudos para levantamento dos parâmetros característicos dos RSU tiveram seu início com o pioneirismo de Kaiser (1966), que determinou a porcentagem dos elementos químicos em aproximadamente 20 diferentes componentes existentes nos RSU. Os resultados do seu estudo foram utilizados como base para os cálculos necessários aos projetos de incineradores para determinar, quantidade necessária de ar, volumes de gases, temperaturas adiabáticas e reais e balanceamento estequiométrico de materiais para combustão.

Life (2012) descreve em seu trabalho uma seleção de métodos de caracterização de amostras de CDR proveniente de RSU. O estudo enfatiza que a análise de caracterização elementar deve ser realizada juntamente com as de determinação de cloro e de metais pesados, a fim de estabelecer as aplicações possíveis para o combustível alternativo.

A composição química média dos principais combustíveis utilizados na composição do CDR, juntamente com os seus respectivos PCI e PCS são observados na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 - Composição química e poder calorífico dos componentes do CDR

Componentes	Composição Química em Base Mássica (%)						Poder Calorífico (kJ/kg)		Autores
	C	H	O	N	S	Cl	PCS	PCI*	
Jornal	52,10	5,90	41,86	0,11	0,03	-	19.300	17.973	SØRUM et al. (2001)
Papelão	39,93	5,40	38,64	-	0,03	-	15.700	14.485	WANG et al. (2012)
Revista	35,50	4,60	35,96	0,45	-	-	12.340	11.305	GRAMMELIS et al. (2009)
Madeira	48,10	5,99	45,74	0,08	-	-	19.916	18.569	SØRUM et al. (2001)
PA	62,70	9,70	5,12	10,67	-	-	32.600	30.418	GRAMMELIS et al. (2009)
PC	74,10	5,50	6,50	0,22	-	-	32.200	30.963	GRAMMELIS et al. (2009)
PEBD	83,72	13,16	2,37	-	-	-	45.970	43.010	WANG et al. (2012)
PEAD	84,90	13,35	1,68	-	-	-	46.890	43.887	WANG et al. (2012)
PP	86,10	13,70	0,20	-	-	-	46.400	43.319	SØRUM et al. (2001)
PS	92,70	7,90	0	-	-	-	42.100	40.323	SØRUM et al. (2001)
PET	69,24	7,61	23,09	-	0,07	-	23.360	21.648	WANG et al. (2012)
PVC	44,62	5,81	3,27	0,04	0,17	46,10	23.860	22.553	WANG et al. (2012)
Tetra Pack	48,00	6,30	39,04	0,08	-	-	18.520	17.103	GRAMMELIS et al. (2009)
CDR (1)	38,40	5,60	37,30	1,30	0,10	0,10	14.226	12.966	GRAMMELIS et al. (2009)
CDR (2)	56,30	4,70	20,21	1,65	0,13	-	22.350	21.293	GRAMMELIS et al. (2009)
PCI*=PCS-(4,186x597x(9H+H ₂ O))						PEAD – Polietileno de Alta Densidade PEBD – Polietileno de Baixa Densidade PP – Polipropileno PS – Poliestireno PET – politereftalato de etileno PVC – Policloreto de vinila			
CDR – Combustível Derivado de Resíduos PA – Poliamida PC – Policarbonato									

Fonte: Elaborado pelo Autor

Os estudos realizados por Chang et al. (1997), compararam a composição química das cinzas geradas na incineração de RSU e de CDR, chegando aos resultados apresentados na Tabela 4.2.

Tabela 4.2 – Composição química das cinzas de RSU e CDR

Componentes	CaO	SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	ZnO	MgO	Cr ₂ O ₃	TOTAL
RSU (%)	34,68	18,65	13,97	27,05	-	5,49	-	99,84
CDR (%)	44,67	19,86	13,39	10,33	5,32	4,58	1,84	99,99

Fonte: Chang et al. (1997)

Segundo Grammelis et al. (2009), os resultados dos estudos para obtenção de parâmetros cinéticos de queima de materiais a base de celulose e plásticos apresentam na literatura uma variação significativa, que foi atribuída às diferentes condições de operação dos trabalhos, como taxa de aquecimento, métodos de medição, erro padrão do experimento e diferentes considerações para a operação do modelo cinético.

Grammelis, et al. (2009) observaram em seus modelos para obtenção dos parâmetros cinéticos da fração de celulose presente em RSU (composta por jornal, papelão, revista e madeira), que ocorriam dois picos e três reações. A primeira reação, correspondente ao consumo da hemicelulose, ocorreu entre 250 °C e 370 °C, e a segunda reação para o consumo da celulose foi ativada entre 300 °C a 400 °C. A terceira reação, correspondente à decomposição da lignina, foi ativada em uma ampla faixa de temperatura, variando entre 250 °C e 550 °C. A maior taxa de queima ocorreu entre 365 °C a 375 °C.

Os comportamentos da degradação térmica dos plásticos (PC, PEAD, PEBD, PP, PS, PA e PET), segundo Sørum et al. (2001), foram similares e com a rápida perda da massa de hidrocarbonetos na faixa entre 350 °C a 500 °C, excetuando-se o PVC, que apresentou uma degradação um pouco mais complexa, de multiestágio, com reações ocorrendo em ampla faixa de temperatura entre 200 °C a 550 °C. Para o PVC, a reação de degradação do primeiro estágio foi influenciada pela separação do benzeno no processo de desidrocloração e ocorreu juntamente com a faixa de temperatura para a degradação da hemicelulose. No segundo estágio, ocorreu a desidrocloração, juntamente com a degradação da celulose e lignina, sendo o terceiro estágio a degradação dos hidrocarbonetos remanescentes na mesma faixa de temperatura de degradação dos outros plásticos. A estabilidade térmica dos plásticos ocorreu na seguinte ordem: PEAD>PEBD>PC>PP>PS>PA>PET>PVC.

O Tetra Pack é uma mistura de frações de celulose e plástico e inicia sua degradação a baixa temperatura (270 °C), obtendo a maior taxa de queima próxima a 490 °C (GRAMMELIS et al., 2009). O comportamento de queima do Tetra Pack passa pelos processos de degradação da hemicelulose, celulose e lignina nos dois primeiros picos e do PEAD/PEBD, descrita pelo terceiro pico (SØRUM et al., 2001).

Os parâmetros cinéticos do CDR apresentaram valores próximos dos seus constituintes individuais considerando a proporção por fração de celuloses ou dos plásticos misturados ao combustível, com as especificações similares ao do Tetra Pack (GRAMMELIS, 2009).

Os parâmetros cinéticos, com a teoria detalhada no item 6.6 da Energia de Ativação (E) e do Fator Pré-Exponencial (A) para os modelos observados na literatura, são listados na Tabela 4.3, juntamente com suas referências.

Tabela 4.3 – Parâmetros cinéticos dos componentes utilizados na composição do CDR

Componentes	Parâmetros Cinéticos						Autores	
	Primeiro Pico		Segundo Pico		Terceiro Pico			
	(E) (J/kmol)	(A) (1/s)	(E) (J/kmol)	(A) (1/s)	(E) (J/kmol)	(A) (1/s)		
Jornal	96,7.10 ⁶	1,32.10 ⁶	246,1.10 ⁶	1,07.10 ¹⁸	-	-	SØRUM et al., 2001	
Papelão	112,4.10 ⁶	6,61.10 ⁷	230,6.10 ⁶	2,24.10 ¹⁷	-	-	WANG et al., 2012	
Revista	135,3.10 ⁶	9,67.10 ⁹	199,2.10 ⁶	3,17.10 ¹⁴	-	-	GRAMMELIS et al., 2009	
Madeira	109,8.10 ⁶	2,24.10 ⁷	255,2.10 ⁶	7,08.10 ¹⁸	-	-	SØRUM et al., 2001	
PA	-	-	-	-	256,6.10 ⁶	2,83.10 ¹⁶	GRAMMELIS et al., 2009	
PC	-	-	-	-	340,7.10 ⁶	9,33.10 ²⁰	GRAMMELIS et al., 2009	
PEBD	-	-	-	-	410,5.10 ⁶	1,51.10 ²³	WANG et al., 2012	
PEAD	-	-	-	-	446,2.10 ⁶	1,58.10 ³⁰	WANG et al., 2012	
PP	-	-	-	-	336,7.10 ⁶	1,51.10 ²²	SØRUM et al., 2001	
PS	-	-	-	-	311,5.10 ⁶	6,92.10 ²¹	SØRUM et al., 2001	
PET	-	-	-	-	250,9.10 ⁶	2,04.10 ²²	WANG et al., 2012	
PVC	392,5.10 ⁶	1,32.10 ³⁴	110,4.10 ⁶	3,98.10 ⁷	148,7.10 ⁶	3,93.10 ⁸	WANG et al., 2012	
Tetra Pack	134,0.10 ⁶	5,83.10 ⁹	168,1.10 ⁶	6,50.10 ¹¹	305,0.10 ⁶	1,55.10 ¹⁹	GRAMMELIS et al., 2009	
CDR (1)	115,4.10 ⁶	2,67.10 ⁹	221,1.10 ⁶	6,33.10 ¹⁶	57,3.10 ⁶	1,02.10 ⁵	GRAMMELIS et al., 2009	
CDR (2)	130,7.10 ⁶	6,50.10 ⁹	225,1.10 ⁶	1,57.10 ¹⁷	50,8.10 ⁶	2,67.10 ¹	GRAMMELIS et al., 2009	

Fonte: Elaborado pelo Autor

Capítulo 5

FORMAÇÃO, CONTROLE E EFEITOS DE POLUENTES ATMOSFÉRICOS NO COPROCESSAMENTO DE RESÍDUO SÓLIDO URBANO

5.1. Introdução

No processo de produção do clínquer, as grandes temperaturas e quantidades de insumos, materiais e energéticos que entram no sistema, tornam a unidade produtiva uma geradora de poluentes atmosféricos. Normalmente, um combustível fóssil possui uma combinação de carbono (C) e hidrogênio (H) que, quando queimada com eficiência, forma água e dióxido de carbono (CO_2). Mas na prática, o combustível fóssil, assim como o alternativo, contém além de C e H, outros elementos como nitrogênio, enxofre, cloro, flúor, metais pesados e outros.

Os maiores constituintes dos gases de exaustão das plantas de cimento são o nitrogênio (N_2) incorporado no ar de combustão, o CO_2 proveniente da calcinação e combustão, a água (H_2O) presente nos insumos e formada na combustão e o excesso de oxigênio (O_2) que não foi utilizado na combustão. No coprocessamento, quando os combustíveis são queimados, sejam os combustíveis convencionais ou alternativos, a sua combustão incompleta pode levar, além das emissões de monóxido de carbono (CO), óxidos de nitrogênio (NO_x), óxidos de enxofre

(SO_x) e também à formação de diversos outros poluentes, como, por exemplo, ácido clorídrico (HCl), ácido fluorídrico (HF), amônia (NH₃), composto orgânico volátil (COV), metais pesados, dioxinas e furanos (KARSTENSEN, 2010; GTZ/HOLCIM, 2006).

Apesar da grande formação de gases ácidos no interior do forno rotativo durante o processo de queima dos combustíveis, a farinha, por ser altamente alcalina, neutraliza a maioria deles (USEPA, 2003). Porém, devido ao efeito acumulativo, certos elementos, mesmo sendo emitidos em quantidades muito pequenas, são nocivos à saúde das populações que habitam nas proximidades das fontes emissoras nas quais, pequenas quantidades absorvidas continuamente vão se somando até atingir um nível suficiente para causar algum dano (SANTI, 2003).

Neste capítulo, serão estudados a formação, o controle e os efeitos que surgem devido às condições de operação do processo e pela composição da matéria-prima e dos combustíveis.

5.2. Emissão de Carbono

As emissões de carbono são associadas ao CO₂ e ao CO. A emissão do CO₂ no processo de produção de cimento origina-se da combustão de combustíveis fósseis e principalmente, da calcinação do calcário misturado na matéria-prima. O processo de formação do CO₂ ocorre quando o C presente no combustível reage com o O₂ presente nos gases de combustão (Equação (5.1)) e quando da calcinação do calcário (CaCO₃), que depois de ganhar temperatura juntamente com oxigênio presente nos gases de combustão, também forma CO₂ (Equação (5.2)).



Parte dos compostos orgânicos presentes na matéria-prima também é oxidada o CO₂ durante o processo térmico. Além disso, CO e COV também podem ser produzidos pela queima incompleta do combustível, ou devido às elevadas temperaturas de combustão que termodinâmica e cineticamente, favorecem a formação de CO a partir do CO₂.

As emissões resultantes da combustão incompleta são normalmente baixas devido ao elevado tempo de residência a altas temperaturas com presença de oxigênio. Emissões mais altas de CO e COV poderão acontecer principalmente, em casos em que se efetue um fornecimento de combustível não controlado e/ou em que há uma mistura pouco eficaz com o ar comburente, originando localmente uma deficiência de oxigênio (EIPPCB, 2013).

A falta de controle do processo de combustão ou modificações nas características da matéria-prima poderá contribuir para o surgimento de picos de CO acima dos 0,5%, o que obrigaría à inativação do Equipamento de Controle de Poluição (ECP) quando operando com filtros eletrostáticos, para evitar o perigo de explosão, originando uma emissão não controlada de partículas.

Segundo CEMBUREAU (2009), há três formas principais para reduzir a quantidade de CO₂ lançado na atmosfera pela indústria de cimento:

- a) melhorar a eficiência energética do processo de produção de cimento;
- b) uso de combustível alternativo;
- c) substituição de matérias-primas.

O CO₂ não apresenta nocividade, sendo o principal gás causador do efeito estufa, relacionado ao aquecimento global da atmosfera terrestre (BIRD; CANN, 2012). Já o CO é bastante tóxico, e quando entra na corrente sanguínea combina-se com as moléculas de hemoglobina, impedindo-as de transportar oxigênio para as células. Em exposição continuada a quantidades pequenas, as pessoas expostas a esse gás sentem cansaço, dores, perda de reflexo, alucinações, enjôos e desmaios, podendo ter morte a seguir. Devido a sua baixa massa molecular, o CO é rapidamente dispersado na atmosfera, minimizando a toxicidade dos seus efeitos em ambientes abertos (ARAUJO, 2002).

5.3. Emissão de Nitrogênio

As condições encontradas no processo de fabricação de cimento favorecem a reação entre o N₂ e o O₂, formando óxidos de nitrogênio (NO_x) como óxido nítrico (NO), dióxido de

nitrogênio (NO_2), óxido nitroso (N_2O), trióxido de dinitrogênio (N_2O_3). As formas mais comuns são o NO (95% dos gases de exaustão) e o NO_2 (GREER, 1989).

Existem três mecanismos para a formação de NO_x : térmico, do combustível e da matéria-prima. As altas temperaturas e o excesso de oxigênio favorece a formação de NO_x térmico. A formação de NO aumenta exponencialmente com o aumento da temperatura e do excesso de oxigênio. Acima de 1.400 °C, pequenas alterações na temperatura acarretam grandes mudanças nas concentrações de NO (YOUNG, 2002). A maioria do NO_x térmico se forma na zona de queima do forno rotativo (GREER, 1989).

Segundo Araújo (2002), um típico forno de clinquerização de via seca emite aproximadamente, 2,8 kg de NO_x/t de clínquer quando queima carvão e 9 kg de NO_x/t de clínquer, quando queima gás natural; resultado esse, que devido à temperatura de chama do gás natural ser mais elevada, favorece a formação de NO_x . A reação térmica entre O_2 e N_2 para formar NO estão simplificadas nas Equações (5.3) e (5.4).



De acordo com Nielsen e Jepsen (1990), a formação de NO durante o processo de combustão depende de:

- a) concentração de nitrogênio no combustível;
- b) concentração de oxigênio na zona de combustão;
- c) concentração inicial de NO nos gases de combustão;
- d) concentração de materiais voláteis nos combustíveis sólidos;
- e) temperatura na zona secundária da combustão.

Altas concentrações de materiais voláteis no combustível tendem a reduzir a conversão do nitrogênio do combustível em NO. Segundo Nielsen e Jepsen (1990), para temperaturas entre 815 °C a 1.100 °C ocorrem as reações descritas nas Equações (5.5) e (5.6).



Segundo Akkapeddi (2008), a concentração de N₂ no combustível é significativamente menor do que a presente no ar de combustão, expressando uma contribuição relativamente pequena de NO_x do combustível na zona de queima principal. No entanto, na região do pré-aquecedor e do calcinador, a temperatura na zona de combustão secundária é muito menor do que o necessário para a formação de NO_x térmico. Isso permite que NO_x do combustível seja o principal contribuinte neste local (YOUNG, 2002). Greer (1989, p. 476) afirma que, “se todos os outros fatores que controlam a formação de NO_x são mantidos constantes, a quantidade total de NO_x pode ser alterada por meio do controle da quantidade de N₂ existente no combustível”.

A fonte de NO_x relativa à porção da matéria-prima se comporta da mesma maneira que o NO_x do combustível, em que o N₂ ligado quimicamente à farinha é liberado e oxidado. Algumas matérias-primas utilizadas para produzir o cimento podem conter quantidades significativas de nitrogênio em sua composição. O calcário contém um porcentual maior de nitrogênio em relação às outras matérias-primas (areia, argila, minério de ferro). Segundo Marengo et al. (2006), a conversão do nitrogênio para NO_x ocorre numa temperatura de 300 °C a 800°C. Quando há um rápido aquecimento das matérias-primas, a taxa de conversão é menor em relação a um aquecimento lento. Para um aquecimento lento, a taxa de conversão é cerca de 50%, enquanto que no aquecimento rápido há uma conversão quase que instantânea do nitrogênio elementar para N₂, antes mesmo de o nitrogênio entrar em contato com o oxigênio gasoso (YOUNG, 2002).

Estudos de Ibrahim et al. (2012), comparando duas fábricas de cimento, concluíram que as emissões de NO_x acima dos limites nas duas plantas estavam atribuídas à grande quantidade de excesso de ar que excedia o valor ótimo de operação. Existem duas grandes implicações de grandes volumes de NO_x emitidos para a atmosfera. A primeira é quando o NO₂ combina com a umidade na atmosfera para formar o ácido nitroso ou ácido nítrico, sendo esses compostos os principais componentes da chuva ácida. A segunda é a formação do *smog* (névoa) fotoquímico proveniente da combinação do NO_x, hidrocarbonetos e gases atmosféricos (GREER, 1989).

Segundo a USEPA (2000, p. 36), ao aprimorar a transferência de calor entre os gases quentes e os materiais sólidos, obtêm-se melhorias na eficiência energética. Os novos fornos com pré-aquecedor e calcinador fornecem um contato maior entre sólidos e gases nas torres

de ciclones, reduzindo com isto a emissão de NO_x. Para a redução e controle das emissões de NO_x as seguintes práticas de operação padrão devem ser consideradas (USEPA, 2007, p. 33):

- a) controle da temperatura e do excesso de ar na zona de combustão;
- b) monitoramento da composição da matéria-prima;
- c) monitoramento dos tipos de combustíveis utilizados;
- d) aumento na eficiência térmica do sistema;
- e) equalização da entrada de combustível, ar de combustão e matéria-prima;
- f) controle da eficiência do resfriador de clínquer;
- g) automação dos sistemas de controle;
- h) utilização de queimadores de baixa formação de NOx.

5.4. Emissão de Enxofre

A formação de dióxido de enxofre (SO₂) no sistema de produção de cimento corresponde às reações químicas produzidas no interior do sistema forno. A quantidade a ser formada de SO₂ depende principalmente da forma como o enxofre está disponível nas matérias-primas e combustíveis, da tecnologia e da operação envolvida no sistema do forno e da presença (ou ausência) de outros compostos (MILLER; HAWKINS, 2000).

O SO₂ contido nas matérias-primas e combustíveis entra no processo, principalmente sob a forma de sulfatos, sulfetos e compostos orgânicos de enxofre. No processo, os compostos de enxofre podem ser reduzidos ou oxidados para a forma gasosa de SO₂. O SO₂ não absorvido pela farinha deixa o sistema forno juntamente com os gases de exaustão. Em baixas temperaturas, o SO₂ ainda pode ser oxidado para forma gasosa de trióxido de enxofre (SO₃) (IBRAHIM et al., 2012). Porém, devido ao baixo tempo de retenção dos gases de exaustão a baixas temperaturas, tanto no forno de cimento quanto no sistema de moagem, mais de 99% do enxofre emitido estava na forma de SO₂. O Quadro 5.1 apresenta as reações envolvendo enxofre que ocorre em um sistema forno.

Devido à característica alcalina dos sólidos que circulam na linha de produção, o SO₂ produzido na combustão é removido com bastante eficácia da fase gasosa. Assim, 90% do SO₂ liberado na zona de sinterização são adsorvidos pela farinha na zona de calcinação e pré-calcinação, formando sulfato de cálcio (CaSO₄). O SO₂ liberado antes da zona de calcinação, no pré-aquecedor, é mais dificilmente removido.

Quadro 5.1 – Reações de formação e absorção do SO₂

Parte do Sistema Forno	Formação de SO₂	Absorção do SO₂	
Zona de Moagem	-	$\text{CaCO}_3 + \text{SO}_2 \rightarrow \text{CaSO}_3 + \text{CO}_2$	(5.7)
Zona do Pré-aquecimento	Sulfetos + O ₂ → Oxidos + SO ₂ S _{org.} + O ₂ → SO ₂	$\text{CaCO}_3 + \text{SO}_2 \rightarrow \text{CaSO}_3 + \text{CO}_2$ $\text{CaO} + \text{SO}_2 \rightarrow \text{CaSO}_3$	(5.8) (5.9)
Zona de Calcinação	S _{comb.} + O ₂ → SO ₂ $\text{CaSO}_4 + \text{C} \rightarrow \text{CaO} + \text{SO}_2 + \text{CO}$	$\text{CaO} + \text{SO}_2 \rightarrow \text{CaSO}_3$ $\text{CaSO}_3 + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightarrow \text{CaSO}_4$	(5.10) (5.11)
Zona de Queima	S _{comb.} + O ₂ → SO ₂ Sulfato → Oxidos + SO ₂ + ½CO ₂	$\text{Na}_2\text{O} + \text{SO}_2 + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightarrow \text{Na}_2\text{SO}_4$ $\text{K}_2\text{O} + \text{SO}_2 + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightarrow \text{K}_2\text{SO}_4$ $\text{CaO} + \text{SO}_2 + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightarrow \text{CaSO}_4$	(5.12) (5.13) (5.14)

Fonte: Adaptado de Nielsen e Jepsen (1990)

Quando os gases passam subsequentemente pelo moinho de cru, uma parte importante das substâncias sulfurosas liberadas (da ordem de 20 - 70%) pode ser novamente absorvida pela farinha e removida do efluente. Em um sistema forno, a média de 39% do SO₂ gerado é removido pelo clínquer, 56% é recolhido nos sistemas de tratamento de efluente atmosférico (ambos sob a forma de CaSO₄) e 5% é emitido na forma gasosa para a atmosfera (RDC/KEMA, 1999).

As diferentes concentrações de SO₂ causam desconforto pelo seu odor irritante, disfunções respiratórias e morte quando a exposição é persistente (BIRD; MACC, 2012). A combinação de SO_x com vapor de água na atmosfera forma ácido sulfuroso (H₂SO₃), que além de prejudicar fauna e flora, elevam sobremaneira, a corrosão de superfícies metálicas, causando prejuízos ao próprio emissor e a terceiros presentes nas regiões circunvizinhas. A precipitação ácida ao solo causa a degradação do mesmo e empobrece a concentração de nutrientes para plantas (GREER, 1989; IBRAHIM et al., 2012).

Para Nielsen e Jepsen (1990) e Greer (1989, p. 481), são os seguintes métodos de controle de SO₂ adotados em fornos de cimento:

- a) sistema de queima eficiente com baixo consumo de combustível;
- b) absorção das partículas nos dispositivos de controle de efluentes atmosféricos;
- c) limpeza dos gases do moinho de matéria-prima;
- d) sistemas de absorção internos;

- e) lavadores de gases;
- f) seleção de áreas de extração dos minerais com baixo teor de enxofre;
- g) utilização de matérias-primas alternativas;
- h) utilização de combustíveis com baixo teor de enxofre;
- i) utilização de combustíveis alternativos.

5.5. Emissão de Gases Ácidos

Normalmente, pelos motivos já expostos para o SO₂, a emissão de gases ácidos como o HCl e o HF não costuma ser um problema nos fornos de cimenteiras, porque as reações com a matéria-prima alcalina são bastante eficazes na adsorção do HCl e HF (RDC/ KEMA, 1999). O cloro e o flúor reagem com o CaO, formando cloreto de cálcio (CaCl₂) e fluoreto de cálcio (CaF₂). As reações também se podem dar como óxido de sódio (Na₂O) e óxido de potássio (K₂O), formando-se cloretos e fluoretos alcalinos que podem volatilizar, entrando no ciclo interno do álcali previamente descrito.

Porém, altas concentrações de cloro no forno rotativo podem potencialmente originar a produção térmica de dioxinas/furanos, os quais poderão ser emitidos com os efluentes gasosos ou na poeira proveniente de escapes do sistema forno, que podem ser agravados com problemas de corrosão nos equipamentos (MATSUDA et al., 2005).

5.6. Emissão de Dioxina e Furano

Os 75 tipos de dioxinas referem-se à família dos compostos organoclorados conhecida quimicamente como dibenzo-p-dioxinas, cuja sigla é PCDD (*polychlorinated dibenzo-p-dioxins*). Os 135 tipos de furanos são membros da família dos compostos orgânicos clorados conhecidos quimicamente como dibenzofuranos, cuja sigla é PCDF (*polychlorinated dibenzofurans*) (ARAÚJO; SILVA, 2000; ASSUNÇÃO; PESQUERO, 1999; DEMPSEY; OPPELT, 1993).

Dentro da família de dioxinas/furanos (PCDD/F), 17 congêneres são de particular preocupação, pois o arranjo dos átomos de cloro em torno do quadro molecular de duplo benzeno confere-lhes elevada resposta toxicológica. Somente congêneres com átomos de

cloro nas posições 2,3,7,8 são considerados como detentores de propriedades tóxicas, sendo o 2,3,7,8 tetracloro-dibenzo-p-dioxina (TCDD) o componente mais tóxico. Aos 16 congêneres restantes é estimado o grau de toxicidade em relação ao 2,3,7,8 TCDD, a qual é atribuído o valor de 1, recebendo os demais Fator de Equivalência de Toxicidade (TEF) (*Toxicity Equivalence Factor*) conforme segue no Apêndice D (VAN DEN BERG et al., 1998).

Os PCDD/F tóxicos são cancerígenos, não solúveis em água e apresentam-se no estado sólido em temperatura ambiente. Normalmente, eles ficam agregados ao solo ou particulados dispostos próximos aos locais de formação. Folhas e superfícies de plantas próximas a unidades industriais que emitem PCDD/F têm elevadas concentrações dessas moléculas. A partir daí elas podem entrar na cadeia alimentar pela ingestão direta e indireta ou mesmo, pela respiração (ARAÚJO, 2002).

Há três fatores que levam à formação de PCDD/F em sistemas de combustão: destruição incompleta de PCDD/F presentes no combustível ou na matéria-prima; presença de precursores (hidrocarbonetos aromáticos halogenados) em fase gasosa no interior do forno e rompimento das partículas de carbono geradas na combustão incompleta que dão origem a outras compostos orgânicos, inclusive de PCDD/F, processo denominada de “novo synthesis” (ARAÚJO, 2002; KARSTENSEN, 2007, USEPA, 2003).

Na Europa, a maioria dos fornos de clínquer conseguem emissões de PCDD/F com níveis de concentração abaixo dos 0,1 ng TEF/Nm³ (EIPPCB, 2013). As medições realizadas por Schneider et al. (1996), por um período de 10 anos, em 16 fornos de cimento na Alemanha, apresentaram valores médios de concentração nas chaminés da ordem dos 0,02 ng TEF/Nm³. Do mesmo modo, um número restrito de medições efetuadas em cimenteiras portuguesas revelaram valores de concentração inferiores a 0,01 ng TEF/Nm³ (ERGO, 1997).

Além de uma combustão em atmosfera oxidante, as seguintes abordagens têm-se mostrado eficientes em alguns sistemas de escala industrial para controle de emissões de PCDD/F (KARSTENSEN, 2010, p. 60):

- a) manutenção de boas condições de combustão para limitar precursores orgânicos e fuligem;
- b) esfriamento rápido do gás de chaminé ou outras medidas para minimizar o tempo de residência das partículas pós-forno na zona de temperatura crítica;

- c) uso de inibidores de formação;
- d) técnicas de limpeza de gás de combustão de fim-de-linha, para remover PCDD/F ou decomposição catalítica.

5.7. Emissão de Metais Pesados

O combustível e a matéria-prima contêm concentrações de metais que podem variar muito na sua composição. De acordo com Milanez (2007), durante o coprocessamento de resíduos e depois de dissociados, os metais pesados são redistribuídos, sendo os mais voláteis, como mercúrio (Hg) e tálio (Tl), emitidos juntamente com os gases pela chaminé principal do forno; os semivoláteis (cádmio (Cd), chumbo (Pb), bismuto (Bi), antimônio (Sb) e selênio (Se)); e os refratários ou não voláteis (arsênio (As), cromo (Cr), berílio (Be), prata (Ag), ferro (Fe), titânio (Ti), zinco (Zn), cobre (Cu), níquel (Ni) e estanho (Sn)) - estes normalmente incorporados ao clínquer.

O Tl vaporizado nas regiões mais quentes do forno começa a condensar sobre as partículas em temperaturas entre 300 °C – 330 °C. O Hg só começa a condensar em temperaturas menores que 120 °C. Como resultado, aproximadamente 50% do mercúrio sai com os efluentes gasosos pela chaminé. A Tabela 5.1 apresenta o balanço mássico dos metais no sistema forno com as porcentagens removidas com clínquer; os existentes nas poeiras que chegam ao ECP e os presentes na fase gasosa nos efluentes gasosos.

Tabela 5.1 – Balanço mássico dos metais no sistema forno das cimenteiras

Metal	Clínquer (%)	Poeira (%)	Gás (%)
Co	93	7	0,05
Cu	88	12	0,02
Cr	91 – 97	3 – 9	0,001 – 0,01
Zn	80 – 99	1 – 9	0,004 – 0,05
Cd	74 – 88	5 – 20	0,01 – 0,1
Pb	72 – 96	2 – 25	0,03
Tl	-	99,9	0,03
Hg	-	40 - 60	40 - 60

Fonte: RDC/KEMA (1999)

Segundo Passant et al. (2002), os metais semivoláteis são parcialmente volatizados nas partes mais quentes do forno e condensam-se junto à farinha, na parte mais fria do forno, acarretando um efeito cíclico que resulta em um equilíbrio entre a entrada da matéria-prima e a saída do clínquer. Além disso, Passant et al. (2002, p. 12) explica que “[...] os metais podem sair do processo pela estrutura do forno ou com a emissão de poeiras fugitivas decorrentes da armazenagem e movimentação de matérias-primas, combustíveis e produtos acabados.”. A concentração de metal pesado emitido pelo sistema de exustão dos gases dos fornos de cimento na Europa entre 1996 a 1998 pode ser observada na Tabela 5.2.

Tabela 5.2 – Emissão de metal pesado nas indústrias de cimento na Europa (1996-1998)

Metal	mg/Nm ³	Metal	mg/Nm ³
Antimônio	< 0,007 - 0,05	Manganês	< 0,007 – 2
Arsênio	< 0,007 – 0,025	Níquel	< 0,008 – 0,075
Estanho	< 0,1 – 0,45	Mercúrio	< 0,005 - 0,12
Chumbo	< 0,012 – 0,2	Selênio	< 0,008 – 0,02
Cádmio	< 0,02 – 0,008	Telúrio	< 0,002 – 0,015
Cromo	< 0,014 – 0,03	Tálio	< 0,005 – 0,03
Cobalto	< 0,012 – 0,15	Vanádio	< 0,007 – 0,075
Cobre	< 0,011 – 0,095	Zinco	< 0,1 – 0,45

Fonte: adaptado de EIPPCB (2013)

5.8. Emissão de Material Particulado

Na fabricação de cimento, devido ao contato íntimo entre os gases de queima e a matéria-prima, o principal problema de emissão está relacionado normalmente com a presença de elevadas concentrações de partículas de pó de clínquer ou matéria-prima nos gases de saída do sistema. Assim, o maior investimento efetuado pela indústria cimenteira no controle de efluentes é aplicado na remoção de partículas. Além disso, várias fábricas utilizam unidades de moagem da farinha com a mistura e suspensão pelos gases do forno, sendo imprescindível a remoção eficaz das partículas por um sistema de remoção de particulados, se não se quiser perder pela chaminé a própria matéria-prima necessária à produção de cimento. O potencial para perda de partículas na chaminé seria de 100 a 300 g/Nm³, se não houvesse sistema eficaz de remoção de particulado (RDC/KEMA, 1999).

As emissões de pequenas partículas de pó e fuligem (restos da combustão) provocam problemas respiratórios, já que apresentam tamanho inferior a 10 micra (PASSANT et al., 2002). Segundo EIPPCB (2013), a variação da emissão de particulados em fornos de cimento na Europa está em torno de 10 a 400 g/t de clínquer produzido.

Há três pontos principais onde é necessário controlar a emissão de partículas: na saída dos gases do forno; nos gases de resfriamento do clínquer e nos moinhos. O material particulado é tratado no ECP dotado de precipitador eletrostático e/ou filtro de mangas, conforme observado na Figura 5.1. As partículas coletadas são reintroduzidas no sistema forno, reduzindo assim, sua emissão e otimizando o processo produtivo (MINAS GERAIS, 2010c; USEPA, 2003).

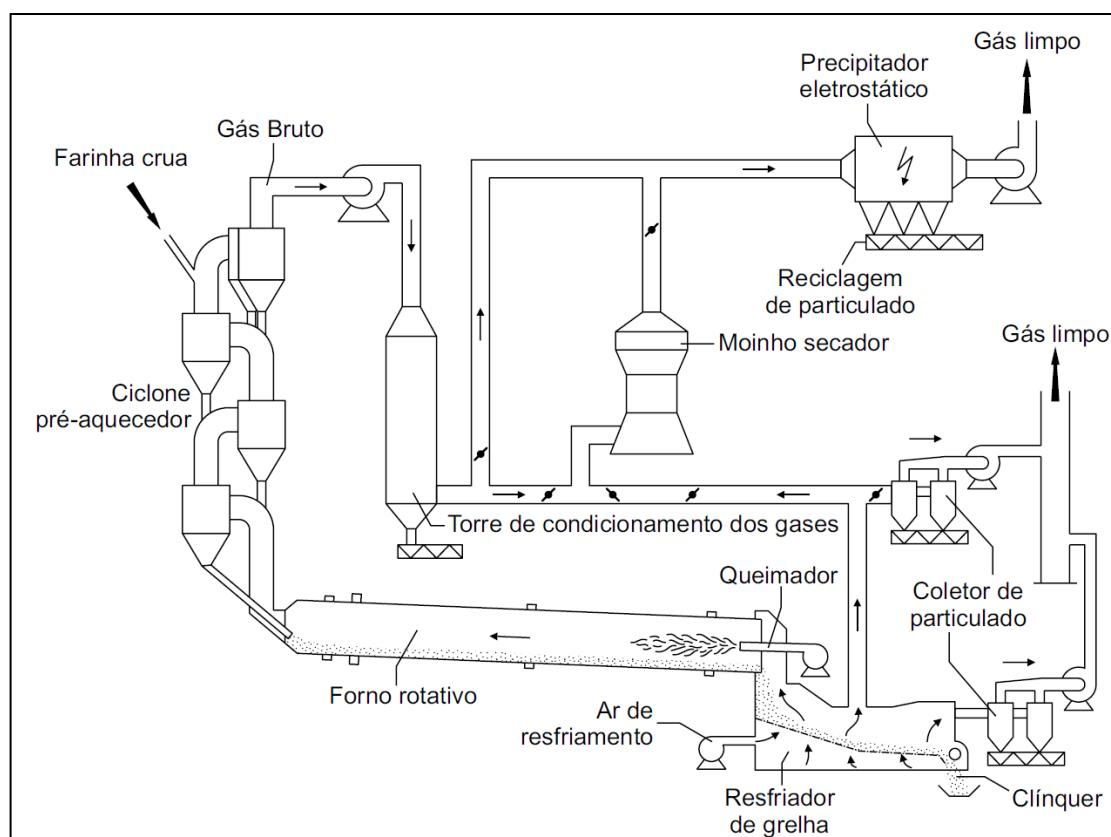


Figura 5.1 – Desenho esquemático do sistema forno com ECP

Fonte: adaptado de Karstensen (2010)

5.9. Parâmetros e Limites de Emissão

As concentrações de emissões de poluentes para a atmosfera de unidades produtoras de cimento na Europa são relatadas na Tabela 5.3.

Tabela 5.3 – Limites máximos de emissões atmosféricas de cimenteiras na Europa

Poluentes	Emissão (mg/Nm³)	Emissão (kg/t de clínquer)
NO _x	<200 - 3000	<0,4 - 6
SO ₂	<10 - 3500	<0,02 - 7
Material Particulado	5 - 200	0,01 – 0,4
CO	500 - 2000	1 - 4
CO ₂	400 - 520 g/Nm ³	800 - 1040
COV	5 - 500	0,01 - 1
HF	<0,4 – 5	<0,0008 – 0,01
Cl	<1 - 25	<0,002 – 0,05
Dioxinas/Furanos	<0,1 – 0,5 ng/Nm ³	<200 - 1000 ng/t
Metais: (Hg, Cd, Tl)	0,01 – 0,3 (maioria Hg)	20 - 600 mg/t
Metais: (As, Co, Ni, Se, Te)	0,001 – 0,1	2 - 200 mg/t
Metais: (Sb, Pb, Cr, Cu, Mn, V, Sn, Zn)	0,005 – 0,3	10 - 600 mg/t

Fonte: EIPPCB (2013)

No Brasil, os parâmetros e os limites máximos para as emissões oriundas dos fornos rotativos de cimento com atividade de coprocessamento de resíduos são estabelecidos pela Resolução CONAMA n° 264/1999 (BRASIL, 2000), conforme segue na Tabela 5.4.

Tabela 5.4 – Limites máximos de emissões atmosféricas de cimenteiras no Brasil

Poluente	Limites Máximos de Emissão
HCL	1,8 kg/h ou 99% de redução
HF	5 mg/Nm ³ a 7% de O ₂ (base seca)
CO*	100 ppmv a 7% de O ₂ (base seca)
Material Particulado	70 mg/Nm ³ farinha seca a 11% de O ₂ (base seca)
THC (expresso como propano)	20 ppmv a 7% de O ₂ (base seca)
Mercúrio (Hg)	0,05 mg/Nm ³ a 7% de O ₂ (base seca)
Chumbo (Pb)	0,35 mg/Nm ³ a 7% de O ₂ (base seca)
Cádmio (Cd)	0,10 mg/Nm ³ a 7% de O ₂ (base seca)
Tálio (TI)	0,10 mg/Nm ³ a 7% de O ₂ (base seca)
(As+Be+Co+Ni+Se+Te)	1,4 mg/Nm ³ a 7% de O ₂ (base seca)
(As+Be+Co+Cr+Cu+Mn+Ni+Pb+Sb+Se +Sn+Te+Zn)	7,0 mg/Nm ³ a 7% de O ₂ (base seca)

* As concentrações de CO na chaminé não poderão exceder a 100 ppmv em termo de média horária.

Fonte: Brasil (2000)

Capítulo 6

ASPECTOS TEÓRICOS DA ABSORÇÃO DO CLORO PRESENTE NO COMBUSTÍVEL DERIVADO DE RESÍDUOS NO SISTEMA FORNO

6.1. Introdução

Este capítulo apresenta o comportamento do Cloro (Cl) existente no Combustível Derivado de Resíduo (CDR) em relação aos compostos alcalinos presentes no sistema forno. Serão abordadas as reações químicas da sua neutralização juntamente com a influência na composição dos gases de exaustão e na qualidade final do cimento.

São enfocados os conceitos teóricos de energia livre de Gibbs, constante de equilíbrio, tempo necessário para que ocorram as reações químicas e a influência da temperatura.

6.2. Aspectos Gerais do Teor de Cl no coprocessamento

A presença de Cl junto ao CDR deve-se principalmente ao Policloreto de Vinila (PVC). O PVC é um polímero de hidrocarboneto organoclorado produzido a partir do monômero monocloreto de vinila, consistindo de uma cadeia linear de carbono (C) onde os átomos de hidrogênio (H) são substituídos por um átomo de Cl, conforme a reação de formação apresentada pela Figura 6.1.

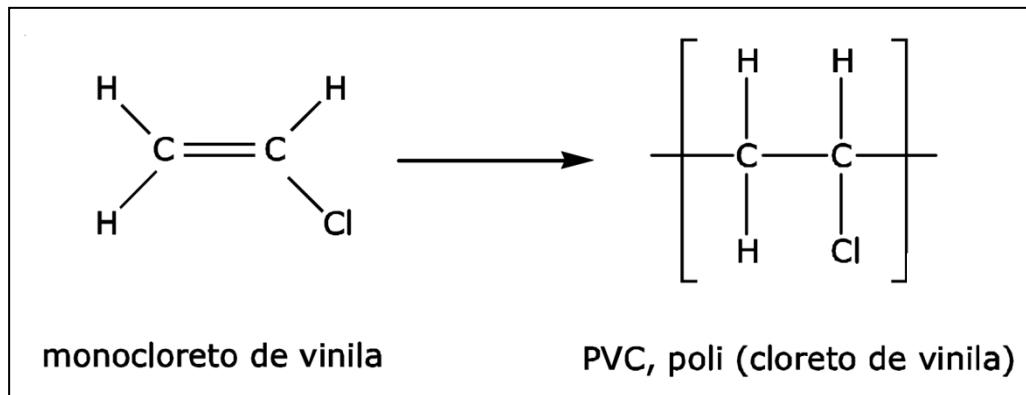


Figura 6.1 – Reação para formação do PVC

Fonte: Adaptado de Rodolfo Junior et al. (2006)

Analizando os estudos de caracterização dos Resíduos Sólidos Urbanos (RSU) na Europa realizados por APME (1996) e Rijpkema (1992), a porcentagem de PVC (em massa) encontrado na fração de plásticos foi de 10 - 11%, enquanto que a porcentagem de PVC (em massa) em todo o universo amostrado de RSU variou de 0,74 – 0,86%, ou seja, 7,4 – 8,6 kg de PVC por tonelada de RSU.

O processo de fabricação de cimento não está adaptado para o coprocessamento de CDR que contenham altas concentrações de cloro. Greer (2003, p. 8) relata que “[...] combustíveis que contenham vestígios de Cl podem contribuir significativamente para a formação de ácido clorídrico (HCl) e de dioxina/furano (PCDD/F)”.

Durante a combustão, o Cl existente no combustível forma gás cloro (Cl_2) e HCl que, sob a temperatura e turbulência dentro do forno, convertem-se em cloreto de sódio (NaCl), cloreto de potássio (KCl) e cloreto de cálcio (CaCl_2). Todavia, o conteúdo máximo de cloretos torna-se uma função da eficiência dos Equipamentos de Controle de Poluição (ECP) (MANTEGAZZA, 2004; MANTUS, 1992).

Apesar de a legislação francesa permitir a utilização de até 2% de teor de Cl no combustível alternativo, dependendo do local da sua alimentação, segundo Bernard et al. (2000), na prática, o teor de Cl dos combustíveis para coprocessamento na França é limitado em até 0,5%, a fim de evitar a obstrução dos ciclones devido à cristalização de sais clorados.

Na Bélgica, a legislação permite uma concentração máxima de 6% de teor de Cl nos resíduos sólidos para coprocessamento; porém, os operadores não excedem 1%, a fim de atender à especificação de qualidade quanto a quantidade de Cl presente no cimento fabricado. De acordo com o teor de Cl presente no CDR, o mesmo é enviado para o forno rotativo de cimento quando apresentam teor de Cl menor que 0,5% ou para a incineração quando o teor de Cl for maior que 0,5% (BERNARD et al., 2000).

Mantegazza (2004) relatou em seu trabalho que vários episódios indesejáveis foram registrados com o aumento do teor de Cl na mistura de resíduos para fins de teste de limite suportado pelo processo de coprocessamento em níveis de até 2,06% de Cl (em massa). Os mais significativos referiram-se às formações de anéis e quedas de colagens no pré-aquecedor e no forno rotativo, associados a outras intercorrências que determinaram, em mais de uma oportunidade, a paralisação do processo produtivo.

O cloro alimentado no forno é normalmente recuperado no ECP na forma de sal incorporado à poeira. Este pó é então misturado ao clínquer juntamente com o sulfato de cálcio (CaSO_4) e outros aditivos de maneira a fabricar cimento com teor máximo de Cl de até 0,1% (BERNARD et al., 2000).

O experimento comentado por Bernard et al. (2000) revelou as variações distintas para a distribuição de compostos clorados orgânicos e inorgânicos na queima de RSU pré-tratados a uma temperatura de aproximadamente 950 °C. Para uma concentração de Cl de 0,3% (em massa), a distribuição entre cinzas e gás de exaustão foi respectivamente, cerca de 20% e 80%. O aumento na carga de Cl por meio do CaCl_2 (a 0,4% em massa) resultou no ganho de Cl presente nas cinzas de aproximadamente 40% e quando da adição de NaCl (a 0,5% em massa), que é termicamente mais estável, houve um aumento desta fração para mais de 50%. Como conclusão, foi observado que os cloretos inorgânicos têm maior tendência em precipitar junto às cinzas que os compostos orgânicos clorados.

No relato de outro experimento, quando o nível de concentração de Cl foi variado entre 0,7 e 3,0% em massa, por adição de PVC, a uma temperatura média de 1.050 °C, constatou-se um equilíbrio de cerca de 12 a 15% da concentração de Cl presente nas cinzas, sendo todo o restante do Cl acrescentado pela adição do PVC encaminhado para a fase gasosa (BERNARD et al., 2000).

Kwon et al. (2005) investigaram os efeitos do Cl nas reações de clinquerização em fornos rotativos de cimento com a adição de cloreto de amônio (NH_4Cl) contendo concentrações variando entre 0,5 a 2,0%. A influência do Cl na reação de clinquerização pode ser observada na Figura 6.2. Este resultado indica que os efeitos das diferentes concentrações de Cl têm de ser controlados para se obter um clínquer de boa qualidade.

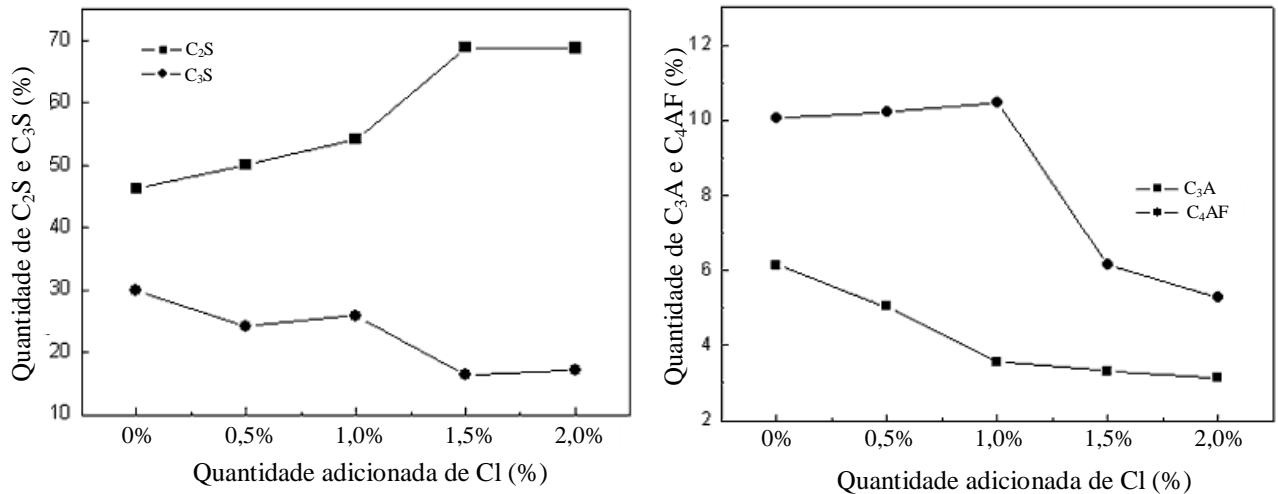


Figura 6.2 – Efeitos do Cl nas reações de clinquerização no forno rotativo

Fonte: Kwon et al. (2005)

Os metais de maior relevância e que sofrem influência na presença de Cl durante o processo de combustão são o cobre (Cu), zinco (Zn), cádmio (Cd), estanho (Sn), chumbo (Pd) e mercúrio (Hg). Todos estes, como a maioria dos metais pesados, são caracterizados pela elevada volatilidade relativa. A caracterização da volatilidade relativa é dada pela comparação das pressões de vapor conforme descrita no gráfico da Figura 6.3, onde em temperaturas normalmente encontradas no coprocessamento de RSU, os cloretos metálicos formados estão presentes principalmente na fase gasosa. Além disso, alguns metais como Zn, Cd e Sn também podem ser evaporados na forma metálica; porém em uma probabilidade menor devido às condições gerais de oxidação existente no sistema forno (BERNARD et al., 2000).

Segundo Vehlow et al. (1997), ao analisarem diferentes plantas de incineração de RSU na Alemanha, constatou-se que a fase gasosa leva apenas quantidades insignificantes de metais pesados. Concluiram que a emissão de todos os metais pesados, com exceção do Hg que é altamente volátil, pode ser controlada pela remoção eficiente das poeiras no ECP, inclusive os elementos traços como arsênio (As) e antimônio (Sb).

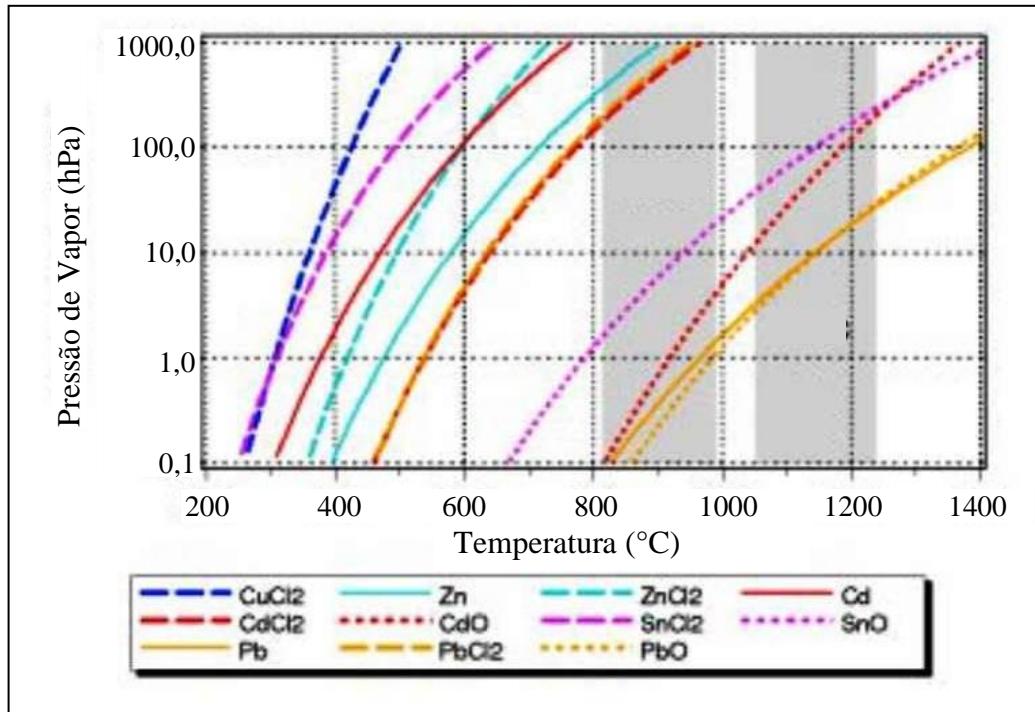


Figura 6.3 – Curvas de pressões de vapor dos principais metais influenciados pelo Cl

Fonte: Bernard et al. (2000)

6.3. Absorção do Cl no Sistema Forno

Para Furimsky e Zheng (2003), Li et al. (2004) e Mantus (1992), a maioria do Cl liberado na fase gasosa em processos de combustão está sob a forma de HCl, embora seja possível detectar também KCl, NaCl, CaCl₂ e uma baixa porcentagem (<1%) de dímeros como K₂Cl₂ e Na₂Cl₂.

Li et al. (2005) e Wey et al. (2008) verificaram que o cloro orgânico favorece a formação de HCl quando comparado com cloro inorgânico (50 a 2000 ppmv de HCl versus 10 a 50 ppmv de HCl); justificando que esta relação se deve ao fato dos cloretos orgânicos cederem mais íons de Cl do que os compostos inorgânicos, aumentando assim, o potencial da formação.

Araújo (2002, p. 26) cita que “todos os compostos halogênios, quando alimentados no forno rotativo de clínquer, produzem substâncias ácidas que são facilmente neutralizadas ao combinar com óxido de cálcio, sendo incorporado ao produto, o clínquer.”. Entretanto, Weinell et al. (1992) cita que apesar da grande presença de CaO na zona de calcinação,

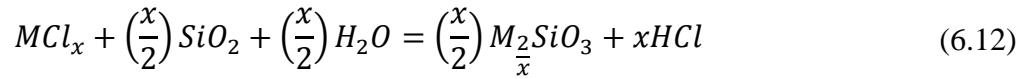
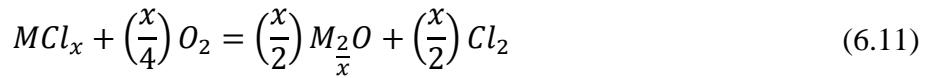
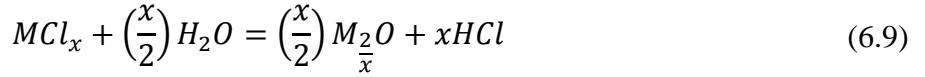
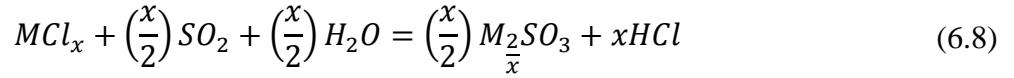
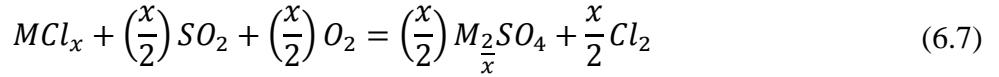
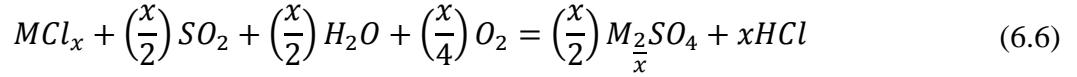
proveniente da decomposição do CaCO₃, as reações de absorção do Cl não são eficazes em altas temperaturas, sendo observado a conversão de 30% a 1073 K e de apenas 5% a 1273 K para a formação de CaCl₂.

Para Greer (2003), o mecanismo de formação de HCl em fornos rotativos de cimento não é totalmente compreendido. Porém, diferentes taxas de emissões ao longo dos intervalos de medição foram relatadas. Isso provavelmente deve-se à afinidade existente entre o Cl com o cálcio e metais alcalinos, evidenciando que a emissão de HCl pode ser independente da entrada de cloro no sistema forno.

A natureza alcalina do sistema forno fica evidenciada devido à presença dos compostos de cálcio (que é um dos metais alcalinos terrosos) e de compostos de sódio e potássio (chamados de metais alcalinos), propiciando um meio favorável à absorção de HCl. As Equações (6.1) a (6.5), propostas pelo autor, mostram as prováveis reações químicas simplificadas que ocorrem no pré-aquecedor e no calcinador para a absorção do Cl. Os sais formados são incorporados ao clínquer e a água é vaporizada juntamente com os gases de exaustão.



Porém, Uchida et al. (1988) e Evalena et al. (1996) relatam que uma alta concentração de HCl pode ser detectada em um incinerador de RSU, mesmo quando os cloretos orgânicos, como o PVC, foram removidos dos resíduos. As Equações (6.6) a (6.12) apresentadas por Matsuda et al. (2005) evidenciam as principais reações químicas simplificadas para formação de Cl₂ e HCl em fornos de cimento a partir de cloros inorgânicos.



Nas quais, M representa os elementos químicos Na, K e Ca, e x o coeficiente estequiométrico (x=1 para Na e K e x=2 para Ca).

6.4. Energia Livre de Gibbs

O cálculo da variação de energia livre de Gibbs (ΔG) é definido pela Equação (6.13), o qual, quando desenvolvida, obtém a forma apresentada na Equação (6.14).

$$\Delta G = \Delta H - T\Delta S \quad (6.13)$$

$$\begin{aligned} \Delta G &= \sum n_P [(\Delta h) - T \cdot (\Delta s)]_P - \sum n_R [(\Delta h) - T \cdot (\Delta s)]_R \\ &= \sum n_P [(h - h_o + h_f^0) - T \cdot (s - s_o + s^0)]_P \\ &\quad - \sum n_R [(h - h_o + h_f^0) - T \cdot (s - s_o + s^0)]_R \end{aligned} \quad (6.14)$$

Sendo, ΔG é a variação de energia livre de Gibbs, ΔH a variação de entalpia, ΔS a variação de entropia, Δh a variação de entalpia específica, Δs a variação de entropia específica, T a temperatura do sistema e h_f^0 e s^0 são, respectivamente, a entalpia específica padrão de formação e entropia específica padrão. As variações de entalpia e entropia poderão

ser respectivamente, calculadas para o sistema reacional pela Equação (6.15) e Equação (6.16) por meio da variação do calor específico molar em função da temperatura.

$$\Delta h = h_f^0 + \int_{T_0}^T C_p dT \quad (6.15)$$

$$\Delta s = s^0 + \int_{T_0}^T \frac{C_p}{T} dT \quad (6.16)$$

Sendo, C_p o calor específico do componente dado por uma função da temperatura. O calor específico (C_p) pode ser dado por uma expressão polinomial em função da temperatura em que os coeficientes termodinâmicos (a, b, c e d) são alterados em função dos componentes químicos conforme Equação (6.17) (CARVALHO et al., 1977; MORAN et al., 2011; SANDLER, 2006).

$$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3 \quad (6.17)$$

Substituindo-se a Equação (6.17) nas Equações (6.15) e (6.16) e resolvendo algebraicamente as mesmas, obtém-se as Equações (6.18) e (6.19).

$$\begin{aligned} \Delta h &= h_f^0 + \int_{T_0}^T (a + bT + cT^2 + dT^3) dT \\ &= h_f^0 + a(T - T_0) + \frac{b}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{c}{3}(T^3 - T_0^3) + \frac{d}{4}(T^4 - T_0^4) \end{aligned} \quad (6.18)$$

$$\begin{aligned} \Delta s &= s^0 + \int_{T_0}^T \frac{(a + bT + cT^2 + dT^3)}{T} dT \\ &= s^0 + a \ln(T - T_0) + b(T - T_0) + \frac{c}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{d}{3}(T^3 - T_0^3) \end{aligned} \quad (6.19)$$

Para a utilização dos coeficientes termodinâmicos apresentados por Carvalho et al. (1977) na temperatura de referência, as equações já integradas do cálculo da entalpia e da entropia são apresentados respectivamente pelas Equações (6.20) e (6.21).

$$(h_T - h_{298,15}) = a \cdot T + b \cdot 10^{-3}T^2 + c \cdot 10^5T^{-1} + d \quad (6.20)$$

$$(s_T - s_{298,15}) = a \cdot \ln \frac{T}{298,15} + 2b \cdot 10^{-3}(T - 298,15) + \frac{c}{2} \cdot 10^5 \left(\frac{1}{T^2} - \frac{1}{298,15^2} \right) \quad (6.21)$$

Sendo, $(h_T - h_{298,15}) = \Delta h$ em cal/mol e $(s_T - s_{298,15}) = \Delta s$ em cal/mol.K. Para calcular os valores da energia livre de Gibbs de cada uma das reações proposta de absorção do HCL (Equações (6.1) a (6.5)), torna-se necessário o conhecimento do valor de cada um dos coeficientes termodinâmicos desses compostos. Como o poder calorífico característico do CDR normalmente não atinge os valores mínimos para manter a temperatura do forno rotativo, será considerado nesse estudo que o mesmo será alimentado apenas no maçarico secundário, no calcinador, não sendo então, estudadas as reações para as temperaturas na zona de queima do forno rotativo.

Os coeficientes compatíveis com as Equações (6.20) e (6.21), obtidos de Carvalho et al. (1977), encontram-se na Tabela 6.1. Os coeficientes termodinâmicos do composto óxido de potássio (K_2O) foram obtidos pela regra de Neumann-Kopp, a qual modela os coeficientes desconhecidos para o cálculo do calor específico de uma substância, a partir dos coeficientes conhecidos das suas substâncias formadoras (LEITNER et al., 2010; SANTOS, 2007).

Tabela 6.1 – Coeficientes termodinâmicos para os cálculos das entalpias e entropias

Composto	a	b	c	d	Validade (K)
$CaCl_{2(s)}$	17,18	1,52	0,60	-5.459	298 – 1.055
$CaCO_{3(s)}$	24,98	2,62	6,20	-9.760	298 – 1.200
$CaO_{(s)}$	11,67	0,54	1,56	-4.051	298 – 2.000
$CO_{2(g)}$	10,57	1,05	2,06	-3.936	298 – 2.500
$H_2O_{(g)}$	7,30	1,23	0,00	-2.286	298 – 2.750
$HCl_{(g)}$	6,27	0,62	-0,30	-1.824	298 – 2.000
$K_2O^{*}_{(s)}$	13,89	0,26	-0,24	-4.084	298 – 3.000
$KCl_{(s)}$	9,89	2,60	-0,77	-2.922	298 – 1.043
$MgCl_{2(s)}$	18,90	0,71	2,06	-6389	298 - 987
$MgO_{(s)}$	10,18	0,87	1,48	-3.609	298 – 2.100
$Na_2O_{(s)}$	15,70	2,70	0,00	-4.921	298 – 1.100
$NaCl_{(s)}$	10,98	1,95	0,00	-3.447	298 – 1.073

* Obtido pela regra de Neumann-Kopp (LEITNER et al., 2010; SANTOS, 2007).

Fonte: Adaptado de Carvalho et al. (1977)

Segundo Leitner et al. (2010), a regra de Neumann-Kopp pode ser expressa matematicamente pela Equação (6.22).

$$aA_{(s)} + bB_{(s)} + cC_{(s)} = A_aB_bC_{c_{(s)}} \quad (6.22)$$

Na qual, o respectivo calor específico (A , B e C) correspondente pode ser observada na Equação (6.23).

$$C_p(A_aB_bC_{c_{(s)}}) = aC_p(A_{(s)}) + bC_p(B_{(s)}) + cC_p(C_{(s)}) \quad (6.23)$$

A entalpia padrão de formação e a entropia padrão de cada elemento das reações químicas das Equações (6.1) a (6.5) foram obtidos de Carvalho et al. (1977), e estão inseridas na Tabela 6.2.

Tabela 6.2 – Entalpias e entropias de formação utilizados nas Equações (6.18) e (6.19)

Composto	h_f^0 (cal/mol)	s^0 (cal/mol.K)
CaCl₂	-190.200	25,00
CaCO₃	-288.400	21,20
CaO	-151.600	9,50
CO₂	-94.054	51,10
H₂O	-57.800	45,10
HCl	-22.000	44,65
K₂O*	-86.400	23,50
KCl	-104.200	19,70
MgCl₂	-153.400	21,40
MgO	-143.700	6,55
Na₂O	-100.700	17,00
NaCl	-98.600	17,40

Fonte: Adaptado de Carvalho et al. (1977)

Com os dados da Tabela 6.1 e Tabela 6.2 aplicados nas Equações (6.20) e (6.21) foram calculadas as variações de entalpia e de entropia de cada uma das reações químicas. Os valores de energia livre de Gibbs dos produtos (ΔG_P) e da energia livre de Gibbs dos

reagentes (ΔG_R) foram calculados a partir dos ΔH e dos ΔS , seguido pelo cálculo do valor da energia livre de Gibbs da reação (ΔG^0). Os cálculos das energias livres de Gibbs e das constantes de equilíbrio das reações foram realizados utilizando-se o software Mathcad 14.0, versão 14.0.0.163, desenvolvido pela Parametric Technology Corporation, sendo os resultados apresentados no Apêndice E.

Os valores da energia livre de Gibbs para as reações de absorção do HCl para o gradiente de temperatura encontrado no pré-aquecedor e no calcinador são apresentados na Figura 6.4. Observa-se que todas as reações químicas propostas para a absorção de HCl, na faixa de temperatura de até 1.100 °C ocorrem, já que os valores apresentados da energia livre de Gibbs são negativos. Outro aspecto relevante é que o grau de conversão permanece praticamente constante da entrada do sistema forno até o calcinador mesmo com o incremento acentuado da temperatura.

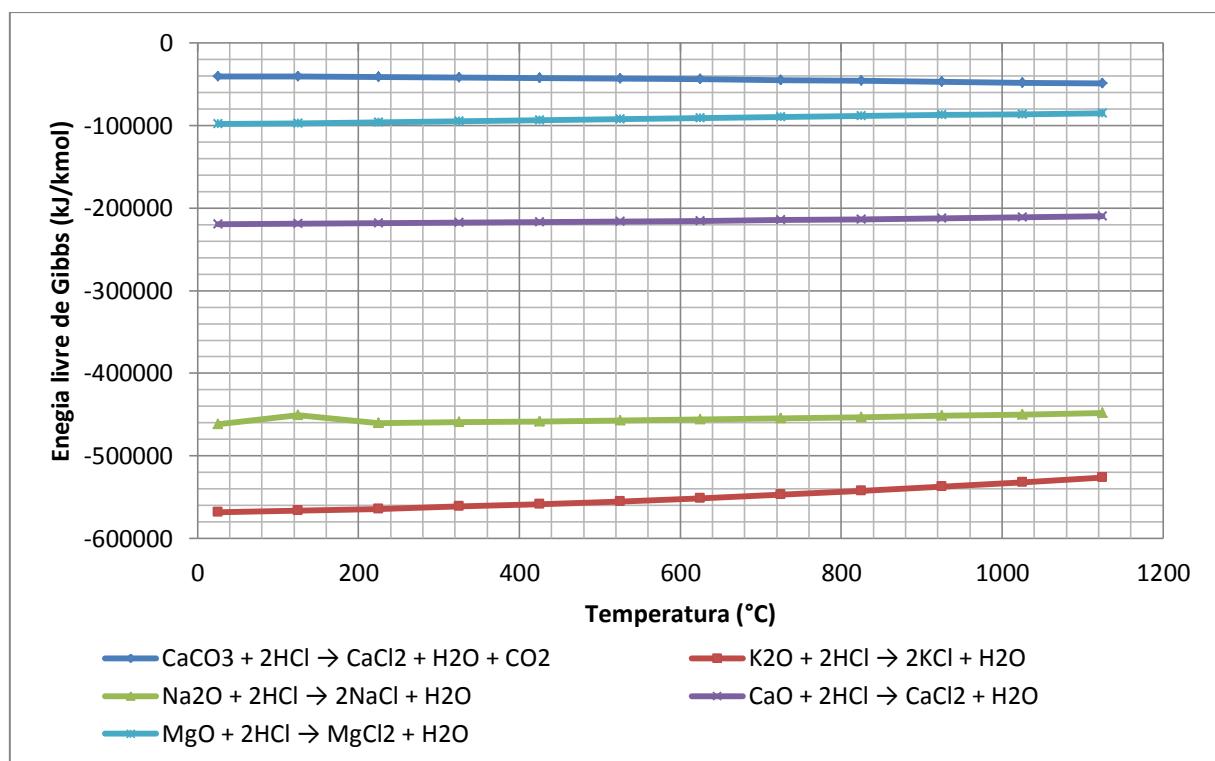


Figura 6.4 – Valores da energia livre de Gibbs para as reações de absorção do HCl

Fonte: Elaborado pelo Autor

6.5. Equilíbrio Químico

Segundo Signoretti (2008, p. 148), “o consumo, ou produção de um determinado composto deve ser associado a um parâmetro que leve em conta as proporções estequiométricas entre reagentes e produtos de uma dada reação química.”. Os coeficientes que precedem as fórmulas dos compostos são denominados números estequiométricos (v_i) da reação. Para uma reação química qualquer, na qual reagentes A e B reagem para formar os produtos C e D conforme a reação estequiométrica representada pela Equação (6.24), e considerando variações infinitesimais nos números de moles dos participantes da reação, pode-se escrever a Equação (6.25):



$$\frac{dn_A}{v_A} = \frac{dn_B}{v_B} = \frac{dn_C}{v_C} = \frac{dn_D}{v_D} = d\varepsilon \quad (6.25)$$

A Equação (6.25) define parcialmente a variável denominada coordenada ou grau de avanço de uma reação ε . Por convenção, os coeficientes estequiométricos são positivos para os produtos e negativos para os reagentes. Esta definição é completada com a estipulação da faixa de valores que ε pode assumir, ou seja, $0 \leq \varepsilon \leq 1$.

A energia livre de Gibbs, ou função de Gibbs, é uma propriedade termodinâmica muito utilizada para descrever condições de espontaneidade e de equilíbrio químico de uma reação sob determinada temperatura e pressão. De acordo com Smith et al. (2005), uma reação química ocorre espontaneamente somente quando a sua energia livre de Gibbs tem valor negativo.

Segundo Smith et al. (2005), a energia livre de Gibbs para uma reação química pode ser escrita na forma diferencial dada pelas Equações (6.26) e (6.27).

$$dG = -SdT + VdP + \sum_i \mu_i dn_i \quad (6.26)$$

ou

$$dG = -SdT + VdP + \sum_i (v_i \mu_i) d\varepsilon \quad (6.27)$$

Dado que a energia livre de Gibbs é uma função de estado, ou seja, dG é uma diferencial exata, o lado direito da equação também deverá ser uma diferencial exata em T e P constantes, onde se rearranjando tem-se a Equação (6.28).

$$\frac{dG}{d\varepsilon} = \sum_i (v_i \mu_i) \quad (6.28)$$

Sendo, μ_i é o potencial químico do componente i da mistura reacional escrita na forma da Equação (6.29).

$$\mu_i = G_i^0 + RT \ln(a_i) \quad (6.29)$$

Na qual, a_i é a atividade do componente i , que é proporcional à sua fração molar y_i na mistura e à pressão do sistema conforme segue na Equação (6.30).

$$a_i = y_i \cdot P \quad (6.30)$$

Aplicando a condição que no estado de equilíbrio, a variação da energia livre de Gibbs é nula, $\sum_i (v_i \mu_i) = 0$, e substituindo o valor do potencial químico (μ_i) e a atividade do componente (a_i) pode-se escrever a equação rearranjada conforme Equação (6.31), na qual se aplicando a propriedade de multiplicação de logaritmos passa para a forma da Equação (6.32)

$$\sum_i v_i [G_i^0 + RT \ln(y_i \cdot P)] = 0 \rightarrow \sum_i v_i G_i^0 + RT \sum_i v_i \ln(y_i \cdot P) = 0 \quad (6.31)$$

$$\sum_i v_i \ln(y_i \cdot P) = \ln \Pi(y_i \cdot P)^{v_i} \quad (6.32)$$

A energia livre de Gibbs padrão (G_i^0) é estabelecida para uma temperatura padrão, normalmente, 298,15 K, e a pressão de 1 bar. G é uma variável em relação à temperatura, na forma $G = G(T)$. O somatório $\sum_i v_i G_i^0$ é a variação da energia livre padrão de Gibbs dentro da mistura reacional para a temperatura padrão, ou seja, ΔG^0 , sendo a equação escrita pela Equação (6.33).

$$\ln \Pi(y_i \cdot P)^{v_i} = \frac{-\Delta G^0}{RT} \quad (6.33)$$

A relação entre a constante de equilíbrio e a composição de sistemas que reagem em fase gasosa pode ser escrita conforme a Equação (6.34) (Smith et al., 2005).

$$\Pi(a_i)^{v_i} = K \quad (6.34)$$

Na qual, a_i é a atividade do componente i e Π é o operador multiplicativo. Considerando a reação apresentada pela Equação (6.24) pode-se definir a constante de equilíbrio (K) pela Equação (6.35).

$$K = \frac{y_C^{v_C} y_D^{v_D}}{y_A^{v_A} y_B^{v_B}} \left(\frac{P}{P^0} \right)^{v_C + v_D - v_A - v_B} \quad (6.35)$$

Sendo, $y_A^{v_A}$ e $y_B^{v_B}$ são as frações molares dos reagentes e $y_C^{v_C}$ e $y_D^{v_D}$ são as frações molares dos produtos formados na reação (6.24) elevados aos respectivos coeficientes estequiométricos, P é a pressão do sistema reacional e P^0 a pressão de referência normalmente à pressão atmosférica. Substituído os termos da Equação (6.33) pelos da Equação (6.34) tem-se a Equação (6.36), ou reescrita, a Equação (6.37).

$$\ln K = \frac{-\Delta G^0}{RT} \quad (6.36)$$

$$K = \exp \left(\frac{-\Delta G^0}{RT} \right) \quad (6.37)$$

A partir da Equação (6.33) podem-se relacionar as atividades das espécies em equilíbrio, com a variação de energia livre de Gibbs do sistema reacional. Entretanto, deve-se expressar esta variação como uma função da temperatura, quando existir interesse no estudo das reações em temperaturas diferentes de 298,15 K.

A partir da Equação (6.37), obteve-se os valores da constante de equilíbrio para cada uma das equações que representam as reações químicas elaboradas (Equações (6.1) a (6.5)). Foram utilizados os valores já calculados da energia livre de Gibbs, de cada reação

apresentadas na Figura 6.4. Os valores dos logaritmos neperianos das constantes de equilíbrio são apresentados na Figura 6.5 e os cálculos estão detalhados no Apêndice E. A Figura 6.5 mostra a tendência de ocorrer a absorção do HCl da entrada do sistema forno até o calcinador, no qual as temperaturas vão desde o valor da temperatura ambiente ($25\text{ }^{\circ}\text{C}$) até aproximadamente $1.100\text{ }^{\circ}\text{C}$.

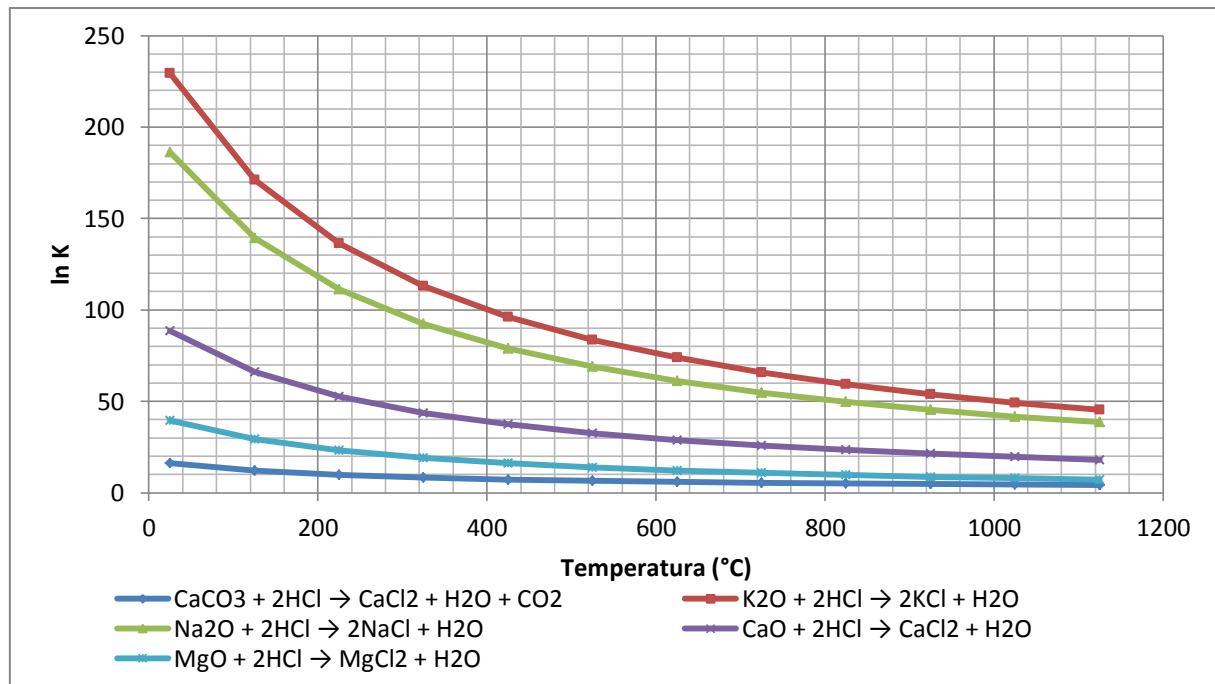


Figura 6.5 – Valores das constantes de equilíbrio das reações de absorção do HCl

Fonte: Elaborado pelo Autor

6.6. Cinética Química

A cinética química estuda a velocidade das reações químicas, os mecanismos de desenvolvimento e a sua variação em função das diferentes condições e fatores que a influenciam, como temperatura, pressão e concentração das espécies envolvidas. Segundo O’Hayre (2015, p. 48), “a velocidade de uma reação é geralmente quantificada por quanto rápido a concentração molar de uma das espécies envolvidas na reação mudou em função do tempo (dc/dt).”. Considerando uma reação química arbitrária na forma da Equação (6.38).

$$aA + bB + cC + \dots \rightleftharpoons mM + nN + \dots \quad (6.38)$$

Na qual, A, B e C são reagentes, M e N são os produtos, e a, b, c, m e n representam o número de moles de A, B, C, M e N , respectivamente. A velocidade desta reação pode ser calculada (em função da espécie A) conforme Equação (6.39) (O'HAYRE, 2015).

$$\frac{dc_A}{dt} = -k c_A^\alpha c_B^\beta c_C^\gamma \dots \quad (6.39)$$

Sendo, c_A, c_B e c_C são as concentrações das espécies de reação, k é a constante de velocidade (com forte dependência da temperatura) e α, β e γ são as ordens das reações em relação aos reagentes A, B e C . O sinal negativo de k representa que os reagentes A, B e C foram consumidos e os produtos M e N produzidos.

As ordens da reação (α, β e γ) não são os coeficientes estequiométricos (a, b e c) e que a ordem da reação não pode ser simplesmente determinada a partir da inspeção da equação química balanceada. A determinação da ordem de uma reação requer informações detalhadas sobre os mecanismos cinéticos subjacentes à reação e geralmente só pode ser determinada experimentalmente. Além disso, a ordem global da reação é dada pela soma das ordens de reação em relação aos vários reagentes (O'HAYRE, 2015).

6.6.1. Reações de Primeira Ordem

As reações de primeira ordem são bastante comuns e são definidas por aquelas nas quais a velocidade da reação química é diretamente proporcional à concentração de um dos reagentes. Este comportamento reflete o princípio fundamental da cinética; “as velocidades da maioria das reações dependem da frequência que os reagentes encontram uns aos outros”, que, matematicamente detalha-se conforme Equação (6.40) (O'HAYRE, 2015, p. 48).

$$\frac{dc_A}{dt} = -k(c_A)^1 = -kc_A \quad (6.40)$$

Nota-se que uma reação de primeira ordem depende apenas da concentração de um reagente. Outros reagentes podem estar presentes, mas serão de ordem zero. Assim como realizado à equação de velocidade de ordem zero, esta equação diferencial pode ser integrada

para se obter uma equação que expressa diretamente a concentração do reagente em função do tempo durante o processo de reação. Para uma reação de primeira ordem geral que envolve o consumo de uma espécie, sua integração é dada pela Equação (6.41) e quando desenvolvida obtém-se a Equação (6.43).

$$\frac{dc_A}{dt} = -kc_A \quad (6.41)$$

$$\int \frac{dc_A}{c_A} = -k \int dt \quad (6.42)$$

$$\ln \frac{c_A}{c_{A_0}} = -kt \quad (6.43)$$

Na qual, c_A é a concentração da espécie A em um tempo t e c_{A_0} é a concentração da espécie A em um tempo $t = 0$. Graficamente, a Figura 6.6 (a) representa a forma integrada da Equação (6.41) em que as concentrações dos reagentes decrescem exponencialmente em função do tempo. A constante de velocidade é representada pela declividade da reta, Figura 6.6 (b), elaborada a partir da Equação (6.43). As suas unidades serão dadas pelo recíproco do tempo (s^{-1}) (SOUZA, 2005).

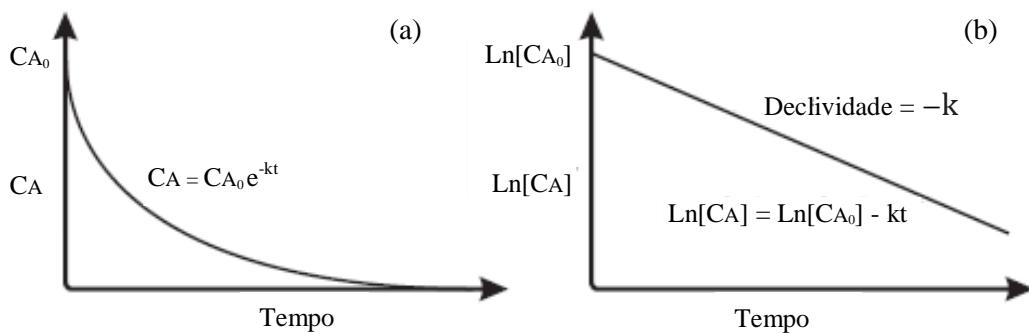


Figura 6.6 - Variação da concentração dos reagentes para reações de 1^a ordem

Fonte: Adaptado de O'Hare (2015)

6.6.2. Influência da Temperatura na Cinética da Reação

Quando se eleva a temperatura de uma reação química, a velocidade de formação do produto aumenta. Do ponto de vista termodinâmico, o aumento da temperatura influencia

diretamente no aumento da energia cinética média das moléculas reagentes. Conforme descrito pela teoria das colisões, este aumento de temperatura aumenta a energia de impacto da colisão, a qual faz com que aumente a probabilidade de mais moléculas excederem a energia de ativação, produzindo mais produtos e aumentando a velocidade da reação (RUSSELL, 1994).

De acordo com a lei da velocidade, a única variável que poderia afetar a velocidade além da concentração dos reagentes é a própria constante da velocidade. Boltzmann desenvolveu concomitantemente com Maxwell a formulação da “Teoria Cinética dos Gases” provando que em um gás à temperatura e volumes constantes, a fração de moléculas com energia (E) é proporcional ao termo $e^{-E/kT}$, no qual T é a temperatura na escala Kelvin, e k uma constante universal conhecida com a “constante de Boltzmann”. A chamada “lei da distribuição de energia entre moléculas” serviu de base para muitas teorias e em particular, para Svante Arrhenius. Ao estudar a relação entre a constante da velocidade e a variação da temperatura proposta por Van't Hoff, em 1888, observou que quando se colocava o logaritmo natural (\ln) da constante da velocidade como uma função do inverso da temperatura (T^{-1}), resultava em uma linha reta com uma inclinação negativa (Figura 6.7), mostrando que a constante da velocidade k de uma reação química depende da temperatura (SCHOR, 2004).

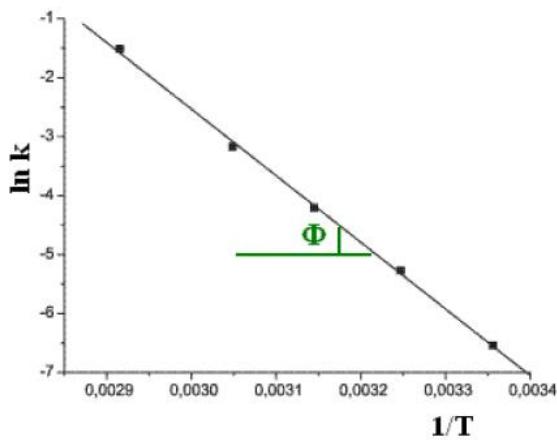


Figura 6.7 – Gráfico representando a equação de Arrhenius

Fonte: Adaptado de Schor (2004)

Na qual, o coeficiente angular (ϕ) é $-E_a/R$, E_a é a energia de ativação (energia mínima exigida para formação dos produtos) e R é a constante universal dos gases. Utilizando a fórmula padrão para equações de primeiro grau ($y = a + bx$) e usando a Figura 6.7 obtém-se

a relação conhecida como equação de Arrhenius, representadas pela Equação (6.44) (Russell, 1994).

$$k = A e^{\left(\frac{-E_a}{RT}\right)} \quad (6.44)$$

Sendo, k a constante de velocidade e A o fator pré-exponencial ou a constante de Arrhenius que depende fracamente da temperatura. Segundo Russell (1994), o interesse na equação de Arrhenius está na relação quantitativa entre temperatura, a energia de ativação e a constante de velocidade.

6.6.3. Tempo de Reação para uma Reação de Primeira Ordem

O cálculo do tempo para uma reação de primeira ordem pode ser obtido substituindo a incógnita k da Equação (6.43) pela Equação (6.44), obtendo-se assim, a Equação (6.45).

$$\ln \frac{c_A}{c_{A_0}} = -A e^{\left(\frac{-E_a}{RT}\right)} t \quad (6.45)$$

Rearranjando a Equação (6.45) e aplicando-se o logaritmo natural em ambos os lados tem-se a Equação (6.47).

$$-\frac{1}{A} \left(\ln \frac{c_A}{c_{A_0}} \right) = e^{\left(\frac{-E_a}{RT}\right)} t \quad (6.46)$$

$$\ln \left[-\frac{1}{A} \left(\ln \frac{c_A}{c_{A_0}} \right) \right] = -\frac{E_a}{RT} + \ln t \quad (6.47)$$

Aplicando-se o exponencial em ambos os lados da Equação (6.47) e rearranjando esta equação, obtém-se a Equação (6.48), que permite calcular o tempo de reação para uma reação de primeira ordem.

$$t = \exp \left\{ \ln \left[-\frac{1}{A} \left(\ln \frac{c_A}{c_{A_0}} \right) \right] + \frac{E_a}{RT} \right\} \quad (6.48)$$

6.7. Reações Simultâneas do Cl no Sistema Forno

A concentração de HCl disponibilizada no sistema depende diretamente do teor de cloro no combustível alternativo, nesse estudo o CDR a base de RSU. Os compostos propostos no estudo com capacidade de reação com o HCl foram os óxidos de sódio (Na_2O), de potássio (K_2O), de magnésio (MgO), produto da descarbonatação do carbonato de magnésio (MgCO_3), de cálcio (CaO), produto da calcinação do carbonato de cálcio (CaCO_3) e o próprio CaCO_3 .

Dessa maneira, o ambiente reacional do sistema forno em estudo (pré-aquecedor e calcinador) conta com cinco compostos que detêm afinidade química com o HCl, ficando caracterizada a presença de um sistema com reações simultâneas.

6.7.1. Reação Simultânea no Calcinador

Os cálculos da constante de equilíbrio das Equações (6.1) a (6.5) encontram-se no Apêndice E e seus valores para as faixa de temperatura de operação do calcinador (850 °C – 1100 °C) são apresentados na Tabela 6.3. Devido aos elevados valores encontrados para as constantes de equilíbrio, essas equações não têm soluções simultâneas, indicando alta conversão da reação.

Tabela 6.3 – Constantes de equilíbrio para a faixa de temperatura de operação

Equação	Temperatura (°C)	Valores (k)
(6.1)	850	141,585
	1100	71,777
(6.2)	850	$1,497 \cdot 10^{25}$
	1100	$1,186 \cdot 10^{20}$
(6.3)	850	$1,163 \cdot 10^{21}$
	1100	$1,182 \cdot 10^{17}$
(6.4)	850	$8,236 \cdot 10^{09}$
	1100	$1,005 \cdot 10^{08}$
(6.5)	850	$1,28 \cdot 10^{04}$
	1100	$1,741 \cdot 10^{03}$

Fonte: Elaborado pelo Autor

A Figura 6.8 apresenta a variação da constante de equilíbrio das Equações (6.1) a (6.5) para a faixa de temperatura de operação do calcinador, mostrando que teoricamente a conversão é alta nas temperaturas mais baixas, na região de entrada do calcinador e diminui à medida que o sistema reacional aproxima-se da região da chama, onde existem temperaturas mais altas.

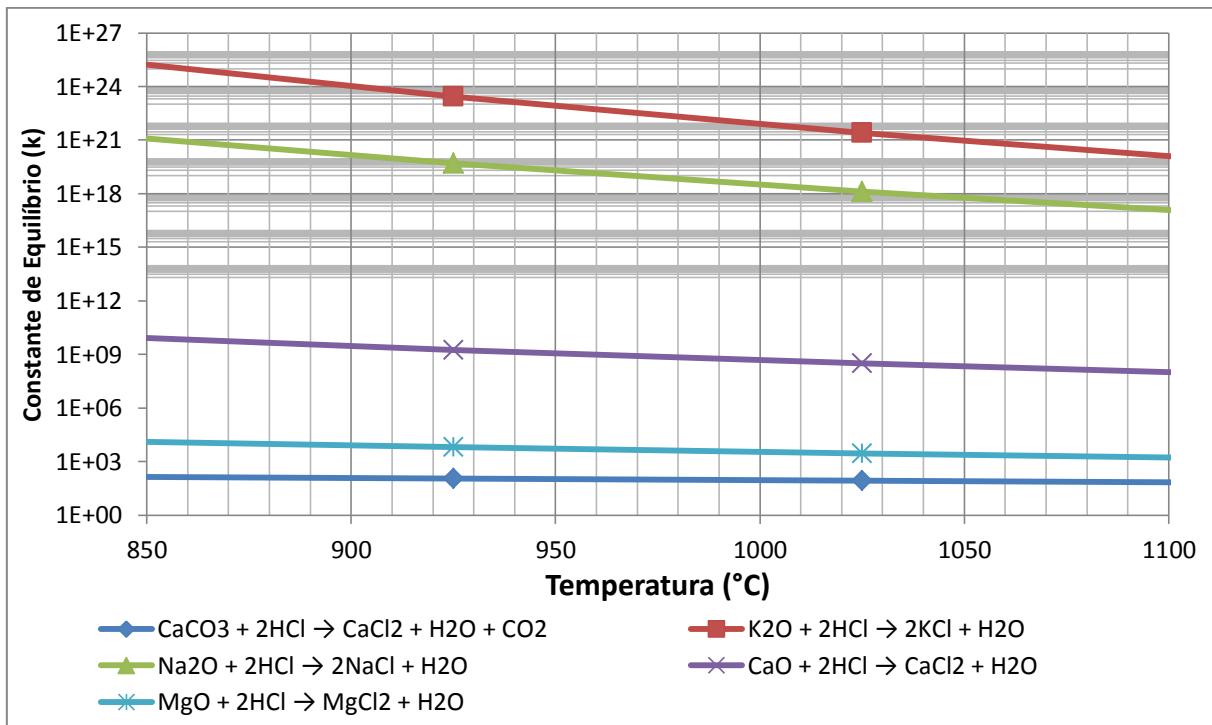


Figura 6.8 – Variação da constante de equilíbrio para temperatura de operação

Fonte: Elaborado pelo Autor

6.7.2. Reação Simultânea no Pré-Aquecedor

As reações que caracterizam a absorção do HCl no pré-aquecedor ocorrem conforme as equações abordadas no item anterior; porém, com mudança da faixa de temperatura dos gases, que varia desde cerca de 900 °C do 1º estágio do pré-aquecedor até cerca de 300 °C na saída do último estágio. Nessa região, a conversão é altamente favorável, principalmente pela “teoria das colisões” (SMITH et al., 2005) na qual ocorre o aumento da velocidade das reações, devido à presença de material particulado fino resultante da moagem da matéria-prima em farinha crua.

Capítulo 7

MODELAGEM PARA O COPROCESSAMENTO DE COMBUSTÍVEL DERIVADO DE RESÍDUO NO SISTEMA FORNO

7.1. Introdução

No interior do forno rotativo das fábricas de cimento, as temperaturas necessárias para as reações de clinquerização (combinação dos óxidos de cálcio, silício, ferro e alumínio) atingem 1.450 °C e as temperaturas de chama situam-se na faixa de 1.600 °C a 1.900 °C. Além disso, o ambiente no interior do forno é amplamente oxidativo, já que a quantidade de oxigênio (perto de 2%) excede a demanda estequiométrica necessária para a combustão. Sob essas condições, a destruição de poluentes formados no processo de combustão, a exemplo das dioxinas e furanos, acontece em frações de segundos (MARINGOLO, 2001).

Segundo Araújo (2002), dependendo do volume de ar deslocado, do diâmetro do forno e do seu comprimento, o tempo de residência no interior do forno é da ordem de 3 a 6 segundos, sendo tempo suficiente para garantir a destruição da maioria das espécies de composto orgânico, a exemplo os clorobenzenos, clorofenóis, bifenilas, dioxinas e furanos, presente no combustível ou formada nos primeiros instantes da combustão.

Com isso, o forno rotativo de produção de clínquer não constitui, à primeira vista, potencial de risco para a formação de poluentes quando considerado isoladamente e desde que sejam seguidos os procedimentos técnico e operacional adequados. Porém, o Combustível Derivado de Resíduo (CDR) não está apto a ser alimentado no queimador do forno rotativo devido às características de poder calorífico que normalmente, não conseguem suprir a potência energética necessária para manter a operação da chama a altas temperaturas.

Nesse contexto, será dada ênfase ao processo de calcinação que ocorre na torre de ciclone, composta por pré-aquecedor e calcinador, simulando a queima de diversos componentes existentes na composição do CDR. A influência realizada pelos gases produzidos na combustão do combustível no forno rotativo será levada em consideração juntamente com os problemas de formação de poluentes em baixas temperaturas, relatados na literatura, e ainda será observado se o tempo de residência e a temperatura dos gases no interior do calcinador são suficientes para destruí-los.

A fim de analisar as reações que se processam em dois tipos distintos de sistema forno da indústria de cimento, um com Calcinador em Linha (ILC) e outro com Calcinador em Linha Separada (SLC) operando com combustível convencional (coque de petróleo) e com combustíveis alternativos (pneu inservível e CDR a base de RSU), avalia-se a seguir as vazões molares e mássicas dos gases de combustão e dos diferentes combustíveis utilizados, a determinação do tempo de residências dos gases nos equipamentos do sistema forno, e por fim, o tempo de retenção necessário para a destruição dos produtos da combustão dos componentes do CDR, objetivando comprovar a viabilidade da sua utilização como combustível alternativo em fábricas cimenteiras. Salienta-se ainda, a necessidade de se trabalhar com seis algarismos significativos após a vírgula, de maneira a garantir maior precisão na obtenção final dos resultados das concentrações de poluentes.

7.2. Composição Química dos Combustíveis

As características químicas e o poder calorífico dos componentes que compõem o CDR são descritos na Tabela 4.1. As características químicas e o poder calorífico dos demais combustíveis utilizados para a modelagem são descritos na Tabela 7.1.

Tabela 7.1 – Características químicas e poder calorífico dos combustíveis da modelagem

Combustível	Composição Química em Base Mássica (%)						Poder Calorífico (kJ/kg)		Autores
	C	H	O	N	S	Cl			
Coque de Petróleo	85,65	3,95	1,55	0,91	6,04	0	33.000	31.112	Olmeda et al. (2013)
Pneus Inservíveis	74,30	7,20	15,89	0,90	1,71	0	30.500	28.881	Ucar et al. (2005)
PCI*=PCS-(4,186x597x(9H+H ₂ O))									

Fonte: Elaborado pelo Autor

7.3. Produção e Composição Química do Clínquer

7.3.1. Composição dos Compostos da Farinha Crua

A composição química do clínquer e a geração de gases poluentes são influenciadas pelas características da farinha crua. A Tabela 7.2 apresenta uma composição média da farinha crua, cujo conhecimento é necessário para os cálculos da formação das vazões dos gases no sistema forno, bem como a estimativa da composição final do clínquer, sendo aproveitados os mesmos valores adotados no trabalho de Paula (2009).

Tabela 7.2 – Porcentagem da composição média da farinha crua

Composição da Farinha Crua em Base Mássica (%)									
CaCO ₃	SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	MgCO ₃	SO ₃	Na ₂ O	K ₂ O	P ₂ O ₅	TOTAL
76,162	12,952	3,484	1,884	3,615	0,932	0,030	0,810	0,132	100,000

Fonte: Paula (2009)

7.3.2. Consumo de Farinha Crua

Para o cálculo do consumo de farinha crua em relação à produção de clínquer, utilizaram os dados reais da produção de uma fábrica de cimento, sendo o Fator de Relação (F_{rel}) adotado de 1,5 kg de farinha crua para cada 1,00 kg de clínquer produzido (TAYLOR, 1997), para uma Vazão de Produção de Clínquer (m_{clin}^c) de 35,913 kg/s, ou 3.102,848 t/dia.

Com base no F_{rel} referente à porcentagem dos componentes químicos da farinha crua e utilizando a Equação (7.1), é possível realizar o cálculo da Vazão Mássica (m_{crua}), que, quando dividida pela Massa Molar (M), Equação (7.2), apresenta a Vazão Molar (n_{crua}) de cada componente da farinha crua utilizada na produção de clínquer, conforme apresentado na

Tabela 7.3.

$$m_{crua} = F_{rel} * m_{clin} * \text{porcentagem da composição inicial} \quad (7.1)$$

$$n_{crua} = \frac{m_{crua}}{M} \quad (7.2)$$

Tabela 7.3 - Composição química inicial, vazão molar e vazão mássica da farinha crua

Componente	Composição Inicial (%)	Fator de Relação (kg/kg)	Vazão Mássica (kg/s)	Massa Molar (kg/kmol)	Vazão Molar (kmol/s)
CaCO₃	76,162%	1,140407	40,954969	100,0869	0,409194
SiO₂	12,952%	0,193934	6,964686	60,0843	0,115915
Al₂O₃	3,484%	0,052161	1,873223	101,9612	0,018372
Fe₂O₃	1,884%	0,028203	1,012847	159,6882	0,006343
MgCO₃	3,615%	0,054132	1,944013	84,3139	0,023057
SO₃	0,932%	0,013950	0,500978	80,0632	0,006257
Na₂O	0,030%	0,000455	0,016336	61,9788	0,000264
K₂O	0,810%	0,012130	0,435633	94,1960	0,004625
P₂O₅	0,132%	0,001971	0,070790	94,1960	0,000752

Fonte: Elaborado pelo Autor

7.3.3. Composição dos Compostos da Farinha Crua e do Clínquer

O aumento de temperatura nas etapas do sistema forno faz o fluxo da farinha passar pelo processo de clinquerização onde umas das primeiras etapas consiste na descarbonatação do carbonato de cálcio (CaCO₃) e do carbonato de magnésio (MgCO₃). Nesse processo considera-se que a descarbonatação do MgCO₃ ocorre na totalidade no interior das torres de ciclone (pré-aquecedor), enquanto que a calcinação do CaCO₃ ocorre em até 90% antes da entrada do forno rotativo. O motivo para não ocorrer à totalidade da calcinação no calcinador se deve pelo fato do controle de temperatura ser necessário a preservar o sistema de revestimento térmico dos equipamentos antes do forno rotativo (TAYLOR, 1997).

A Tabela 7.4 demonstra a composição química da farinha durante o processo de clinquerização nas etapas do sistema forno para os dados de produção da modelagem por meio do balanço de massas, sendo desconsideradas as cinzas produzidas na combustão dos combustíveis. Observa-se a diminuição da vazão mássica devido, principalmente, pelo processo de descarbonatação da farinha crua com o desprendimento de dióxido de carbono (CO_2) na forma gasosa. Os parâmetros químicos para controle da qualidade do clínquer são discutidos no Apêndice F.

Tabela 7.4 – Composição química da farinha crua durante o processo de clinquerização

Componente	Massa Molar (kg/kmol)	Composição da Farinha Crua (%)	Vazão Mássica Farinha (kg/s)	Vazão Molar (kmol/s)				Vazão Mássica Clínquer (kg/s)
				Entrada Torre de Ciclone	Entrada Calcinador	Entrada no Forno Rotativo	Saída no Forno Rotativo	
CaCO_3	100,0869	76,162	40,954969	0,409194	0,4091941	0,040919	-	-
SiO_2	60,0843	12,952	6,964686	0,115915	0,1159152	0,115915	-	-
Al_2O_3	101,9612	3,484	1,873223	0,018372	0,0183719	0,018372	-	-
Fe_2O_3	159,6882	1,884	1,012847	0,006343	0,0063427	0,006343	-	-
MgCO_3	84,3139	3,615	1,944013	0,023057	-	-	-	-
SO_3	80,0632	0,932	0,500978	0,006257	0,0062573	0,006257	-	-
Na_2O	61,9788	0,030	0,016336	0,000264	0,0002636	0,000264	-	-
K_2O	94,1960	0,810	0,435633	0,004625	0,0046248	0,004625	-	-
P_2O_5	141,9445	0,132	0,070790	0,000499	0,0004987	0,000499	-	-
CaO	56,0774	-	-	-	-	0,368275	-	-
MgO	40,3044	-	-	-	0,0230569	0,023057	0,023057	0,929293
C_2S	188,2385	-	-	-	-	-	0,009273	1,745577
C_3S	228,3165	-	-	-	-	-	0,106642	24,34813
C_3A	270,1935	-	-	-	-	-	0,018372	4,963973
C_4AF	485,9591	-	-	-	-	-	0,006343	3,08227
CaSO_4	136,1406	-	-	-	-	-	-	-
Na_2SO_4	142,0421	-	-	-	-	-	0,000264	0,037439
K_2SO_4	174,2592	-	-	-	-	-	0,004625	0,805905
TOTAL	-	100,000%	53,7734	0,584525	0,584525	0,584525	0,1685	35,91259

Fonte: Elaborado pelo Autor

7.4. Sistemas Fornos Rotativo Utilizados na Modelagem

A modelagem baseou-se em dados construtivos e operacionais de dois tipos de sistema forno, com calcinadores do tipo ILC e SLC respectivamente, sendo compostos por pré-aquecedores com cinco estágios de ciclones, calcinador, forno rotativo de clínquer e resfriador. Os dados dimensionais, de pressão e temperatura nas diferentes partes do sistema forno e a indicação do fluxo dos gases e dos materiais sólidos são representados para os dois tipos de sistema forno respectivamente pelas Figura 7.1 e Figura 7.2.

7.5. Cálculo das Vazões Mássicas dos Gases na Produção do Clínquer

A programação idealizando os cálculos das vazões mássicas dos gases na produção do clínquer foi realizada no software Mathcad 14.0, versão 14.0.0.163, desenvolvido pela *Parametric Technology Corporation*, sendo detalhada no Apêndice G. O programa foi elaborado visando à flexibilização da entrada de dados das características técnicas do processo de produção, da composição da farinha crua e a possibilidade da mistura dos diversos combustíveis nos queimadores existentes tanto no calcinador quanto no forno rotativo.

Para uma produção diária de 3.102 t de clínquer (35,91 kg/s), o consumo específico de energia adotado para os sistemas de fornos rotativo foi de 3.150 kJ/kg de clínquer. Da demanda total de calor a ser suprida no processo, 60% é fornecido pela queima de combustível no queimador secundário existente no calcinador e os demais 40% das necessidades energéticas são fornecidas pela queima do combustível no queimador primário do forno rotativo. A relação massa de farinha crua por massa de clínquer adotada para o modelo foi de 1,4973 kg de farinha crua por kg de clínquer.

As características químicas e o poder calorífico dos combustíveis utilizados no processo são os especificados na Tabela 4.1 e na Tabela 7.1. A composição da farinha crua é a descrita na Tabela 7.2. As descarbonatações do $MgCO_3$ e do $CaCO_3$ foram respectivamente, de 100% e 90% no calcinador, sendo o restante realizado no forno rotativo.

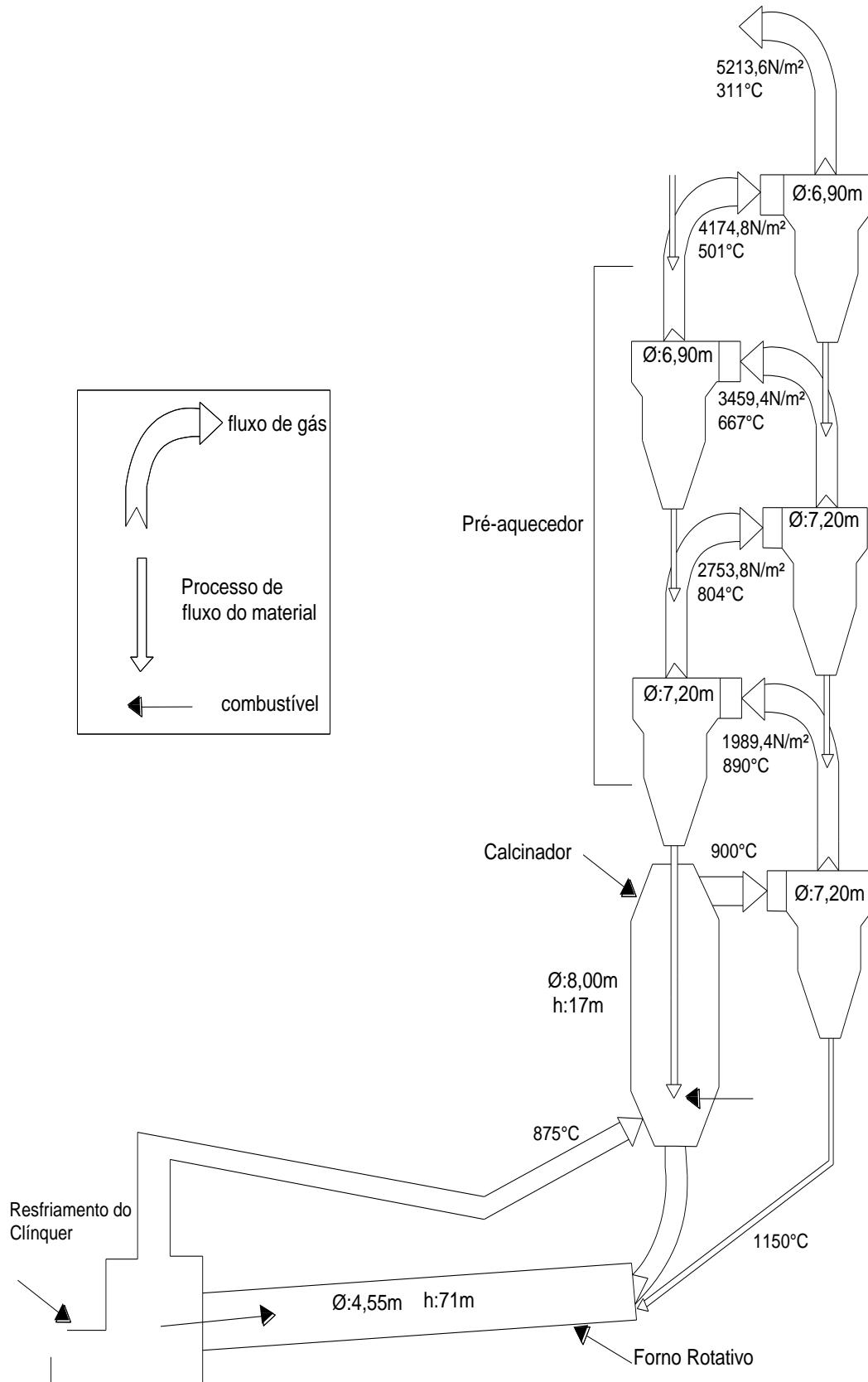


Figura 7.1 – Sistema forno com calcinador em linha

Fonte: USEPA (2007)

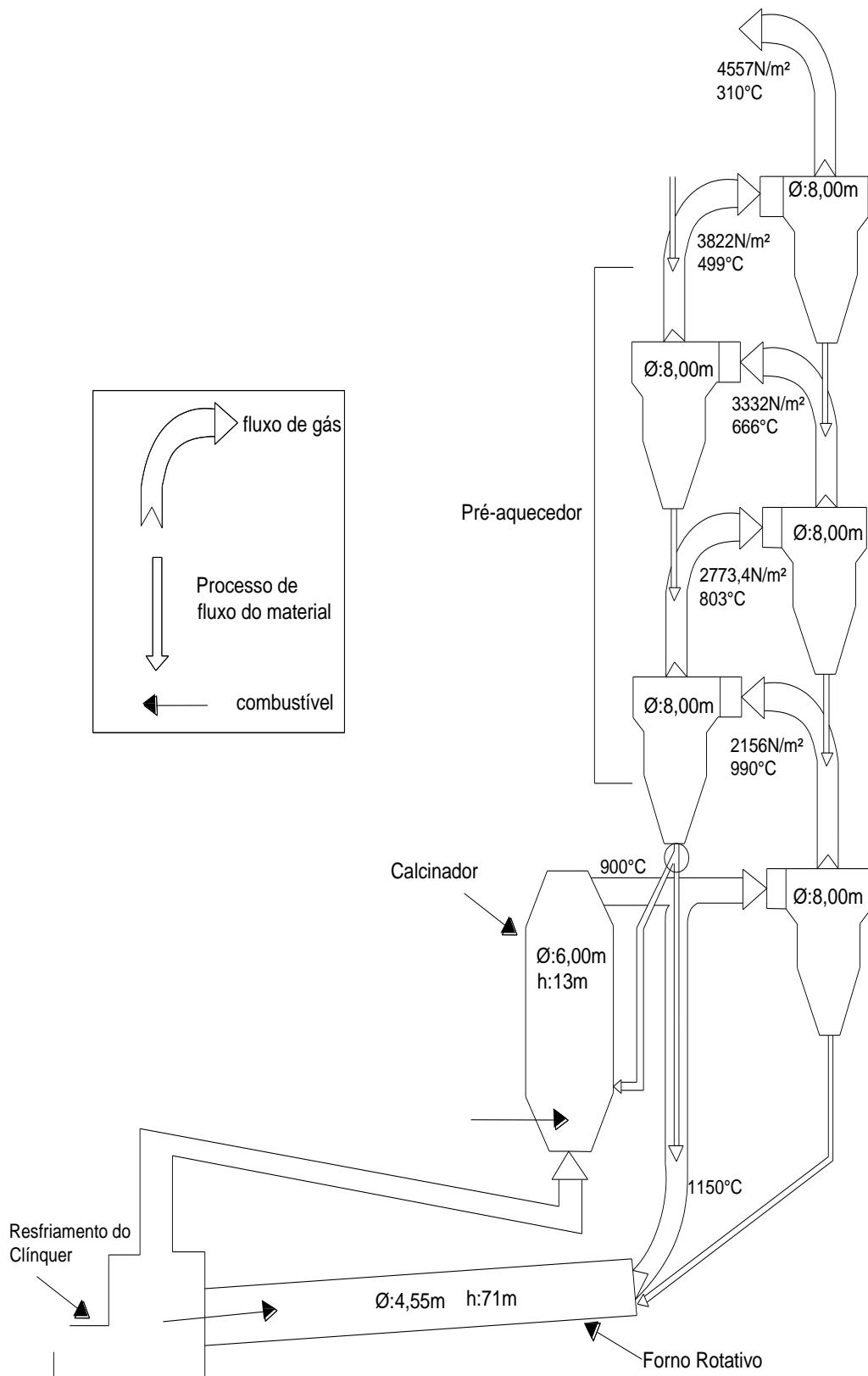


Figura 7.2 - Sistema forno com calcinador em linha separada

Fonte: USEPA (2007)

Devido a demanda energética da operação do sistema forno (3.150 kJ/kg de clínquer) assumiu a seguinte mistura de combustível: coque de petróleo, pneu inservível e as diferentes frações possíveis dos materiais encontradas no CDR. Utilizou-se como combustível convencional o coque de petróleo com consumo específico de energia a 70% (2.205 kJ/kg de clínquer), e como combustível alternativo, o pneu inservível a 10% (315 kJ/kg de clínquer) e o CDR a 20% (630 kJ/kg de clínquer). Para a demanda energética dos 20% foram utilizados cada um dos 13 diferentes materiais que constituem o CDR além de mais duas composições de CDR disponíveis no mercado para compra. Foi admitido que no forno rotativo fosse queimado apenas o coque de petróleo. O consumo de combustível no calcinador e no forno rotativo para a produção de 35,91 kg/s de clínquer é apresentado na Tabela 7.5

Tabela 7.5 – Consumo de combustível no forno rotativo e no calcinador

Porcentagem da Energia Específica de Consumo (%)	Combustível	Poder Calorífico Inferior (kJ/kg de Combustível)	Consumo Específico de Combustível (kJ/kg de Clínquer)	Consumo Total de Combustível (kg/s)	Consumo de Combustível Forno Rotativo (kg/s)	Consumo de Combustível Calcinador (kg/s)
70	Coque de Petróleo	31.112	2.205	2,545049	1,454418	1,090814
10	Pneu Inservível	28.881	315	0,391664	-	0,391664
20	Jornal	17.973	630	1,258738	-	1,258738
	Papelão	14.485	630	1,561843	-	1,561843
	Revista	11.305	630	2,001176	-	2,001176
	Madeira	18.569	630	1,218337	-	1,218337
	PA	30.418	630	0,743747	-	0,743747
	PC	30.963	630	0,730656	-	0,730656
	PEBD	43.010	630	0,526001	-	0,526001
	PEAD	43.887	630	0,515490	-	0,515490
	PP	43.319	630	0,522249	-	0,522249
	PS	40.323	630	0,561052	-	0,561052
	PET	21.648	630	1,045053	-	1,045053
	PVC	22.553	630	1,003117	-	1,003117
	Tetra Pack	17.103	630	1,322768	-	1,322768
	CDR (1)	12.966	630	1,744817	-	1,744817
	CDR (2)	21.293	630	1,062476	-	1,062476

Fonte: Elaborado pelo Autor

Para o balanço estequiométrico o volume de ar necessário à combustão foi calculado levando-se em consideração uma porcentagem de 2,4% de O₂ livre no queimador do forno rotativo e de 1,7% de O₂ livre no queimador do calcinador, presente nos gases, na base seca. A composição e vazão dos combustíveis coque de petróleo e pneu inservível se mantêm, alterando-se apenas o material do CDR na modelagem para suprir a demanda energética de 20% do sistema forno. Logo, a composição elementar teórica dos gases na saída dos equipamentos pode ser observada na Tabela 7.6 e o resultado das vazões mássicas dos gases na Tabela 7.7.

7.6. Tempo de Retenção dos Gases no Sistema forno ILC e SLC

A programação, idealizando os cálculos dos Tempos de Retenção dos Gases (TRG) nas diferentes partes do sistema fornos, foi realizada no software Microsoft Excel 2010, versão 14.0.7163.5000, desenvolvido pela *Microsoft Corporation*, sendo detalhada no Apêndice H. O programa foi elaborado visando à flexibilização da entrada de dados já adquiridos no Apêndice G, com as vazões molares, além dos dados construtivos dos dois sistemas fornos (ILC e SLC) analisados.

A Tabela 7.8 apresenta os resultados dos cálculos da entrada e saída da vazão molar, utilizando os valores médios de temperatura nos equipamentos do processo de produção de clínquer, juntamente com o respectivo TRG. Nota-se que os valores da vazão molar no forno rotativo para ambos os sistemas (ILC e SLC) são os mesmos, já que não há diferença nas dimensões do forno rotativo e no combustível utilizado (apenas coque de petróleo).

O TRG no forno rotativo foi de 8,41 s. Para os diferentes materiais componentes do CDR utilizados como combustíveis alternativos, o sistema forno com calcinador tipo ILC apresentou o valor teórico de TRG médio no calcinador de 3,58 s e no pré-aquecedor de 7,93 s. Para o sistema forno com calcinador tipo SLC, o TRG médio no calcinador foi de 2,99 s e no pré-aquecedor de 8,78 s.

Tabela 7.6 – Composição elementar teórico dos gases nas saídas dos equipamentos

Saída	Combustível Utilizado na Mistura	Composição Elementar dos Gases nas Saídas dos Equipamentos (kmol/s)						
		CO ₂	H ₂ O	SO ₂	HCl	O ₂	N ₂	
Calcinador ILC	Forno	-	0,144635	0,028500	0,002740	0	0,011081	0,493341
	Jornal	0,692576	0,100708	0,001127	0	0,048986	1,298383	
	Papelão	0,689898	0,105706	0,001128	0	0,048650	1,28741	
	Revista	0,697123	0,109533	0,001126	0	0,049414	1,311266	
	Madeira	0,686765	0,10007	0,001126	0	0,048106	1,26840	
	PA	0,67680	0,099655	0,001126	0	0,048528	1,295546	
	PC	0,683052	0,083801	0,001126	0	0,048422	1,284966	
	PEBD	0,674638	0,098206	0,001126	0	0,04818	1,283562	
	PEAD	0,674412	0,098006	0,001126	0	0,047961	1,27489	
	PP	0,675411	0,099360	0,001126	0	0,048151	1,281586	
	PS	0,681276	0,085853	0,001126	0	0,048447	1,287768	
	PET	0,698221	0,103319	0,01129	0	0,050756	1,364726	
	PVC	0,675239	0,092778	0,001132	0,001304	0,047958	1,272608	
Calcinador SLC	Tetra Pack	0,690838	0,105207	0,001126	0	0,049023	1,301623	
	CDR (1)	0,693759	0,112339	0,001132	0,000005	0,049361	1,31247	
	CDR (2)	0,687777	0,088638	0,001131	0	0,048765	1,294199	
	Jornal	0,547941	0,072209	0,000853	0	0,032821	0,785926	
	Papelão	0,545263	0,077206	0,000854	0	0,032485	0,774953	
	Revista	0,552489	0,081034	0,000852	0	0,03325	0,798808	
	Madeira	0,542131	0,07157	0,000852	0	0,031941	0,755942	
	PA	0,532165	0,071156	0,000852	0	0,032363	0,783088	
	PC	0,538417	0,055301	0,000852	0	0,032257	0,772508	
	PEBD	0,530003	0,069706	0,000852	0	0,032015	0,771105	
	PEAD	0,529777	0,069506	0,000852	0	0,031797	0,762432	
	PP	0,530776	0,07086	0,000852	0	0,031986	0,769128	
	PS	0,536641	0,057354	0,00852	0	0,032282	0,77531	
	PET	0,553586	0,074820	0,000855	0	0,034591	0,852268	
	PVC	0,530604	0,064278	0,000858	0,001304	0,031793	0,76015	
Tetra Pack	Tetra Pack	0,546203	0,076708	0,000852	0	0,032858	0,789165	
	CDR (1)	0,549124	0,08384	0,000858	0,000005	0,033197	0,800012	
	CDR (2)	0,543143	0,060139	0,000857	0	0,03260	0,781741	

Fonte: Elaborado pelo Autor

Tabela 7.7 – Vazão mássica teórica dos gases nas saídas dos equipamentos

Saída	Combustível Utilizado na Mistura	Vazão Mássica dos Gases nas Saídas dos Equipamentos (kg/s)					
		CO ₂	H ₂ O	SO ₂	HCl	O ₂	N ₂
Forno	-	6,365307	0,513426	0,175512	0	0,354564	13,820165
	Jornal	30,479918	1,814288	0,072229	0	1,567485	36,372133
	Papelão	30,362066	1,904315	0,072264	0	1,556742	36,064731
	Revista	30,680035	1,973259	0,072136	0	1,581189	36,733019
	Madeira	30,224184	1,802781	0,072136	0	1,539334	35,532197
	PA	29,785630	1,795305	0,072136	0	1,552838	36,292648
	PC	30,060777	1,509692	0,072136	0	1,549446	35,996267
	PEBD	29,690481	1,769201	0,072136	0	1,541702	35,956936
	PEAD	29,680535	1,765598	0,072136	0	1,534694	35,714004
	PP	29,724500	1,789990	0,072136	0	1,540774	35,901581
	PS	29,982616	1,546659	0,072136	0	1,550246	36,074760
	PET	30,728357	1,861312	0,723280	0	1,624131	38,230615
	PVC	29,716931	1,671414	0,072520	0,047545	1,534598	35,650077
Calcinador ILC	Tetra Pack	30,403435	1,895325	0,072136	0	1,568677	36,462886
	CDR (1)	30,531979	2,023823	0,072502	0,000179	1,579507	36,766749
	CDR (2)	30,268722	1,596831	0,072456	0	1,560421	36,254914
Calcinador SLC	Jornal	24,114611	1,300859	0,054678	0	1,050232	22,016445
	Papelão	23,996752	1,390882	0,054710	0	1,039481	21,709068
	Revista	24,314765	1,459844	0,054582	0	1,063960	22,377328
	Madeira	23,858914	1,289348	0,054582	0	1,022074	21,176506
	PA	23,420316	1,281890	0,054582	0	1,035577	21,936957
	PC	23,695463	0,996259	0,054582	0	1,032185	21,640576
	PEBD	23,325167	1,255768	0,054582	0	1,024442	21,601273
	PEAD	23,315221	1,252164	0,054582	0	1,017466	21,358313
	PP	23,359186	1,276557	0,054582	0	1,023514	21,545890
	PS	23,617302	1,033244	0,545824	0	1,032985	21,719069
	PET	24,363043	1,347897	0,054775	0	1,106870	23,874924
	PVC	23,351617	1,157981	0,054967	0,047545	1,017338	21,294386
	Tetra Pack	24,038121	1,381910	0,054582	0	1,051417	22,107195
	CDR (1)	24,1666672	1,510394	0,054951	0,000179	1,062254	22,411061
	CDR (2)	23,903452	1,083416	0,054903	0	1,043161	21,899223

Fonte: Elaborado pelo Autor

Tabela 7.8 - Resultado dos cálculos da vazão molar e do TRG nos equipamentos

Combustível	ILC/SLC		ILC				SLC				
	Forno Rotativo		Calcinador		Pré-Aquecedor		Calcinador		Pré-Aquecedor		
	\dot{n} (Ent.) (kmol/s)	TRG (s)	\dot{n} (Saí.) (kmol/s)	\dot{n} (Ent.) (kmol/s)	TRG (s)						
Jornal	0,623949	8,41	0,680714	3,57	2,142524	7,89	0,797866	2,99	1,440075	2,120789	8,73
Papelão	0,623949	8,41	0,680714	3,59	2,133536	7,92	0,784212	3,02	1,431088	2,111802	8,76
Revista	0,623949	8,41	0,680714	3,54	2,169205	7,79	0,804892	2,95	1,466755	2,147469	8,62
Madeira	0,623949	8,41	0,680714	3,63	2,105212	8,03	0,766082	3,08	1,402764	2,083478	8,88
PA	0,623949	8,41	0,680714	3,58	2,122400	7,96	0,807075	3,00	1,419952	2,100666	8,81
PC	0,623949	8,41	0,680714	3,60	2,102111	8,04	0,798870	3,03	1,399664	2,080378	8,90
PEBD	0,623949	8,41	0,680714	3,60	2,106458	8,02	0,798378	3,03	1,404010	2,084724	8,88
PEAD	0,623949	8,41	0,680714	3,60	2,105121	8,03	0,797587	3,03	1,402674	2,083388	8,88
PP	0,623949	8,41	0,680714	3,58	2,115732	7,99	0,806081	3,00	1,413285	2,093998	8,84
PS	0,623949	8,41	0,680714	3,60	2,105216	8,03	0,803239	3,02	1,402768	2,083482	8,88
PET	0,623949	8,41	0,680714	3,44	2,218889	7,61	0,874937	2,79	1,516437	2,197151	8,42
PVC	0,623949	8,41	0,680714	3,62	2,091592	8,08	0,787636	3,06	1,389145	2,069859	8,94
Tetra Pack	0,623949	8,41	0,680714	3,56	2,148560	7,86	0,801493	2,98	1,446111	2,126825	8,70
CDR (1)	0,623949	8,41	0,680714	3,54	2,169802	7,79	0,807656	2,94	1,467352	2,148066	8,61
CDR (2)	0,623949	8,41	0,680714	3,58	2,121254	7,97	0,802612	3,00	1,418806	2,099520	8,81

Fonte: Elaborado pelo Autor

Não foram observadas variações significativas nas vazões mássicas durante a combustão dos diferentes materiais que compõem o combustível alternativo CDR. O componente coprocessado que apresentou o menor TRG foi o plástico PET (3,44 s no sistema ILC e 2,79 s no sistema SLC).

A comparação dos TRG nas diferentes partes dos equipamentos do sistema forno para os dois sistemas (ILC e SLC) foram apresentadas na Tabela 7.9. Apesar da variação entre os valores de TRG, principalmente devido ao aspecto construtivo, ambos os sistemas (ILC e SLC) obtiveram, com a soma dos valores parciais de TRG nos equipamentos, o TRG total final próximo dos 20 s para a combustão de todos os componentes do CDR utilizados como combustível alternativo.

Tabela 7.9 - Comparaçāo entre os TRG calculados para os estágios dos equipamentos

Combustível	Tempo de Retenção dos Gases (s)												
	Forno Rotativo	Calcinador		Pré-Aquecedor								Ciclone 1	
				Ciclone 5		Ciclone 4		Ciclone 3		Ciclone 2			
		ILC	SLC	ILC	Temp. Média (900 °C)	ILC	Temp. Média (919 °C)	ILC	Temp. Média (826 °C)	ILC	Temp. Média (701 °C)	ILC	Temp. Média (486 °C)
Jornal	8,41	3,57	2,99	1,66	1,84	1,64	1,77	1,40	1,52	1,46	1,65	1,72	1,95
Papelão	8,41	3,59	3,02	1,67	1,84	1,65	1,78	1,40	1,53	1,47	1,66	1,72	1,96
Revista	8,41	3,54	2,95	1,64	1,81	1,62	1,75	1,38	1,50	1,44	1,63	1,70	1,92
Madeira	8,41	3,63	3,08	1,69	1,87	1,67	1,80	1,42	1,55	1,49	1,68	1,75	1,98
PA	8,41	3,58	3,00	1,68	1,85	1,66	1,79	1,41	1,53	1,48	1,67	1,73	1,97
PC	8,41	3,60	3,03	1,70	1,87	1,68	1,80	1,42	1,55	1,49	1,69	1,75	1,99
PEBD	8,41	3,60	3,03	1,69	1,87	1,67	1,80	1,42	1,55	1,49	1,68	1,75	1,98
PEAD	8,41	3,60	3,03	1,69	1,87	1,67	1,80	1,42	1,55	1,49	1,68	1,75	1,98
PP	8,41	3,58	3,00	1,69	1,86	1,67	1,79	1,42	1,54	1,48	1,67	1,74	1,97
PS	8,41	3,60	3,02	1,69	1,87	1,67	1,80	1,42	1,55	1,49	1,68	1,75	1,98
PET	8,41	3,44	2,79	1,61	1,77	1,59	1,71	1,35	1,47	1,41	1,60	1,66	1,88
PVC	8,41	3,62	3,06	1,70	1,88	1,68	1,81	1,43	1,56	1,50	1,69	1,76	2,00
Tetra Pack	8,41	3,56	2,98	1,66	1,83	1,64	1,76	1,39	1,52	1,46	1,65	1,71	1,94
CDR (1)	8,41	3,54	2,94	1,64	1,81	1,62	1,75	1,38	1,50	1,44	1,63	1,70	1,92
CDR (2)	8,41	3,58	3,00	1,68	1,85	1,66	1,79	1,41	1,54	1,48	1,67	1,73	1,97
MÉDIA	8,41	3,58	2,99	1,67	1,85	1,65	1,78	1,40	1,53	1,47	1,66	1,73	1,96

Fonte: Elaborado pelo Autor

7.7. Tempo de Retenção e Eficiência de Destrução dos Componentes do CDR

Para o cálculo do tempo de retenção para a destruição dos componentes presentes no CDR, utilizou-se o resultado da equação diferencial da velocidade de reação, em termos da variável tempo (t), conforme descrita pela Equação (6.48). A programação para o cálculo do tempo de retenção necessário à destruição dos componentes do CDR foi elaborada no software Mathcad 14.0, versão 14.0.0.163, desenvolvido pela *Parametric Tecnology Corporation*, sendo detalhada no Apêndice I.

Esta equação permitiu o cálculo estimado do tempo de retenção necessário para que um dado componente do CDR deva ficar exposto a certo valor de temperatura, para que sua concentração final alcance um valor previamente estipulado. Para os cálculos, considerou-se que a concentração máxima de emissão para o meio seria de 0,1% do componente, ou seja, garantindo uma destruição de 99,9% do componente.

Com base na Tabela 4.3, que descreve os parâmetros cinéticos dos compostos do CDR, calculou-se os tempos de retenção necessários para garantir a eficiência de destruição do combustível para os diferentes picos na faixa de temperatura na qual operam o calcinador e o pré-aquecedor. Os resultados com os tempos de retenção para a eficiência de destruição de 99,9% são apresentados na Tabela 7.10.

Os resultados demonstraram que todos os compostos presentes no CDR são de fácil destruição, principalmente os plásticos, que tem uma maior volatilidade e, antes dos 800 °C, já necessitam de um tempo ínfimo para sua destruição, com exceção do PVC que, por possuir reações mais complexas em diferentes picos, tem sua destruição total alcançada em tempo ínfimo a partir dos 1.100 °C. A Figura 7.3 faz uma comparação gráfica dos valores encontrados.

Quando se observa a faixa de operação do calcinador entre 900 °C a 1.000 °C observa-se que todos os componentes são destruídos em tempos iguais ou menores que 0,1 s, com exceção do 3º pico do CDR (2) que demonstrou constância (0,28 s) para todas as temperaturas avaliadas, provavelmente devido a erros na modelagem para determinação dos parâmetros cinéticos do componente realizados pelos pesquisadores.

Tabela 7.10 – Tempo de retenção (em segundos) para a eficiência de destruição de 99,9%

Componente CDR	Pico	Faixa de Variação da Temperatura (°C)						
		600	700	800	900	1000	1100	1200
Jornal	1º	3,20	0,81	0,26	0,10	0,04	0,02	0,01
	2º	$3,42 \cdot 10^{-3}$	$1,05 \cdot 10^{-4}$	$6,16 \cdot 10^{-6}$	$5,87 \cdot 10^{-7}$	$8,08 \cdot 10^{-8}$	$1,48 \cdot 10^{-8}$	$3,44 \cdot 10^{-9}$
Papelão	1º	0,55	0,11	0,03	0,01	$4,28 \cdot 10^{-3}$	$1,97 \cdot 10^{-3}$	$1,01 \cdot 10^{-3}$
	2º	$1,93 \cdot 10^{-3}$	$7,40 \cdot 10^{-5}$	$5,19 \cdot 10^{-6}$	$5,73 \cdot 10^{-7}$	$8,95 \cdot 10^{-8}$	$1,83 \cdot 10^{-8}$	$4,64 \cdot 10^{-9}$
Revista	1º	0,09	0,01	$2,75 \cdot 10^{-3}$	$7,57 \cdot 10^{-4}$	$2,54 \cdot 10^{-4}$	$1,00 \cdot 10^{-4}$	$4,48 \cdot 10^{-5}$
	2º	0,02	$1,08 \cdot 10^{-3}$	$1,08 \cdot 10^{-4}$	$1,62 \cdot 10^{-5}$	$3,25 \cdot 10^{-6}$	$8,26 \cdot 10^{-7}$	$2,52 \cdot 10^{-7}$
Madeira	1º	1,15	0,24	0,07	0,02	0,01	$4,64 \cdot 10^{-3}$	$2,41 \cdot 10^{-3}$
	2º	$1,81 \cdot 10^{-3}$	$4,89 \cdot 10^{-5}$	$2,58 \cdot 10^{-6}$	$2,25 \cdot 10^{-7}$	$2,89 \cdot 10^{-8}$	$4,99 \cdot 10^{-9}$	$1,09 \cdot 10^{-9}$
PA	3º	0,55	0,01	$7,56 \cdot 10^{-4}$	$6,51 \cdot 10^{-5}$	$8,24 \cdot 10^{-6}$	$1,41 \cdot 10^{-6}$	$3,06 \cdot 10^{-7}$
PC	3º	1,72	0,01	$2,76 \cdot 10^{-4}$	$1,06 \cdot 10^{-5}$	$6,87 \cdot 10^{-7}$	$6,60 \cdot 10^{-8}$	$8,72 \cdot 10^{-9}$
PEBD	3º	166,67	0,49	$4,40 \cdot 10^{-3}$	$8,70 \cdot 10^{-5}$	$3,19 \cdot 10^{-6}$	$1,89 \cdot 10^{-7}$	$1,64 \cdot 10^{-8}$
PEAD	3º	$2,17 \cdot 10^{-3}$	$3,92 \cdot 10^{-6}$	$2,29 \cdot 10^{-8}$	$3,2 \cdot 10^{-10}$	$8,8 \cdot 10^{-12}$	$4,1 \cdot 10^{-13}$	$2,9 \cdot 10^{-14}$
PP	3º	0,06	$5,43 \cdot 10^{-4}$	$1,12 \cdot 10^{-5}$	$4,50 \cdot 10^{-7}$	$2,98 \cdot 10^{-8}$	$2,94 \cdot 10^{-9}$	$3,9 \cdot 10^{-10}$
PS	3º	$4,34 \cdot 10^{-3}$	$5,27 \cdot 10^{-5}$	$1,45 \cdot 10^{-6}$	$7,43 \cdot 10^{-8}$	$6,04 \cdot 10^{-9}$	$7,0 \cdot 10^{-10}$	$1,1 \cdot 10^{-10}$
PET	3º	$3,48 \cdot 10^{-7}$	$9,98 \cdot 10^{-9}$	$5,54 \cdot 10^{-10}$	$5,0 \cdot 10^{-11}$	$6,6 \cdot 10^{-12}$	$1,1 \cdot 10^{-12}$	$2,6 \cdot 10^{-13}$
PVC	1º	$1,6 \cdot 10^{-10}$	$6,1 \cdot 10^{-13}$	$6,7 \cdot 10^{-15}$	$1,5 \cdot 10^{-16}$	$6,6 \cdot 10^{-18}$	$4,4 \cdot 10^{-19}$	$4,3 \cdot 10^{-20}$
	2º	0,70	0,15	0,04	0,01	$5,88 \cdot 10^{-3}$	$2,75 \cdot 10^{-3}$	$1,42 \cdot 10^{-3}$
	3º	21,72	2,65	0,48	0,10	0,03	0,01	$5,20 \cdot 10^{-3}$
Tetra Pack	1º	0,12	0,02	$3,95 \cdot 10^{-3}$	$1,09 \cdot 10^{-3}$	$3,73 \cdot 10^{-4}$	$1,48 \cdot 10^{-4}$	$6,69 \cdot 10^{-5}$
	2º	0,12	0,01	$1,62 \cdot 10^{-3}$	$3,25 \cdot 10^{-4}$	$8,40 \cdot 10^{-5}$	$2,64 \cdot 10^{-5}$	$9,72 \cdot 10^{-6}$
	3º	0,79	0,01	$3,14 \cdot 10^{-3}$	$1,70 \cdot 10^{-5}$	$1,46 \cdot 10^{-6}$	$1,79 \cdot 10^{-7}$	$2,91 \cdot 10^{-8}$
CDR (1)	1º	0,21	0,04	0,01	$3,56 \cdot 10^{-3}$	$1,40 \cdot 10^{-3}$	$6,36 \cdot 10^{-4}$	$3,20 \cdot 10^{-4}$
	2º	$1,85 \cdot 10^{-3}$	$8,08 \cdot 10^{-5}$	$6,33 \cdot 10^{-6}$	$7,65 \cdot 10^{-7}$	$1,28 \cdot 10^{-7}$	$2,81 \cdot 10^{-8}$	$7,56 \cdot 10^{-9}$
	3º	0,18	0,08	0,04	0,02	0,01	0,01	$7,30 \cdot 10^{-3}$
CDR (2)	1º	0,07	$2,45 \cdot 10^{-3}$	$7,02 \cdot 10^{-4}$	$2,45 \cdot 10^{-4}$	$9,97 \cdot 10^{-5}$	$4,58 \cdot 10^{-5}$	$2,45 \cdot 10^{-5}$
	2º	$1,29 \cdot 10^{-3}$	$5,35 \cdot 10^{-5}$	$4,00 \cdot 10^{-6}$	$4,66 \cdot 10^{-7}$	$7,60 \cdot 10^{-8}$	$1,61 \cdot 10^{-8}$	$4,23 \cdot 10^{-9}$
	3º	0,29	0,29	0,28	0,28	0,28	0,28	0,28

Fonte: Elaborado pelo Autor

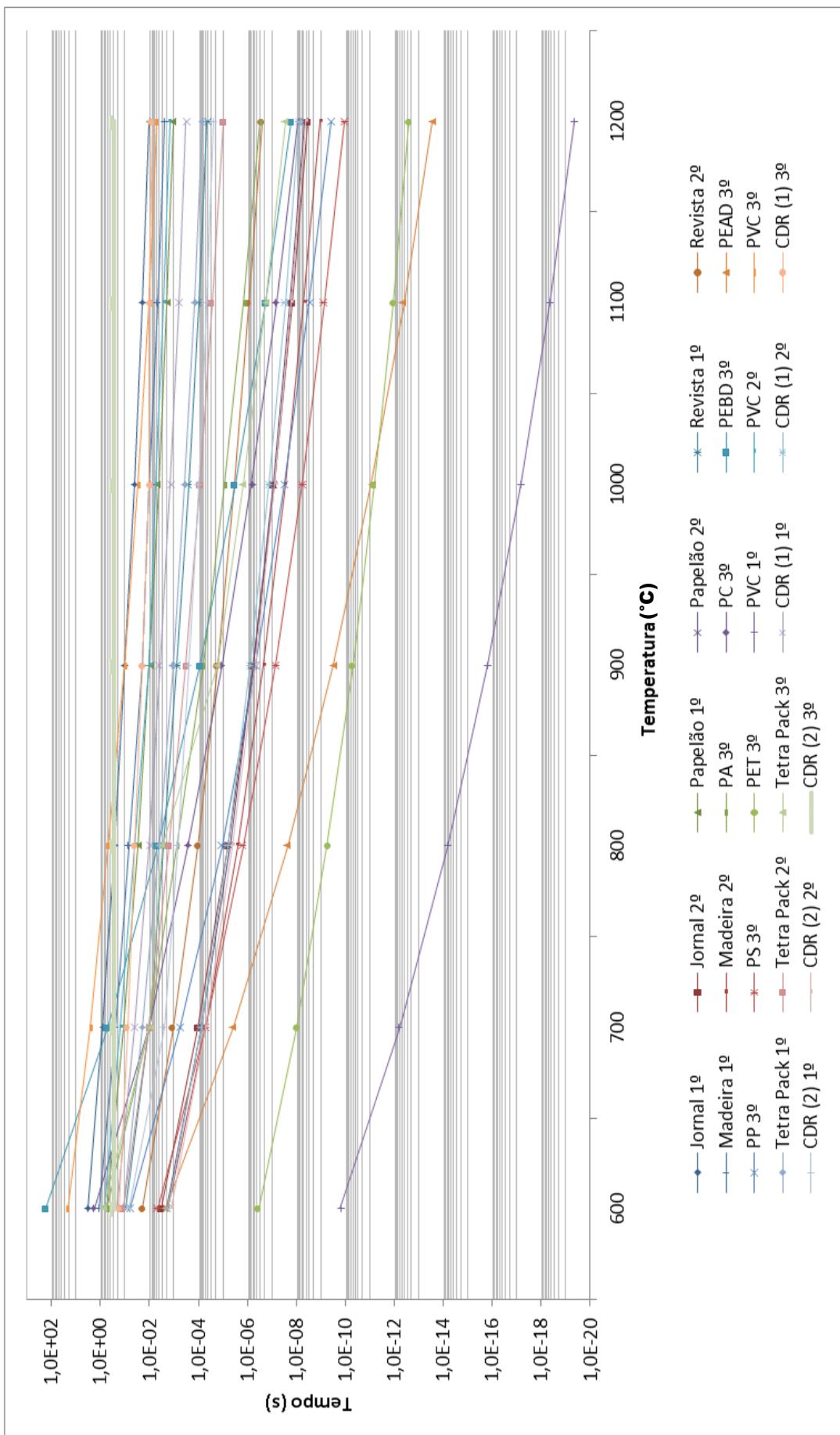


Figura 7.3 – Tempo de residência para uma eficiência de destruição de 99,9%

Fonte: Elaborado pelo Autor

7.8. Estudo da Viabilidade do Coprocessamento de CDR com Presença de Cl

O parâmetro e limite máximo para as emissões de ácido clorídrico (HCl) oriundas das fábricas de cimento com atividade de coprocessamento de resíduos definidos pela legislação brasileira, segundo a Resolução CONAMA n° 264/1999, é de até 1,80 kg/h.

Para a modelagem realizada observou-se a presença do elemento químico Cloro (Cl) na composição química do PVC e do CDR (1), nas respectivas proporções de 46,10% e 0,10%. Como resultado da combustão desses componentes (Tabela 7.7) foi gerada uma vazão mássica de cloro de 171,16 kg/h quando da queima do PVC e de 0,64 kg/h quando da queima do CDR (1).

Com isso torna-se inviável a utilização do combustível CDR tendo como base apenas o componente PVC. O Cl presente no componente PVC poderá ser utilizado na composição química do CDR (1) desde que não ultrapasse a proporção de 0,28%, sendo este o limite para atendimento à legislação para emissão de HCl para a modelagem apresentada.

7.9. Estimativa da Possibilidade de Consumo de CDR no Brasil pelas Cimenteiras

Conforme o Sindicato Nacional da Indústria do Cimento (SNIC), a produção de cimento no Brasil atingiu o valor de 71.220.587 t no ano de 2014 (SNIC, 2014a). Segundo a EIPPCB (2013), a relação entre a produção de clínquer e a fabricação de cimento segue o fator clínquer/cimento de 80% e a demanda de energia térmica específica média de 3.500 MJ/t de clínquer.

Quando se realiza a substituição proposta neste trabalho de 20% do combustível convencional pelo combustível alternativo CDR a base de RSU observa-se uma demanda térmica específica de 700 MJ/t de clínquer, o que representa aproximadamente, 40 bilhões de MJ/ano.

A geração total de RSU no Brasil em 2014 foi de aproximadamente, 78,6 milhões de toneladas, correspondendo a uma geração per capita de 367,63 kg/hab/ano. Nesse mesmo ano, os índices de reciclagem atingiram 45,7% para material a base de celulose e 20,9% para os plásticos (ABRELPE, 2014).

A porcentagem da composição média gravimétrica dos RSU no Brasil segundo o IPEA (2012), é próxima dos 13% para materiais a base de celulose e plásticos. Ao não contabilizar a fração reciclada dos RSU gerados no país, tem-se a disposição para transformar em CDR 4,67 milhões de t de materiais a base de celulose e 2,14 milhões de t de materiais plásticos.

Considerando o poder calorífico do combustível alternativo CDR de 13.000 MJ/t (GRAMMELIS et al., 2009), e somando à disponibilidade de materiais a base de celulose e plásticos que não são aproveitados (6,81 milhões de t), tem-se a estimativa possível de consumo da energia térmica disponível de 88,5 bilhões de MJ/ano, sendo suficiente para cumprir com a demanda das fábricas de cimento (40 bilhões de MJ/ano) caso substituam 20% do seu combustível convencional pelo alternativo CDR à base de RSU.

Apesar da grande potencialidade de utilização da energia térmica presente nos RSU, os mesmos não se encontram concentrados próximos às fábricas de cimento, sendo que o custo de logística para o transporte pode inviabilizar a utilização dos mesmos. Trabalhos como Minas Gerais (2010c), que levantaram os valores de geração diária de RSU para alguns municípios deste estado, localizados próximos às cimenteiras, são importantes para estabelecer as potencialidades energéticas regionais. O Quadro 7.1 identifica as fábricas de cimento existentes no Brasil e as respectivas localizações geográficas são apresentadas na Figura 7.4.

Quadro 7.1- localização das fábricas de cimento nacional e seus respectivos Grupos

	GRUPO	LOCALIZAÇÃO	GRUPO	LOCALIZAÇÃO
1	INTERCEMENT	Sobradinho – DF	VOTORANTIM	Porto Velho – RO
2		João Pessoa – PE		Barcarena – PA
3		Cabo de Santo Agostinho - PE		Primavera – PA
4		São Miguel dos Campos - AL		Xambioá – TO
5		Campo Formoso – BA		São Luiz – MA
6		Brumado – BA		Sobral – BA
7		Cezarina – GO		Pecém – CE
8		Bodoquena – MS		Poty Paulista – PE
9		Santana do Paraíso – MG		Laranjeiras – SE
10		Pedro Leopoldo – MG		Sobradinho – DF
11		Ijací – MG		Goiás – Go
12		Apiáí – MG		Nobres – MT
13		Cajati – SP		Cuiabá – MT
14		Jacareí – SP		Corumbá – MS
15		Cubatão – SP		Itaú de Minas – MG
16		Nova Santa Rita – RS		Rio Negro – RJ
17		Candiota - RS		Volta redonda – RJ
18	ITAMBÉ	Balsa Nova – PR	VOTORANTIM	Sepetiba – RJ
19	LAFARGE	Caaporã – PB		Santa Helena – SP
20		Candeias – BA		Salto – SP
21		Cocalzinho de Goiás – GO		Cubatão – SP
22		Montes Claros – MG		Ribeirão Grande – SP
23		Matozinho – MG		Rio Branco – PR
24		Arcos – MG		Itajaí – SC
25		Santa Luzia – MG		Vidal Ramos – SC
26		Cantagalo - RJ		Ibituba – SC
27		Itapeva – SP		Esteio – RS
28	JOÃO SANTOS	Manaus – AM	HOLCIM	Pinheiro Machado – RS
29		Capanema – PA		Barroso -MG
30		Itaituba – PA		Pedro Leopoldo – MG
31		Codó - MA		Vitória – ES
32		Fronteiras – PI		Cantagalo- RJ
33		Barbalha – CE		Sorocaba – SP
34		Mossoró – RN	TUPI	Carandaí – MG
35		Goiana – PE		Volta Redonda – RJ
36		Nossa Senhora Do Socorro - SE		Mogi das Cruzes - SP
37		Cachoeiro do Itapemirim - ES		Apodi – CE
38	MIZU	Baraúna – RN		Liz – MG
39		Pacatuba – SE		CSN –MG
40		Vitória – ES		Brennand – MG
41		Rio de Janeiro – RJ		CSN – RJ
42		Mogi das Cruzes – SP		SP Cim – SP
			OUTROS	Supremo - SC

Fonte: Adaptado de SNIC (2014d)

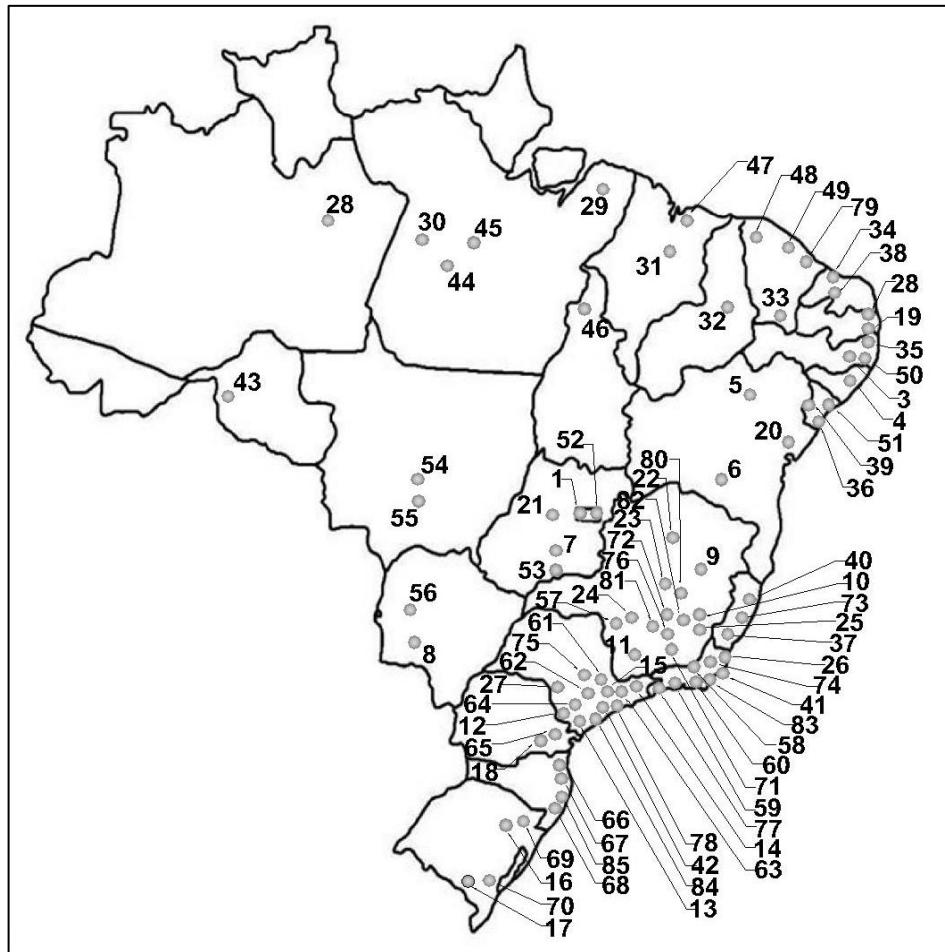


Figura 7.4 – Localização das fábricas de cimento no Brasil

Fonte: Adaptado de SNIC (2014d)

Capítulo 8

CONCLUSÕES E PERSPECTIVAS FUTURAS

8.1. Conclusões

Advinda com a promulgação da Política Nacional de Resíduos Sólidos, a priorização da recuperação energética dos Resíduos Sólidos Urbanos (RSU) como forma de tratamento antes que sejam dispostos em aterros sanitários é o arcabouço legal para a viabilidade técnica e econômica deste trabalho.

Os resultados da presente pesquisa demonstram não haver viabilidade técnica para a recuperação energética quando da alimentação in natura dos RSU em fornos de cimento, pois devem ser processados (tratados ou segregados) para transformação em combustível alternativo denominado de Combustível Derivado de Resíduo (CDR). A falta de investimentos em Unidades de Processamento de Resíduo (UPR) acaba não disponibilizando o CDR para consumo, sendo que grande parte dos RSU com potencial energético ainda tem os aterros como forma de destinação final.

O subsídio e o incentivo à construção de UPR e a utilização do CDR como combustível alternativo deverão vir por meio do poder público com a realização de investimentos financeiros, fiscalização dos planos de gestão integrada de resíduos sólidos, elaboração de legislações específicas, concessão de incentivos fiscais, financeiros ou creditícios e com a aplicação de condicionantes nas licenças ambientais ou em termos de ajustamento de conduta

para a utilização do CDR na matriz energética do empreendimento, como forma de compensação ambiental. Essas intervenções são necessárias, já que além de não existir uma viabilidade econômica clara para a produção do CDR, as empresas dão preferência pelo coprocessamento de resíduos industriais com poder calorífico mais elevado, quando comparado ao CDR à base de RSU.

O baixo poder calorífico inerente ao CDR não o torna tecnicamente viável a fornecer o calor necessário no queimador primário existente no forno rotativo, ficando os estudos da análise do coprocessamento de CDR restritos a alimentação nos queimadores existentes no calcinador.

No coprocessamento do CDR, o elemento químico Cloro (Cl) presente principalmente no plástico Policloreto Vinila (PVC) pode trazer alguns problemas. Foi relatado que a sua introdução no sistema forno sem nenhum tipo de controle pode afetar a operação do forno rotativo, a qualidade final do cimento e causar poluição por emissão de ácido clorídrico (HCl) e gás cloro (Cl_2). Porém, a literatura demonstrou a possibilidade de alimentação de combustíveis com presença de Cl no calcinador desde que, em concentração adequada, aliada ao rigoroso controle de operação do sistema forno, já que o ambiente alcalino presente no sistema, promovido principalmente pelo óxido de cálcio (CaO), neutraliza facilmente substâncias ácidas formando cloretos que são incorporados à massa de clínquer.

As reações químicas de absorção do HCl no sistema forno foram estudadas e os valores da energia livre de Gibbs encontrados para a faixa de temperatura de operação do calcinador foram todos negativos, evidenciado a ocorrência das reações. Outro aspecto relevante é que o grau de conversão permanece praticamente constante da entrada da torre de ciclones até o calcinador, mesmo com o incremento acentuado da temperatura. O equilíbrio químico também apresentou resultados favoráveis para a absorção do HCl para as reações químicas analisadas, revelando a tendência de ocorrer conforme incremento de temperatura. Devido aos altos valores encontrados para as constantes de equilíbrio, essas equações não têm soluções simultâneas, indicando alta conversão da reação.

O consumo de combustível para as diferentes composições do CDR a base de RSU variou em função do poder calorífico característico quando coprocessados nos dois sistemas

forno modelados na presente pesquisa com diferentes tipos de calcinadores: calcinador em linha (ILC) e calcinador em linha separada (SLC).

Mesmo com grande diferença na composição química e no poder calorífico dos componentes do CDR, após a combustão, não houve variação significativa nas vazões molares dos gases nos sistemas analisados (ILC e SLC), principalmente devido à influência das grandes vazões de dióxido de carbono (CO_2) características da descarbonatação do carbonato de cálcio (CaCO_3).

Conhecendo-se as vazões molares foi realizado o cálculo do Tempo de Retenção dos Gases (TRG) nas partes dos equipamentos (forno rotativo, calcinador e ciclones) presentes nos dois sistemas forno (ILC e SLC), sendo observada pequena variação, principalmente devido às características dimensionais e construtivas. Porém, ambos os sistemas apresentaram o mesmo valor para TRG total (20 s), quando somados os valores parciais do TRG obtidos nos diferentes equipamentos do sistema forno, permanecendo dentro da faixa dos valores de referência encontrados na literatura.

No processo de combustão, a emissão de HCl, quando da utilização apenas do componente PVC na constituição do CDR, não se mostrou viável devido à emissão atmosférica não atender a norma brasileira. A composição elementar de 0,1% de Cl presente no CDR (1) mostrou-se satisfatória para atender a legislação, sendo que esse valor poderia ser de até 0,28%, garantindo assim, uma emissão máxima de 1,80 kg/h.

Com base nos parâmetros cinéticos, os cálculos dos tempos de destruição dos componentes do CDR para uma eficiência de 99,9% de destruição mostraram que os elementos são degradados em até 0,1 s quando queimados à temperatura de 1.000 °C. Com isso, comprova-se que o TRG no interior do calcinador ILC e SLC, respectivamente de 3,58 s e 2,99 s, é suficiente para a destruição dos componentes utilizados no CDR a base de RSU, comprovando a viabilidade para a sua utilização nas fábricas de cimento.

Conforme a análise dos dados de geração de RSU no Brasil e da demanda energética para as cimenteiras, e não contabilizando o material que já está sendo reciclado, existe a possibilidade de se absorver uma energia térmica de 88,5 bilhões de MJ/ano, sendo suficiente

para cumprir com a demanda das fábricas de cimento (40 bilhões de MJ/ano) caso substituam 20% do seu combustível convencional pelo alternativo CDR.

Com isso, a análise realizada para utilização dos componentes presentes nos RSU viáveis ao coprocessamento junto às indústrias de cimento Portland no Brasil demonstrou teoricamente a possibilidade de substituição de até 20% do combustível convencional por combustível alternativo (CDR), desde que não seja ultrapassada a concentração máxima de cloro e que seja garantida a existência de um poder calorífico mínimo para a sua utilização.

A adoção das sugestões do trabalho pelos órgãos públicos poderá trazer grandes ganhos para os sistemas de gestão integrados de resíduos sólidos adotados pelos municípios, contribuindo significativamente, ao saneamento básico e à saúde pública, principalmente como medida emergencial frente à atual epidemia de doenças causadas pelo *Aedes aegypti*.

8.2. Recomendações para Trabalhos Futuros

Durante a realização desta tese, foram observados alguns temas relevantes para uma continuidade futura do trabalho desenvolvido, sendo os mesmos citados a seguir:

- a. Aplicação da modelagem proposta nesta tese em escala piloto ou em empresas de fabricação de cimento, para validação da mesma;
- b. Estudo das formas de processamento dos RSU, para sua transformação em CDR, avaliando a viabilidade do aproveitamento energético, da logística junto aos grandes centros geradores e à capacidade regional de coprocessamento dos fornos de cimento.
- c. Desenvolvimento de modelos de sistemas de combustão para prever e melhorar o desempenho da câmara de combustão, baseado em programas de simulação computacional da dinâmica de fluídos (*Computational Fluid Dynamics (CFD) simulation*) como *DASSAULT SYSTEMES SOLIDWORKS*, *AUTODESK SIMULATION CFD* e *ANSYS CFX*. O sucesso para a execução da simulação para a coprocessamento de CDR em fornos de cimento dependerá do desenvolvimento de modelos que levem em consideração a aerodinâmica, o escoamento e a cinética de combustão das partículas de CDR, juntamente com os outros combustíveis na câmara de combustão.

REFERÊNCIAS

- ABNT - Associação Brasileira de Normas Técnicas. **NBR 10.004: Resíduos Sólidos – Classificação.** Rio de Janeiro, RJ, p. 71, 2004.
- ABRELPE - Associação Brasileira de Empresas de Limpeza Pública e Resíduos Especiais. **Panorama dos Resíduos Sólidos no Brasil 2014.** São Paulo, SP, p. 118, 2014.
- _____. **Panorama dos Resíduos Sólidos no Brasil 2007.** São Paulo, SP, p. 151, 2007.
- AKKAPEDDI, S. **Alternative solid fuels for the production of Portland cement.** 2008. 471 p. Thesis (Master of Science) - Auburn University, Auburn, 2008.
- ALF-CEMIND. **Supporting the use of alternative fuel in the cement industry: Technology guide.** 2012. Disponível em: < <http://www.alf-cemind.com/cd/index.htm>>. Acesso em: 11 set. 2014.
- APME – Association of Plastics Manufacturers Europe. **Plastics consumption and recovery in Western Europe,** APME, Brussels, p. 20, 1996. Disponível em: < <http://www.plasticseurope.org/cust/documentrequest.aspx>>. Acesso em: 11 set. 2014.
- ARAÚJO, S. **Estudo da formação e destruição de dioxinas e furanos em fornos rotativos de produção de clínquer utilizados no co-processamento de resíduos.** 2002. 116 p. Dissertação (Mestre em Mecânica) – Universidade Federal de Itajubá (UNIFEI), Itajubá, MG, 2002.
- ARAÚJO, S.; SILVA, R. J. Dioxin and furan formation and destruction in rotary kiln used in waste co-processing. In: Congresso Brasileiro de Engenharia e Ciências Térmicas, nº 8., 2000, Porto Alegre. **Anais...** Porto Alegre: UFRG, 2000. p. 10.
- ARCHER, E.; KLEIN, A.; WHITING, K. **Mechanical-biological-treatment: A guide for decision makers. Processes, policies & markets. Annexe C – An assessment of the viability of markets for MBT outputs.** Juniper Consultancy Services, v.1, p. 77, 2005.
- ASSUNÇÃO, J. V.; PESQUERO, C. R. Dioxinas e furanos: origens e riscos. **Rev. Saúde Pública,** v. 33, n. 5, p. 523–530, 1999.
- BARROS, R. M. **Tratado sobre resíduos sólidos: gestão, uso e sustentabilidade.** Ed. Interciência, p. 374, 2012.
- BARTHA, P. The cement rotary kiln and its refractory lining. **Refractories Manual 2004,** Interceram, Düsseldorf, p. 14-17, 2004. Disponível em: <http://http://www.interceram-refractories.info>. Acesso em: 11 set. 2014.
- BEIGL, P.; LEBERSORGER, S.; SALHOFER S.. Modelling municipal solid waste generation: A review. **Waste Management,** v. 28, p. 200–214, 2008.

BELATO, M. N. **Análise da geração de poluentes na produção de cimento Portland com o coprocessamento de resíduos industriais.** 2013. 171 p. Dissertação (Mestre em Engenharia Mecânica) – Universidade Federal de Itajubá (UNIFEI), Itajubá, MG, 2013.

BERNARD, J.; OLE, H.; JÜRGGEN, V. The influence of PVC on the quantity and hazardousness of flue gas residues from incineration. Final report. **BERTIN Tecnology**, B4-3040/98/000101/MAR/E3, Tarnos, p. 96, 2000.

BHATTY, J. I. Minor elements in cement manufacturing. In: BHATTY, J. I.; MILLER, F. M.; HOSMATKA, S. H. **Innovations in Portland cement manufacturing.** Portland Cement Association, Skokie, p. 1404, 2004.

BIDONE, F. R. A.; POVINELLI, J. (1999). **Conceitos Básicos de Resíduos Sólidos.** São Carlos, EESC/USP, p. 109, 1999.

BIRD, C.; CANN, M. **Environmental Chemistry.** W. H. Freeman and Company, ed.5, New York, USA, p. 736, 2012.

BOGUE, R. H. **The chemistry of Portland cement.** New York: Reinhold Publishing Corporation, p. 572, 1955.

BRASIL. Ministério da Saúde. **Boletim epidemiológico.** Brasília: MS/SVS, v. 47, n. 3, p. 10, 2016a.

_____. _____. **Saúde investiga 3.852 casos suspeitos de microcefalia no país.** Brasília: MS/SVS, Boletim Agência Saúde, 12 fev. 2016b. Disponível em: <<http://combateaedes.saude.gov.br/noticias/320-ministerio-da-saude-investiga-3-852-casos-suspeitos-de-microcefalia-no-pais>>. Acesso em: 13 fev. 2016.

_____. _____. Ministério das Cidades. Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento - SNIS. **Diagnóstico do manejo de resíduos sólidos urbanos – 2013.** Brasília: MCIDADES/SNSA, p. 147, 2015.

_____. _____. **Plano nacional de saneamento básico – PLANSAB.** Brasília: SNSA/MC, p. 173, 2013.

_____. Lei nº 12.305, de 02 de agosto de 2010. Institui a Política Nacional de Resíduos Sólidos; altera a Lei nº 9.605, de 12 de fevereiro de 1998; e dá outras providências. **Diário Oficial da União**, Poder Executivo, Brasília, DF, 3 ago. 2010a.

_____. Decreto nº 7.404, de 23 de dezembro de 2010. Regulamenta a Lei no 12.305, de 2 de agosto de 2010, que institui a Política Nacional de Resíduos Sólidos, cria o Comitê Interministerial da Política Nacional de Resíduos Sólidos e o Comitê Orientador para a Implantação dos Sistemas de Logística Reversa, e dá outras providências. **Diário Oficial da União**, Poder Executivo, Brasília, DF, 23 dez. 2010b.

_____. Nota Técnica DEN 06/08. Avaliação preliminar do aproveitamento energético dos resíduos sólidos urbanos de Campo Grande/MS. Empresa de Pesquisa Energética, **Série Recursos Energéticos**, Rio de Janeiro, RJ, p. 77, nov. 2008.

_____. Lei nº 11.445, de 05 de janeiro de 2007. Estabelece diretrizes nacionais para o saneamento básico; altera as Leis nos 6.766, de 19 de dezembro de 1979, 8.036, de 11 de

maio de 1990, 8.666, de 21 de junho de 1993, 8.987, de 13 de fevereiro de 1995; revoga a Lei no 6.528, de 11 de maio de 1978; e dá outras providências.. Diário Oficial da União, Poder Executivo, Brasília, DF, 5 jan. 2007.

_____. Resolução CONAMA nº 316, de 29 de outubro de 2002. Dispõe sobre procedimentos e critérios para o funcionamento de sistemas de tratamento térmico de resíduos. **Diário Oficial da União**, Poder Executivo, Brasília, DF, 20 nov. 2002.

_____. Constituição (1988), de 05 de outubro de 1988. Constituição da República Federativa do Brasil, Brasília, DF, **Diário Oficial da União**, Poder Legislativo, Brasília, DF, 5 out. 1988.

_____. Lei nº 6.938, de 31 de agosto de 1981. Dispõe sobre a Política Nacional de Meio Ambiente, seus fins e mecanismos de formulação e aplicação, e dá outras providências. **Diário Oficial da União**, Poder Executivo, Brasília, DF, 2 set. 1981.

BRITO, O.; ALVES, F. Co-processamento não pode ser usado indistintamente. **Saneamento Ambiental**. São Paulo, v. 3, n. 33, p. 14-20, 1995.

CAMPOS, H. K. T.. Renda e evolução da geração per capita de resíduos sólidos no Brasil. **Eng. Sanit. Ambient.**, v. 17, n. 12, p. 171-180, abr./jun. 2012.

CANÇADO, C. J.; SANTOS, M. R.; OLIVEIRA, J. G. N. Determinação do poder calorífico de resíduos sólidos urbanos com enfoque na geração de energia no município de Belo Horizonte. In: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, n. 26, 2011, Porto Alegre. **Anais...** Porto Alegre: ABES, 2011. p. 16.

CARVALHO, J. L. R.; ASSIS, P. S.; CAMILO, R. D. C.; FIGUEIRA, R. M.; CAMPOS, V. F. **Dados termodinâmicos para metalurgistas. Departamento de Engenharia Metalúrgica**. Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, p. 392, 1977.

CAVALCANTI, G; LINS, L. Com aumento da renda, Brasil já é o terceiro maior consumidor de fralda descartável do mundo. **O Globo**, Rio de Janeiro, 08 out. 2014. Disponível em: <<http://oglobo.globo.com/economia/com-aumento-da-renda-brasil-ja-o-terceiro-maior-consumidor-de-fralda-descartavel-do-mundo-14151637>>. Acesso em: 13 fev. 2016.

CEMBUREAU - The European Cement Association. **Sustainable cement production: Co-processing of alternative fuels and raw materials in the european cement industry**. CEMBUREAU, Brussels, jan. 2009. Disponível em: <<http://www.cembureau.be/sustainable-cement-production-co-processing-alternative-fuels-and-raw-materials-cement-industry>>. Acesso em: 25 jan. 2015.

CEN – Comité Européen de Normalisation. Business plan. **CEN/TC 343 – Solid recovered fuels**. CEN-CENELEC Management Centre, Brussels, p. 7, 2013.

CETEC – Fundação Centro Tecnológico de Minas Gerais. **Metodologia da CETEC para elaboração de Planos de Gerenciamento Integrado dos Resíduos Sólidos Urbanos, abordagens bem sucedidas inferidas das experiências em Minas Gerais**. MMA/CETEC, Relatório Final. p. 83, 2005.

CHANDRAPPA R.; DAS, D. B. Solid wast managem: Principles an practice. **Environmental Science and Engineering**, Springer – Verlag Berlin Heidelberg, p. 414, 2012.

CHANG, N.; WANG, H. P.; HUANG, W. L.; LIN, K. S.; CHANG, Y. H. Comparison between MSW ash and RDF ash from incineration process. In: North American Waste-to-Energy Conference, 15., 1997, Taiwan. *Anais...* Taiwan: National Cheng-Kung University, 1997. p. 959-1055.

CIA. DE CIMENTO ITAMBÉ. **Cimento.** Apostila. Curitiba: Itambé, p. 20, 2007.

COSTA, E. B. **Aproveitamento do resíduo de anodização do alumínio na produção do cimento sulfoaluminato de cálcio belítico.** 2013. 158 p. Dissertação (Mestre em Engenharia Civil) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul (UFRS), Porto Alegre, RS, 2013.

D'ALMEIDA, M. L. O.; VILHENA, A.. **Lixo municipal: Manual de gerenciamento integrado.** IPT/CEMPRE, ed. 2^a, São Paulo, SP, p. 370, 2000.

DEFRA - Department for Environment, Food and Rural Affairs. **Mechanical Biological Treatment of Municipal Solid Waste.** DEFRA/EA, London, p. 50, feb. 2013. Disponível em: <<https://www.gov.uk/government/publications/mechanical-biological-treatment-of-municipal-solid-waste>>. Acesso em: 25 jan 2015.

DEMPSEY, C. R.; OPPELT, E. T. Incineration of Hazardous Waste, A Critical Review Update. **Journal of the Air and Waste Management Assoc.** v. 43, p. 25-73, 1993.

DUNNU, G.; MAIER, J.; GERHARDT, A. Thermal utilization of solid recovered fuels in pulverized coal power plants and industrial furnaces as part of an integrated waste management concept. In: YANFUL, E. K. **Appropriate Technologies for environmental protection in the developing world.** Springer, Ontario, p. 83-92, 2009.

EC – European Commission. **Refused derived fuel, current practice and perspectives** (B4-3040/2000/306517/MAR/E3. Final Report. WRc CO 5087-4, 2003.

EDULJEE, G.; ARTHUR, D. **Pollution: causes, effects and control.** The Royal Society of Chemistry, Ed. 4^a, Cambridge, UK. p. 581, 2001.

EEA - Environmental European Agency. **Managing municipal solid waste: a review of achievements in 32 European countries.** Report N° 2/2013, EEA, Copenhagen, p.36, 2013.

EIPPCB - European Integrated Pollution Prevention and Control Bureau. **Best available techniques (BAT) reference document for the production of cement, lime and magnesium oxide.** EUR-26129. Publication Office of European Union, Luxembourg, p. 475, 2013. Disponível em: <<http://https://ec.europa.eu/jrc/en/publication/reference-reports/best-available-techniques-bat-reference-document-production-cement-lime-and-magnesium-oxide>>. Acesso em: 25 jan. 2016.

ERGO. **Emission Measurements on Cement Plants in Portugal of Dioxin/Furans, Heavy Metals, Hydrogen Chloride, Hydrogen Fluoride, Sulphur Dioxide and Total Organic Carbon (TOC).** ERGO Forschungsgesellschaft mbH. Hamburg, GE, 1997.

EVALENA, W., LOFVENIUS, G., RAPPE, C., MARKLUND, S. Influence of level and form of chlorine on the chlorinated dioxins dibenzofurans, and benzenes during combustion of an artificial fuel in a laboratory reactor. **Environmental Science and Technology**, n. 30, 1637–1644. 1996.

FIORENTIN, O. Uma proposta de consórcio para gerenciamento de resíduos sólidos urbanos na unidade de receita da Costa Oeste pela Companhia de Saneamento do Paraná. 2002. 93 p. Dissertação (Mestre em Engenharia da Produção) – Curso de Engenharia de Produção. Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC), Florianópolis, 2002.

FLSMIDTH. Rotary kilns for cement plants. Brochure, FLSmidth, Valby, DK, 2014. Disponível em: <<http://www.flsmidth.com/>>. Acesso em: 25 jan. 2016.

_____. **Preheater calciner systems.** Brochure, FLSmidth, Valby, Denmark, 2011. Disponível em: <<http://www.flsmidth.com/en-US/Industries/Categories/Products/Pyroprocessing/In-Line+Calciner+Preheater+System/In-Line+Calciner+Preheater+System>>. Acesso em: 25 jan. 2016.

_____. Burning bright. **World Cement**, EC., p. 101-102, December, 2009.

FURIMSKY, E.; ZHENG, L. Quantification of chlorine and alkali emissions from fluid bed combustion of coal by equilibrium calculations. **Fuel Processing Tecnology**, v. 81, n. 1, p. 7-21, 2003.

GARCIA, R. Combustível e combustão industrial. Ed. Interciência, Rio de Janeiro, RJ, p. 202, 2002.

GONÇALVES, A. T. T. Potencialidade energética dos resíduos sólidos domiciliares e comerciais do município de Itajubá - MG. 2007. 192 p. Dissertação (Mestre em Engenharia da Energia) - Universidade Federal de Itajubá (UNIFEI), Itajubá, MG, 2007.

GRAMMELIS, P.; BASINAS, P.; MALLIOPOULOU, A.; SAKELLAROPOULOS, G. Pyrolysis kinetics and combustion characteristics of waste recovered fuels. **Fuel**. v. 88, p. 198-205, 2009.

GRECO, C.; PICCIOTTI, G.; GRECO, R. B.; FERREIRA, G. M. "Fuel selection and use". In: BHATTY, J. I.; MILLER, F. M.; HOSMATKA, S. H. **Innovations in Portland cement manufacturing.** Portland Cement Association (PCA), Skokie, p. 1404, 2004.

GREER, W. L. Interactions among gaseous pollutants from cement manufacture and their control technologies. Portland Cement Association (PCA) R&D, Serial No. 2728, Skokie, US, p. 59, 2003.

_____. SO₂/NO_x control compliance with environmental regulations. In: **IEEE-transactions on industry applications**. v. 25, n. 3, p. 475–485, may./jun. 1989.

GTZ; HOLCIM - Deutsche Gesellschaft für Technische Zusammenarbeit/Holcim. Guidelines on Co-Processing Waste Materials in Cement Production. GTZ/HOLCIM, ROHLAND & more Mediengesellschaft mbH, Offenbach, GE, p. 135, 2006. Disponível em: <<http://www.coprocem.org/Guidelines>>. Acesso em: 25 jan. 2016.

KAISER, E. R. Chemical analyses of refuse componentes. In: **National Incinerator Conference**, ASME, New York, p. 84-88, 1966

IBAM – Instituto Brasileiro de Administração Municipal. Manual gerenciamento integrado de resíduos sólidos. ZVEIBIL, V. Z. (coord.), IBAM/SEDU, Rio de Janeiro, RJ, p. 200, 2001.

IBGE – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. Projeção da população do Brasil por sexo e idade para o período 2000/2060. Rio de Janeiro, RJ, p. 21, 2013. Disponível em: <http://www.ibge.gov.br/home/estatistica/populacao/projecao_da_populacao/2013/default_tabc.shtm>. Acesso em: 25 de janiero de 2016.

- _____. Pesquisa nacional por amostra de domicílios (PNAD). Rio de Janeiro, RJ, 2010a.
- _____. Pesquisa nacional de saneamento básico 2008. Coor. de Pop. e Ind. Sociais, Rio de Janeiro, RJ, p. 218, 2010b
- _____. Censo demográfico brasileiro 2000. Rio de Janeiro, RJ, 2000.
- _____. Censo demográfico brasileiro 1991. Rio de Janeiro, RJ, 1991.
- _____. Censo demográfico brasileiro 1980. Rio de Janeiro, RJ, 1980.
- _____. Censo demográfico brasileiro 1970. Rio de Janeiro, RJ, 1970.
- _____. Censo demográfico brasileiro 1960. Rio de Janeiro, RJ, 1960.
- _____. Censo demográfico brasileiro 1950. Rio de Janeiro, RJ, 1950.
- _____. Censo demográfico brasileiro 1940. Rio de Janeiro, RJ, 1940.

IBRAHIM, H. G.; OKASHA, A. Y.; ELATRASH, M. S.; AL-MESHRAGI, M. A. Emissions of SO₂, NO_x and PMs from cement plant in Vicinity of Khoms city in northwestern Libya. **Journal of Environmental Science and Engineering**, p. 620-628, 2012

IPCC – Intergovernmental Panel on Climate Change. **2006 IPCC Guidelines for National Greenhouse Gas Inventories**. IGES, Japan, 2006.

IPEA - Instituto de Pesquisa Econômica Aplicada. **Diagnóstico dos resíduos sólidos urbanos: Relatório de pesquisa**. Brasília, DF, p.78, 2012

JACKSON, P. J. Portland cement: classification and manufacture. In: HEWLETT, P. C. **Lea's chemistry of cement and concrete**. 4. ed., London, UK, p. 25-94. 2003.

KARA, M., GÜNEY, E., TABAK, Y., DURGUT, U., YILDIZ, S., ENÇ, V. Development of refuse derived fuel for cement factories in turkey. **Combust. Sci. and Tech.**, n.183, p. 203–219, 2011.

KARSTENSEN, K. H. **Formação e emissão de POPs pela indústria de cimento**. 2. ed., WBCSD, SINTEF – Fundação para Pesquisa Científica e Industrial da Noruega. BUSATO, L. C. e BUSATO, T. M. M. (tradução). São Paulo, p. 188, 2010.

_____. **A literature review on co-processing of alternative fuels and raw materials and hazardous wastes in cement kilns**. p. 420, 2007. Disponível em: <<http://www.aitec-ambiente.org/>>. Acesso em: 25 jan. 2016.

KIHARA, Y.; MARCIANO JR, E. **Qualidade e produtividade na indústria de cimento, Informativo**. ABESC, p. 14-20, out. 1995.

KOSMATKA, S. H.; KERKHOFF, B; PANARESE, W. C. **Design and control of concrete mixtures.** Portland Cement Association (PCA), 14. ed., Skokie, SE, p. 358, 2002.

KWON, W. T.; KIM, W. H.; CHU, Y. S.; LEE, J. K.; KIM, I. S.; KIM, S. R. Effect of P₂O₅ and chloride on clinkering reaction. **Advances in Technology of Materials and Materials Processing.** n. 7, p. 63-66, sep. 2005.

LAIGNIER, I. T. R. **Caracterização gravimétrica e comercial dos resíduos sólidos urbanos recolhidos em postos de entrega voluntária do sistema de coleta seletiva da Prefeitura Municipal de Vitória – ES.** 2001. Dissertação (Mestre em Engenharia Ambiental) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, ES, 2001.

LEITNER, J.; VONKA, P.; SEDMIDUBSKY, D.; SVOBODA, P. Application of Neumann–Kopp rule for the estimation of heat capacity of mixed oxides. **Thermochimica Acta.** n. 497, p. 7-13, 2010.

LI, Y.; WU, Y.; GAO, J. Study on a new type of HCl-removal agent for high-temperature cleaning of coal gas. **Ind. Eng. Chem. Res.** v. 43, n. 8, p. 1807-1811, 2004.

LI, W.; LU, H.; CHEN, H.; LI, B. The volatilization behaviour of chlorine in coal during its pyrolysis and CO₂ gasification in a fluidized bed reactor. **Fuel**, v. 84, p. 1874-1878, 2005.

LIFE. RDF/SRF characterization report and database. **Energy-Waste.** LIFE09 ENV/GR/000307, 2. ed., p. 28, 2012.

_____. Report on RDF/SRF utilization applications and technical specifications. **Energy-Waste.** LIFE09 ENV/GR/000307, p. 30, 2011.

LIMA, L. M. Q. **Lixo: Tratamento e biorremediação.** Hemus 3^a ed. São Paulo, SP, p. 265, 1995.

LOCHAB, A. S. **Determination of Potential Energy Generation from Solid Recovered Fuel (SRF) In the UK.** 2009. 78 p. Thesis (Master in Environmental Policy) – Faculty of Natural Sciences, Imperial College London, London, UK, 2009.

MAIER, J.; GERHARDT, A.; DUNN, G. Experiences on co-firing solid recovery fuels in the coal power sector. In: GRAMMELIS, P. **Solid biofuels for energy: A lower greenhouse gas alternative.** Springer, London, UK, p. 75-93. 2011.

MANTEGAZZA, E. **Aspectos Ambientais do coprocessamento de resíduos em fornos de produção de clínquer no estado de São Paulo.** 2004. 360 p. Dissertação (Mestre em Engenharia Mecânica) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo (USP), São Carlos, SP, 2004.

MANTUS, E. K.; KELLY, K. E.; PASCOE, G. A. **All fired up: burning hazardous waste in cement kilns.** Environmental Toxicology International, Inc., 1. Ed., Seattle, US, p. 81, dec. 1992.

MANCINI, P. J. P. **Uma avaliação do sistema de coleta informal de resíduos sólidos recicláveis no município de São Carlos - SP.** 1999. 150 p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo (USP), São Carlos, SP, 1999.

MARCIANO, JR. E.; ZAMPIERI, V. A.; CENTURIONE, S. L. Considerations about the quantitative study of the Portland cement clínquer through reflected light microscopy. In: International Conference on Cement Microscopy, n. 9., 1987, Nevada. **Anais**. Nevada: ICMA, 1987. p. 175-182.

MARENGO, E; BOBBA, M.; ROBOTTI, E; LIPAROTA, M. C. Modeling of the polluting emissions from a cement production plant by partial least-squares, principal component regression, and artificial neural networks. **Environ. Sci. Technol.** n. 40, p. 272-280, 2006.

MARINGOLO, V. **Clínquer co-processado: produto de tecnologia integrada para sustentabilidade e competitividade da indústria de cimento**. 2001. 174 p. Tese (Doutorado em Mineralogia e Petrologia) – Universidade de São Paulo (USP), São Paulo, SP, 2001.

MATSUDA, H.; OZAWA, S.; NARUSE, K.; ITO, K.; KOJIMA, Y.; YANASE, T. Kinetics of HCl emission from inorganic chlorides in simulated municipal wastes incineration conditions. **Chemical Engineering Science**. n. 60, p. 545-552, 2005.

MCKELVIE, G. **Inclusion of MHT and MBT with SRF in Options Appraisal**. Enviro, Project W2R: energy recovery Facility, p. 26, 2008. Disponível em: <<https://apps2.staffordshire.gov.uk>>. Acesso em: 25 de janiero de 2016.

MEHTA, P. K.; MONTEIRO, P. J. M. **Concreto: microestrutura, propriedades e materiais**. IBRACON, 3. ed., São Paulo, SP, p. 674, 2008.

MIDGLEY, H. G. Compound calculation of the phases in Portland cement clinker. **Cement Technology**, London, v. 2, n. 4, p. 113-116, 1971.

MILANEZ, B. Co-incineração de resíduos industriais em fornos de cimento: problemas e desafios. In: Encontro Nacional sobre Gestão Empresarial e Meio Ambiente, 9., 2007, Curitiba. **Anais...** Curitiba: ENGEMA, 2007, p. 17.

MILLER, F. M.; HAWKINS, J. Formation and emission of sulfur dioxide from the Portland cement industry. In: Annual Conference & Exhibition, 93., Salt Lake City. **Anais...** Salt Lake City: Portland Cement Association – PCA, R&D Serial No. 2460a, jun. 2000. p. 18-22.

MINAS GERAIS. **Aproveitamento energético de resíduos sólidos urbanos: guia de orientação para governos municipais de Minas Gerais**. FEAM/DPED/GEMUC. Belo Horizonte, MG, p. 163, 2012.

_____. Deliberação Normativa COPAM nº 154, de 25 de agosto de 2010. Dispõe sobre o coprocessamento de resíduos em fornos de clínquer. **Diário Oficial do Estado**, Poder Executivo, Belo Horizonte, MG, 4 set. 2010a.

_____. **Estado da arte do tratamento térmico de resíduos sólidos urbanos com geração de energia elétrica**. ENGEBIO/FEAM. Belo Horizonte, MG, p. 174, 2010b.

_____. **Análise Técnica e Ambiental da Utilização de Resíduos Sólidos Urbanos na Produção de Cimento (coprocessamento)**. FEAM-DPED-GEDIF-GEDIN-RT. Belo Horizonte, MG, p. 38, 2010c.

_____. Deliberação Normativa COPAM nº 07, de 29 de setembro de 1981. Fixa normas para disposição de resíduos sólidos. **Diário Oficial do Estado**, Poder Executivo, Belo Horizonte, MG, 14 out. 1981.

MOKRZYCKI, E.; BOCHEŃCZYK, A. U. Alternative fuels for the cement industry. **Applied Energy**, v. 74, p. 95-100, 2003.

MORAN, M. J.; SHAPIRO, H. N.; BOETTNER, D. D.; BAILEY, M. B. **Fundamentals of engineering thermodynamics**. New Jersey: John Wiley & Sons, Inc, 7. ed., p. 820, 2011.

MORIGAKI, M. M. **Indicadores de recuperação de material reciclável da Unidade de Triagem de Vitória – ES**. 2003. 171 p. Dissertação (Mestre em Engenharia Ambiental) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, ES, 2003.

NASRULLAH, M.; VAINIKKA,P.; HANNULA, J.; HURME, M.; KÄRKI, J. Mass, energy and material balances of SRF productions process. Part 1: SRF produced from commercial and industrial waste. **Waste Management**, v. 34, p. 1398-1407, 2014.

NEWKIRK, T. F. The alkali phases in portland cement clinker. In: International Symposium on the Cemistry of Cement, 3., 1952, London. **Proceedings...** London: Cement and Concret Assoc., p. 151-168, 1952.

NIELSEN, A. R. **Combustion of large solid fuels in cement kilns**. 2012. 868 p. Thesis (Ph.D.) Technical University of Denmark, Lyngby, DK, mar. 2012.

NIELSEN, P. B.; JEPSEN, O. L. An overview of the formation of SO_x and NO_x in various pyroprocessig systems. In: Cement Industry Technical Conference, 32., 1990, Florida. **Proceedings...** Florida: IEEE/PCA, 1990, p. 255–276.

OLIVEIRA, S. **Gestão dos resíduos sólidos urbanos na microrregião homogênea Serra de Botucatu: caracterização física dos resíduos sólidos domésticos na cidade de Botucatu/SP**. 1997. 127 p. Dissertação (Mestre em Agronomia) – Faculdade de Ciências Agronômicas, Universidade Estadual Paulista, Botucatu, SP, 1997.

OLIVEIRA, S. A.; LEITE, V. D.; PRASAD, S.; RIBEIRO, M. D. Estudo da produção per capita de resíduos sólidos domiciliares da cidade de Campina Grande – PB. **Health and Environment Journal**, v. 5, n. 2, p. 37-44, dez. 2004.

OLIVEIRA, L. B.; REIS, M. M.; PEREIRA, A. S. Resíduos sólidos urbanos: lixo ou combustível? In: Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, 27., 2000, Porto Alegre. **Anais...** Porto Alegre: ABES, 2000. p. 12.

O'HAYRE, R. **Materials kinetics fundamentals – Principles, processes and applications**. New Jersey: John Wiley & Sons, Inc, p. 294, 2015.

PASSANT, N. R.; PEIRCE, M.; RUDD, H. J.; SCOTT, D. W.; MARLOWE, I.; WATTERSON, J. D. **UK particulate and heavy metal emissions from industrial processes**. AEA Technology plc, Report AEAT-6270, p. 175, Feb., 2002

PAULA, L. G. Análise Termoeconômica do Processo de Produção de Cimento Portland com Coprocessamento de Misturas de Resíduos. 2009. 179 p. Dissertação (Mestre em engenharia mecânica) – Universidade Federal de Itajubá (UNIFEI), Itajubá, MG, 2009.

PERRY, R. H.; GREEN, D.W. Perry's Chemical Engineers Handbook. New York: McGraw-Hill, 8. ed., p. 2735, 2008.

PESSIN, N.; CONTO, S. M.; TELH, M.; CADORE, J.; ROVATTI, D.; BOFF, R. E. Composição gravimétrica de resíduos sólidos urbanos: estudo de caso - Município de Canela - RS. In: Congreso de La Asociación Interamericana de Ingeniería Sanitaria Y Ambiental, 30., 2006, Punta Del Este. **Anais...** Punta del Este: AIDIS, 2006 p. 1-6.

POWERMAX. Refuse Derived Fuel (RDF). 2015. Disponível em <<http://www.wxteneng.com/en/Refuse-Derived-Fuel-RDF--44.html#>>. Acesso em 25 jan. 2016.

PWC/SELUR/ABLP. Gestão da Limpeza Urbana: Um investimento para o futuro das cidades. PrincewaterhouseCoopers International Limited, p. 58, 2010.

QUEIROZ, A. J. P.; MORAIS, C. R. S.; LIMA, L. M. R.; BURITI, J. S.; SALES, J. L.; FILHO F. P. Análise da degradação e do poder calorífico de resíduos sólidos urbanos. In: Congresso Brasileiro de Análise Térmica e Calorimetria, 9., 2014, Serra Negra. **Anais...** Serra Negra: Abratec, nov. 2014. p. 6.

RDC/KEMA, Comparative Study on the Environmental Performances of Co-incineration and Specialized Incineration - Final Report. European Commission, DG XI, Ref N°: B4-3040/98/000109/MAR/E1, p. 179, 1999.

RIBER, C.; RODUSHKIN, I.; SPLIID, H.; CHRISTENSEN, T. H. Method for fractional solid-waste sampling and chemical analysis. **International Journal of Environmental and Analytical Chemistry**, v. 87, n. 5, p. 321-335. abr. 2007.

RIJPKEMA L. P. M. The impact of a change in EC legislation on the combustion of municipal solid waste. Institute of Environmental and Energy Technology, TNO, Apeldoorn, NL, Report nº 93-312, p. 95, aug. 1993.

RIO GRANDE DO SUL. Resolução CONSEMA nº 02, de 17 de abril de 2000. Dispõe de norma sobre o licenciamento ambiental para coprocessamento de resíduos em fornos de clínquer. **Diário Oficial do Estado**, Poder Executivo, Porto Alegre, RS, 12 mai. 2000.

RODOLFO JUNIOR, A.; NUNES, L. R.; ORMANJI, W. **Tecnologia do PVC.** ProEditores/Brasken, ed. 2., São Paulo, SP, p. 448, 2006.

RUSSELL, J. B. Química geral. Pearson Makron Books, São Paulo, SP, ed. 2., v. 2, p. 540, 1994.

SANDLER, S. I. Chemical, biochemical, and engineering thermodynamics. New Jersey: John Wiley & Sons, Inc, 4. ed., p. 945, 2006.

SANTI, A. M. M. Co-incineração e co-processamento de resíduos industriais perigosos em fornos de clínquer: Investigação no maior pólo produtor de cimento do país, região Metropolitana de Belo Horizonte, MG, sobre os riscos ambientais, e propostas para a

segurança química. 2003. 227 p. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP), Campinas, SP, 2003.

SANTOS, A. R. A geração de coque de petróleo devido ao processamento de petróleos pesados e o seu uso na produção de clínquer de cimento Portland. 2007. 278 p. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Universidade Federal de Itajubá (UNIFEI), Itajubá, MG, 2007.

SÃO PAULO. Lei nº 12.300, de 16 de março de 2006. Institui a Política Estadual de Resíduos Sólidos e define princípios e diretrizes. **Diário Oficial do Estado**, Poder Executivo, São Paulo, SP, 17 mar. 2006.

_____. Decisão de Diretoria CETESB 26/03/E, de 10 de dezembro de 2003. Dispõe sobre a homologação da Norma Técnica P4.263 - Procedimento para Utilização de Resíduos em Fornos de Produção de Clínquer, e dá outras providências. **Diário Oficial do Estado**, Poder Executivo, São Paulo, SP, 17 dez. 2003.

_____. Lei nº 997, de 31 de maio de 1976. Dispõe sobre o controle da poluição do meio ambiente. **Diário Oficial do Estado**, Poder Executivo, São Paulo, SP, 01 jun. 1976.

SCHNEIDER, M.; KUHLMANN, K.; SOLLENBOHMER F. PCDD/F - Emissions from German Cement Clinker Kilns. **Organohalogen Compounds**, Forschungsinstitut der Zementindustrie, Dusseldorf, GE, v. 27, p. 78-83, 1996.

SCHOR, H. H. R. Dinâmica de reações químicas: de Boltzann à femtoquímica. **Química Nova**, v. 17, n. 5, p. 483-488, 2004.

SEEMANN, A. Co-incineration of municipal solid waste in cement industry. In: International Conference on Sustainable Solid Waste Management, 1., Chennai. **Proceedings...** Chennai: sep. 2007. p. 348-355.

SEWELL, G. H. **Administração e controle da qualidade ambiental**. São Paulo: Universidade de São Paulo, p. 295, 1978.

SIGNORETTI, V. T. Controle das emissões de NO_x, SO_x e metais pesados quando se utilizam combustíveis alternativos e de alto teor de enxofre na indústria de cimento. 2008. 269 p. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) - Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá (UNIFEI), Itajubá, MG, 2008.

SILVA, H.; BARBIERI, A. F.; MONTE-MÓR, R.L. Demografia do consumo urbano: um estudo sobre a geração de resíduos sólidos domiciliares no município de Belo Horizonte. **R. Bras. Est. Pop.**, Rio de Janeiro, v. 29, n. 2, p. 421-449, jul./dez., 2012.

SILVA, M. T. B.; MENDUÍÑA, A. M.; SEIJO, Y. C.; VIQUEIRA, F. D. Assessment of municipal solid waste compost quality using standardized methods before preparation of plant growth media. **Waste Management & Research**, n. 25, p. 99-108, 2007.

SILVA, R. J. **Análise energética de plantas de produção de cimento Portland.** 1994. 242 p. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP), Campinas, SP, 1994.

SIMMONS, P., GOLDSTEIN, N., KAUFMAN, S.M., THEMELIS, N.J., THOMPSON JR., J., 2006. he state of Garbage in America – 15th Nationwide survey of MSW management in the U.S.. **BioCycle**, v. 47, p. 26–43, apr. 2006.

SIQUEIRA, L. C. G. **Avaliação do impacto das emissões de metais geradas no coprocessamento de resíduos em fábricas de cimento.** 2005. 362 p. Dissertação (Mestre em Saúde Pública) – Universidade de São Paulo (USP), São Paulo, SP, 2005.

SMITH, J. M.; VAN NESS, H. C.; ABBOTT, M. M. **Introduction to chemical engineering thermodynamics.** McGraw-Hill's chemical engineering series. New York, 7. ed., p. 626, 2005.

SNIC – Sindicato Nacional da Indústria do Cimento. **Relatório regional 2014.** SNIC, p. 1, 2014a. Disponível em: <http://snic.org.br/numeros_dinamico.asp>. Acesso em: 25 jan. 2016.

_____. **Fábricas no Brasil.** SNIC, p. 1, 2014b. Disponível em: <<http://www.snic.org.br/fabricas.asp>>. Acesso em: 01 jun. 2014.

_____. **Press Kit 2013.** SNIC, p. 22, 2013. Disponível em: <<http://www.snic.org.br/press.asp>>. Acesso em: 6 de Ago, 2014.

_____. **SNIC 50 Anos.** SNIC, p. 10, 2012. Disponível em: <<http://snic.org.br/historia.asp>>. Acesso em: 11 ago. 2014.

SØRUM, L.; GRØNLI, M. G.; HUSTAD, J. E. Pyrolysis characteristics and kinetics of municipal solid wastes. **Fuel**, v. 80, p. 1217-1227, 2001.

SOUZA, E. **Fundamentos de termodinâmica e cinética química.** Editora UFMG. p. 343, 2005.

STECH, P. J. Resíduos sólidos: Caracterização. In: **Resíduos sólidos domésticos: Tratamento e disposição final.** Cetesb. São Paulo: Cetesb, p. 1-12, 1990.

TAYLOR, H. F. W. **Cement Chemistry.** 2. ed., London: Thomas Telford p. 459, 1997.

TCHOBANOGLOUS, G.; THEISEN, H.; VIGIL, S.. **Integrated solid waste management: Engineering Principles and Management Issues.** McGraw-Hill Comp. Inc., New York. p. 978, 1993.

THEISEN, K. **The International Cement Production.** Seminar 2007, Volume II, Lecture 06-02/03; FLSmidth A/S, Valby, DE, 2007.

THEMELIS, N. J.; ULLOA, P. A. Methane generation in landfills. **Renewable Energy**, v. 32, p. 1243–1257, aug. 2007.

THOMPSON, R. L. **The feasibility of using alternative fuels to produce portland cement.** 2012, 363 p. Thesis (Master of Science) – Auburn University, Auburn, US, 2012.

UCHIDA, S., KAMO, H., KUBOTA, H. The source of HCl emission from municipal refuse incinerators. **Industrial and Engineering Chemistry Research** n. 27, p. 2188–2190, 1988.

USEPA – United States Environmental Protection Agency. **Municipal solid waste in the United States: Facts and figures for 2012.** USEPA, Washington, p. 13, fev. 2014.

_____. **Alternative control techniques document update - NO_x emissions from new cement kilns.** USEPA, EPA-453/R-07-006, Washington, p. 129, 2007.

_____. **Exposure and Human Health Reassessment of 2,3,7,8 - tetrachlorodibinzo-p-dioxin (TCDD) and Related Compounds** National Academy Sciences (NAS). Washington, part. I, vol. 1, chap. 5, p. 23, 2003.

_____. **NO_x control technologies for the cement industry: Final report.** USEPA, EPA-457/R-00-002, Washington, p. 123, 2000.

VACCARO, M., Burning alternative fuels in rotary cement kilns. In: **Cement Industry Technical Conference.** Conference Record IEEE, p. 127-136, 2006.

VAN DEN BERG, M; BIRNBAUM, L; BOSVELD, A. T. C; BRUNSTRILIM, B.; COOK, F.; FEELEY, M.; GIESY, J. P.; HANBERG, A.; HASEGAWA, R.; KENNEDY, S. W.; KUBIAK, T.; LARSEN, J. C.; VAN LEEOWEN, F. X. R.; LIEM, A. K. D.; NOLT C.; PETERSON, R. E.; POELLINGER, L.; SAFE, S.; SCHRENK, D.; TILLITT, D.; TYSKLIND, M.; YOUNES, M.; WAERN, F.; ZACHAREWSK, T. Toxic equivalency factors (TEFs) for PCBs, PCDDs, PCDFs for humans and wildlife. **Environ Health Perspect** v. 106, n. 12, p. 775-792, dec. 1998.

VAN HAAREN, R.; THEMELIS, N.J.; GOLDSTEIN, N. The state of garbage in America – 17th Nationwide survey of MSW management in the U.S.. **BioCycle**, v. 51, p. 16–23, oct. 2010.

VAN OSS, H. G. **Background facts and issues concerning cement and cement data.** USGS – U.S. Geological Survey, Report 2005-1152, US, p. 80, 2005.

VAN TUBERGEN, J.; GLORIUS, T.; WAEYENBERGH, E. **Classification of solid recovered fuels.** ERFO, p. 67. Fev. 2005. Disponível em: <<http://www.erfo.info>>. Acesso em: 25 jan. 2016.

VEHLOW, J.; BIRNBAUM, L.; KOEPPEL, W. Arsen und antimon in der Abfallverbrennung. **Abfallwirtschafts Journal**, n.9, p. 9-19, 1997.

VELIS, C. A.; LONGHURST, P. J.; DREW, G. H.; SMITH, R.; POLLARD, S. J. T. Production and quality assurance of solid recovered fuels using mechanical biological treatment (MBT) of waste: a comprehensive assessment. **Critical Reviews in Environmental Science and Technology**, v. 40, n. 12, p. 979-1105, 2010.

WAGNER, T. **In Our Backyard: A Guide to Understanding Pollution and Its Effects.** John Wiley & Sons: New York. p. 320,1994.

WANG, J.; LIU, Y.; YAN, R.; DONG, Z.; TAY, J.-H. Pyrolysis characteristics and kinetics of municipal solid wastes in Singapore. In: **3rd International Conference on industrial and Hazardous Waste Management.** Chania, Grece, p. 8, 2012.

WEINELL, C. E.; JENSEN, P. I.; DAM-JOHANSEN, K.; LIVBJERG, H. Hydrogen chloride reaction with lime and limestone: kinetics and sorption capacity. **Industrial and Engineering Chemistry Research.** n. 31, p. 164–171, 1992.

WEY, M. Y.; LIU, K. Y.; YU, W. J.; LIN, C. L.; CHANG, F. Y. Influences of chlorine content on emission of HCl and organic compounds in waste incineration using fluidized beds. **Waste Management**, v. 28, p. 406-415, 2008.

YOUNG, G. L. NO_x formation in rotary kilns producing cement clinker applicable NO_x control techniques and cost effectiveness of these control techniques. In: **44th IEEE-IAS/PCA Cement Industry Technical Conference**, Jacksonville, US, p. 239–254, 2002.

ZANTA, V. M.; FERREIRA, C. F. A. Gerenciamento integrado de resíduos sólidos urbanos. In: CASTILHO JUNIOR, A. B. (Org.). **Resíduos sólidos urbanos: Aterro sustentável para município de pequeno porte**. PROSAB/ABES, Rio de Janeiro/RJ, p.1-18. 2003.

APÊNDICE A – Resoluções CONAMA e normas ABNT

Tabela A.1 - Principais Resoluções do CONAMA associadas à gestão dos resíduos sólidos

RESOLUÇÃO	DESCRIÇÃO
CONAMA nº 01/1986	Dispõe sobre critérios básicos e diretrizes gerais para a avaliação de impacto ambiental.
CONAMA nº 05/1988	Dispõe sobre o licenciamento ambiental de obras de saneamento.
CONAMA nº 06/1991	Dispõe sobre o tratamento de resíduos sólidos provenientes de estabelecimentos de saúde, portos e aeroportos.
CONAMA nº 05/1993	Dispõe sobre o gerenciamento de resíduos sólidos gerados nos portos, aeroportos, terminais ferroviários e rodoviários e estabelecimentos prestadores de serviços de saúde.
CONAMA nº 264/1999	Licenciamento de fornos rotativos de produção de clínquer para atividades de coprocessamento de resíduos.
CONAMA nº 275/2001	Estabelece o código de cores para os diferentes tipos de resíduos, a ser adotado na identificação de coletores e transportadores, bem como nas campanhas informativas para a coleta seletiva.
CONAMA nº 283/2001	Dispõe sobre o tratamento e a destinação final dos resíduos dos serviços de saúde.
CONAMA nº 316/2002	Dispõe sobre procedimentos e critérios para o funcionamento de sistemas de tratamento térmico de resíduos.
CONAMA nº 334/2003	Dispõe sobre os procedimentos de licenciamento ambiental de estabelecimentos destinados ao recebimento de embalagens vazias de agrotóxicos.
CONAMA nº 358/2005	Dispõe sobre o tratamento e a disposição final dos resíduos dos serviços de saúde e dá outras providências.
CONAMA nº 362/2005	Dispõe sobre o recolhimento, coleta e destinação final de óleo lubrificante usado ou contaminado.
CONAMA nº 401/2008	Estabelece os limites máximos de chumbo, cádmio e mercúrio para pilhas e baterias comercializadas no território nacional e os critérios e padrões para o seu gerenciamento ambientalmente adequado, e dá outras providências.
CONAMA nº 404/2008	Estabelece critérios e diretrizes para o licenciamento ambiental de aterro sanitário de pequeno porte de resíduos sólidos urbanos.
CONAMA nº 416/2009	Dispõe sobre a prevenção à degradação ambiental causada por pneus inservíveis e sua destinação ambientalmente adequada, e dá outras providências.
CONAMA nº 448/2012	Altera os Arts. 2º, 4º, 5º, 6º, 8º, 9º, 10 e 11 da Resolução CONAMA nº 307/02 que Estabelece diretrizes, critérios e procedimentos para a gestão dos resíduos da construção civil.

Fonte: Elaborado pelo Autor

Tabela A.2 - Principais normas técnicas da ABNT associadas à gestão dos resíduos sólidos

NORMA	DESCRIÇÃO
ABNT NBR 8.418:1984	Apresentação de projetos de aterros de resíduos industriais perigosos – Procedimento.
ABNT NBR 8.419:1996	Apresentação de projetos de aterros sanitários de resíduos sólidos urbanos – Procedimento.
ABNT NBR 8.843:1996	Aeroportos - Gerenciamento de resíduos sólidos.
ABNT NBR 8.849:1985	Apresentação de projetos de aterros controlados de resíduos urbanos – Procedimento.
ABNT NBR 10.004:2004	Resíduos sólidos – Classificação.
ABNT NBR 10.007:2004	Amostragem de Resíduos Sólidos.
ABNT NBR 10.157:1987	Aterros de resíduos perigosos - Critérios para projeto, construção e operação – Procedimento.
ABNT NBR 11.174:1990	Armazenamento de resíduos classes II - não inertes e III - inertes - Procedimento.
ABNT NBR 11.175:1990	Incineração de resíduos sólidos perigosos - Padrões de desempenho – Procedimento.
ABNT NBR 12.235:1992	Armazenamento de resíduos sólidos perigosos - Procedimento.
ABNT NBR 12.807:2013	Resíduos de serviços de saúde — Terminologia.
ABNT NBR 12.980:1993	Coleta, varrição e acondicionamento de resíduos sólidos urbanos - Terminologia.
ABNT NBR 13.463:1995	Coleta de resíduos sólidos.
ABNT NBR 13.221:2007	Transporte terrestre de resíduos.
ABNT NBR 13.591:1996	Compostagem – Terminologia.
ABNT NBR 13.894:1997	Tratamento no solo (landfarming).
ABNT/NBR 13.896:1997	Aterros de resíduos não perigosos - Critérios para projeto, implantação e operação.
ABNT/NBR 14.283:1999	Resíduos em solos - Determinação da biodegradação pelo método respirométrico - Procedimento.
ABNT NBR 15.113:2004	Resíduos sólidos da construção civil e resíduos inertes - Aterros - Diretrizes para projeto, implantação e operação.
ABNT NBR 15.849:2010	Resíduos sólidos urbanos – Aterros sanitários de pequeno porte – Diretrizes para localização, projeto, implantação, operação e encerramento.
ABNT NBR 16.156:2013	Resíduos de equipamentos eletroeletrônicos — Requisitos para atividade de manufatura reversa.

Fonte: Elaborado pelo Autor

APÊNDICE B - Características e processo de fabricação do cimento

B1. Composição do Cimento Portland

As fórmulas químicas envolvidas no processo de fabricação do cimento estão frequentemente expressas como a uma soma de óxidos, sendo usual, abreviá-las com letras únicas (PAULA, 2009). Os óxidos que reagem para a formação dos compostos são provenientes da matéria-prima necessária para a composição da farinha, normalmente composto por argila e calcária, sendo estudada a seguir. Os principais padrões de abreviaturas utilizados nas fórmulas de fabricação de cimento são apresentados no Quadro B.1.

Quadro B.1 – Principais padrões de abreviaturas utilizados nas fórmulas de fabricação de cimento

FÓRMULA	ABREVIAÇÃO	FÓRMULA	ABREVIAÇÃO
CaO	C	K ₂ O	K
MgO	M	P ₂ O ₅	P
TiO ₂	T	Al ₂ O ₃	A
SiO ₂	S	SO ₃	S
H ₂ O	H	2. CaO. SiO ₂	C ₂ S
Fe ₂ O ₃	F	3. CaO SiO ₂	C ₃ S
Na ₂ O	N	3. CaO.Al ₂ O ₃	C ₃ A
CO ₂	C	4. CaO. Al ₂ O ₃ .Fe ₂ O ₃	C ₄ AF

Fonte: Adaptado de Paula (2009) e Nielsen (2012)

O cimento Portland é constituído por várias fases das quais a formação de silicato dicálcico (C₂S), silicato tricálcico (C₃S), aluminato tricálcico (C₃A) e o ferro aluminato tetracálcico (C₄AF) são as mais importantes, além de esses componentes serem os que mais influenciam as propriedades do cimento (COSTAS, 2013). As matérias-primas utilizadas para a fabricação do cimento possuem uma série de impurezas, sendo os óxidos de magnésio (MgO), de potássio (K₂O) e de sódio (Na₂O) as principais encontradas na farinha. Sendo assim, é impossível encontrar no clínquer os compostos C₃S, C₂S, C₃A e C₄AF no seu estado puro. Esses compostos no estado impuro são chamados de alita, belita, aluminato e ferrita, respectivamente (KARSTENSEN, 2010).

A alita e a belita são os minerais responsáveis pela resistência do concreto. A alita reage rapidamente com a água durante a hidratação e provê a resistência inicial do cimento; é a fase constituinte do cimento mais importante para o desenvolvimento da resistência do concreto nos primeiros 28 dias. A belita reage mais lentamente com a água, assegurando ao cimento sua resistência final. Segundo Taylor (1997), as resistências obtidas por um concreto com pura alita e pura belita são praticamente as mesmas após um ano.

O aluminato e a ferrita não contribuem para a resistência do cimento. O aluminato reage rapidamente com a água, e pode causar o início rápido e indesejável da pega do cimento. Por isso é necessária a adição de um agente de controle, para retardar o início da pega, na qual normalmente utilizado o gesso (TAYLOR, 1997). Além da belita, alita, ferrita e aluminato, pode-se encontrar cal livre, óxido de magnésio, sulfatos alcalinos terrosos e outros componentes secundários na composição final do clínquer (NIELSEN, 2012).

Segundo Hewlett (1998) apud Nielsen (2012, p. 6), o cimento Portland é caracterizado por sua composição específica devendo o mesmo se enquadrar em três requisitos: composição em mais de 67% em massa de silicatos de cálcio (alita e belita) e o restante constituído principalmente por Fe_2O_3 , Al_2O_3 ; óxido de magnésio não pode estar presente em uma concentração maior que 5% em massa; e a razão CaO/SiO_2 pela massa não pode ser menor que 2,0. As faixas de variação média da composição típica do cimento Portland são apresentadas na Tabela B.1.

Tabela B.1 – Faixas de variação média da composição típica do cimento Portland

Fórmula Química	Fórmula Do Óxido	Abreviação	Descrição	Porcentagem Típica
Ca_3SiO_5	$(\text{CaO})_3\text{SiO}_2$	C ₃ S	silicato tricálcico (alita)	50-70
Ca_2SiO_5	$(\text{CaO})_2\text{SiO}_2$	C ₂ S	silicato dicálcico (belita)	10-30
$\text{Ca}_3\text{Al}_2\text{O}_6$	$(\text{CaO})_3\text{Al}_2\text{O}_3$	C ₃ A	aluminato tricálcico (aluminato)	3-13
$\text{Ca}_4\text{Al}_2\text{Fe}_2\text{O}_{10}$	$(\text{CaO})_4\text{Al}_2\text{O}_3\text{Fe}_2\text{O}_3$	C ₄ AF	ferro aluminato tetracálcico (ferrita)	5-15
$\text{CaSO}_4\cdot 2\text{H}_2\text{O}$	$(\text{CaO})(\text{SO}_3)(\text{H}_2\text{O})_2$	CSH ₂	Sulfato de cálcio desidratado (gesso)	3-7

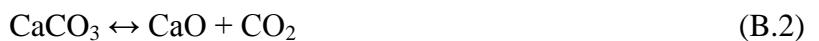
Fonte: Van Oss (2005)

As reações e transformações da farinha para obtenção do clínquer ocorrem nas etapas descritas abaixo. Algumas das etapas ocorrem simultaneamente (BELLATO, 2013; COSTA, 2013; PAULA, 2009):

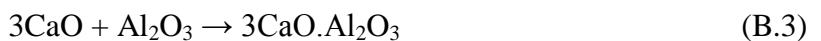
- a) 1^a Etapa - Evaporação da água livre residual presente na farinha em temperatura de até 150 °C;
- b) 2^a Etapa - Evaporação da água de combinação das argilas, entre 150 °C e 600 °C com o início da decomposição do carbonato de magnésio ($MgCO_3$) a 400 °C até 500 °C conforme Eq. (B.1);



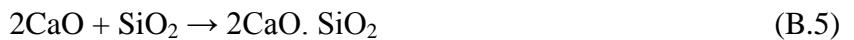
- c) 3^a Etapa - Descarbonatação do carbonato de cálcio ($CaCO_3$) entre 800 °C a 950 °C, por meio da Eq. (B.2) fortemente endotérmica;



- d) 4^a Etapa – Formação da fase líquida entre 1200 °C a 1300 °C, juntamente com o aluminato tricálcico (C3A) Eq. (B.3) e do ferro aluminato tetracálcico (C4AF) Eq. (B.4);



- e) 5^a Etapa – Formação entre 1250 °C a 1300 °C do silicato dicálcico (C2S) Eq. (B.5);



- f) 6^a Etapa – Formação entre 1350 °C a 1450 °C do silicato tricálcico (C3S) Eq. (B.6).



A descarbonatação do $CaCO_3$ é uma reação fortemente endotérmica consumindo cerca de 60% do calor fornecido ao processo. Considerada uma das principais etapas do processo de formação do clínquer, é extremamente importante que o material esteja totalmente calcinado antes de entrar na zona de clinquerização. A farinha, após passar pela reação de calcinação continua sendo aquecida para atingir as temperaturas necessárias às reações de formação dos componentes intermediários, sendo ao final, bruscamente resfriada.

As reações gerais para formação do clínquer por meio de um diagrama das fases dos componentes intermediários relacionando-os às suas temperaturas de formação podem ser observadas na Figura B.1.

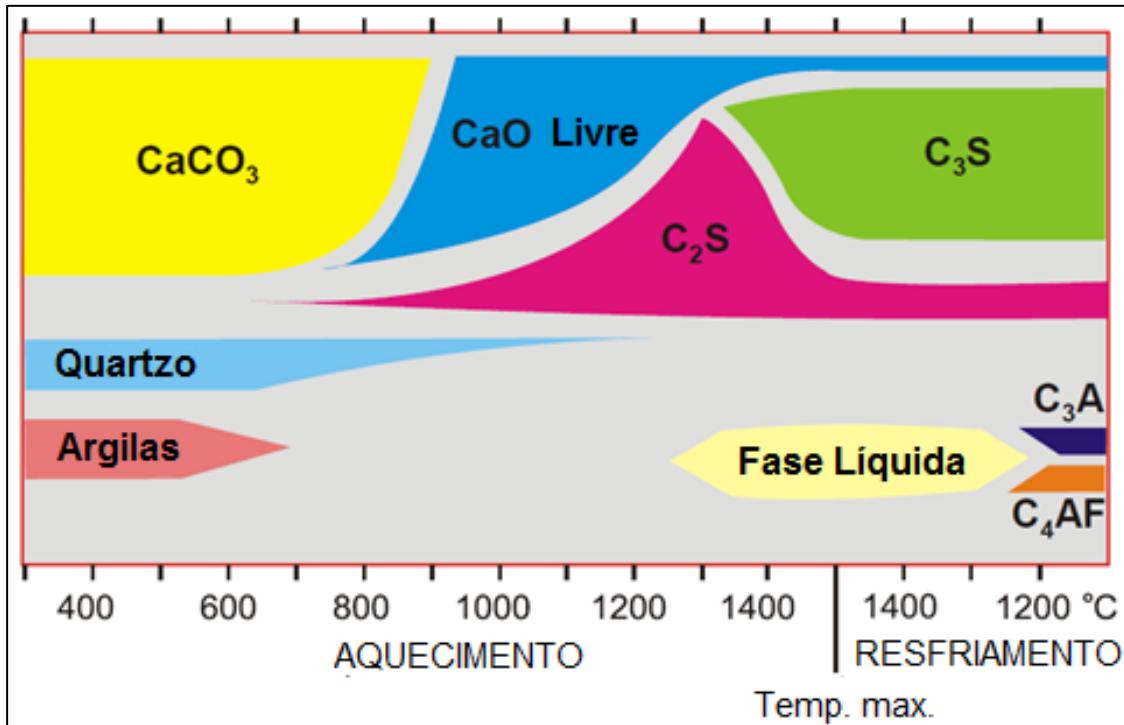


Figura B.1 – Diagrama das fases de produção do clíquer

Fonte: Theisen (2007)

B2. Tipos de Cimento Fabricados no Brasil

No Brasil existem vários tipos de cimento Portland, que se diferenciam principalmente pela sua composição. Para que os cimentos tipo Portland atendam totalmente às necessidades envolvidas nas diferentes utilizações do concreto, é necessário o desenvolvimento de cimentos especiais. Os principais tipos utilizados na maioria das construções são o cimento Portland comum, o composto, o de alto-forno e o pozolânico. Existe também no mercado o cimento Portland de alta resistência inicial, o resistente aos sulfatos, o branco, o de baixo calor de hidratação e o para poços petrolíferos. Esses cimentos Portland são produzidos em menor quantidade, devido a menor demanda e devido às características específicas (BELATO, 2013). Conforme Mehta e Monteiro (2008), os principais tipos de cimento fabricado no Brasil e suas características são resumidos no Quadro B.2.

Quadro B.2 – Características e tipos dos principais cimentos fabricados no Brasil

CLASSIFICAÇÃO E TIPOS	COMPOSIÇÃO	PRINCIPAIS USOS E CARACTERÍSTICAS
Cimento Portland composto:	Constituem-se essencialmente de uma combinação íntegra e homogênea de escória de alto forno granulada, ou uma pozolana, ou ambas com cimento Portland, e frequentemente contêm sulfato de cálcio.	Baixo calor de hidratação
Cimento Portland com escória de alto forno (ASTM Tipo IS)	Os cimentos industriais Tipo IS tipicamente contêm de 30% a 40% de escória, enquanto que os cimentos do Tipo IP contêm de 20 a 25% de pozolana.	Excelente durabilidade quando adequadamente dosado e curado
Cimento Portland pozolânico (ASTM Tipo IP)	Comparados ao cimento Portland, os dois tipos são moídos em partículas de dimensões mais finas para compensar parcialmente a perda de resistências iniciais.	Economiza energia e recursos, e geralmente tem custo mais baixo do que o cimento Portland.
Cimentos expansivos:		
Tipo K	Constituem-se essencialmente de cimentos Portland com um aditivo expansivo. A expansão dos cimentos Tipos K, M e S, especificados pela ASTM C845, derivam da formação de etringita a partir do $\text{Ca}_4\text{A}_3\text{S}$, CA e C_3A , respectivamente.	Produção de concreto resistente à fissuração por compensação da tensão de tração devida à retração por secagem
Tipo M	O CaO super-calcinado é o agente expansivo dos cimentos Tipo O.	Produção de elementos de concreto quimicamente protegidos
Tipo S		
Tipo O		Demolição de concreto existente sem despedaçamento
Cimento de pega e endurecimento rápido:		
Cimento de pega regulada (RSC) ou de tamponamento	As propriedades de pega e endurecimento rápidos da maioria dos cimentos resultam de compostos capazes de formar uma grande quantidade de etringita rapidamente e subsequentemente C-S-H.	Reparos emergenciais, concreto jateado
Cimento de resistência inicial muito alta (VHE)	Para a formação da etringita, a principal fonte de íons alumínato é um fluoraluminato de cálcio no RSC, enquanto o $\text{C}_4\text{A}_3\text{S}$ é a fonte para VHE e HIC.	Fabricação de produtos pré-moldados de concreto protendido sem cura a vapor
Cimento de alto teor de ferro (HIC)	O UHE é um cimento Portland de alto teor de C_3S que contém partículas ultrafinas.	Aglomeração de materiais particulados nas indústrias de mineração e metalúrgicas
Cimentos de resistência inicial ultra alta (UHE)		

Fonte: Adaptado de Mehta e Monteiro (2008)

Quadro B.2 – Características e tipos dos principais cimentos fabricados no Brasil (cont.)

CLASSIFICAÇÃO E TIPOS	COMPOSIÇÃO	PRINCIPAIS USOS E CARACTERÍSTICAS
<u>Cimento para poços de petróleo</u>	Constituem-se de cimentos Portland com pouco ou nenhum C ₃ A, com partículas relativamente graúdas, e com ou sem a presença de retardador	Permitir o tempo de lançamento de lama de cimento; retardamento do tempo de adensamento em temperatura ambiente:
API Classe A - C	Cimento de baixo teor de C ₃ A sem qualquer retardador; a Classe C é resistente a sulfato	Para poços de profundidade até 1.830m (27-277°C)
API Classe F	Cimentos de baixo teor de C ₃ A com retardador	Para poços de profundidade de 3.048-4.877 m (110-160°C)
API Classe G - H	Essencialmente cimentos Portland ASTM dos Tipos II e V moídos grosseiramente, sem retardador	Para temperatura de poços de 27-93°C
API Classe J	Essencialmente βC ₂ S e areia sílica pulverizada	Para poços de profundidade abaixo de 6.100 m (177°C)
<u>Cimentos branco e coloridos</u>	Conistem-se de cimentos Portland com pouco ou nenhum ferro presente (F _{ss} <1%). Cimentos coloridos são produzidos com a adição de pigmentos adequados ao cimento branco	Produção de concreto arquitetônico.
<u>Cimentos de alumínato de cálcio (CA)</u>	Consistem-se essencialmente de clinquer pulverizado contendo aluminatos de cálcio hidráulico, como C ₁₂ A ₇ , CA e CA ₂ .	Concreto para altas temperaturas Reparo de emergência, especialmente em clima frio.

Fonte: Adaptado de Mehta e Monteiro (2008)

B3. Processo de Fabricação do Cimento

O processo de fabricação do cimento depende da mistura adequada das proporções de matérias-primas contendo basicamente cálcio, sílica, alumínio e ferro. Depois de moídas em granulometria específica, as matérias-primas são misturadas e encaminhadas para o forno e aquecidas à temperatura em torno de 1450 °C, fundindo-se em um produto homogêneo para formar o clínquer. O clínquer, logo que sai do forno, é imediatamente resfriado e moído com uma quantidade apropriada de sulfato a uma granulometria predeterminada para formar o cimento Portland (TAYLOR, 1997). O elevado nível de complexidade do processo de produção aliados às características das matérias-primas utilizadas e à necessidade de se produzir cimento de maneira mais eficiente possível conduz o processo de fabricação de cimento variar de uma planta para outra (JACKSON, 2003).

Existem quatro tipos de processos para a fabricação do cimento Portland: o de via seca, o de via úmida, o de via semiúmida e o de via semisseca (SILVA, 1994). No entanto, a maioria das instalações modernas adota o processo por via seca, levando em consideração a maior eficiência com o menor consumo de energia, que não é utilizada para a secagem da matéria-prima (KOSMATKA et al., 2002). O diagrama com as fases de produção de cimento por meio de diferentes tecnologias é mostrado na Figura B.2.

Segundo a SNIC (2013), 99% do cimento Portland brasileiro é produzido por via seca. A Figura B.3 mostra o desenho esquemático de uma planta de produção de cimento por via seca.

As matérias-primas são moídas em proporções pré-determinadas e misturadas dando origem à farinha e armazenadas no silo cru. A amostra de algumas fontes de matérias-primas em granulometria adequada já processadas no moinho é ilustrada na Figura B.4. A farinha é então pré-aquecida na torre de ciclone e alimenta o calcinador, onde ocorre grande parte da calcinação antes de entrar no forno. Uma vez no interior do forno, a farinha é aquecida em alta temperatura em que acaba se fundindo gerando o clínquer, que é então resfriado e armazenado nos silos de clínquer. O clínquer armazenado é então misturado com gesso e outros aditivos e passa pelo moinho de cimento. O produto final, o cimento, é então armazenado, ensacado ou enviado a granel para o consumidor.

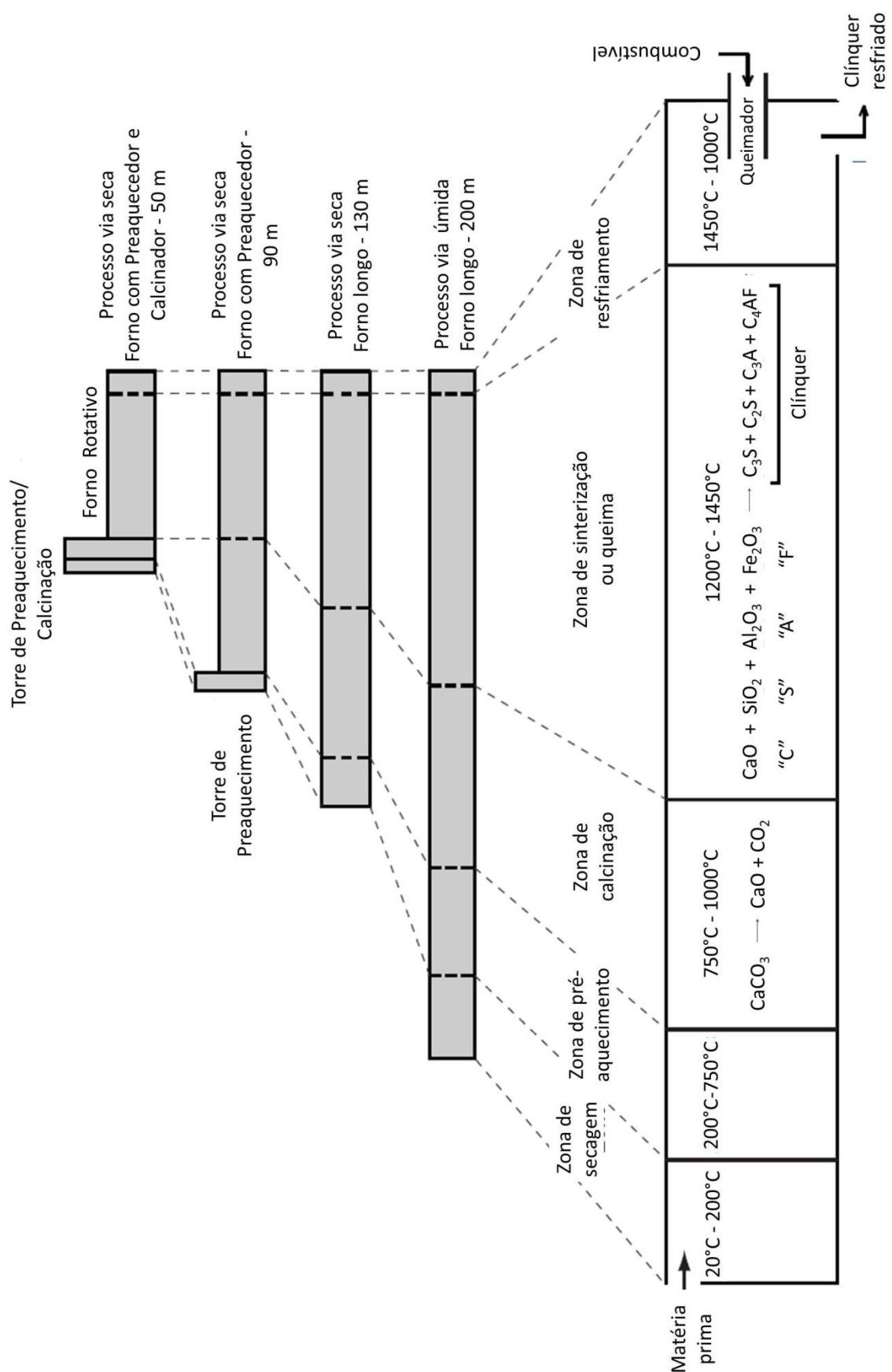


Figura B.2 – Diagrama das fases de produção de clínquer em fornos de diferentes tecnologias

Fonte: Adaptado de Van Oss (2005)

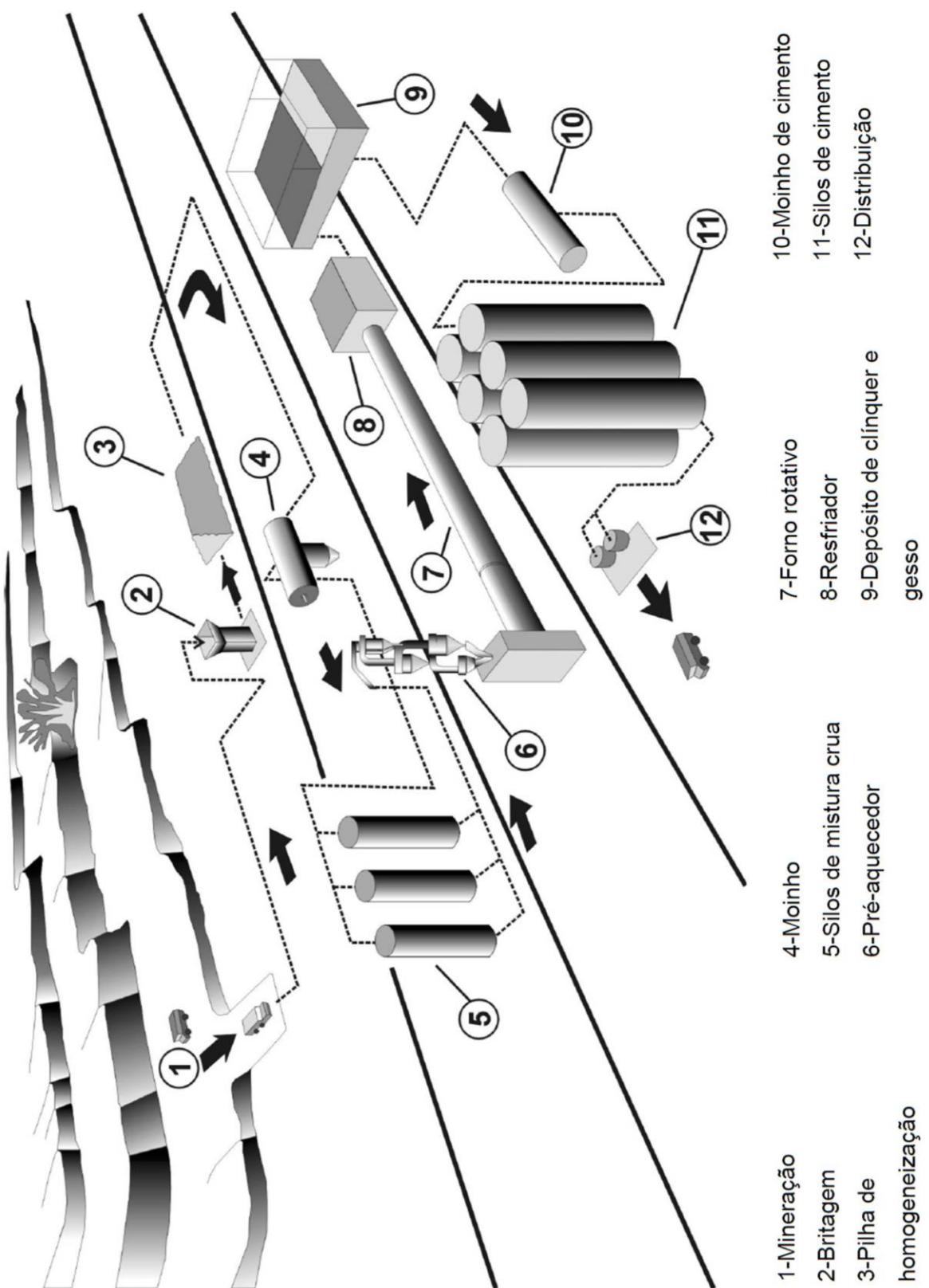
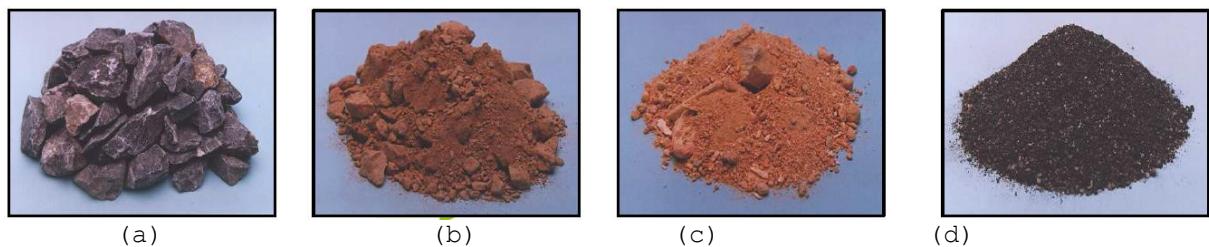


Figura B.3 – Desenho esquemático simplificado típico de uma planta de produção de cimento Portland por via seca

Fonte: Adaptado de Kihara e Marciano (1995)



(a)

(b)

(c)

(d)

Figura B.4 – Amostras de matérias-primas em granulometria adequada para compor a farinha

(a) Calcário CaO (Pedra); (b) Filito Al₂O₃ (Argila); (c) Quartzito SiO (Saibro); Magnetita Fe₂O₃ (Minério de Ferro)

Fonte: Cia. De Cimento Itambé (2007)

APÊNDICE C – Possíveis fontes e efeitos dos elementos na fabricação do cimento

Tabela C.1 – Possíveis fontes e efeitos dos elementos na fabricação do cimento

ELEMENTO	POSSÍVEL FONTE	POSSÍVEL EFEITO
Antimônio, Sb	Cinzas e Combustível alternativo	Sob condições oxidantes e em altas temperaturas, reduz o tamanho da alita e da belita
Argônio, Ar	Não especificado	Sem efeito conhecido
Arsênio, As	Cinzas e Combustível alternativo	Volátil, encaminhado ao ECP, em baixa volatilidade é incorporado ao clínquer, reduzindo a formação de C_3S
Bário, Ba	Resíduos de óleo lubrificante e CDR	Reduc a temperatura de fusão, substitui Ca em todas as fases do clínquer (exceto da ferrita), melhora a mineralogia do clínquer
Berílio, Be	Na fração fina de cinzas	Em traços, decompõe a alita, produz belita dendrítica
Bismuto, Bi	Não conhecido	Sem efeito conhecido
Boron, B	Matéria-prima	Decompõe C_3S , estabiliza βC_2S , promove a formação de cal livre
Bromo, Br	Cinzas e carvão	Volátil, pode formar alinita de bromo
Cádmio, Cd	Cinzas, xisto e CDR	Forma halogêneos/sulfetos voláteis, encaminhado ao ECP, reduz a temperatura de fusão, melhora combustão
Carbono, C	Combustíveis, carbono não queimado nas cinzas e carbonatos no calcário	Emissões CO_2
Césio, Cs	Mateira prima e combustíveis	Em traços, forma cloreto/sulfato
Cério, Ce	Não conhecido	Distribuição uniforme no clínquer, têm muito pouco volatilização
Cloro, Cl	Calcário, carvão, escória, cinzas, resíduos de óleo lubrificante, hidrocarbonetos clorados, CDR e combustíveis rico em cloro	Volátil, promove ciclo de cloro, provoca a formação de anéis, acumulação no pré-aquecedor, pode formar alinita de cloro
Cromo, Cr	Bauxita, escória, refratários, xisto, pneus, CDR e carvão	Reduc a viscosidade da fusão, incorporada à belita e produz cristal dendrítico, decompõe alita, melhora da moagem, transmite coloração
Cobalto, Co	Resíduos de óleo	Incorporada à ferrita, substitua Fe em ferrita, transmite coloração, aumento de dureza
Cobre, Cu	Cinzas, xisto, óleo lubrificante, pneus e CDR	Incorporada à ferrita, pode causar efeito na formação da alita e belita, diminui temperatura de fusão, cal livre e transmite coloração escura
Flúor, Fl	Calcário e carvão	Diminui a temperatura de fusão, aumenta a formação de C_3S e fluoretos álcalis, níveis em excesso causa problemas operacionais
Gadolínio, Gd	Resíduos	Forma fases triclínicas e monoclínicas com C_3S , substitui Ca em C_3S e C_2S

Fonte: adaptado de Bhatty (2004)

Tabela C.1 – Possíveis fontes e efeitos dos elementos na fabricação do cimento (cont.)

ELEMENTO	POSSÍVEL FONTE	POSSÍVEL EFEITO
Gálio, Ga	Matéria-prima, carvão, cinzas, combustíveis alternativos e CDR	Em traços, volátil
Germânio, Ge	Traços na matéria-prima	Substitui Si em C_3S para formar tricálcio germanato (C_3G) que reduz a bicálcio germanato (C_2G) e cal livre
Hélio, He	Não conhecido	Sem efeito conhecido
Hidrogênio, H	Umidade e vapor	Sem efeito conhecido
Índio, In	Matéria-prima, carvão, cinzas, combustíveis alternativos e CDR	Em traços, volátil
Iodo, I	Argila, xisto, calcário e carvão	Em traços, volátil
Krypton, Kr	Não conhecido	Sem efeito conhecido
Lantânia, La	Não conhecido	Substitui Ca em C_3S e C_2S , forma solução sólida com C_3S , melhora clinquerização
Chumbo, Pb	Matéria-prima, xisto, cinzas, pneus e CDR	Volátil, encaminhado ao ECP, mas pequenas porções permanecem no clínquer, efeitos em níveis mais elevados são incertos
Lítio, Li	Resíduos de óleo lubrificante	Forma óxidos, reduz temperatura da fase
Magnésio, Mg	Calcário, argila, xisto e escória	Melhora combustão, entra em fases de aluminato e ferrita.
Manganês, Mn	Matéria-prima, calcário, argila, xisto, bauxita e escória	Incorporada à ferrita, pode substituir Si e Ca em C_3S , provem coloração marrom escuro a azul.
Mercury, Hg	CDR, tintas e fungicidas	Um pouco inerte, volátil, vai junto com os gases de chaminé
Molibdênio, Mo	Resíduos de óleo lubrificante	Reduc a viscosidade de fusão, formam grandes cristais redondos de alita, modifica os cristais de belita
Neodímio, Nd	Resíduos	Forma soluções sólidas com C_3S e C_2S , substitui Ca em C_3S e C_2S
Neon, Ne	Não conhecido	Sem efeito conhecido
Níquel, Ni	Cinzas, xisto, Resíduos de óleo lubrificante e CDR.	Vai para ferrita, substitui Ca em alita e estabiliza a forma monoclínica, promove cor marrom escuro, voláteis, encaminhado ao ECP
Nióbio, Nb	Traços na matéria-prima	Com efeito fraco
Nitrogênio, N	Carvão e ar atmosférico	Emissão de NO_x
Oxigênio, O	Carbonatos, óxidos, sílica, alumina, areia, argila, xisto e ar atmosférico	Melhora a incorporação de metais com alto estado de oxidação, modifica fases, formação, resultam em clíquers mais escuros
Fósforo, P	Matéria-prima, escória, Resíduos de óleo lubrificante, lodo e CDR	Decompõe C_3S a C_2S e cal livre, reduz os efeitos negativos dos álcalis
Potássio, K	Calcário, argila, xisto, escória e cinzas	Diminui a temperatura de fusão, promove ciclo interno, causa separação de fases, forma compostos complexos de cloreto e sulfato
Rubídio, Rb	Matéria-prima e combustíveis	Em traços, forma cloretos / sulfatos
Escândio, Sc	Resíduos	Substitui Ca em C_3S e C_2S , forma solução sólida com C_3S da natureza triclinica

Fonte: adaptado de Bhatty (2004)

Tabela C.1 – Possíveis fontes e efeitos dos elementos na fabricação do cimento (cont.)

ELEMENTO	POSSÍVEL FONTE	POSSÍVEL EFEITO
Selênio, Se	Cinzas, carvão, CDR e coque de petróleo	Em traços, volátil, encaminhado ao ECP ou emissões, podem também formar selenatos instáveis
Prata, Ag	Matéria-prima e carvão	Sem efeito conhecido
Sódio, Na	Calcário, argila, xisto, escória e cinzas	Diminui a temperatura de fusão, promove ciclo interno, causa separação de fases, forma compostos complexos de cloreto e sulfato
Estrôncio, Sr	Calcário, escória e resíduos de óleo lubrificante	Pequena quantidade favorece a formação de alita, grandes quantidades causa a formação de belita, também promove a formação de cal livre
Enxofre, S	Argila, xisto, carvão, escória, resíduos de óleo lubrificante, coque de petróleo e pirita	Volátil, promove a formação de sulfatos alcalinos complexos, ciclo do enxofre, causa formação do tampão, emissões de SO ₂
Telúrio, Te	Cinzas, carvão, coque de petróleo e CDR	Em traços, volátil, encaminhado ao ECP ou emissões, podem também formar selenatos instáveis
Tálio, Tl	Matéria-prima, carvão, cinzas, combustíveis alternativos e CDR	Em traços, altamente volátil, encaminhado ao ECP, também forma ciclo interno
Estanho, Sn	Cinzas e CDR	Permanece no clínquer, decompõe alita, produz belita dendrítica, amplia fases intersticiais, nenhum efeito se em traços
Titânio, Ti	Matéria-prima, argila, xisto, bauxita, escória e CDR	Vai para ferrita, decompõe alita para belita, reduz a temperatura de fusão, promove coloração amarelada ao cimento
Tungstênio, W	Matéria-prima	Reduz viscosidade de fusão, forma grandes esferas de alita e cristais de belita tipo III
Urânio, U	Resíduos	Uniformemente distribuído no clínquer, mostra pouca volatilização
Vanádio, V	Coque, óleo crú, xisto e combustível alternativo	Vai para alita, forma cristais maiores, produz belita irregular, reduz viscosidade de fusão, cal livre, efeitos de moagem e calagem, promove coloração de pele
Xenônio, Xe	Não conhecido	Sem efeito conhecido
Ítrio, Y	Traços na matéria-prima	Substitui Ca em C ₃ S e C ₂ S
Zinco, Zn	Cinzas, xisto, resíduos de óleo lubrificante, pneus e CDR	Entre a belita e alita, modifica cristais de alita, reduz cal livre, melhora clinquerização
Zircônio, Zr	Matéria-prima	Modifica cristais de alita e belita, transmite coloração

Fonte: adaptado de Bhatty (2004)

APÊNDICE D – Fatores de toxicidade equivalente internacional

Tabela D.1 - Fatores de Toxicidade Equivalente Internacional (I-TEF) para humanos

CONFIGURAÇÃO	I-TEF
Dioxinas	
2,3,7,8-TetraCDD	1
1,2,3,7,8-PentaCDD	1
1,2,3,4,7,8-HexaCDD	0,1
1,2,3,7,8,9-HexaCDD	0,1
1,2,3,6,7,8-HexaCDD	0,1
1,2,3,4,6,7,8-HeptaCDD	0,01
OctaCDD	0,0001
Furanos	
2,3,7,8-TetraCDF	0,1
2,3,4,7,8-PentaCDF	0,5
1,2,3,7,8-PentaCDF	0,05
1,2,3,4,7,8-HexaCDF	0,1
1,2,3,7,8,9-HexaCDF	0,1
1,2,3,6,7,8-HexaCDF	0,1
2,3,4,6,7,8-HexaCDF	0,1
1,2,3,4,6,7,8-HeptaCDF	0,01
1,2,3,4,7,8,9-HeptaCDF	0,01
OctaCDF	0,0001

Fonte: Adaptado de Araújo (2002) e Van Den Berg et al. (1998)

APÊNDICE E - Energia livre de Gibbs e constantes de equilíbrio

CÁLCULO DA ENERGIA LIVRE DE GIBBS PARA OS COMPOSTOS DO QUADRO 6.1

$$\begin{aligned} \textcolor{brown}{T} &:= 298,398..1398 \quad \text{K} \\ \textcolor{blue}{T}_0 &:= 298 \quad \text{K} \end{aligned}$$

CaCl2

$$\Delta H_{\text{CaCl2}}(T) := -190200 + 17.18 \cdot T + 1.52 \cdot 10^{-3} \cdot T^2 + 0.60 \cdot 10^5 \cdot T^{-1} - 5459$$

$$\Delta S_{\text{CaCl2}}(T) := 25.00 + 17.18 \cdot \ln\left(\frac{T}{T_0}\right) + 2 \cdot 1.52 \cdot 10^{-3} \cdot (T - T_0) + 0.5 \cdot 0.60 \cdot 10^5 \cdot [T^{-2} - (T_0)^{-2}]$$

$$\Delta G_{\text{CaCl2}}(T) := 4.186 \cdot (\Delta H_{\text{CaCl2}}(T) - \Delta S_{\text{CaCl2}}(T))$$

CaCO3

$$\Delta H_{\text{CaCO3}}(T) := -288400 + 24.98 \cdot T + 2.62 \cdot 10^{-3} \cdot T^2 + 6.20 \cdot 10^5 \cdot T^{-1} - 9760$$

$$\Delta S_{\text{CaCO3}}(T) := 21.20 + 24.98 \cdot \ln\left(\frac{T}{T_0}\right) + 2 \cdot 2.62 \cdot 10^{-3} \cdot (T - T_0) + 0.5 \cdot 6.20 \cdot 10^5 \cdot [T^{-2} - (T_0)^{-2}]$$

$$\Delta G_{\text{CaCO3}}(T) := 4.186 \cdot (\Delta H_{\text{CaCO3}}(T) - \Delta S_{\text{CaCO3}}(T))$$

CaO

$$\Delta H_{\text{CaO}}(T) := -151600 + 11.67 \cdot T + 0.54 \cdot 10^{-3} \cdot T^2 + 1.56 \cdot 10^5 \cdot T^{-1} - 4051$$

$$\Delta S_{\text{CaO}}(T) := 9.50 + 11.67 \cdot \ln\left(\frac{T}{T_0}\right) + 2 \cdot 0.54 \cdot 10^{-3} \cdot (T - T_0) + 0.5 \cdot 1.56 \cdot 10^5 \cdot [T^{-2} - (T_0)^{-2}]$$

$$\Delta G_{\text{CaO}}(T) := 4.186 \cdot (\Delta H_{\text{CaO}}(T) - \Delta S_{\text{CaO}}(T))$$

CO2

$$\Delta H_{\text{CO2}}(T) := -94054 + 10.57 \cdot T + 1.05 \cdot 10^{-3} \cdot T^2 + 2.06 \cdot 10^5 \cdot T^{-1} - 3936$$

$$\Delta S_{\text{CO2}}(T) := 51.10 + 10.57 \cdot \ln\left(\frac{T}{T_0}\right) + 2 \cdot 1.05 \cdot 10^{-3} \cdot (T - T_0) + 0.5 \cdot 2.06 \cdot 10^5 \cdot [T^{-2} - (T_0)^{-2}]$$

$$\Delta G_{\text{CO2}}(T) := 4.186 \cdot (\Delta H_{\text{CO2}}(T) - \Delta S_{\text{CO2}}(T))$$

H2O

$$\Delta H_{\text{H2O}}(T) := -57800 + 7.30 \cdot T + 1.23 \cdot 10^{-3} \cdot T^2 + 0.00 \cdot 10^5 \cdot T^{-1} - 2286$$

$$\Delta S_{\text{H2O}}(T) := 45.10 + 7.30 \cdot \ln\left(\frac{T}{T_0}\right) + 2 \cdot 1.23 \cdot 10^{-3} \cdot (T - T_0) + 0.5 \cdot 0.00 \cdot 10^5 \cdot [T^{-2} - (T_0)^{-2}]$$

$$\Delta G_{\text{H2O}}(T) := 4.186 \cdot (\Delta H_{\text{H2O}}(T) - \Delta S_{\text{H2O}}(T))$$

2HCl

$$\Delta H_{\text{2HCl}}(T) := -22000 + 6.27 \cdot T + 0.62 \cdot 10^{-3} \cdot T^2 + (-0.30) \cdot 10^5 \cdot T^{-1} - 1824$$

$$\Delta S_{\text{2HCl}}(T) := 44.65 + 6.27 \cdot \ln\left(\frac{T}{T_0}\right) + 2 \cdot 0.62 \cdot 10^{-3} \cdot (T - T_0) + 0.5 \cdot (-0.30) \cdot 10^5 \cdot [T^{-2} - (T_0)^{-2}]$$

$$\Delta G_{\text{2HCl}}(T) := 2 \cdot 4.186 \cdot (\Delta H_{\text{2HCl}}(T) - \Delta S_{\text{2HCl}}(T))$$

K₂O

$$\Delta H_{K_2O}(T) := -86400 + 13.89 \cdot T + 0.26 \cdot 10^{-3} \cdot T^2 + (-0.24) \cdot 10^5 \cdot T^{-1} - 4084$$

$$\Delta S_{K_2O}(T) := 23.50 + 13.89 \cdot \ln\left(\frac{T}{T_0}\right) + 2 \cdot 0.26 \cdot 10^{-3} \cdot (T - T_0) + 0.5 \cdot (-0.24) \cdot 10^5 \cdot [T^{-2} - (T_0)^{-2}]$$

$$\Delta G_{K_2O}(T) := 4.186 \cdot (\Delta H_{K_2O}(T) - \Delta S_{K_2O}(T))$$

2KCl

$$\Delta H_{2KCl}(T) := -104200 + 9.89 \cdot T + 2.60 \cdot 10^{-3} \cdot T^2 + (-0.77) \cdot 10^5 \cdot T^{-1} - 2922$$

$$\Delta S_{2KCl}(T) := 19.70 + 9.89 \cdot \ln\left(\frac{T}{T_0}\right) + 2 \cdot 2.60 \cdot 10^{-3} \cdot (T - T_0) + 0.5 \cdot (-0.77) \cdot 10^5 \cdot [T^{-2} - (T_0)^{-2}]$$

$$\Delta G_{2KCl}(T) := 2 \cdot 4.186 \cdot (\Delta H_{2KCl}(T) - \Delta S_{2KCl}(T))$$

MgCl₂

$$\Delta H_{MgCl_2}(T) := -153400 + 18.90 \cdot T + 0.71 \cdot 10^{-3} \cdot T^2 + 2.06 \cdot 10^5 \cdot T^{-1} - 6389$$

$$\Delta S_{MgCl_2}(T) := 21.40 + 18.90 \cdot \ln\left(\frac{T}{T_0}\right) + 2 \cdot 0.71 \cdot 10^{-3} \cdot (T - T_0) + 0.5 \cdot 2.06 \cdot 10^5 \cdot [T^{-2} - (T_0)^{-2}]$$

$$\Delta G_{MgCl_2}(T) := 4.186 \cdot (\Delta H_{MgCl_2}(T) - \Delta S_{MgCl_2}(T))$$

MgO

$$\Delta H_{MgO}(T) := -143700 + 10.18 \cdot T + 0.87 \cdot 10^{-3} \cdot T^2 + 1.48 \cdot 10^5 \cdot T^{-1} - 3609$$

$$\Delta S_{MgO}(T) := 6.55 + 10.18 \cdot \ln\left(\frac{T}{T_0}\right) + 2 \cdot 0.87 \cdot 10^{-3} \cdot (T - T_0) + 0.5 \cdot 1.48 \cdot 10^5 \cdot [T^{-2} - (T_0)^{-2}]$$

$$\Delta G_{MgO}(T) := 4.186 \cdot (\Delta H_{MgO}(T) - \Delta S_{MgO}(T))$$

Na₂O

$$\Delta H_{Na_2O}(T) := -100700 + 15.70 \cdot T + 2.70 \cdot 10^{-3} \cdot T^2 + 0.00 \cdot 10^5 \cdot T^{-1} - 4921$$

$$\Delta S_{Na_2O}(T) := 17.00 + 15.70 \cdot \ln\left(\frac{T}{T_0}\right) + 2 \cdot 2.70 \cdot 10^{-3} \cdot (T - T_0) + 0.5 \cdot 0.00 \cdot 10^5 \cdot [T^{-2} - (T_0)^{-2}]$$

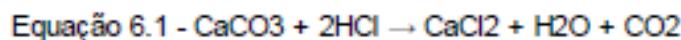
$$\Delta G_{Na_2O}(T) := 4.186 \cdot (\Delta H_{Na_2O}(T) - \Delta S_{Na_2O}(T))$$

2NaCl

$$\Delta H_{2NaCl}(T) := -98600 + 10.98 \cdot T + 1.95 \cdot 10^{-3} \cdot T^2 + 0.00 \cdot 10^5 \cdot T^{-1} - 3447$$

$$\Delta S_{2NaCl}(T) := 17.40 + 10.98 \cdot \ln\left(\frac{T}{T_0}\right) + 2 \cdot 1.95 \cdot 10^{-3} \cdot (T - T_0) + 0.5 \cdot 0.00 \cdot 10^5 \cdot [T^{-2} - (T_0)^{-2}]$$

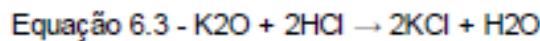
$$\Delta G_{2NaCl}(T) := 2 \cdot 4.186 \cdot (\Delta H_{2NaCl}(T) - \Delta S_{2NaCl}(T))$$



$$\Delta G_{\text{R61}}(T) := \Delta G_{\text{CaCl}_2}(T) + \Delta G_{\text{H}_2\text{O}}(T) + \Delta G_{\text{CO}_2}(T) - (\Delta G_{\text{CaCO}_3}(T) + \Delta G_{\text{2HCl}}(T))$$

$$K_{61}(T) := e^{\left(\frac{-\Delta G_{\text{R61}}(T)}{8.314 \cdot T}\right)}$$

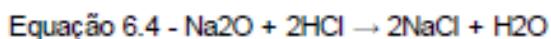
T =	$\Delta G_{\text{R61}}(T) =$	$K_{61}(T) =$	$\ln(K_{61}(T)) =$
298	-40460	$1.237 \cdot 10^7$	16.331
398	-40474	$2.052 \cdot 10^5$	12.232
498	-40909	$1.954 \cdot 10^4$	9.880
598	-41556	$4.266 \cdot 10^3$	8.358
698	-42326	$1.471 \cdot 10^3$	7.294
798	-43176	670.277	6.508
898	-44079	366.519	5.904
998	-45023	227.271	5.426
1098	-45996	154.251	5.039
1198	-46993	111.957	4.718
1298	-48010	85.527	4.449
1398	-49043	67.999	4.219



$$\Delta G_{\text{R63}}(T) := \Delta G_{\text{2KCl}}(T) + \Delta G_{\text{H}_2\text{O}}(T) - (\Delta G_{\text{K}_2\text{O}}(T) + \Delta G_{\text{2HCl}}(T))$$

$$K_{63}(T) := e^{\left(\frac{-\Delta G_{\text{R63}}(T)}{8.314 \cdot T}\right)}$$

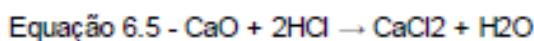
T =	$\Delta G_{\text{R63}}(T) =$	$K_{63}(T) =$	$\ln(K_{63}(T)) =$
298	-568346	$4.223 \cdot 10^{99}$	229.396
398	-566396	$2.178 \cdot 10^{74}$	171.170
498	-564132	$1.49 \cdot 10^{59}$	136.252
598	-561505	$1.118 \cdot 10^{49}$	112.939
698	-558493	$6.254 \cdot 10^{41}$	96.239
798	-555085	$2.165 \cdot 10^{36}$	83.666
898	-551277	$1.169 \cdot 10^{32}$	73.839
998	-547064	$4.305 \cdot 10^{28}$	65.932
1098	-542444	$6.403 \cdot 10^{25}$	59.421
1198	-537416	$2.71 \cdot 10^{23}$	53.956
1298	-531978	$2.564 \cdot 10^{21}$	49.296
1398	-526130	$4.56 \cdot 10^{19}$	45.266



$$\Delta G_{R64}(T) := \Delta G_2\text{NaCl}(T) + \Delta G\text{H}_2\text{O}(T) - (\Delta G\text{Na}_2\text{O}(T) + \Delta G_2\text{HCl}(T))$$

$$K_{64}(T) := e^{\left(\frac{-\Delta G_{R64}(T)}{8.314 \cdot T}\right)}$$

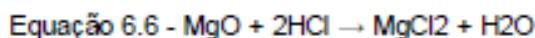
T =	$\Delta G_{R64}(T) =$	$K_{64}(T) =$	$\ln(K_{64}(T)) =$
298	-461605	$8.222 \cdot 10^{80}$	186.314
398	-461045	$3.244 \cdot 10^{60}$	139.332
498	-460300	$1.915 \cdot 10^{48}$	111.174
598	-459413	$1.351 \cdot 10^{40}$	92.404
698	-458402	$2.021 \cdot 10^{34}$	78.992
798	-457277	$8.571 \cdot 10^{29}$	68.923
898	-456041	$3.372 \cdot 10^{26}$	61.083
998	-454700	$6.303 \cdot 10^{23}$	54.800
1098	-453253	$3.657 \cdot 10^{21}$	49.651
1198	-451703	$4.962 \cdot 10^{19}$	45.351
1298	-450050	$1.293 \cdot 10^{18}$	41.704
1398	-448295	$5.631 \cdot 10^{16}$	38.570



$$\Delta G_{R65}(T) := \Delta G\text{CaCl}_2(T) + \Delta G\text{H}_2\text{O}(T) - (\Delta G\text{CaO}(T) + \Delta G_2\text{HCl}(T))$$

$$K_{65}(T) := e^{\left(\frac{-\Delta G_{R65}(T)}{8.314 \cdot T}\right)}$$

T =	$\Delta G_{R65}(T) =$	$K_{65}(T) =$	$\ln(K_{65}(T)) =$
298	-219227	$2.682 \cdot 10^{38}$	88.485
398	-218706	$5.065 \cdot 10^{28}$	66.095
498	-218154	$7.634 \cdot 10^{22}$	52.690
598	-217547	$1.007 \cdot 10^{19}$	43.756
698	-216872	$1.699 \cdot 10^{16}$	37.371
798	-216126	$1.404 \cdot 10^{14}$	32.576
898	-215304	$3.344 \cdot 10^{12}$	28.838
998	-214405	$1.668 \cdot 10^{11}$	25.840
1098	-213429	$1.425 \cdot 10^{10}$	23.380
1198	-212373	$1.82 \cdot 10^9$	21.322
1298	-211237	$3.17 \cdot 10^8$	19.574
1398	-210022	$7.039 \cdot 10^7$	18.070



$$\Delta G_{R66}(T) := \Delta G_{\text{MgCl}_2}(T) + \Delta G_{\text{H}_2\text{O}}(T) - (\Delta G_{\text{MgO}}(T) + \Delta G_{2\text{HCl}}(T))$$

$$K_{66}(T) := e^{\left(\frac{-\Delta G_{R66}(T)}{8.314 T}\right)}$$

T =	$\Delta G_{R66}(T) =$	$K_{66}(T) =$	$\ln(K_{66}(T)) =$
298	-98248	$1.667 \cdot 10^{17}$	39.655
398	-97261	$5.824 \cdot 10^{12}$	29.393
498	-96119	$1.208 \cdot 10^{10}$	23.215
598	-94909	$1.952 \cdot 10^8$	19.090
698	-93665	$1.022 \cdot 10^7$	16.140
798	-92405	$1.119 \cdot 10^6$	13.928
898	-91139	$2.002 \cdot 10^5$	12.207
998	-89874	$5.059 \cdot 10^4$	10.832
1098	-88612	$1.643 \cdot 10^4$	9.707
1198	-87358	$6.443 \cdot 10^3$	8.771
1298	-86111	$2.92 \cdot 10^3$	7.979
1398	-84875	$1.484 \cdot 10^3$	7.302

Valores das constantes de equilíbrio para as Equações

$T - 273 =$	$K_{61}(T) =$	$K_{63}(T) =$	$K_{64}(T) =$	$K_{65}(T) =$	$K_{66}(T) =$
25	$1.237 \cdot 10^7$	$4.223 \cdot 10^{99}$	$8.222 \cdot 10^{80}$	$2.682 \cdot 10^{38}$	$1.667 \cdot 10^{17}$
125	$2.052 \cdot 10^5$	$2.178 \cdot 10^{74}$	$3.244 \cdot 10^{60}$	$5.065 \cdot 10^{28}$	$5.824 \cdot 10^{12}$
225	$1.954 \cdot 10^4$	$1.49 \cdot 10^{59}$	$1.915 \cdot 10^{48}$	$7.634 \cdot 10^{22}$	$1.208 \cdot 10^{10}$
325	$4.266 \cdot 10^3$	$1.118 \cdot 10^{49}$	$1.351 \cdot 10^{40}$	$1.007 \cdot 10^{19}$	$1.952 \cdot 10^8$
425	$1.471 \cdot 10^3$	$6.254 \cdot 10^{41}$	$2.021 \cdot 10^{34}$	$1.699 \cdot 10^{16}$	$1.022 \cdot 10^7$
525	670.277	$2.165 \cdot 10^{36}$	$8.571 \cdot 10^{29}$	$1.404 \cdot 10^{14}$	$1.119 \cdot 10^6$
625	366.519	$1.169 \cdot 10^{32}$	$3.372 \cdot 10^{26}$	$3.344 \cdot 10^{12}$	$2.002 \cdot 10^5$
725	227.271	$4.305 \cdot 10^{28}$	$6.303 \cdot 10^{23}$	$1.668 \cdot 10^{11}$	$5.059 \cdot 10^4$
825	154.251	$6.403 \cdot 10^{25}$	$3.657 \cdot 10^{21}$	$1.425 \cdot 10^{10}$	$1.643 \cdot 10^4$
925	111.957	$2.71 \cdot 10^{23}$	$4.962 \cdot 10^{19}$	$1.82 \cdot 10^9$	$6.443 \cdot 10^3$
1025	85.527	$2.564 \cdot 10^{21}$	$1.293 \cdot 10^{18}$	$3.17 \cdot 10^8$	$2.92 \cdot 10^3$
1125	67.999	$4.56 \cdot 10^{19}$	$5.631 \cdot 10^{16}$	$7.039 \cdot 10^7$	$1.484 \cdot 10^3$

Valores para traçar gráfico "energia Livre de Gibbs x Temperatura"

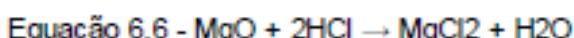
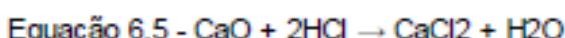
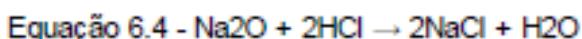
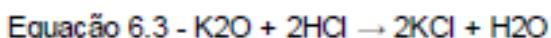
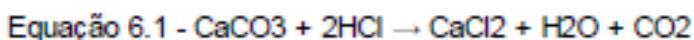
$$T - 273 = \Delta G_{R61}(T) = \Delta G_{R63}(T) = \Delta G_{R64}(T) = \Delta G_{R65}(T) = \Delta G_{R66}(T) =$$

25	-40460	-568346	-461605	-219227	-98248
125	-40474	-566396	-461045	-218706	-97261
225	-40909	-564132	-460300	-218154	-96119
325	-41556	-561505	-459413	-217547	-94909
425	-42326	-558493	-458402	-216872	-93665
525	-43176	-555085	-457277	-216126	-92405
625	-44079	-551277	-456041	-215304	-91139
725	-45023	-547064	-454700	-214405	-89874
825	-45996	-542444	-453253	-213429	-88612
925	-46993	-537416	-451703	-212373	-87358
1025	-48010	-531978	-450050	-211237	-86111
1125	-49043	-526130	-448295	-210022	-84875

Valores para traçar gráfico "Ln K x Temperatura"

$$T - 273 = \ln(K_{61}(T)) = \ln(K_{63}(T)) = \ln(K_{64}(T)) = \ln(K_{65}(T)) = \ln(K_{66}(T)) =$$

25	16.331	229.396	186.314	88.485	39.655
125	12.232	171.170	139.332	66.095	29.393
225	9.880	136.252	111.174	52.690	23.215
325	8.358	112.939	92.404	43.756	19.090
425	7.294	96.239	78.992	37.371	16.140
525	6.508	83.666	68.923	32.576	13.928
625	5.904	73.839	61.083	28.838	12.207
725	5.426	65.932	54.800	25.840	10.832
825	5.039	59.421	49.651	23.380	9.707
925	4.718	53.956	45.351	21.322	8.771
1025	4.449	49.296	41.704	19.574	7.979
1125	4.219	45.266	38.570	18.070	7.302



APÊNDICE F – Parâmetros químicos para controle do clínquer

Alguns parâmetros químicos são utilizados pela indústria cimenteira visando controlar a composição química da farinha crua e do clínquer mantendo uma produção mais homogênea possível para atender aos requisitos de qualidade. Segundo Silva (1994), a aptidão à queima ou queimabilidade de um cru pode ser estimada por meio de algumas relações entre as composições do cru, sendo os parâmetros químicos mais utilizados na indústria nacional: Fator de Saturação de Cal (FSC), Módulo de Sílica (MS) e o Módulo de Alumina (MA).

Segundo Taylor (1997) o FSC é utilizado a fim de analisar a taxa de alita, belita e cal livre presente no clínquer. Esse parâmetro mostra se o clínquer é susceptível a conter uma quantidade inaceitável de cal livre, indicando que esse composto estará presente no estado de equilíbrio à temperatura de clinquerização.

O MS determina a proporção de silicato de cálcio no clínquer. O aumento do módulo de sílica diminui a proporção de fase líquida em qualquer temperatura do forno, tornando assim o clínquer mais difícil de ser queimado (TAYLOR, 1997).

O MA determina a relação entre a porcentagem de alumina e ferro na Farinha. O ferro tem uma influência positiva na velocidade de reação entre a cal e a sílica. Portanto, quanto maior for o módulo de alumina, mais difícil será a queima do clínquer (TAYLOR, 1997).

As equações para o seu cálculo e a faixa de valores conhecidos pela literatura, como ideias para a formação do clínquer são apresentados respectivamente na Tabela F.1 nas Equações (F.1), (F.2) e (F.3).

Tabela F.1 – Equação dos parâmetros químicos e faixa de valores ideais para o clínquer

PARÂMETRO QUÍMICO	EQUAÇÃO	FAIXA DE VALORES
Fator de Saturação de Cal (FSC)	$\frac{100 CaO}{(2,8 SiO_2 + 1,2 Al_2O_3 + 0,65 Fe_2O_3)} \quad (F.1)$	88 - 98
Módulo de Sílica (MS)	$\frac{SiO_2}{(Al_2O_3 + Fe_2O_3)} \quad (F.2)$	2,4 – 3,7
Módulo de Alumina (MA)	$\frac{Al_2O_3}{Fe_2O_3} \quad (F.3)$	1,4 – 1,6

Fonte: Adaptado de Kihara e Marciano (1995)

Além disso, a análise da composição quantitativa das fases de formação do clínquer pode ser estimada empiricamente empregando-se as equações do método de Bogue. Essas equações foram desenvolvidas em 1929 por R. H. Bogue, em estudo que desenvolveu um método baseado a partir das análises químicas da relação estequiométrica dos quatro principais componentes do clínquer alita, belita, ferrita e aluminato, em relação à composição inicial da farinha cru (BELATO, 2013). Apesar de o método de Bogue ser o mais utilizado e difundido, merece destaque também os trabalhos de Newkirk (1952) e Midgley (1971).

As equações propostas por Bougue (1947) são apresentadas nas Equações (F.4), (F.5), (F.6) e (F.7).

$$C_3S = 4,07 CaO - 7,60 SiO_2 - 6,72 AL_2O_3 - 1,43 Fe_2O_3 \quad (F.4)$$

$$C_2S = 8,60 SiO_2 + 1,08 Fe_2O_3 + 5,07 AL_2O_3 - 3,07 CaO = 2,87 SiO_2 - 0,754 C_3S \quad (F.5)$$

$$C_3A = 2,65 AL_2O_3 - 1,69 Fe_2O_3 \quad (F.6)$$

$$C_4AF = 3,04 Fe_2O_3 \quad (F.7)$$

O método de Bogue é bastante empregado na indústria devido à simplicidade e rapidez na obtenção dos valores, mas, por se distanciar das características inerentes ao clínquer comercial, apresenta algumas limitações. Além de o método levar em consideração uma temperatura de clinquerização irreal, próxima de 2.000 °C, faixa na qual ocorre a perfeita combinação dos óxidos, o estudo restringe a constituição dos clínqueres aos compostos C_3S , C_2S , C_3A e C_4AF na forma pura, desprezando a existência de outros elementos (P_2O_5 , TiO_2 , MgO , K_2O , Na_2O e outros) que chegam a compor cerca de 9% do clínquer (TAYLOR, 1997).

Existem ainda outros fatores que levariam o método de Bogue a obtenção de resultados apenas indicativos. Segundo Marciano et al.(1987), entre os fatores destacam-se a ocorrência de partículas grossas e de difícil combinação o fato de as relações de clinquerização ocorrerem preferencialmente entre sólidos, com uma proporção relativa entre pequena de fases líquidas; a possibilidade de reconversões durante o resfriamento; os eventuais problemas de homogeneidade; e, ainda, o isolamento de cristais que permaneceram inclusos em outras fases sem que ocorra reação.

A Tabela F.2 apresenta uma composição média da farinha crua, a exemplo dos valores adotados no trabalho de Belato (2013), e será utilizado para exemplificar os cálculos acima descritos.

Tabela F.2 – Porcentagem da composição média da farinha crua

Composição da Farinha Crua em Base Mássica (%)								
CaCO ₃	SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	MgCO ₃	SO ₃	K ₂ O	Na ₂ O	TOTAL
67,129	21,010	5,408	3,413	1,574	0,405	0,951	0,109	99,999

Fonte: Belato (2013)

Com base na composição inicial da farinha crua, foi possível calcular os módulos de controle da mistura e a porcentagem em massa dos principais compostos do clínquer aplicando as Equações (F.4), (F.5), (F.6) e (F.7). Além disso, foi determinada a composição final do clínquer por meio dos cálculos estequiométricos das reações específicas de formação do clínquer.

Os cálculos do fator de saturação de cal, do módulo de sílica e do módulo de alumina são apresentados a seguir respectivamente nas Equações (F.8), (F.9) e (F.10).

$$FSC = \frac{100 \cdot 67,129}{2,8 \cdot 21,010 + 1,2 \cdot 5,408 + 0,65 \cdot 3,413} = 99,397 \quad (\text{F.8})$$

$$MS = \frac{21,010}{5,408+3,413} = 2,382 \quad (\text{F.9})$$

$$MA = \frac{5,408}{3,413} = 1,585 \quad (\text{F.10})$$

Comparando os valores encontrados com as faixas de variação encontrada na literatura (Tabela F.3), observa-se que o FSC apresentou valor próximo ao limite superior. Segundo Taylor (1997), apesar de o clínquer normalmente apresentar um FSC variando entre 0,92 a 0,98, na prática, valores acima da faixa são aceitos e indicam que a quantidade de cal livre que estará presente no clínquer será viável a sua produção. Segundo Silva (1994), o aumento do FSC também representa um aumento do consumo de calor.

Tabela F.3 – Módulo de controle da farinha crua

PARÂMETRO QUÍMICO	VALOR CALCULADO	FAIXA DE VALORES*
Fator de Saturação de Cal (FSC)	99,397	88 – 98
Módulo de Sílica (MS)	2,382	2,4 – 3,7
Módulo de Alumina (MA)	1,585	1,4 – 1,6

*Fonte: Kihara e Marciano (1995)

A Figura F.1 e Figura F.2, apresentadas no trabalho de Silva (1994), exibem a relação da temperatura de clinquerização com o MS e com o MA da amostra da farinha crua e indicam a qual temperatura ocorrerá a clinquerização, sendo considerado para a composição da farinha crua adotada o valor próximo à temperatura de 1.380°C.

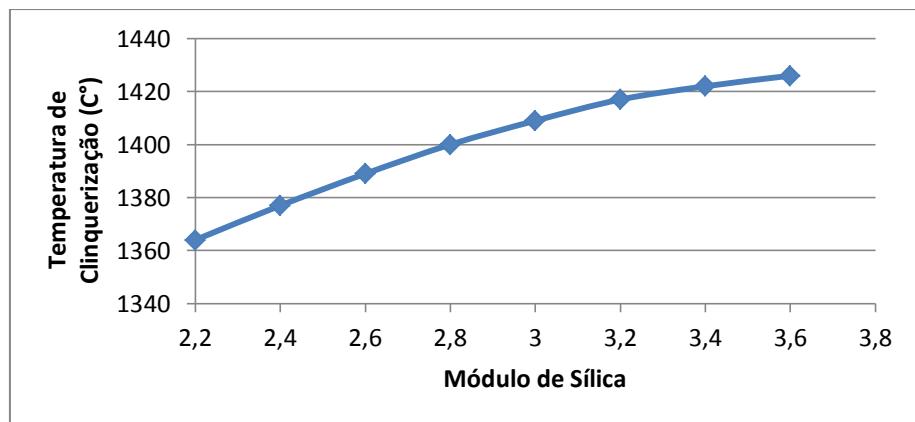


Figura F.1 - Temperatura de clinquerização em função do Módulo de Sílica

Fonte: Silva (1994)

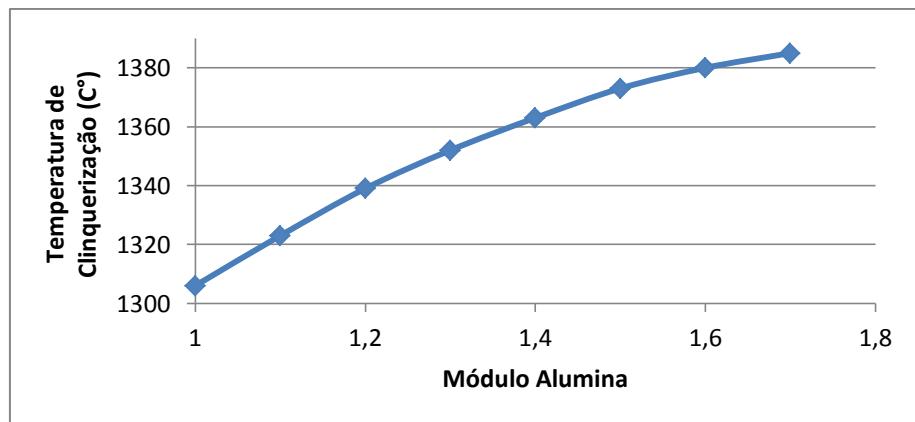


Figura F.2 – Temperatura de clinquerização em função do Módulo de Alumina

Fonte: Silva (1994)

Utilizando as equações propostas por Bouge (1947) e a porcentagem da composição química da farinha crua foi calculado os principais compostos do clínquer apresentados nas Equações (F.11), (F.12), (F.13) e (F.14).

$$C_3S = 4,07 \cdot 67,129 - 7,60 \cdot 21,010 - 6,72 \cdot 5,408 - 1,43 \cdot 3,413 = 72,317\% \quad (\text{F.11})$$

$$C_2S = 8,60 \cdot 21,010 + 1,08 \cdot 3,413 + 5,07 \cdot 5,408 - 3,07 \cdot 67,129 = 5,705\% \quad (\text{F.12})$$

$$C_3A = 2,65 \cdot 5,408 - 1,69 \cdot 3,413 = 8,563\% \quad (\text{F.13})$$

$$C_4AF = 3,04 \cdot 3,413 = 10,376\% \quad (\text{F.14})$$

APÊNDICE G – Cálculo das vazões mássicas dos gases na produção do clínquer

Cálculo da vazão mássica de produção de clínquer utilizando CDR 1

Produção de clínquer diária = P_{clq_dia}	$P_{clq_dia} := 3102.848$	Ton/dia
	$P_{clq_s} := \frac{P_{clq_dia} \cdot 1000}{3600 \cdot 24} = 35.912593$	
Produção de clínquer por/segundo = P_{clq_s}	$P_{clq_s} := \frac{P_{clq_dia} \cdot 1000}{86400} = 35.912593$	kg/s
Consumo específico de energia = $C_{energia}$	$CEC := 3150$	kJ/kg _{clq}
Consumo específico de energia calcinador = $C_{energia_cal}$	$CEC_{cal} := CEC \cdot 0.60 = 1890$	kJ/kg _{clq}
Consumo específico de energia forno = $C_{energia_forno}$	$CEC_{forno} := CEC \cdot 0.40 = 1260$	kJ/kg _{clq}
Relação massa de cru por massa de clínquer = $CruFarinha$	$CruFarinha := 1.4973$	kg _{cru} /kg _{farinha}

Massa Molecular dos Elementos Encontrados no Combustível

$MM_C := 12.0107$	$MM_{O_2} := 2 \cdot 15.9994$	$MM_S := 32.0650$	$MM_{Agua} := 18.0152$
$MM_{H_2} := 2 \cdot 1.0079$	$MM_{N_2} := 2 \cdot 14.0067$	$MM_{Cl} := 35.4530$	

Composição Química dos Combustíveis Utilizados no Processo de Queima

Composição Química do Coque de Petróleo

% de carbono no coque de petróleo = %C_Coque_Petr	$\%C_{Coque_Petr} := 85.65$	%
% de hidrogênio no coque de petróleo = %H2_Coque_Petr	$\%H_2_{Coque_Petr} := 3.95$	%
% de oxigênio no coque de petróleo = %O2_Coque_Petr	$\%O_2_{Coque_Petr} := 1.55$	%
% de nitrogênio no coque de petróleo = %N2_Coque_Petr	$\%N_2_{Coque_Petr} := 0.91$	%
% de enxofre no coque de petróleo = %S_Coque_Petr	$\%S_{Coque_Petr} := 6.04$	%
% de cloro no coque de petróleo = %Cl_Coque_Petr	$\%Cl_{Coque_Petr} := 0.00$	%
% de agua no coque de petróleo = %Agua_Coque_Petr	$\%Agua_{Coque_Petr} := 0.00$	%
Poder calorífico inferior do coque de petróleo = PCI_Coque_Petr	$PCI_{Coque_Petr} := 31112$	kJ/kg

Composição Química da Carvão Mineral

$$\% \text{ de carbono na Carvão} = \%C_{\text{Carvão}}$$

$$\%C_{\text{Carvao}} := 74.61 \quad \%$$

$$\% \text{ de hidrogênio na Carvão} = \%H_{2\text{-Carvão}}$$

$$\%H_{2\text{-Carvao}} := 4.88 \quad \%$$

$$\% \text{ de oxigênio na Carvão} = \%O_{2\text{-Carvão}}$$

$$\%O_{2\text{-Carvao}} := 9.51 \quad \%$$

$$\% \text{ de nitrogênio na Carvão} = \%N_{2\text{-Carvão}}$$

$$\%N_{2\text{-Carvao}} := 1.46 \quad \%$$

$$\% \text{ de enxofre na Carvão} = \%S_{\text{Carvão}}$$

$$\%S_{\text{Carvao}} := 0.59 \quad \%$$

$$\% \text{ de cloro no Carvão} = \%Cl_{\text{Carvão}}$$

$$\%Cl_{\text{Carvao}} := 0.00 \quad \%$$

$$\% \text{ de agua na Carvão} = \%Agua_{\text{Carvão}}$$

$$\%Agua_{\text{Carvao}} := 4.55 \quad \%$$

$$\text{Poder calorífico inferior do Carvão} = PCI_{\text{Carvão}}$$

$$PCI_{\text{CARVAO}} := 29168 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Composição Química da Moinha de carvão vegetal

$$\% \text{ de carbono na Moinha} = \%C_{\text{Moinha}}$$

$$\%C_{\text{Moinha}} := 70.64 \quad \%$$

$$\% \text{ de hidrogênio na moinha} = \%H_{2\text{-Moinha}}$$

$$\%H_{2\text{-Moinha}} := 0.29 \quad \%$$

$$\% \text{ de oxigênio na moinha} = \%O_{2\text{-Moinha}}$$

$$\%O_{2\text{-Moinha}} := 0.0 \quad \%$$

$$\% \text{ de nitrogênio na moinha} = \%N_{2\text{-Moinha}}$$

$$\%N_{2\text{-Moinha}} := 1.02 \quad \%$$

$$\% \text{ de enxofre na moinha} = \%S_{\text{Moinha}}$$

$$\%S_{\text{Moinha}} := 0.29 \quad \%$$

$$\% \text{ de cloro na moinha} = \%Cl_{\text{Moinha}}$$

$$\%Cl_{\text{Moinha}} := 0.00 \quad \%$$

$$\% \text{ de agua na moinha} = \%Agua_{\text{Moinha}}$$

$$\%Agua_{\text{Moinha}} := 1.78 \quad \%$$

$$\text{Poder calorífico inferior da Moinha} = PCI_{\text{Moinha}}$$

$$PCI_{\text{Moinha}} := 21648 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Composição Química do Pneu

% de carbono no pneu = %C_Pneu	$\%C_{Pneu} := 74.30$	%
% de hidrogênio no pneu = %H2_Pneu	$\%H_2_{Pneu} := 7.20$	%
% de oxigênio no pneu = %O2_Pneu	$\%O_2_{Pneu} := 15.89$	%
% de nitrogênio no pneu = %N2_Pneu	$\%N_2_{Pneu} := 0.90$	%
% de enxofre no pneu = %S_Pneu	$\%S_{Pneu} := 1.71$	%
% de cloro no pneu = %Cl_Pneu	$\%Cl_{Pneu} := 0.00$	%
% de agua no pneu = %Agua_Pneu	$\%Agua_{Pneu} := 0.00$	%
Poder calorífico inferior do pneu = PCI_Pneu	$PCI_{Pneu} := 28881$	$\frac{kJ}{kg}$

Composição Química do Jornal

% de carbono na Jornal = %C_Jornal	$\%C_{Jornal} := 52.10$	%
% de hidrogênio na Jornal = %H2_Jornal	$\%H_2_{Jornal} := 5.90$	%
% de oxigênio na Jornal = %O2_Jornal	$\%O_2_{Jornal} := 41.86$	%
% de nitrogênio na Jornal = %N2_Jornal	$\%N_2_{Jornal} := 0.11$	%
% de enxofre na Jornal = %S_Jornal	$\%S_{Jornal} := 0.03$	%
% de cloro na Jornal = %Cl_Jornal	$\%Cl_{Jornal} := 0.00$	%
% de agua na Jornal = %Agua_Jornal	$\%Agua_{Jornal} := 0.00$	%
Poder calorífico inferior do Jornal = PCI_Jornal	$PCI_{Jornal} := 17973$	$\frac{kJ}{kg}$

Composição Química do Papelão

$$\% \text{ de carbono no papelão} = \%C_{\text{Papelão}}$$

$$\%C_{\text{Papelão}} := 39.93 \quad \%$$

$$\% \text{ de hidrogênio no papelão} = \%H_{2\text{ }}_{\text{Papelão}}$$

$$\%H_{2\text{ }}_{\text{Papelão}} := 5.40 \quad \%$$

$$\% \text{ de oxigênio no papelão} = \%O_{2\text{ }}_{\text{Papelão}}$$

$$\%O_{2\text{ }}_{\text{Papelão}} := 38.64 \quad \%$$

$$\% \text{ de nitrogênio no papelão} = \%N_{2\text{ }}_{\text{Papelão}}$$

$$\%N_{2\text{ }}_{\text{Papelão}} := 0.00 \quad \%$$

$$\% \text{ de enxofre no papelão} = \%S_{\text{ }}_{\text{Papelão}}$$

$$\%S_{\text{ }}_{\text{Papelão}} := 0.03 \quad \%$$

$$\% \text{ de cloro no papelão} = \%Cl_{\text{ }}_{\text{Papelão}}$$

$$\%Cl_{\text{ }}_{\text{Papelão}} := 0.00 \quad \%$$

$$\% \text{ de agua no papelão} = \%Agua_{\text{ }}_{\text{Papelão}}$$

$$\%Agua_{\text{ }}_{\text{Papelão}} := 0.00 \quad \%$$

$$\text{Poder calorífico inferior do papelão} = PCI_{\text{ }}_{\text{Papelão}}$$

$$PCI_{\text{ }}_{\text{Papelão}} := 14485 \quad \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Composição Química do Revista

$$\% \text{ de carbono na Revista} = \%C_{\text{Revista}}$$

$$\%C_{\text{Revista}} := 35.50 \quad \%$$

$$\% \text{ de hidrogênio na Revista} = \%H_{2\text{ }}_{\text{Revista}}$$

$$\%H_{2\text{ }}_{\text{Revista}} := 4.60 \quad \%$$

$$\% \text{ de oxigênio na Revista} = \%O_{2\text{ }}_{\text{Revista}}$$

$$\%O_{2\text{ }}_{\text{Revista}} := 35.96 \quad \%$$

$$\% \text{ de nitrogênio na Revista} = \%N_{2\text{ }}_{\text{Revista}}$$

$$\%N_{2\text{ }}_{\text{Revista}} := 0.45 \quad \%$$

$$\% \text{ de enxofre na Revista} = \%S_{\text{ }}_{\text{Revista}}$$

$$\%S_{\text{ }}_{\text{Revista}} := 0.00 \quad \%$$

$$\% \text{ de cloro na Revista} = \%Cl_{\text{ }}_{\text{Revista}}$$

$$\%Cl_{\text{ }}_{\text{Revista}} := 0.00 \quad \%$$

$$\% \text{ de agua na Revista} = \%Agua_{\text{ }}_{\text{Revista}}$$

$$\%Agua_{\text{ }}_{\text{Revista}} := 0.00 \quad \%$$

$$\text{Poder calorífico inferior do Revista} = PCI_{\text{ }}_{\text{Revista}}$$

$$PCI_{\text{ }}_{\text{Revista}} := 11305 \quad \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Composição Química do CDR

% de carbono no CDR = %C_CDR	%C_CDR := 38.40	%
% de hidrogênio no CDR = %H2_CDR	%H2_CDR := 5.60	%
% de oxigênio no CDR = %O2_CDR	%O2_CDR := 37.30	%
% de nitrogênio no CDR = %N2_CDR	%N2_CDR := 1.30	%
% de enxofre no CDR = %S_CDR	%S_CDR := 0.10	%
% de cloro no CDR = %Cl_CDR	%Cl_CDR := 0.10	%
% de agua no CDR = %Agua_CDR	%Agua_CDR := 0.00	%
Poder calorífico inferior do CDR = PCI_CDR	PCI_CDR := 12966	$\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$

Composição Química do Cavaco de Madeira

% de carbono no Cavaco de Madeira = %C_Cmadeira	%C_Cmadeira := 48.10	%
% de hidrogênio no Cavaco de Madeira = %H2_Cmadeira	%H2_Cmadeira := 5.99	%
% de oxigênio no Cavaco de Madeira = %O2_Cmadeira	%O2_Cmadeira := 45.74	%
% de nitrogênio no Cavaco de Madeira = %N2_Cmadeira	%N2_Cmadeira := 0.08	%
% de enxofre no Cavaco de Madeira = %S_Cmadeira	%S_Cmadeira := 0.00	%
% de cloro no Cavaco de Madeira = %Cl_Cmadeira	%Cl_Cmadeira := 0.00	%
% de agua no Cavaco de Madeira = %Agua_Cmadeira	%Agua_Cmadeira := 0.00	%
Poder calorífico inferior do Cavaco de Madeira = PCI_CMADEIRA	PCI_CMADEIRA := 18569	$\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$

Composição Química do Tetra Pak

% de carbono no Tetra Pak = %C_TPAK	%C_TPAK := 48.00	%
% de hidrogênio no Tetra Pak = %H2_TPAK	%H2_TPAK := 6.30	%
% de oxigênio no Tetra Pak = %O2_TPAK	%O2_TPAK := 39.04	%
% de nitrogênio no Tetra Pak = %N2_TPAK	%N2_TPAK := 0.08	%
% de enxofre no Tetra Pak = %S_TPAK	%S_TPAK := 0.00	%
% de cloro no Tetra Pak = %Cl_TPAK	%Cl_TPAK := 0.00	%
% de agua no Tetra Pak = %Agua_TPAK	%Agua_TPAK := 0.00	%
Poder calorífico inferior do Tetra Pak = PCI_TPAK	PCI_TPAK := 17103	kJ/kg

Composição Química do PA - Poliamida

% de carbono no PA = %C_PA	%C_PA := 62.70	%
% de hidrogênio no PA = %H2_PA	%H2_PA := 9.70	%
% de oxigênio no PA = %O2_PA	%O2_PA := 5.12	%
% de nitrogênio no PA = %N2_PA	%N2_PA := 10.67	%
% de enxofre no PA = %S_PA	%S_PA := 0.00	%
% de cloro no PA = %Cl_PA	%Cl_PA := 0.00	%
% de agua no PA = %Agua_PA	%Agua_PA := 0.00	%
Poder calorífico inferior do PA = PCI_PA	PCI_PA := 30418	kJ/kg

Composição Química do PC - Policarbonato

% de carbono no PC = %C_PC	%C_PC := 74.10	%
% de hidrogênio no PC = %H2_PC	%H2_PC := 5.50	%
% de oxigênio no PC = %O2_PC	%O2_PC := 6.50	%
% de nitrogênio no PC = %N2_PC	%N2_PC := 0.22	%
% de enxofre no PC = %S_PC	%S_PC := 0.00	%
% de cloro no PC = %Cl_PC	%Cl_PC := 0.00	%
% de agua no PC = %Agua_PC	%Agua_PC := 0.00	%
Poder calorífico inferior do PC = PCI_PC	PCI_PC := 30963	$\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$

Composição Química do PEBD - Polietileno de Baixa Densidade

% de carbono no PEBD = %C_PEBD	%C_PEBD := 83.72	%
% de hidrogênio no PEBD = %H2_PEBD	%H2_PEBD := 13.16	%
% de oxigênio no PEBD = %O2_PEBD	%O2_PEBD := 2.37	%
% de nitrogênio no PEBD = %N2_PEBD	%N2_PEBD := 0.00	%
% de enxofre no PEBD = %S_PEBD	%S_PEBD := 0.00	%
% de cloro no PEBD = %Cl_PEBD	%Cl_PEBD := 0.00	%
% de agua no PEBD = %Agua_PEBD	%Agua_PEBD := 0.00	%
Poder calorífico inferior do PEBD = PCI_PEBD	PCI_PEBD := 43010	$\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$

Composição Química do PEAD - Polietileno de Alta Densidade

% de carbono no PEAD = %C_Pead	%C_Pead := 84.90	%
% de hidrogênio no PEAD = %H2_Pead	%H2_Pead := 13.35	%
% de oxigênio no PEAD = %O2_Pead	%O2_Pead := 1.68	%
% de nitrogênio no PEAD = %N2_Pead	%N2_Pead := 0.00	%
% de enxofre no PEAD = %S_Pead	%S_Pead := 0.00	%
% de cloro no PEAD = %Cl_Pead	%Cl_Pead := 0.00	%
% de agua no PEAD = %Agua_Pead	%Agua_Pead := 0.00	%
Poder calorífico inferior do PEAD = PCI_Pead	PCI_Pead := 43887	kJ/kg

Composição Química do PP - Polipropileno

% de carbono no PP = %C_PP	%C_PP := 86.10	%
% de hidrogênio no PP = %H2_PP	%H2_PP := 13.70	%
% de oxigênio no PP = %O2_PP	%O2_PP := 0.20	%
% de nitrogênio no PP = %N2_PP	%N2_PP := 0.00	%
% de enxofre no PP = %S_PP	%S_PP := 0.00	%
% de cloro no PP = %Cl_PP	%Cl_PP := 0.00	%
% de agua no PP = %Agua_PP	%Agua_PP := 0.00	%
Poder calorífico inferior do PP = PCI_PP	PCI_PP := 43319	kJ/kg

Composição Química do PS - Poliestireno

% de carbono no PS = %C_PS	%C_PS := 92.70	%
% de hidrogênio no PS = %H2_PS	%H2_PS := 7.90	%
% de oxigênio no PS = %O2_PS	%O2_PS := 0.00	%
% de nitrogênio no PS = %N2_PS	%N2_PS := 0.00	%
% de enxofre no PS = %S_PS	%S_PS := 0.00	%
% de cloro no PS = %Cl_PS	%Cl_PS := 0.00	%
% de agua no PS = %Agua_PS	%Agua_PS := 0.00	%
Poder calorífico inferior do PS = PCI_PS	PCI_PS := 40323	$\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$

Composição Química do PET - Politereftalato de Etileno

% de carbono no PET = %C_PET	%C_PET := 69.24	%
% de hidrogênio no PET = %H2_PET	%H2_PET := 7.61	%
% de oxigênio no PET = %O2_PET	%O2_PET := 23.09	%
% de nitrogênio no PET = %N2_PET	%N2_PET := 0.00	%
% de enxofre no PET = %S_PET	%S_PET := 0.07	%
% de cloro no PET = %Cl_PET	%Cl_PET := 0.00	%
% de agua no PET = %Agua_PET	%Agua_PET := 0.00	%
Poder calorífico inferior do PET = PCI_PET	PCI_PET := 21648	$\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$

Composição Química do PVC - Policloreto de Vinila

$$\% \text{ de carbono no PVC} = \%C_{\text{PVC}} \quad \%C_{\text{PVC}} := 44.62 \quad \%$$

$$\% \text{ de hidrogênio no PVC} = \%H_{2\text{-PVC}} \quad \%H_{2\text{-PVC}} := 5.81 \quad \%$$

$$\% \text{ de oxigênio no PVC} = \%O_{2\text{-PVC}} \quad \%O_{2\text{-PVC}} := 3.27 \quad \%$$

$$\% \text{ de nitrogênio no PVC} = \%N_{2\text{-PVC}} \quad \%N_{2\text{-PVC}} := 0.04 \quad \%$$

$$\% \text{ de enxofre no PVC} = \%S_{\text{PVC}} \quad \%S_{\text{PVC}} := 0.17 \quad \%$$

$$\% \text{ de cloro no PVC} = \%Cl_{\text{PVC}} \quad \%Cl_{\text{PVC}} := 46.10 \quad \%$$

$$\% \text{ de agua no PVC} = \%Agua_{\text{PVC}} \quad \%Agua_{\text{PVC}} := 0.00 \quad \%$$

$$\text{Poder calorífico inferior do PVC} = PCI_{\text{PVC}} \quad PCI_{\text{PVC}} := 22553 \quad \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Cálculo do Consumo da Farinha

CaCO_3	$\text{MM}_{\text{CaCO}_3} := 100.0869$	$\%_{\text{CaCO}_3} := \frac{76.162}{100}$	$\text{Cons}_{\text{CaCO}_3} := \text{CruFarinha} \cdot \text{Pclq}_5 \cdot \frac{\%_{\text{CaCO}_3}}{\text{MM}_{\text{CaCO}_3}}$
SiO_2	$\text{MM}_{\text{SiO}_2} := 60.0843$	$\%_{\text{SiO}_2} := \frac{12.952}{100}$	$\text{Cons}_{\text{SiO}_2} := \text{CruFarinha} \cdot \text{Pclq}_5 \cdot \frac{\%_{\text{SiO}_2}}{\text{MM}_{\text{SiO}_2}}$
Al_2O_3	$\text{MM}_{\text{Al}_2\text{O}_3} := 101.9612$	$\%_{\text{Al}_2\text{O}_3} := \frac{3.484}{100}$	$\text{Cons}_{\text{Al}_2\text{O}_3} := \text{CruFarinha} \cdot \text{Pclq}_5 \cdot \frac{\%_{\text{Al}_2\text{O}_3}}{\text{MM}_{\text{Al}_2\text{O}_3}}$
Fe_2O_3	$\text{MM}_{\text{Fe}_2\text{O}_3} := 159.6882$	$\%_{\text{Fe}_2\text{O}_3} := \frac{1.884}{100}$	$\text{Cons}_{\text{Fe}_2\text{O}_3} := \text{CruFarinha} \cdot \text{Pclq}_5 \cdot \frac{\%_{\text{Fe}_2\text{O}_3}}{\text{MM}_{\text{Fe}_2\text{O}_3}}$
MgCO_3	$\text{MM}_{\text{MgCO}_3} := 84.3139$	$\%_{\text{MgCO}_3} := \frac{3.615}{100}$	$\text{Cons}_{\text{MgCO}_3} := \text{CruFarinha} \cdot \text{Pclq}_5 \cdot \frac{\%_{\text{MgCO}_3}}{\text{MM}_{\text{MgCO}_3}}$
SO_3	$\text{MM}_{\text{SO}_3} := 80.0632$	$\%_{\text{SO}_3} := \frac{0.932}{100}$	$\text{Cons}_{\text{SO}_3} := \text{CruFarinha} \cdot \text{Pclq}_5 \cdot \frac{\%_{\text{SO}_3}}{\text{MM}_{\text{SO}_3}}$
Na_2O	$\text{MM}_{\text{Na}_2\text{O}} := 61.9788$	$\%_{\text{Na}_2\text{O}} := \frac{0.030}{100}$	$\text{Cons}_{\text{Na}_2\text{O}} := \text{CruFarinha} \cdot \text{Pclq}_5 \cdot \frac{\%_{\text{Na}_2\text{O}}}{\text{MM}_{\text{Na}_2\text{O}}}$
K_2O	$\text{MM}_{\text{K}_2\text{O}} := 94.1960$	$\%_{\text{K}_2\text{O}} := \frac{0.810}{100}$	$\text{Cons}_{\text{K}_2\text{O}} := \text{CruFarinha} \cdot \text{Pclq}_5 \cdot \frac{\%_{\text{K}_2\text{O}}}{\text{MM}_{\text{K}_2\text{O}}}$
P_2O_5	$\text{MM}_{\text{P}_2\text{O}_5} := 141.9445$	$\%_{\text{P}_2\text{O}_5} := \frac{0.132}{100}$	$\text{Cons}_{\text{P}_2\text{O}_5} := \text{CruFarinha} \cdot \text{Pclq}_5 \cdot \frac{\%_{\text{P}_2\text{O}_5}}{\text{MM}_{\text{P}_2\text{O}_5}}$
TiO_2	$\text{MM}_{\text{TiO}_2} := 79.8658$	$\%_{\text{TiO}_2} := \frac{0.00}{100}$	$\text{Cons}_{\text{TiO}_2} := \text{CruFarinha} \cdot \text{Pclq}_5 \cdot \frac{\%_{\text{TiO}_2}}{\text{MM}_{\text{TiO}_2}}$
H_2O	$\text{MM}_{\text{H}_2\text{O}} := 18.0153$	$\%_{\text{H}_2\text{O}} := \frac{0.00}{100}$	$\text{Cons}_{\text{H}_2\text{O}} := \text{CruFarinha} \cdot \text{Pclq}_5 \cdot \frac{\%_{\text{H}_2\text{O}}}{\text{MM}_{\text{H}_2\text{O}}}$

Porcentagem de Calcinação no Forno e no Calcinador

$$\begin{aligned} \%_{\text{Calc}_{\text{CalcinadorCaCO}_3}} &:= \frac{90}{100} & \%_{\text{Calc}_{\text{CalcinadorMgCO}_3}} &:= \frac{100}{100} \\ \text{CalcPre}_{\text{CaCO}_3} &:= \text{Cons}_{\text{CaCO}_3} \cdot \%_{\text{Calc}_{\text{CalcinadorCaCO}_3}} & \text{CalcPre}_{\text{CaCO}_3} &= 0.368264 \quad (\text{kmol/s}) \\ \text{CalcPre}_{\text{MgCO}_3} &:= \text{Cons}_{\text{MgCO}_3} \cdot \%_{\text{Calc}_{\text{CalcinadorMgCO}_3}} & \text{CalcPre}_{\text{MgCO}_3} &= 0.023055 \quad (\text{kmol/s}) \\ \%_{\text{Calc}_{\text{FornoCaCO}_3}} &:= \frac{10}{100} & \%_{\text{Calc}_{\text{FornoMgCO}_3}} &:= \frac{0}{100} \\ \text{CalcFor}_{\text{CaCO}_3} &:= \text{Cons}_{\text{CaCO}_3} \cdot \%_{\text{Calc}_{\text{FornoCaCO}_3}} & \text{CalcFor}_{\text{CaCO}_3} &= 0.040918 \quad (\text{kmol/s}) \\ \text{CalcFor}_{\text{MgCO}_3} &:= \text{Cons}_{\text{MgCO}_3} \cdot \%_{\text{Calc}_{\text{FornoMgCO}_3}} & \text{CalcFor}_{\text{MgCO}_3} &= 0 \quad (\text{kmol/s}) \end{aligned}$$

Mistura Dos Combustíveis

CALCINADOR

$\%Coque_{cal} := \frac{50}{100}$
$\%Carvao_{cal} := \frac{0}{100}$
$\%Moinha_{cal} := \frac{0}{100}$
$\%Pneu_{cal} := \frac{16.666}{100}$
$\%Jornal_{cal} := \frac{0}{100}$
$\%Papelao_{cal} := \frac{0}{100}$
$\%Revista_{cal} := \frac{0}{100}$
$\%CDR_{cal} := \frac{33.333}{100}$
$\%Madeira_{cal} := \frac{0}{100}$
$\%TetraPak_{cal} := \frac{0}{100}$
$\%PA_{cal} := \frac{0}{100}$
$\%PC_{cal} := \frac{0}{100}$
$\%PEBD_{cal} := \frac{0}{100}$
$\%PEAD_{cal} := \frac{0}{100}$
$\%PP_{cal} := \frac{0}{100}$
$\%PS_{cal} := \frac{0}{100}$
$\%PET_{cal} := \frac{0}{100}$
$\%PVC_{cal} := \frac{0}{100}$

FORNO

$\%Coque_{forno} := \frac{100}{100}$
$\%Carvao_{forno} := \frac{0}{100}$
$\%Moinha_{forno} := \frac{0}{100}$
$\%Pneu_{forno} := \frac{0}{100}$
$\%Jornal_{forno} := \frac{0}{100}$
$\%Papelao_{forno} := \frac{0}{100}$
$\%Revista_{forno} := \frac{0}{100}$
$\%CDR_{forno} := \frac{0}{100}$
$\%Madeira_{forno} := \frac{0}{100}$
$\%TetraPak_{forno} := \frac{0}{100}$
$\%PA_{forno} := \frac{0}{100}$
$\%PC_{forno} := \frac{0}{100}$
$\%PEBD_{forno} := \frac{0}{100}$
$\%PEAD_{forno} := \frac{0}{100}$
$\%PP_{forno} := \frac{0}{100}$
$\%PS_{forno} := \frac{0}{100}$
$\%PET_{forno} := \frac{0}{100}$
$\%PVC_{forno} := \frac{0}{100}$

SOMA%CALCINADOR := ($\%Coque_{cal} + \%Carvao_{cal} + \%Moinha_{cal} + \%Pneu_{cal} + \%Jornal_{cal} + \%Papelao_{cal}$)

SOMA%FORNO := ($\%Coque_{forno} + \%Carvao_{forno} + \%Moinha_{forno} + \%Pneu_{forno} + \%Jornal_{forno} + \%Pape$)

SOMA%CALCINADOR = 99.99% %

SOMA%FORNO = 100 %

VAZÃO DE COMBUSTÍVEL NO CALCINADOR

$$\text{Vazao}_{\text{coquecal}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{cal}} \cdot \% \text{Coque}_{\text{cal}})}{\text{PCI Coque Petr}} = 1.090814 \quad (\text{kg}_{\text{comb}}/\text{s})$$

$$\text{Vazao}_{\text{carvaocal}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{cal}} \cdot \% \text{Carvao}_{\text{cal}})}{\text{PCI_CARVAO}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{moinhalcal}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{cal}} \cdot \% \text{Moinha}_{\text{cal}})}{\text{PCI_Moinha}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{pneuocal}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{cal}} \cdot \% \text{Pneu}_{\text{cal}})}{\text{PCI_Pneu}} = 0.391677$$

$$\text{Vazao}_{\text{jornalcal}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{cal}} \cdot \% \text{Jornal}_{\text{cal}})}{\text{PCI_Jornal}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{papelaocal}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{cal}} \cdot \% \text{Papelao}_{\text{cal}})}{\text{PCI_Papelão}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{revistacal}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{cal}} \cdot \% \text{Revista}_{\text{cal}})}{\text{PCI_Revista}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{CDRcal}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{cal}} \cdot \% \text{CDR}_{\text{cal}})}{\text{PCI_CDR}} = 1.744926$$

$$\text{Vazao}_{\text{madeiracal}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{cal}} \cdot \% \text{Madeira}_{\text{cal}})}{\text{PCI_CMADEIRA}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{tetrapakcal}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{cal}} \cdot \% \text{TetraPak}_{\text{cal}})}{\text{PCI_TPAK}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{PAcal}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{cal}} \cdot \% \text{PA}_{\text{cal}})}{\text{PCI_PA}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{PCcal}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{cal}} \cdot \% \text{PC}_{\text{cal}})}{\text{PCI_PC}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{PEBDcal}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{cal}} \cdot \% \text{PEBD}_{\text{cal}})}{\text{PCI_PEBD}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{PEADcal}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{cal}} \cdot \% \text{PEAD}_{\text{cal}})}{\text{PCI_PEAD}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{PPcal}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{cal}} \cdot \% \text{PP}_{\text{cal}})}{\text{PCI_PP}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{PScal}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{cal}} \cdot \% \text{PS}_{\text{cal}})}{\text{PCI_PS}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{PETcal}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{cal}} \cdot \% \text{PET}_{\text{cal}})}{\text{PCI_PET}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{PVCcal}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{cal}} \cdot \% \text{PVC}_{\text{cal}})}{\text{PCI_PVC}} = 0$$

VAZÃO DE COMBUSTÍVEL NO FORNO

$$\text{Vazao}_{\text{coqueforno}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{forno}} \cdot \%_{\text{Coque}_{\text{forno}}})}{\text{PCI}_{\text{Coque_Petr}}} = 1.454418 \quad (\text{kg}_{\text{comb}}/\text{s})$$

$$\text{Vazao}_{\text{carvaoforno}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{forno}} \cdot \%_{\text{Carvao}_{\text{forno}}})}{\text{PCI}_{\text{CARVAO}}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{moinhaforno}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{forno}} \cdot \%_{\text{Moinha}_{\text{forno}}})}{\text{PCI}_{\text{Moinha}}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{pneuforno}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{forno}} \cdot \%_{\text{Pneu}_{\text{forno}}})}{\text{PCI}_{\text{Pneu}}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{jornalforno}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{forno}} \cdot \%_{\text{Jornal}_{\text{forno}}})}{\text{PCI}_{\text{Jornal}}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{papelaoftorno}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{forno}} \cdot \%_{\text{Papelao}_{\text{forno}}})}{\text{PCI}_{\text{Papelao}}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{revistaftorno}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{forno}} \cdot \%_{\text{Revista}_{\text{forno}}})}{\text{PCI}_{\text{Revista}}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{CDRforno}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{forno}} \cdot \%_{\text{CDR}_{\text{forno}}})}{\text{PCI}_{\text{CDR}}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{madeiraftorno}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{forno}} \cdot \%_{\text{Madeira}_{\text{forno}}})}{\text{PCI}_{\text{CMADEIRA}}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{tetrapakforno}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{forno}} \cdot \%_{\text{TetraPak}_{\text{forno}}})}{\text{PCI}_{\text{TPAK}}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{PAforno}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{forno}} \cdot \%_{\text{PA}_{\text{forno}}})}{\text{PCI}_{\text{PA}}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{PCforno}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{forno}} \cdot \%_{\text{PC}_{\text{forno}}})}{\text{PCI}_{\text{PC}}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{PEBDforno}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{forno}} \cdot \%_{\text{PEBD}_{\text{forno}}})}{\text{PCI}_{\text{PEBD}}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{PEADforno}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{forno}} \cdot \%_{\text{PEAD}_{\text{forno}}})}{\text{PCI}_{\text{PEAD}}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{PPforno}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{forno}} \cdot \%_{\text{PP}_{\text{forno}}})}{\text{PCI}_{\text{PP}}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{PSforno}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{forno}} \cdot \%_{\text{PS}_{\text{forno}}})}{\text{PCI}_{\text{PS}}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{PETforno}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{forno}} \cdot \%_{\text{PET}_{\text{forno}}})}{\text{PCI}_{\text{PET}}} = 0$$

$$\text{Vazao}_{\text{PVCforno}} := \frac{(\text{Pclq}_5 \cdot \text{CEC}_{\text{forno}} \cdot \%_{\text{PVC}_{\text{forno}}})}{\text{PCI}_{\text{PVC}}} = 0$$

ELEMENTOS QUÍMICOS NA COMBUSTÃO DO FORNO

CARBONO (C)

$$C_{coquef} := Vazaocoqueforno \cdot \frac{\%C_Coque_Petr\cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{carvaof} := Vazaocarvaoforno \cdot \frac{\%C_Carvao\cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{moinhaf} := Vazaomoinhaforno \cdot \frac{\%C_Moinha\cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{pneuf} := Vazaopneuforno \cdot \frac{\%C_Pneu\cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{jornalf} := Vazaojornalforno \cdot \frac{\%C_Jornal\cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{papelaof} := Vazaopapelaofomo \cdot \frac{\%C_Papelao\cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{revistaf} := Vazaorevistaformo \cdot \frac{\%C_Revista\cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{CDRf} := VazaocDRforno \cdot \frac{\%C_CDR\cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{madeiraf} := Vazaomadeiraformo \cdot \frac{\%C_Cmadeira\cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{tetrapakf} := Vazaotetrapakforno \cdot \frac{\%C_TPAK\cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{PAf} := VazaopAforno \cdot \frac{\%C_PA\cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{PCf} := VazaopCfomo \cdot \frac{\%C_PC\cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{PEBDf} := VazaopeBDforno \cdot \frac{\%C_PEBD\cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{PEADf} := VazaopeADforno \cdot \frac{\%C_PEAD\cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{PPf} := Vazaoppforno \cdot \frac{\%C_pp\cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{PSf} := Vazaopsforno \cdot \frac{\%C_PS\cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{PETf} := VazaopETforno \cdot \frac{\%C_PET\cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{PVCf} := VazaopVCforno \cdot \frac{\%C_PVC\cdot 0.01}{MM_C}$$

$$SOMACf = 0.103717$$

HIDROGÊNIO (H₂)

$$\begin{aligned}
 H_{2coquef} &:= Vazao_{coqueforno} \cdot \frac{\%H_2_Coque_Petr\cdot 0.01}{MM_{H2}} \\
 H_{2carvaof} &:= Vazao_{carvaoforno} \cdot \frac{\%H_2_Carvao\cdot 0.01}{MM_{H2}} \\
 H_{2moinhaf} &:= Vazao_{moinhaforno} \cdot \frac{\%H_2_Moinha\cdot 0.01}{MM_{H2}} \\
 H_{2pneuf} &:= Vazao_{pneuforno} \cdot \frac{\%H_2_Pneu\cdot 0.01}{MM_{H2}} \\
 H_{2jornalf} &:= Vazao_{jornalforno} \cdot \frac{\%H_2_Jornal\cdot 0.01}{MM_{H2}} \\
 H_{2papelaof} &:= Vazao_{papelaoforno} \cdot \frac{\%H_2_Papelao\cdot 0.01}{MM_{H2}} \\
 H_{2revistaf} &:= Vazao_{revistaforno} \cdot \frac{\%H_2_Revista\cdot 0.01}{MM_{H2}} \\
 H_{2CDRf} &:= Vazao_{CDRforno} \cdot \frac{\%H_2_CDR\cdot 0.01}{MM_{H2}} \\
 H_{2madeiraf} &:= Vazao_{madeiraformo} \cdot \frac{\%H_2_Cmadeira\cdot 0.01}{MM_{H2}} \\
 H_{2tetrapakf} &:= Vazao_{tetrapakforno} \cdot \frac{\%H_2_TPAK\cdot 0.01}{MM_{H2}} \\
 H_{2PAf} &:= Vazao_{PAforno} \cdot \frac{\%H_2_PA\cdot 0.01}{MM_{H2}} \\
 H_{2PCf} &:= Vazao_{PCforno} \cdot \frac{\%H_2_PC\cdot 0.01}{MM_{H2}} \\
 H_{2PEBDf} &:= Vazao_{PEBDforno} \cdot \frac{\%H_2_PEBD\cdot 0.01}{MM_{H2}} \\
 H_{2PEADf} &:= Vazao_{PEADforno} \cdot \frac{\%H_2_PEAD\cdot 0.01}{MM_{H2}} \\
 H_{2PPf} &:= Vazao_{PPforno} \cdot \frac{\%H_2_PP\cdot 0.01}{MM_{H2}} \\
 H_{2PSf} &:= Vazao_{PSforno} \cdot \frac{\%H_2_PS\cdot 0.01}{MM_{H2}} \\
 H_{2PETf} &:= Vazao_{PETforno} \cdot \frac{\%H_2_PET\cdot 0.01}{MM_{H2}} \\
 H_{2PVCf} &:= Vazao_{PVCforno} \cdot \frac{\%H_2_PVC\cdot 0.01}{MM_{H2}}
 \end{aligned}$$

SOMAH_{2f} = 0.01425

OXIGÊNIO (O₂)

$$O_{2coquef} := Vaza_{coqueforno} \cdot \frac{\%O_2_Coque_Petr}{MM_{O2}}^{0.01}$$

$$O_{2carvaof} := Vaza_{carvaoforno} \cdot \frac{\%O_2_Carvao}{MM_{O2}}^{0.01}$$

$$O_{2moinhaf} := Vaza_{moinhaforno} \cdot \frac{\%O_2_Moinha}{MM_{O2}}^{0.01}$$

$$O_{2pneuf} := Vaza_{pneuforno} \cdot \frac{\%O_2_Pneu}{MM_{O2}}^{0.01}$$

$$O_{2jornalf} := Vaza_{jornalforno} \cdot \frac{\%O_2_Jomal}{MM_{O2}}^{0.01}$$

$$O_{2papelaoft} := Vaza_{papelaoftorno} \cdot \frac{\%O_2_Papelao}{MM_{O2}}^{0.01}$$

$$O_{2revistaf} := Vaza_{revistaforno} \cdot \frac{\%O_2_Revista}{MM_{O2}}^{0.01}$$

$$O_{2CDRf} := Vaza_{CDRforno} \cdot \frac{\%O_2_CDR}{MM_{O2}}^{0.01}$$

$$O_{2madeiraf} := Vaza_{madeiraforno} \cdot \frac{\%O_2_Cmadeira}{MM_{O2}}^{0.01}$$

$$O_{2tetrapakf} := Vaza_{tetrapakforno} \cdot \frac{\%O_2_TPAK}{MM_{O2}}^{0.01}$$

$$O_{2PAf} := Vaza_{PAforno} \cdot \frac{\%O_2_PA}{MM_{O2}}^{0.01}$$

$$O_{2PCf} := Vaza_{PCforno} \cdot \frac{\%O_2_PC}{MM_{O2}}^{0.01}$$

$$O_{2PEBDf} := Vaza_{PEBDforno} \cdot \frac{\%O_2_PEBD}{MM_{O2}}^{0.01}$$

$$O_{2PEADf} := Vaza_{PEADforno} \cdot \frac{\%H_2_PEAD}{MM_{O2}}^{0.01}$$

$$O_{2PPf} := Vaza_{PPforno} \cdot \frac{\%H_2_pp}{MM_{O2}}^{0.01}$$

$$O_{2PSf} := Vaza_{PSforno} \cdot \frac{\%O_2_PS}{MM_{O2}}^{0.01}$$

$$O_{2PETf} := Vaza_{PETforno} \cdot \frac{\%O_2_PET}{MM_{O2}}^{0.01}$$

$$O_{2PVCf} := Vaza_{PVCforno} \cdot \frac{\%O_2_PVC}{MM_{O2}}^{0.01}$$

SOMAO_{2f} = 0.000705

NITROGÉNIO (N₂)

$$N_{2coquef} := Vazao_{coqueforno} \cdot \frac{\%N_2_Coque_Petr\cdot 0.01}{MM_{N2}}$$

$$N_{2carvaof} := Vazao_{carvaoforno} \cdot \frac{\%N_2_Carvao\cdot 0.01}{MM_{N2}}$$

$$N_{2moinhaf} := Vazao_{moinhaforno} \cdot \frac{\%N_2_Moinha\cdot 0.01}{MM_{N2}}$$

$$N_{2pneuf} := Vazao_{pneuforno} \cdot \frac{\%N_2_Pneu\cdot 0.01}{MM_{N2}}$$

$$N_{2jornalf} := Vazao_{jornalforno} \cdot \frac{\%N_2_Jornal\cdot 0.01}{MM_{N2}}$$

$$N_{2papelaof} := Vazao_{papelaoforno} \cdot \frac{\%N_2_Papelao\cdot 0.01}{MM_{N2}}$$

$$N_{2revistaf} := Vazao_{revistaforno} \cdot \frac{\%N_2_Revista\cdot 0.01}{MM_{N2}}$$

$$N_{2CDRf} := Vazao_{CDRforno} \cdot \frac{\%N_2_CDR\cdot 0.01}{MM_{N2}}$$

$$N_{2madeiraf} := Vazao_{madeiraforno} \cdot \frac{\%N_2_Cmadeira\cdot 0.01}{MM_{N2}}$$

$$N_{2tetrapakf} := Vazao_{tetrapakforno} \cdot \frac{\%N_2_TPAK\cdot 0.01}{MM_{N2}}$$

$$N_{2PAf} := Vazao_{PAforno} \cdot \frac{\%N_2_PA\cdot 0.01}{MM_{N2}}$$

$$N_{2PCf} := Vazao_{PCforno} \cdot \frac{\%N_2_PC\cdot 0.01}{MM_{N2}}$$

$$N_{2PEBDf} := Vazao_{PEBDforno} \cdot \frac{\%N_2_PEBD\cdot 0.01}{MM_{N2}}$$

$$N_{2PEADf} := Vazao_{PEADforno} \cdot \frac{\%N_2_PEAD\cdot 0.01}{MM_{N2}}$$

$$N_{2PPf} := Vazao_{PPforno} \cdot \frac{\%N_2_PP\cdot 0.01}{MM_{N2}}$$

$$N_{2PSf} := Vazao_{PSforno} \cdot \frac{\%N_2_PS\cdot 0.01}{MM_{N2}}$$

$$N_{2PETf} := Vazao_{PETforno} \cdot \frac{\%N_2_PET\cdot 0.01}{MM_{N2}}$$

$$N_{2PVCf} := Vazao_{PVCforno} \cdot \frac{\%N_2_PVC\cdot 0.01}{MM_{N2}}$$

$$SOMAN_{2f} = 0.000472$$

$S_{coquef} := Vaza_{coqueforno} \frac{\%S_Coque_Petr\cdot0.01}{MM_S}$	<u>ENXOFRE (S)</u>
$S_{carvaof} := Vaza_{carvaoforno} \frac{\%S_Carvao\cdot0.01}{MM_S}$	
$S_{moinhaf} := Vaza_{moinhaforno} \frac{\%S_Moinha\cdot0.01}{MM_S}$	
$S_{pneuf} := Vaza_{pneuaforno} \frac{\%S_Pneu\cdot0.01}{MM_S}$	
$S_{jornalf} := Vaza_{jornalforno} \frac{\%S_Jornal\cdot0.01}{MM_S}$	
$S_{papelaof} := Vaza_{papelaoforno} \frac{\%S_Papelao\cdot0.01}{MM_S}$	
$S_{revistaf} := Vaza_{revistaaforno} \frac{\%S_Revista\cdot0.01}{MM_S}$	
$S_{CDRf} := Vaza_{CDRforno} \frac{\%S_CDR\cdot0.01}{MM_S}$	
$S_{madeiraf} := Vaza_{madeiraforno} \frac{\%S_Cmadeira\cdot0.01}{MM_S}$	
$S_{tetrapakf} := Vaza_{tetrapakforno} \frac{\%S_TPAK\cdot0.01}{MM_S}$	
$S_{PAf} := Vaza_{PAforno} \frac{\%S_PA\cdot0.01}{MM_S}$	
$S_{PCf} := Vaza_{PCforno} \frac{\%S_PC\cdot0.01}{MM_S}$	
$S_{PEBDf} := Vaza_{PEBDforno} \frac{\%S_PEBD\cdot0.01}{MM_S}$	
$S_{PEADf} := Vaza_{PEADforno} \frac{\%S_PEAD\cdot0.01}{MM_S}$	
$S_{ppf} := Vaza_{ppforno} \frac{\%S_pp\cdot0.01}{MM_S}$	
$S_{PSf} := Vaza_{PSforno} \frac{\%S_PS\cdot0.01}{MM_S}$	
$S_{PETf} := Vaza_{PETforno} \frac{\%S_PET\cdot0.01}{MM_S}$	
$S_{PVCf} := Vaza_{PVCforno} \frac{\%S_PVC\cdot0.01}{MM_S}$	

SOMASf = 0.00274

$$\begin{aligned}
 Cl_{coquef} &:= Vazao_{coqueforno} \cdot \frac{\%Cl_Coque_Petr}{MM_{Cl}} & \text{CLORO (Cl)} \\
 Cl_{carvaof} &:= Vazao_{carvaoforno} \cdot \frac{\%Cl_Carvao}{MM_{Cl}} \\
 Cl_{moinhaf} &:= Vazao_{moinhaforno} \cdot \frac{\%Cl_Moinha}{MM_{Cl}} \\
 Cl_{pneuf} &:= Vazao_{pneuforno} \cdot \frac{\%Cl_Pneu}{MM_{Cl}} \\
 Cl_{jornalf} &:= Vazao_{jornalforno} \cdot \frac{\%Cl_Jornal}{MM_{Cl}} \\
 Cl_{papelaof} &:= Vazao_{papelaoforno} \cdot \frac{\%Cl_Papelao}{MM_{Cl}} \\
 Cl_{revistaf} &:= Vazao_{revistaforno} \cdot \frac{\%Cl_Revista}{MM_{Cl}} \\
 Cl_{CDRf} &:= Vazao_{CDRforno} \cdot \frac{\%Cl_CDR}{MM_{Cl}} \\
 Cl_{madeiraf} &:= Vazao_{madeiraforo} \cdot \frac{\%Cl_Cmadeira}{MM_{Cl}} \\
 Cl_{tetrapakf} &:= Vazao_{tetrapakforno} \cdot \frac{\%Cl_TPAK}{MM_{Cl}} \\
 Cl_{PAf} &:= Vazao_{PAforno} \cdot \frac{\%Cl_PA}{MM_{Cl}} \\
 Cl_{PCf} &:= Vazao_{PCforno} \cdot \frac{\%Cl_PC}{MM_{Cl}} \\
 Cl_{PEBDf} &:= Vazao_{PEBDforno} \cdot \frac{\%Cl_PEBD}{MM_{Cl}} \\
 Cl_{PEADf} &:= Vazao_{PEADforno} \cdot \frac{\%Cl_PEAD}{MM_{Cl}} \\
 Cl_{ppf} &:= Vazao_{PPforno} \cdot \frac{\%Cl_PP}{MM_{Cl}} \\
 Cl_{PSf} &:= Vazao_{PSforno} \cdot \frac{\%Cl_PS}{MM_{Cl}} \\
 Cl_{PETf} &:= Vazao_{PETforno} \cdot \frac{\%Cl_PET}{MM_{Cl}} \\
 Cl_{PVCf} &:= Vazao_{PVCforno} \cdot \frac{\%Cl_PVC}{MM_{Cl}}
 \end{aligned}$$

SOMACl = 0

$$\begin{aligned}
 H2O_{coquef} &:= Vazao_{coqueforno} \frac{\%Aguia_Coque_Petr}{MM_{Aguia}}^{0.01} & \text{ÁGUA (H}_2\text{O)} \\
 H2O_{carvaof} &:= Vazao_{carvaoforno} \frac{\%Aguia_Carvao}{MM_{Aguia}}^{0.01} \\
 H2O_{moinhaf} &:= Vazao_{moinhaforno} \frac{\%Aguia_Moinha}{MM_{Aguia}}^{0.01} \\
 H2O_{pneuf} &:= Vazao_{pneuferno} \frac{\%Aguia_Pneu}{MM_{Aguia}}^{0.01} \\
 H2O_{jornalf} &:= Vazao_{jornalforno} \frac{\%Aguia_Jornal}{MM_{Aguia}}^{0.01} \\
 H2O_{papelaof} &:= Vazao_{papelaoforno} \frac{\%Aguia_Papelao}{MM_{Aguia}}^{0.01} \\
 H2O_{revistaf} &:= Vazao_{revistaforno} \frac{\%Aguia_Revista}{MM_{Aguia}}^{0.01} \\
 H2O_{CDRf} &:= Vazao_{CDRforno} \frac{\%Aguia_CDR}{MM_{Aguia}}^{0.01} \\
 H2O_{madeiraf} &:= Vazao_{madeiraforno} \frac{\%Aguia_Cmadeira}{MM_{Aguia}}^{0.01} \\
 H2O_{tetrapakf} &:= Vazao_{tetrapakforno} \frac{\%Aguia_TPAK}{MM_{Aguia}}^{0.01} \\
 H2O_{PAf} &:= Vazao_{PAforno} \frac{\%Aguia_PA}{MM_{Aguia}}^{0.01} \\
 H2O_{PCf} &:= Vazao_{PCforno} \frac{\%Aguia_PC}{MM_{Aguia}}^{0.01} \\
 H2O_{PEBDf} &:= Vazao_{PEBDforno} \frac{\%Aguia_PEBD}{MM_{Aguia}}^{0.01} \\
 H2O_{PEADf} &:= Vazao_{PEADforno} \frac{\%Aguia_PEAD}{MM_{Aguia}}^{0.01} \\
 H2O_{ppf} &:= Vazao_{PPforno} \frac{\%Aguia_PP}{MM_{Aguia}}^{0.01} \\
 H2O_{PSf} &:= Vazao_{PSforno} \frac{\%Aguia_PS}{MM_{Aguia}}^{0.01} \\
 H2O_{PETf} &:= Vazao_{PETforno} \frac{\%Aguia_PET}{MM_{Aguia}}^{0.01} \\
 H2O_{PVCF} &:= Vazao_{PVCForno} \frac{\%Aguia_PVC}{MM_{Aguia}}^{0.01}
 \end{aligned}$$

SOMAH2Of = 0

CÁLCULO OXIGÉNIO ESTIQUIOMÉTRICO FORNO

$$\text{O}_2 \text{ de CO}_2 \quad \text{SOMACf} = 0.103717$$

$$\text{O}_2 \text{ de H}_2\text{O} \quad \text{SOMAH}_{2f} = 0.01425$$

$$\text{O}_2 \text{ de SO}_2 \quad \text{SOMASf} = 0.00274$$

$$\text{O}_2 \text{ do Combustível} \quad \text{SOMAO}_{2f} = 0.000705$$

$$\text{Oxigênio estequiométrico} \quad \text{O}_{2\text{estqforno}} := \text{SOMACf} + \text{SOMAH}_{2f} + \text{SOMASf} - \text{SOMAO}_{2f} = 0.120002$$

$$\text{Nitrogênio estequiométrico} \quad \text{N}_{2\text{estqforno}} := \text{O}_{2\text{estqforno}} \cdot 3.76 = 0.451206$$

CÁLCULO COM OXIGÉNIO LIVRE NO FORNO

$$\text{Oxigênio Livre Adotado} \quad \text{O}_{2\text{livreadotadoforno}} := 1.7 \%$$

$$\text{Oxigênio Livre} \quad \text{O}_{2\text{livreforno}} = 0.011081$$

$$\text{Nitrogênio do O}_2 \text{ Livre} \quad \text{N}_{2\text{livreforno}} := \text{O}_{2\text{livreforno}} \cdot 3.76 = 0.041663$$

PRODUTO FINAL DO FORNO

$$\text{CO}_{2\text{fomo}} := \text{SOMACf} + \text{CalcFor}_{\text{CaCO}_3} + \text{CalcFor}_{\text{MgCO}_3} = 0.144635$$

$$\text{H}_2\text{O}_{\text{fomo}} := \text{SOMAH}_{2f} \cdot 2 + \text{SOMAH2Of} = 0.0285$$

$$\text{SO}_{2\text{fomo}} := \text{SOMASf} = 0.00274$$

$$\text{Cl}_{\text{fomo}} := \text{SOMACl}\cdot 0.01 = 0$$

$$\text{O}_{2\text{fomo}} := \text{O}_{2\text{livreforno}} = 0.011081$$

$$\text{N}_{2\text{fomo}} := \text{N}_{2\text{estqfomo}} + \text{N}_{2\text{livreforno}} + \text{SOMAN}_{2f} = 0.493341$$

$$\text{CO}_{2\text{fomom}} := \text{CO}_{2\text{fomo}} \cdot (\text{MM}_C + \text{MM}_{O_2}) = 6.365307$$

$$\text{H}_2\text{O}_{\text{fomom}} := \text{H}_2\text{O}_{\text{fomo}} \cdot \text{MM}_{\text{Água}} = 0.513426$$

$$\text{SO}_{2\text{fomom}} := \text{SO}_{2\text{fomo}} \cdot (\text{MM}_S + \text{MM}_{O_2}) = 0.175512$$

$$\text{Cl}_{\text{fomom}} := \text{Cl}_{\text{fomo}} \cdot \text{MM}_{\text{Cl}} = 0$$

$$\text{O}_{2\text{fomom}} := \text{O}_{2\text{fomo}} \cdot \text{MM}_{O_2} = 0.354564$$

$$\text{N}_{2\text{fomom}} := \text{N}_{2\text{fomo}} \cdot \text{MM}_{N_2} = 13.820165$$

VAZÃO DOS GASES NA SAÍDA DO FORNO

$$\text{Q}_{\text{forno}} := \text{CO}_{2\text{forno}} + \text{H}_2\text{O}_{\text{forno}} + \text{SO}_{2\text{forno}} + \text{Cl}_{\text{forno}} + \text{O}_{2\text{forno}} + \text{N}_{2\text{forno}} = 0.680296 \quad (\text{kmol/s})$$

$$\text{Q}_{\text{fornom}} := \text{CO}_{2\text{fornom}} + \text{H}_2\text{O}_{\text{fornom}} + \text{SO}_{2\text{fornom}} + \text{Cl}_{\text{fornom}} + \text{O}_{2\text{fornom}} + \text{N}_{2\text{fornom}} = 21.228975 \text{kg/s}$$

ELEMENTOS QUÍMICOS NA COMBUSTÃO DO CALCINADOR

CARBONO (C)

$$C_{coquec} := Vazao_{coquecal} \frac{\%C_{Coque_Petr} \cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{carvaoc} := Vazao_{carvaocal} \frac{\%C_{Carvao} \cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{moinhac} := Vazao_{moinhacal} \frac{\%C_{Moinha} \cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{pneuc} := Vazao_{pneuocal} \frac{\%C_{Pneu} \cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{jornalc} := Vazao_{jornalcal} \frac{\%C_{Jornal} \cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{papelaoc} := Vazao_{papelaocal} \frac{\%C_{Papelao} \cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{revistac} := Vazao_{revistacal} \frac{\%C_{Revista} \cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{CDRc} := Vazao_{CDRcal} \frac{\%C_{CDR} \cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{madeirac} := Vazao_{madeiracal} \frac{\%C_{Cmadeira} \cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{tetrapakc} := Vazao_{tetrapakcal} \frac{\%C_{TPAK} \cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{PAc} := Vazao_{PACal} \frac{\%C_{PA} \cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{PCc} := Vazao_{PCcal} \frac{\%C_{PC} \cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{PEBDc} := Vazao_{PEBDcal} \frac{\%C_{PEBD} \cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{PEADc} := Vazao_{PEADcal} \frac{\%C_{PEAD} \cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{PPc} := Vazao_{PPcal} \frac{\%C_{PP} \cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{PSc} := Vazao_{PScal} \frac{\%C_{PS} \cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{PETc} := Vazao_{PETcal} \frac{\%C_{PET} \cdot 0.01}{MM_C}$$

$$C_{PVCC} := Vazao_{PVCCal} \frac{\%C_{PVC} \cdot 0.01}{MM_C}$$

$$SOMACc = 0.157805$$

HIDROGÊNIO (H₂)

$$H_{2coquec} := Vazaocoquecal \cdot \frac{\%H_2_Coque_Petr\cdot 0.01}{MM_{H2}}$$

$$H_{2carvaoc} := Vazaocarvaocal \cdot \frac{\%H_2_Carvao\cdot 0.01}{MM_{H2}}$$

$$H_{2moinhac} := Vazaomoinhacal \cdot \frac{\%H_2_Moinha\cdot 0.01}{MM_{H2}}$$

$$H_{2pneuc} := Vazaopneuocal \cdot \frac{\%H_2_Pneu\cdot 0.01}{MM_{H2}}$$

$$H_{2jornalc} := Vazaojornalcal \cdot \frac{\%H_2_Jornal\cdot 0.01}{MM_{H2}}$$

$$H_{2papelaoc} := Vazaopapelaocal \cdot \frac{\%H_2_Papelao\cdot 0.01}{MM_{H2}}$$

$$H_{2revistac} := Vazaorevistacal \cdot \frac{\%H_2_Revista\cdot 0.01}{MM_{H2}}$$

$$H_{2CDRc} := VazaocDRcal \cdot \frac{\%H_2_CDR\cdot 0.01}{MM_{H2}}$$

$$H_{2madeirac} := Vazaomadeiracal \cdot \frac{\%H_2_Cmadeira\cdot 0.01}{MM_{H2}}$$

$$H_{2tetrapakc} := Vazaotetrapakcal \cdot \frac{\%H_2_TPAK\cdot 0.01}{MM_{H2}}$$

$$H_{2PAc} := VazaopAcal \cdot \frac{\%H_2_PA\cdot 0.01}{MM_{H2}}$$

$$H_{2PCc} := VazaopCcal \cdot \frac{\%H_2_PC\cdot 0.01}{MM_{H2}}$$

$$H_{2PEBDc} := VazaopeBDcal \cdot \frac{\%H_2_PEBD\cdot 0.01}{MM_{H2}}$$

$$H_{2PEADc} := VazaopeADcal \cdot \frac{\%H_2_PEAD\cdot 0.01}{MM_{H2}}$$

$$H_{2PPc} := Vazaoppcal \cdot \frac{\%H_2_PP\cdot 0.01}{MM_{H2}}$$

$$H_{2PSc} := VazaopSocal \cdot \frac{\%H_2_PS\cdot 0.01}{MM_{H2}}$$

$$H_{2PETc} := VazaopETcal \cdot \frac{\%H_2_PET\cdot 0.01}{MM_{H2}}$$

$$H_{2PVCCc} := VazaopVCCal \cdot \frac{\%H_2_PVC\cdot 0.01}{MM_{H2}}$$

$$SOMAH_{2c} = 0.04192$$

OXIGÊNIO (O₂)

$$O_{2coquec} := Vaza_{coquecal} \frac{\%O_2_Coque_Petr\cdot 0.01}{MM_{O2}}$$

$$O_{2carvaoc} := Vaza_{carvaocal} \frac{\%O_2_Carvao\cdot 0.01}{MM_{O2}}$$

$$O_{2moinhac} := Vaza_{moinhacal} \frac{\%O_2_Moinha\cdot 0.01}{MM_{O2}}$$

$$O_{2pneuc} := Vaza_{pneuocal} \frac{\%O_2_Pneu\cdot 0.01}{MM_{O2}}$$

$$O_{2jornalc} := Vaza_{jornalcal} \frac{\%O_2_Jornal\cdot 0.01}{MM_{O2}}$$

$$O_{2papelaoe} := Vaza_{papelaoeal} \frac{\%O_2_Papelao\cdot 0.01}{MM_{O2}}$$

$$O_{2revistac} := Vaza_{revistacal} \frac{\%O_2_Revista\cdot 0.01}{MM_{O2}}$$

$$O_{2CDRc} := Vaza_{CDReal} \frac{\%O_2_CDR\cdot 0.01}{MM_{O2}}$$

$$O_{2madeirac} := Vaza_{madeiracal} \frac{\%O_2_Cmadeira\cdot 0.01}{MM_{O2}}$$

$$O_{2tetrapakc} := Vaza_{tetrapakcal} \frac{\%O_2_TPAK\cdot 0.01}{MM_{O2}}$$

$$O_{2PAc} := Vaza_{PAcal} \frac{\%O_2_PA\cdot 0.01}{MM_{O2}}$$

$$O_{2PCc} := Vaza_{PCcal} \frac{\%O_2_PC\cdot 0.01}{MM_{O2}}$$

$$O_{2PEBDc} := Vaza_{PEBDeal} \frac{\%O_2_PEBD\cdot 0.01}{MM_{O2}}$$

$$O_{2PEADc} := Vaza_{PEADcal} \frac{\%H_2_PEAD\cdot 0.01}{MM_{O2}}$$

$$O_{2PPc} := Vaza_{PPcal} \frac{\%H_2_pp\cdot 0.01}{MM_{O2}}$$

$$O_{2PSc} := Vaza_{PScal} \frac{\%O_2_PS\cdot 0.01}{MM_{O2}}$$

$$O_{2PETc} := Vaza_{PETcal} \frac{\%O_2_PET\cdot 0.01}{MM_{O2}}$$

$$O_{2PVCC} := Vaza_{PVCCal} \frac{\%O_2_PVC\cdot 0.01}{MM_{O2}}$$

$$SOMAO_{2c} = 0.022813$$

NITROGÊNIO (N₂)

$$N_{2coquec} := Vazaocoquecal \cdot \frac{\%N_2_Coque_Petr}{MM_{N2}}^{0.01}$$

$$N_{2carvaoc} := Vazaocarvaocal \cdot \frac{\%N_2_Carvao}{MM_{N2}}^{0.01}$$

$$N_{2moinhac} := Vazaomoinhacal \cdot \frac{\%N_2_Moinha}{MM_{N2}}^{0.01}$$

$$N_{2pneuc} := Vazaopneucal \cdot \frac{\%N_2_Pneu}{MM_{N2}}^{0.01}$$

$$N_{2jornalc} := Vazaojornalcal \cdot \frac{\%N_2_Jornal}{MM_{N2}}^{0.01}$$

$$N_{2papelaoc} := Vazaopapelaocal \cdot \frac{\%N_2_Papelao}{MM_{N2}}^{0.01}$$

$$N_{2revistac} := Vazaorevistacal \cdot \frac{\%N_2_Revista}{MM_{N2}}^{0.01}$$

$$N_{2CDRc} := VazaocDRcal \cdot \frac{\%N_2_CDR}{MM_{N2}}^{0.01}$$

$$N_{2madeirac} := Vazaomadeiracal \cdot \frac{\%N_2_Cmadeira}{MM_{N2}}^{0.01}$$

$$N_{2tetrapakc} := Vazaotetrapakcal \cdot \frac{\%N_2_TPAK}{MM_{N2}}^{0.01}$$

$$N_{2PAc} := VazaopAcal \cdot \frac{\%N_2_PA}{MM_{N2}}^{0.01}$$

$$N_{2PCc} := VazaopCcal \cdot \frac{\%N_2_PC}{MM_{N2}}^{0.01}$$

$$N_{2PEBDc} := VazaopeBDcal \cdot \frac{\%N_2_PEBD}{MM_{N2}}^{0.01}$$

$$N_{2PEADc} := VazaopeADcal \cdot \frac{\%N_2_PEAD}{MM_{N2}}^{0.01}$$

$$N_{2PPc} := Vazaoppcal \cdot \frac{\%N_2_PP}{MM_{N2}}^{0.01}$$

$$N_{2PSc} := VazaopScal \cdot \frac{\%N_2_PS}{MM_{N2}}^{0.01}$$

$$N_{2PETc} := VazaopETcal \cdot \frac{\%N_2_PET}{MM_{N2}}^{0.01}$$

$$N_{2PVCc} := VazaopVCCal \cdot \frac{\%N_2_PVC}{MM_{N2}}^{0.01}$$

$$SOMAN_{2c} = 0.00129$$

	<u>ENXOFRE (S)</u>
$S_{coquec} := Vazaocoquecal \frac{\%S_Coque_Petr}{MM_S}^{0.01}$	
$S_{carvaoc} := Vazaocarvaocal \frac{\%S_Carvao}{MM_S}^{0.01}$	
$S_{moinhac} := Vazaomoinhacal \frac{\%S_Moinha}{MM_S}^{0.01}$	
$S_{pneuc} := Vazaopneucal \frac{\%S_Pneu}{MM_S}^{0.01}$	
$S_{jornalc} := Vazaojornalcal \frac{\%S_Jornal}{MM_S}^{0.01}$	
$S_{papelao} := Vazaopapelaocal \frac{\%S_Papelao}{MM_S}^{0.01}$	
$S_{revistac} := Vazaorevistacal \frac{\%S_Revista}{MM_S}^{0.01}$	
$S_{CDRc} := VazaocDRcal \frac{\%S_CDR}{MM_S}^{0.01}$	
$S_{madeirac} := Vazaomadeiracal \frac{\%S_Cmadeira}{MM_S}^{0.01}$	
$S_{tetrapakc} := Vazaotetrapakcal \frac{\%S_TPAK}{MM_S}^{0.01}$	
$S_{PAc} := VazaopAcal \frac{\%S_PA}{MM_S}^{0.01}$	
$S_{PCc} := VazaopCcal \frac{\%S_PC}{MM_S}^{0.01}$	
$S_{PEBDc} := VazaopeBDcal \frac{\%S_PEBD}{MM_S}^{0.01}$	
$S_{PEADc} := VazaopeADcal \frac{\%S_PEAD}{MM_S}^{0.01}$	
$S_{PPc} := Vazaoppcal \frac{\%S_PP}{MM_S}^{0.01}$	
$S_{PSc} := VazaopScal \frac{\%S_PS}{MM_S}^{0.01}$	
$S_{PETc} := VazaopETcal \frac{\%S_PET}{MM_S}^{0.01}$	
$S_{PVCc} := VazaopVCCal \frac{\%S_PVC}{MM_S}^{0.01}$	
SOMASc = 0.002318	

CLORO (Cl)

$$Cl_{coquec} := Vazao_{coquecal} \frac{\%Cl_Coque_Petr\cdot 0.01}{MM_{Cl}}$$

$$Cl_{carvaoc} := Vazao_{carvaocal} \frac{\%Cl_Carvao\cdot 0.01}{MM_{Cl}}$$

$$Cl_{moinhac} := Vazao_{moinhacal} \frac{\%Cl_Moinha\cdot 0.01}{MM_{Cl}}$$

$$Cl_{pneuc} := Vazao_{pneucal} \frac{\%Cl_Pneu\cdot 0.01}{MM_{Cl}}$$

$$Cl_{jornalc} := Vazao_{jornalcal} \frac{\%Cl_Jornal\cdot 0.01}{MM_{Cl}}$$

$$Cl_{papelaooc} := Vazao_{papelaoocal} \frac{\%Cl_Papelao\cdot 0.01}{MM_{Cl}}$$

$$Cl_{revistac} := Vazao_{revistacal} \frac{\%Cl_Revista\cdot 0.01}{MM_{Cl}}$$

$$Cl_{CDRc} := Vazao_{CDRcal} \frac{\%Cl_CDR\cdot 0.01}{MM_{Cl}}$$

$$Cl_{madeirac} := Vazao_{madeiracal} \frac{\%Cl_Cmadeira\cdot 0.01}{MM_{Cl}}$$

$$Cl_{tetrapakc} := Vazao_{tetrapakcal} \frac{\%Cl_TPAK\cdot 0.01}{MM_{Cl}}$$

$$Cl_{PAc} := Vazao_{PAcal} \frac{\%Cl_PA\cdot 0.01}{MM_{Cl}}$$

$$Cl_{PCc} := Vazao_{PCcal} \frac{\%Cl_PC\cdot 0.01}{MM_{Cl}}$$

$$Cl_{PEBDc} := Vazao_{PEBDeal} \frac{\%Cl_PEBD\cdot 0.01}{MM_{Cl}}$$

$$Cl_{PEADc} := Vazao_{PEADcal} \frac{\%Cl_PEAD\cdot 0.01}{MM_{Cl}}$$

$$Cl_{PPc} := Vazao_{PPcal} \frac{\%Cl_PP\cdot 0.01}{MM_{Cl}}$$

$$Cl_{PSc} := Vazao_{PScal} \frac{\%Cl_PS\cdot 0.01}{MM_{Cl}}$$

$$Cl_{PETc} := Vazao_{PETcal} \frac{\%Cl_PET\cdot 0.01}{MM_{Cl}}$$

$$Cl_{PVCc} := Vazao_{PVCcal} \frac{\%Cl_PVC\cdot 0.01}{MM_{Cl}}$$

SOMACl_c = 0.000049

$$\begin{aligned}
 H2O_{coquec} &:= Vazao_{coquecal} \frac{\%Agua_Coque_Petr\cdot 0.01}{MM_{Agua}} & \text{ÁGUA (H}_2\text{O)} \\
 H2O_{carvaoc} &:= Vazao_{carvaocal} \frac{\%Agua_Carvao\cdot 0.01}{MM_{Agua}} \\
 H2O_{moinhac} &:= Vazao_{moinhacal} \frac{\%Agua_Moinha\cdot 0.01}{MM_{Agua}} \\
 H2O_{pneuc} &:= Vazao_{pneuocal} \frac{\%Agua_Pneu\cdot 0.01}{MM_{Agua}} \\
 H2O_{jornalc} &:= Vazao_{jornalcal} \frac{\%Agua_Jornal\cdot 0.01}{MM_{Agua}} \\
 H2O_{papelaoc} &:= Vazao_{papelaocal} \frac{\%Agua_Papelão\cdot 0.01}{MM_{Agua}} \\
 H2O_{revistac} &:= Vazao_{revistacal} \frac{\%Agua_Revista\cdot 0.01}{MM_{Agua}} \\
 H2O_{CDRc} &:= Vazao_{CDRcal} \frac{\%Agua_CDR\cdot 0.01}{MM_{Agua}} \\
 H2O_{madeirac} &:= Vazao_{madeiracal} \frac{\%Agua_Cmadeira\cdot 0.01}{MM_{Agua}} \\
 H2O_{tetrapakc} &:= Vazao_{tetrapakcal} \frac{\%Agua_TPAK\cdot 0.01}{MM_{Agua}} \\
 H2O_{PAc} &:= Vazao_{PAcal} \frac{\%Agua_PA\cdot 0.01}{MM_{Agua}} \\
 H2O_{PCc} &:= Vazao_{PCcal} \frac{\%Agua_PC\cdot 0.01}{MM_{Agua}} \\
 H2O_{PEBDc} &:= Vazao_{PEBDcal} \frac{\%Agua_PEBD\cdot 0.01}{MM_{Agua}} \\
 H2O_{PEADc} &:= Vazao_{PEADcal} \frac{\%Agua_PEAD\cdot 0.01}{MM_{Agua}} \\
 H2O_{PPc} &:= Vazao_{PPcal} \frac{\%Agua_PP\cdot 0.01}{MM_{Agua}} \\
 H2O_{PSc} &:= Vazao_{PScal} \frac{\%Agua_PS\cdot 0.01}{MM_{Agua}} \\
 H2O_{PETc} &:= Vazao_{PETcal} \frac{\%Agua_PET\cdot 0.01}{MM_{Agua}} \\
 H2O_{PVCCc} &:= Vazao_{PVCCal} \frac{\%Agua_PVC\cdot 0.01}{MM_{Agua}}
 \end{aligned}$$

SOMAH2Oc = 0

CÁLCULO OXIGÊNIO ESTIQUIOMÉTRICO CALCINADOR ILC

O ₂ de CO ₂	SOMACc = 0.157805
O ₂ de H ₂ O	SOMAH ₂ c = 0.04192
O ₂ de SO ₂	SOMASc = 0.002318
O ₂ do Combustível	SOMAO ₂ c = 0.022813
O ₂ do Forno	O ₂ _livreforno = 0.011081
Oxigênio estequiométrico	O ₂ _estqcal = 0.168149
Nitrogênio estequiométrico	N ₂ _estqcal := O ₂ _estqcal · 3.76 = 0.63224

BALANÇO DO SO_x

SO _x do combustível	SO _{xcomb} := SOMASc = 0.002318
SO _x do forno	SO _{xforno} := SO _{2forno} = 0.00274
SO _x da farinha	SO _{xfarinha} := Cons _{SO3} = 0.006259
% não agregada ao clinquer	%SO _{xatm} := 0.10 %
SO _{xatm} := %SO _{xatm} (SO _{xcomb} + SO _{xforno} + SO _{xfarinha})	= 0.001132

BALANÇO DE HCL

Cl do combustível	Cl _{comb} := SOMAClc = 0.000049
Cl do forno	Cl _{forno} = 0
% não agregada ao clinquer	%HCl _{atm} := 0.10 %
HCl _{atm} := %HCl _{atm} (Cl _{comb} + Cl _{forno})	= 0.000005

CÁLCULO COM OXIGÊNIO LIVRE NO CALCINADOR

Oxigênio Livre Adotado	O ₂ _livreadotadocal := 2.4 %
Oxigênio Livre	O ₂ _livrecal = 0.049361
Nitrogênio do O ₂ Livre	N ₂ _livrecal := O ₂ _livrecal · 3.76 = 0.185599

PRODUTO FINAL DO CALCINADOR ILC

$$\text{CO}_{2\text{calILC}} := \text{SOMACc} + \text{CO}_{2\text{forno}} + \text{CalcPre}_{\text{CaCO}_3} + \text{CalcPre}_{\text{MgCO}_3} = 0.693759$$

$$\text{H}_2\text{O}_{\text{calILC}} := \text{SOMAH}_{2\text{c}} \cdot 2 + \text{SOMAH2Oe} + \text{H}_2\text{O}_{\text{forno}} = 0.112339$$

$$\text{SO}_{2\text{calILC}} := \text{SO}_{\text{xatm}} = 0.001132$$

$$\text{HCl}_{\text{calILC}} := \text{HCl}_{\text{atm}} = 0.000005$$

$$\text{O}_{2\text{calILC}} := \text{O}_{2\text{-livre}} = 0.049361$$

$$\text{N}_{2\text{calILC}} := \text{N}_{2\text{forno}} + \text{N}_{2\text{-estqcal}} + \text{N}_{2\text{-livre}} + \text{SOMAN}_{2\text{c}} = 1.31247$$

$$\text{CO}_{2\text{calILCm}} := \text{CO}_{2\text{calILC}} (\text{MM}_{\text{C}} + \text{MM}_{\text{O}_2}) = 30.531979$$

$$\text{H}_2\text{O}_{\text{calILCm}} := \text{H}_2\text{O}_{\text{calILC}} \cdot \text{MM}_{\text{H}_2\text{O}} = 2.023823$$

$$\text{SO}_{2\text{calILCm}} := \text{SO}_{2\text{calILC}} (\text{MM}_{\text{S}} + \text{MM}_{\text{O}_2}) = 0.072502$$

$$\text{HCl}_{\text{calILCm}} := \text{HCl}_{\text{calILC}} \left(\frac{\text{MM}_{\text{H}_2}}{2} + \text{MM}_{\text{Cl}} \right) = 0.000179$$

$$\text{O}_{2\text{calILCm}} := \text{O}_{2\text{calILC}} \cdot \text{MM}_{\text{O}_2} = 1.579507$$

$$\text{N}_{2\text{calILCm}} := \text{N}_{2\text{calILC}} \cdot \text{MM}_{\text{N}_2} = 36.766749$$

VAZÃO DOS GASES NA SAÍDA DO CALCINADOR ILC

$$\text{CO}_{2\text{calILC}} + \text{H}_2\text{O}_{\text{calILC}} + \text{SO}_{2\text{calILC}} + \text{HCl}_{\text{calILC}} + \text{O}_{2\text{calILC}} + \text{N}_{2\text{calILC}} = 2.169066 \quad (\text{kmol/s})$$

$$\text{CO}_{2\text{calILCm}} + \text{H}_2\text{O}_{\text{calILCm}} + \text{SO}_{2\text{calILCm}} + \text{HCl}_{\text{calILCm}} + \text{O}_{2\text{calILCm}} + \text{N}_{2\text{calILCm}} = 70.97474 \quad (\text{kg/s})$$

CÁLCULO OXIGÉNIO ESTIQUIOMÉTRICO CALCINADOR SLC

O ₂ de CO ₂	SOMACc = 0.157805
O ₂ de H ₂ O	SOMAH _{2c} = 0.04192
O ₂ de SO ₂	SOMASc = 0.002318
O ₂ do Combustível	SOMAO _{2c} = 0.022813
O ₂ do Forno	= 0

Oxigênio estequiométrico $O_{2_estqcal} := SOMACc + SOMAH_{2c} + SOMASc - SOMAO_{2c} = 0.179229$

Nitrogênio estequiométrico $N_{2_estqcal} := O_{2_estqcal} \cdot 3.76 = 0.673903$

BALANÇO DO SO_x

SO _x do combustível	SO _{xcomb} := SOMASc = 0.002318
SO _x do forno	= 0
SO _x da farinha	SO _{xfarinha} := Cons _{SO3} = 0.006259
% não agregada ao clinquer	%SO _{xatm} := 0.10 %
	$SO_{xatm} := \%SO_{xatm} \cdot (SO_{xcomb} + SO_{xfarinha}) = 0.000858$

BALANÇO DE HCl

Cl do combustível	Cl _{comb} := SOMAClc = 0.000049
Cl do forno	Cl _{forno} = 0
% não agregada ao clinquer	%HCl _{atm} := 0.10 %
	$HCl_{atm} := \%HCl_{atm} \cdot (Cl_{comb} + Cl_{forno}) = 0.000005$

CÁLCULO COM OXIGÉNIO LIVRE NO CALCINADOR SLC

Oxigênio Livre Adotado	O _{2_livreadotado} := 2.4 %
Oxigênio Livre	O _{2_livre} := 0.033197
Nitrogênio do O ₂ Livre	N _{2_livre} := O _{2_livre} · 3.76 = 0.12482

PRODUTO FINAL DO CALCINADOR SLC

$$\text{CO}_{2\text{calSLC}} := \text{SOMACc} + \text{CalcPre}_{\text{CaCO}_3} + \text{CalcPre}_{\text{MgCO}_3} = 0.549124$$

$$\text{H}_2\text{O}_{\text{calSLC}} := \text{SOMAH}_{2\text{c}} \cdot 2 + \text{SOMAH2Oc} = 0.08384$$

$$\text{SO}_{2\text{calSLC}} := \text{SO}_{\text{xatm}} = 0.000858$$

$$\text{HCl}_{\text{calSLC}} := \text{HCl}_{\text{atm}} = 0.000005$$

$$\text{O}_{2\text{calSLC}} := \text{O}_{2\text{livrecal}} = 0.033197$$

$$\text{N}_{2\text{calSLC}} := \text{N}_{2\text{estqcal}} + \text{N}_{2\text{livrecal}} + \text{SOMAN}_{2\text{c}} = 0.800012$$

$$\text{CO}_{2\text{calSLCm}} := \text{CO}_{2\text{calSLC}} (\text{MM}_C + \text{MM}_{O_2}) = 24.166672$$

$$\text{H}_2\text{O}_{\text{calSLCm}} := \text{H}_2\text{O}_{\text{calSLC}} \cdot \text{MM}_{\text{H}_2\text{O}} = 1.510394$$

$$\text{SO}_{2\text{calSLCm}} := \text{SO}_{2\text{calSLC}} (\text{MM}_S + \text{MM}_{O_2}) = 0.054951$$

$$\text{HCl}_{\text{calSLCm}} := \text{HCl}_{\text{calSLC}} \left(\frac{\text{MM}_{\text{HCl}}}{2} + \text{MM}_{\text{Cl}} \right) = 0.000179$$

$$\text{O}_{2\text{calSLCm}} := \text{O}_{2\text{calSLC}} \cdot \text{MM}_{O_2} = 1.062254$$

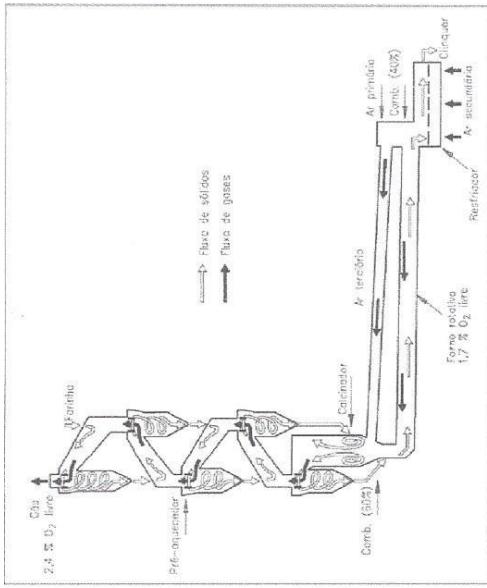
$$\text{N}_{2\text{calSLCm}} := \text{N}_{2\text{calSLC}} \cdot \text{MM}_{N_2} = 22.411061$$

VAZÃO DOS GASES NA SAÍDA DO CALCINADOR SLC

$$\text{CO}_{2\text{calSLC}} + \text{H}_2\text{O}_{\text{calSLC}} + \text{SO}_{2\text{calSLC}} + \text{HCl}_{\text{calSLC}} + \text{O}_{2\text{calSLC}} + \text{N}_{2\text{calSLC}} = 1.467035 \quad (\text{kmol/s})$$

$$\text{CO}_{2\text{calSLCm}} + \text{H}_2\text{O}_{\text{calSLCm}} + \text{SO}_{2\text{calSLCm}} + \text{HCl}_{\text{calSLCm}} + \text{O}_{2\text{calSLCm}} + \text{N}_{2\text{calSLCm}} = 49.20551(\text{kg/s})$$

APÊNDICE H – Cálculo dos tempos de retenção dos gases



CÁLCULO DO TEMPO DE DETENÇÃO DOS GASES NO FORNO ROTATIVO	
Dados Fornecidos	
Produção clínquer	3.5.9125 kg/s
Energia requerida	3.150 kJ/kg Clínquer
Energia Calcinador	1.190 kJ/kg Clínquer
Energia no Forno	1.250 kJ/kg Clínquer

Componentes	Coque Petróleo	Carvão Mineral	Raspas Pneus	Moinha Carvão Vegetal		Combustível Sólido Recuperado
				kg/s	%	
C	25,65%	74,51%	74,30%	70,64%	38,40%	
H	3,95%	4,88%	7,20%	0,29%	5,60%	
S	6,04%	0,59%	1,71%	0,29%	0,10%	
O	1,55%	9,51%	15,89%	0,00%	37,30%	
N	0,94%	1,46%	0,90%	1,02%	1,30%	
H ₂ O	0,53%	4,55%	0,00%	1,78%	0,00%	
Cinzas	1,83%	4,40%	18,90%	23,00%	18,00%	
Volatilis	13,60%	0,00%	58,20%	22,29%	75,00%	
PCI (kJ/kg)	31.112,00	29.158,00	28.581,00	21.648,00	12.966,00	

Combustíveis	ENERGIA REQUERIDA			CALCINADOR			FORNO
	kg Comb/s	%	kg Comb/s	%	kg Comb/s	%	
Coque Petróleo	2.545	70,00%	1.091	50,00%	1.454	100,00%	
Carvão Mineral	0,000	0,00%	0,000	0,00%	0,000	0,00%	
Raspas Pneus	0,392	10,00%	0,392	16,67%	0,000	0,00%	
Moinha de Carvão	0,000	0,00%	0,000	0,00%	0,000	0,00%	
Combustível Sólido Recuperado	1.745	20,00%	1.745	33,33%	0,000	0,00%	
Total	4.682	100,00%	3.227	100,00%	0,000	100,00%	ENERGIA 1890,0 1260

Quemador Forno	Combustíveis	Mistura [%]	PCI Combustível [kJ kg ⁻¹]	Consumo de Energia do Forno [kJ kg ⁻¹]	Consumo de Combustível Específico [kg Comb/s]	Consumo de Combustível no Forno [kg s ⁻¹]	Consumo de Combustível no Forno	
							[N ₂]	[O ₂]
Coque Petróleo	100,00%	31112	1260	0,0405	1,4544			
Carvão	0,00%	29168	0	0,0000	0,0000			
Raspas Pneus	0,00%	28881	0	0,0000	0,0000			
Moinha de Carvão	0,00%	21648	0	0,0000	0,0000			
Combustível Sólido Recuperado	0,00%	12966	0	0,0000	0,0000			
Total	0,103716	0,028500	0,002740	0,000705	0,000472	0,000420	[CO₂]calc.	[H₂O]

Elementos no Forno	Combustíveis	[C]	[H ₂]	[S]	[O ₂]	[N ₂]	Consumo de CO ₂	
							[H ₂ O]	[CO ₂]
Coque Petróleo	0,103716	0,028500	0,002740	0,000705	0,000472	0,000420	0,000000	0,000000
Carvão	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Raspas Pneus	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Moinha de Carvão Vegetal	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Combustível Sólido Recuperado	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Total	0,103716	0,028500	0,002740	0,000705	0,000472	0,000420	0,0000420	[CO₂]calc.

Cálculo do Oxigênio Estequiométrico		
O ₂ de CO ₂	0,103716	kmol/s
O ₂ de H ₂ O	0,014250	kmol/s
O ₂ de SO ₂	0,002740	kmol/s
O ₂ do Combustível	-0,000705	kmol/s
O ₂ estequiométrico	0,120001	kmol/s
N ₂ estequiométrico	0,451205	kmol/s
Cálculo do Oxigênio Livre		
Oxigênio livre adotado	1,7	%
O ₂ Livre	0,011081	kmol/s
N ₂ Livre	0,041663	kmol/s

COMBUSTÃO ESTEQUIOMÉTRICO		
Reagentes	Produtos	
C	0,10372 CO ₂	0,10372
H ₂	0,02850 H ₂ O	0,02850
S	0,00274 H ₂ O	0,00042
O ₂	0,00070 SO ₂	0,00274
N ₂	0,00047 O ₂	0,00000
H ₂ O	0,00042 N ₂	0,00047
O ₂	0,12000 N ₂	0,45120
N ₂	0,45120 CO ₂ (cacso) ₃	0,04092

COMBUSTÃO CORRIGIDA COM EXCESSO DE O ₂		
Reagentes	Produtos	
C	0,10372 CO ₂	0,10372
H ₂	0,02850 H ₂ O	0,02850
S	0,00274 H ₂ O	0,00042
O ₂	0,00070 SO ₂	0,00274
N ₂	0,00047 O ₂	0,01108
H ₂ O	0,00042 N ₂	0,00047
O ₂	0,12000 N ₂	0,45120
O ₂ Livre	0,01108 N ₂ livre de O ₂	0,04166
N ₂	0,45120 CO ₂ (cacso) ₃	0,04092
N ₂ livre de O ₂		0,04166

PRODUTO FINAL FORNO	
CO ₂	0,144634
H ₂ O	0,028919
SO ₂	0,002740
O ₂	0,011081
N ₂	0,493340
Vazão	0,680714

Dados do Forno
Comprimento (m)
Ø da forno (m)
Largura do refratário
Ø útil do forno
área tomada pelo clinquer
Área útil

CALCULO TEMPO DE PERMANENCIA DOS GASES NO INTERVALO DE CADA 2,5 M NO FORNO ROTATIVO

$l\text{ (m)}$	$n\text{ (kmol/s)}$	$T\text{ (K)}$	$P\text{ (N/m}^2)$	$Q\text{ (m}^3/\text{s)}$	$V\text{ (m}/\text{s)}$	$v_{med}\text{ (m/s)}$	$t\text{ (s)}$
0	0,630714	1423	100815	79,883	7,827		
2,5	0,670484	1423	100830	78,671	7,708	7,768	0,322
5	0,660255	1423	100844	77,460	7,589	7,649	0,327
7,5	0,650025	1430	100859	76,623	7,508	7,549	0,331
10	0,639796	1440	100874	75,934	7,440	7,474	0,335
12,5	0,639796	1468	100888	77,399	7,584	7,512	0,333
15	0,639796	1497	100903	78,917	7,732	7,658	0,326
17,5	0,639796	1526	100918	80,434	7,881	7,807	0,320
20	0,639796	1526	100933	80,422	7,880	7,880	0,317
22,5	0,639796	1527	100947	80,463	7,884	7,882	0,317
25	0,639796	1537	100962	80,978	7,934	7,909	0,316
27,5	0,639796	1554	100977	81,862	8,021	7,977	0,313
30	0,639796	1565	100991	82,430	8,076	8,049	0,311
32,5	0,639796	1582	101006	83,313	8,163	8,120	0,308
35	0,639796	1606	101021	84,564	8,286	8,224	0,304
37,5	0,639796	1623	101036	85,446	8,372	8,329	0,300
40	0,639796	1680	101050	88,435	8,665	8,518	0,293
42,5	0,639796	1840	101065	96,843	9,489	9,077	0,275
45	0,639796	2011	101080	105,827	10,369	9,929	0,252
47,5	0,639796	2126	101094	111,864	10,960	10,665	0,234
50	0,639796	2154	101109	113,320	11,103	11,032	0,227
52,5	0,639796	2211	101124	116,302	11,395	11,249	0,222
55	0,639796	2297	101139	120,807	11,837	11,616	0,215
57,5	0,639796	2326	101153	122,316	11,984	11,911	0,210
60	0,639796	2297	101168	120,773	11,833	11,909	0,210
62,5	0,639796	1926	101183	101,251	9,921	10,877	0,230
65	0,623949	1440	101197	73,817	7,233	8,577	0,291
67,5	0,623949	1279	101212	65,541	6,422	6,827	0,366
70	0,623949	1118	101227	57,268	5,611	6,016	0,416
71	0,623949	1053	101233	53,959	5,287	5,449	0,184
						Total	8,406

CÁLCULO DO TEMPO DE DETENÇÃO DOS GASES NO SISTEMA FORNO COM CALCINADOR SIC

DADOS DE VAZADO			
Dados Fornecidos			
Produção clínquer	35,9125	kg/s	
Energia requerida	3150	100%	kg/ kg Clínquer
Energia Calcinador	1890	60,00%	kg/ kg Clínquer
Energia no Forno	1260	40,00%	kg/ kg Clínquer

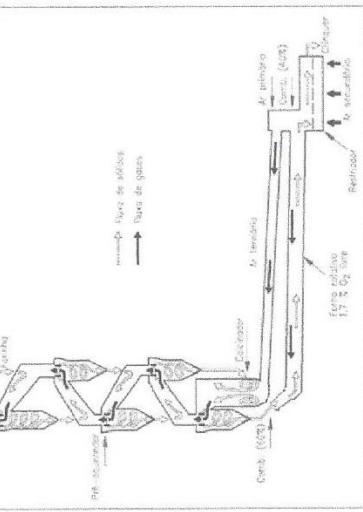
MEDA et al. / 2013 - UCAB et al. / 2005

Componentes	Coque Petróleo	Cárvão Mineral	Raspas Pneus	Moinha Canção Vegetal	Combustível Derivado do Resíduo
C	85,65%	74,61%	74,30%	70,64%	38,40%
H	3,95%	4,88%	7,20%	0,29%	5,60%
S	6,04%	0,59%	1,71%	0,29%	1,10%
O	1,55%	9,51%	15,89%	0,0%	37,30%
N	0,91%	1,45%	0,90%	1,02%	1,30%
H ₂ O	0,52%	4,55%	0,0%	1,78%	0,00%
Gimas	1,83%	4,40%	18,90%	23,00%	28,00%
Volatéis	13,60%	0,00%	58,20%	22,29%	75,00%
PCI (kJ/kg)	31.112,00	29.168,00	28.881,00	21.648,00	12.666,00

CALCINA DOB
ECCLESIA DEDICATI

Combustíveis	Energia Recuperada			Combustíveis		
	kg Comb/s	%	kg Comb/s	%	kg Comb/s	%
Coque Petróleo	2,545	70,00%	1,091	50,00%	1,454	100,00%
Carvão Mineral	0,000	0,00%	0,000	0,00%	0,000	0,00%
Raspa Pneus	0,392	10,00%	0,392	16,67%	0,000	0,00%
Moinha de Carvão	0,000	0,00%	0,000	0,00%	0,000	0,00%
Combustível Sólido Recuperado	1,745	20,00%	1,745	33,33%	0,000	0,00%
Total	4,632	100,00%	3,227	100,00%	0,000	100,00%
ENERGIA	3150,0		ENERGIA	1890,0		ENERGIA
						1260

0D1



Fator de transformação	1.4973		
	Massa Molar (kg/kmol)	Composição da Farinha	$t_{equilíbrio}/t_{farinha}$ (kmol/s)
CaCO ₃	100.0869	76,162%	0,409181
SiO ₂	60,0843	12,952%	0,115913
Al ₂ O ₃	101,9612	3,484%	0,018374
Fe ₂ O ₃	159,6882	1,884%	0,006344
MgCO ₃	84,3139	1,615%	0,023055
SO ₃	80,0632	0,932%	0,006259
K ₂ O	94,4960	0,810%	0,004624
Na ₂ O	61,9788	0,030%	0,000260
TiO ₂	79,8858	0,0009%	0,000000
H ₂ O	18,0153	0,0005%	0,000000
P ₂ O ₅	141,9445	0,132%	0,000500

COMPONENTE	CALCINAGEM	FORNO	TOTAL
COMPONENTE	90,00%	10,00%	100,00%
Caco3	0,368263	0,04091811	0,409181
MgCO3	0,02305918	0	0,023059
TOTAL	0,39131908	0,04091811	0,432336

MISTURA PRODUTOS					
	Mistura	PCI Combustível	Consumo de Energia no Calcinador	Consumo Específico de Combustível	Consumo de Combustível no Calcinador
	[%]	[kJ kg ⁻¹]	[kJ kg ⁻¹]	[kg _{combustível} kg _{Ca(OH)₂} ⁻¹]	[kg s ⁻¹]
Coque Petróleo	50,00%	31112	945	0,0304	1,0908
Carvão Mineral	0,00%	29168	0	0,0000	0,0000
Raspa Pneus	16,67%	28881	315	0,0109	0,3918
Moirinha de Carvão	0,00%	21648	0	0,0000	0,0000
Combustível Sólido Recuperado	20,00%	1.745	33,33%	---	---
Total	4,582	100,00%	3,227	100,00%	0,0000
	ENERGIA	3150,0	ENERGIA	1830,0	ENERGIA

Cálculo do Oxigênio Estequiométrico		
O ₂ de CO ₂	0,157805	kmol/s
O ₂ de H ₂ O	0,041919	kmol/s
O ₂ de SO ₂	0,002318	kmol/s
O ₂ do Combustível	-0,022812	kmol/s
O ₂ do Forno	0,000000	kmol/s
O ₂ estequiométrico	0,179231	kmol/s
N ₂ estequiométrico	0,673907	kmol/s
Cálculo do Oxigênio Livre		
Oxigênio livre adotado	2,4	%
O ₂ Livre	0,033197	kmol/s
N ₂ Livre	0,124819	kmol/s
Quantidade de O ₂ e N ₂	0,158016	

COMBUSTÃO ESTEQUIOMÉTRICO		
Reagentes	Produtos	
C	0,157805 CO ₂	0,157805
H ₂	0,083838 H ₂ O	0,083838
S	0,002318 SO ₂	0,002318
O ₂	0,022812 O ₂	0,000000
N ₂	0,001290 N ₂	0,006259
H ₂ O	0,000315 H ₂ O	SOMA
O ₂	0,179231 O ₂	0,008578
N ₂	0,673907 N ₂	% não agregado
CO ₂	0,000000 CO ₂ forno	0,000000
H ₂ O	0,000000 H ₂ Oforno	0,000000
SO ₂	0,000000 SO ₂ forno	0,000000
O ₂	0,000000 O ₂ forno	0,000000
N ₂	0,000000 N ₂ forno	0,000000
	CO ₂ (CaCO ₃)	0,363263
	CO ₂ (MgCO ₃)	0,023055

Balanceamento 203		
S combustível		0,002318
S forno		0,000000
SO ₃ farinha		0,006259
% não agregado		0,1
SO ₃ e SO ₂		0,000058
		Balanceamento HCl
Cl combustível		0,000047
Cl forno		0,000000
Cl farinha		SOMA
% não agregado		0,1
HCl		0,000005

PRODUTO FINAL CALCINADOR		
CO ₂		0,549123
H ₂ O		0,084513
SO ₂		0,000858
HCl		0,000005
O ₂		0,033197
N ₂		0,800017
Vazão Total		1,467352
Vazão Forno		0,000000
Vazão Produto Calc.		0,659566
Vazão Ar Terciário		0,807656
CO ₂		0,000000
H ₂ O		0,363263
SO ₂		0,000000 CO ₂ (CaCO ₃)
O ₂		0,023055
N ₂		0,000000

Velocidade do gás na saída chaminé	
Vazão do Gás	1.467.352 kmol/s
P	101.325 Pa
R	8.314 J/kmol.K
Temperatura	381 K
V específico	45.872540 m ³ /s
Ø da chaminé	2.60 m
Área	5.31 m ²
Velocidade	8.64 m/s

CALCULO DO TEMPO DE PERMANENCIA DOS GASES NOS CICLONES DO PREAQUECEDORE NO CALCINADOR

CALCULO TEMPO DE PERMANENCIA DOS GASES NOS CICLONES DO PRE AQUECEDOR E NO CALCINADOR						
TUBULAÇÃO INTERLIGANDO FORNO AO CLICONE 5						
	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)
Entrada	0,680774	1423	100815	79,883	4,909	16,274
Saída	0,680774	1423	100246	80,336	4,909	16,366
						16,320
						0,123
						2,00
					L (m)	

PRE CALCULADOR (parte inferior cónica)					
	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)
Entr-Air	0,807656	1053	100756	70,177	4,909
Saída	0,807656	1053	100736	70,191	28,274

CICLONE 5 (parte superior cilíndrica)						
	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)
Entrada	1,467352	1173	100442	142,471	4,909	29,025
Saída	1,467352	1173	100246	142,750	4,909	29,082
						29,053
						0,207
						6

CICLONE 5 (parte inferior cone)						t (s)	L (m)
	n (km/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	Vmed (m/s)	
Entrada	2,148666	1232	99166	225,516	40,633	5,549	
Saida	2,148666	1232	98872	226,186	9,621	23,510	14,529

CICLONE S (retorno pelo interior ciliadico)					
	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ³)	Q (m ³ /s)	V (m/s)
Entrada	2,148066	1252	99872	226,186	9,621
					23,530

	n [mol/m³]	T [K]	P [N/m²]	ρ [m³/s]	S [m²]	V [m/s]	V_{med} [m/s]	t [s]	L [m]
Saída	2,148066	1232	98578	22b361	9,621	0,967,53	2,3,243	4,474	14
									CCCV _{0,1}

Entrada	2,148066	1252	98578	226,861	4,909	46,217		
Saída	2,148066	1163	98578	210,697	4,909	42,924	44,574	0,337

CICLONE 4 (parte superior cilindro)								
Entrada	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)	Vmed (m/s)	t (s)
Entrada	2,148066	1163	98578	210,697	40,643	5,184		

CICLONE 4 (parte inferior cone)								
Entrada	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)	Vmed (m/s)	t (s)
Entrada	2,148066	1163	97989	211,963	40,643	5,215		
Saída	2,148066	1163	97793	212,368	9,621	22,076	13,646	0,652

CICLONE 4 (retorno pelo interior cilíndrico)								
Entrada	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)	Vmed (m/s)	t (s)
Entrada	2,148066	1163	97597	212,814	9,621	22,120		

CICLONE 4 (retorno pelo interior cilíndrico)								
Entrada	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)	Vmed (m/s)	t (s)
Entrada	2,148066	1163	97401	213,243	4,909	40,193	41,818	0,359

TUBULAÇÃO INTERLIGANDO CICLONE 4 AO CICLONE 3								
Entrada	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)	Vmed (m/s)	t (s)
Entrada	2,148066	1163	97401	197,291	4,909	43,443		

CICLONE 3 (parte superior cilindro)								
Entrada	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)	Vmed (m/s)	t (s)
Entrada	2,148066	1076	97106	197,291	40,643	4,854		

CICLONE 3 (parte inferior cone)								
Entrada	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)	Vmed (m/s)	t (s)
Entrada	2,148066	1076	97008	197,691	40,643	4,864	4,859	0,370

CICLONE 3 (retorno pelo interior cilíndrico)								
Entrada	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)	Vmed (m/s)	t (s)
Entrada	2,148066	1076	96910	198,290	40,643	4,859		

TUBULAÇÃO INTERLIGANDO CICLONE 3 AO CICLONE 2								
Entrada	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)	Vmed (m/s)	t (s)
Entrada	2,148066	1076	96812	198,491	4,909	40,437		

CICLONE 2 (parte superior cilindro)								
Entrada	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)	Vmed (m/s)	t (s)
Entrada	2,148066	939	95929	173,218	40,643	4,262		

CICLONE 2 (parte inferior cone)								
Entrada	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)	Vmed (m/s)	t (s)
Entrada	2,148066	939	95635	175,350	9,621	18,226	11,264	0,391

CICLONE 2 (parte inferior cone)								
Entrada	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)	Vmed (m/s)	t (s)
Entrada	2,148066	939	174,813	40,643	4,301			

CICLONE 2 (retorno pelo interior cilíndrico)						
	r [kmol/s]	T [K]	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)
Entrada	2,148066	939	95340	175,893	9,621	18,282
Saída	2,148066	939	95046	176,437	9,621	18,359
						18,311
						0,481
						8,8

TUBULAÇÃO INTERLIGANDO CICLONE 2 AO CICLONE 1						
	r [kmol/s]	T [K]	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)
Entrada	2,148066	939	95046	176,437	4,909	35,944
Saída	2,148066	772	95046	145,058	4,909	29,552
						32,748
						0,305
						10

CICLONE 1 (parte superior cilíndrica)						
	r [kmol/s]	T [K]	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)
Entrada	2,148066	772	94605	145,734	40,643	3,569
Saída	2,148066	772	94752	145,508	40,643	3,586
						3,575
						0,552
						1,9

CICLONE 1 (parte inferior cilíndrica)						
	r [kmol/s]	T [K]	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)
Entrada	2,148066	772	94310	146,190	40,643	3,586
Saída	2,148066	772	94458	145,961	9,621	15,171
						9,379
						0,469
						4,4

TUBULAÇÃO INTERLIGANDO CICLONE 1 A TORRE DE ARREFECIMENTO						
	r [kmol/s]	T [K]	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)
Entrada	2,148066	772	94065	146,571	4,909	15,195
Saída	2,148066	583	92103	113,045	4,909	15,235
						15,215
						0,638
						9,4

TORRE DE ARREFECIMENTO						
	r [kmol/s]	T [K]	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)
Entrada	2,148066	583	92065	113,045	20,000	5,652
Saída	2,148066	473	89533	94,328	20,000	4,716
						5,184
						6,905
						35,8

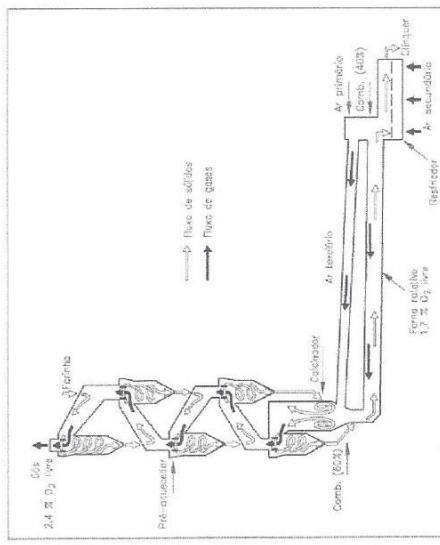
Equipamento	T (K) ent.	T (K) sai.	T (K) méd.	t (s)	T (K) méd. transição	t (s) méd. transição	Tempo Detenção dos Gases
Transição	1053	1053	1053	0,123			
Pre calinador	1053	1173	1113	2,821	1083,000	2,944	2,944 Calinador
Transição	1173	1173	1173	0,207			
Ciclone 5	1173	1213	1213	1,604	1192,806	1,811	
Transição	1213	1163	1208	0,337			
Ciclone 4	1163	1163	1163	1,410	1185,306	1,746	
Transição	1163	1076	1120	0,359			
Ciclone 3	1076	1076	1076	1,142	1097,750	1,500	
Transição	1076	939	1008	0,317			
Ciclone 2	939	939	939	1,316	973,250	1,633	
Transição	939	772	856	0,305			
Ciclone 1	772	772	772	1,619	813,750	1,924	8,614 Pre Aquecedor
Transição	772	583	678	0,756			
Chamíne	583	473	528	6,905	7,662 Chamíne		
					19,219 TDs TOTAL		

CÁLCULO DO TEMPO DE DETENÇÃO DOS GASES NO SISTEMA FORNO COM CALCINADOR ILC

		Fator de transformação	1,4973	$t_{\text{dissauer}}/t_{\text{minha}}$
		Componente	Massa Molar (kg/Kmol)	Composição da Farinha
CONSUNTO DE FARINHA		CaCO ₃	100,0869	76,162%
		SiO ₂	60,0843	12,952%
		Al ₂ O ₃	101,9612	3,484%
		Fe ₂ O ₃	159,6882	1,884%
		MgCO ₃	84,3139	3,615%
		SO ₃	80,0632	0,932%
		K ₂ O	94,1966	0,810%
		Na ₂ O	61,9788	0,030%
		TiO ₂	79,8658	0,000%
		H ₂ O	18,0153	0,000%
		P2O ₅	141,9445	0,132%
				0,000500
				0,070979

Dados Fornecidas	
Produção clínquer	35,9125 kg/s
Energia requerida	31,50 kJ/kg clínquer
Energia Calcinador	1890 kJ/kg Clínquer
Energia no Forno	40,0096 kJ/kg clínquer

COMPOSIÇÃO DOS COMBUSTÍVEIS		ENERGIA REQUERIDA	CALCINADOR	FORNO			
Combustíveis	kg Comb/s	%	kg Comb/s	%	kg Comb/s	%	
Coque Petróleo	2,545	70,00%	1,091	50,00%	1,454	100,00%	
Carvão Mineral	0,000	0,00%	0,000	0,00%	0,000	0,00%	
Raspa Pneus	0,392	10,00%	0,392	16,67%	0,000	0,00%	
Moinha de Carvão	0,000	0,00%	0,000	0,00%	0,000	0,00%	
Combustível Sólido Recuperado	1,745	20,00%	1,745	33,33%	0,000	0,00%	
Total	4,682	100,00%	3,227	100,00%	0,000	100,00%	
ENERGIA	3149,9		ENERGIA	1889,9		ENERGIA	1260



Combustíveis	Mistura [%]	PCI Combustível [kJ kg ⁻¹]	Consumo de Energia no Calcinador [kg Comb/s]	Consumo de Esterco de Combustível [kg Comb/s]	Consumo de Combustível no Calcinador [kg s ⁻¹]
Coque Petróleo	50,00%	31112	945	0,0304	1,0909
Carvão Mineral	0,00%	29168	0	0,0000	0,0000
Raspa Pneus	16,67%	28881	315	0,01945	0,3917
Moinha de Carvão	0,00%	21648	0	0,0000	0,0000
Combustível Sólido Recuperado	33,33%	22966	630	0,0486	1,7448

Elementos no Calcínado	[C]	[H ₂]	[S]	[O ₂]	[N ₂]	[H ₂ O]	[CO ₂]	[SO ₂]	[O ₃]	[N ₂ O]	[CO] _{calc.}
Coque Petróleo	0,077790	0,021376	0,002055	0,000528	0,000354	0,000315	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	90,00%
Carvão Mineral	0,060000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	
Raspa Pneus	0,024231	0,013990	0,000209	0,001945	0,000126	0,000126	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	
Moinha de Carvão Vegetal	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	
Combustível Sólido Recuperado	0,095785	0,048472	0,000534	0,020339	0,000810	0,000810	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	
Total	0,157806	0,083838	0,002318	0,022812	0,001290	0,001290	0,000315	0,000315	0,000315	0,000315	0,391318

Cálculo do Oxigênio Estequiométrico		
CO de CO ₂	0,157806	kmol/s
CO de H ₂ O	0,041919	kmol/s
CO de SO ₂	0,002318	kmol/s
CO de Combustível	-0,0228312	kmol/s
CO do forno	-0,011081	kmol/s
CO estequiométrico	0,168150	kmol/s
N ₂ estequiométrico	0,632245	kmol/s
Ciclo do Oxigênio livre		
Oxigênio livre adotado	2,4	%
CO Livre	0,049361	kmol/s
N ₂ Livre	0,185599	kmol/s
Quantidade de O ₂ , e N ₂		

Balanceamento SO ₃		
C	0,157806	CO ₂
H ₂	0,083838	H ₂ O
S	0,002318	SO ₂
O ₂	0,0228312	O ₂
N ₂	0,001290	N ₂
H ₂ O	0,000315	H ₂ O
O ₂	0,168150	O ₂
N ₂	0,632245	N ₂
CO ₂	0,144634	CO ₂ forno
H ₂ O	0,028919	H ₂ O forno
SO ₂	0,002740	SO ₂ forno
O ₂	0,011081	O ₂ forno
N ₂	0,493340	N ₂ forno
CO _{2(CaCO₃)}	0,3658263	CO _{2(CaCO₃)}
CO _{2(NaCO₃)}	0,023055	CO _{2(NaCO₃)}
	0,000005	HCl

COMBUSTÃO ESTEQUIOMÉTRICO		
Reagentes	Produtos	
C	0,157806	CO ₂
H ₂	0,083838	H ₂ O
S	0,002318	SO ₂
O ₂	0,0228312	N ₂
N ₂	0,001290	H ₂ O
H ₂ O	0,000315	O ₂
O ₂	0,168150	N ₂
N ₂	0,632245	CO ₂
H ₂ O	0,144634	H ₂ O
SO ₂	0,002740	SO ₂
O ₂	0,011081	O ₂
N ₂	0,493340	N ₂
CO _{2(CaCO₃)}	0,3658263	CO _{2(CaCO₃)}
CO _{2(NaCO₃)}	0,023055	CO _{2(NaCO₃)}

PRODUTO FINAL CALCINADOR		
CO ₂	0,6937758	
H ₂ O	0,113073	
SO ₂	0,001132	
HCl	0,000005	
O ₂	0,049361	
N ₂	1,312474	
Vazão Total	2,169802	
O ₂ Livre	0,144634	Vazão Forno
N ₂	0,632245	Vazão Produto Calc.
N ₂ livre de O ₂	0,185599	Vazão Ar Terciário
CO ₂	0,144634	
H ₂ O	0,028919	
SO ₂	0,002740	
O ₂	0,011081	
N ₂	0,493340	
CO _{2(CaCO₃)}	0,3658263	CO _{2(CaCO₃)}
CO _{2(NaCO₃)}	0,023055	CO _{2(NaCO₃)}

Entrada	2,169802	1173	98578	214,659	4,909	43,731		
Saída	2,169802	1163	98578	214,829	4,909	43,358	43,545	0,344
CICLONE 4 (parte superior cilíndrico)								
Entrada	2,169802	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)	Vmed (m/s)	L (m)
Entrada	2,169802	1163	98578	212,929	31,093	6,845		
Saída	2,169802	1163	98185	213,680	31,093	6,872	6,859	0,262
CICLONE 4 (parte inferior cone)								
Entrada	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)	Vmed (m/s)	t (s)
Entrada	2,169802	1163	97989	214,108	31,093	6,886		
Saída	2,169802	1163	97793	214,337	9,621	22,299	14,593	0,610
TUBULAÇÃO INTERLIGANDO CICLONE 4 AO CICLONE 3								
Entrada	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)	Vmed (m/s)	L (m)
Entrada	2,169802	1163	97597	214,968	9,521	22,344		
Saída	2,169802	1163	97401	215,400	9,521	22,389	22,366	0,407
CICLONE 3 (parte superior cilindro)								
Entrada	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)	Vmed (m/s)	L (m)
Entrada	2,169802	1163	97401	215,400	4,909	43,882		
Saída	2,169802	1077	97401	199,472	4,909	40,637	42,260	0,355
TUBULAÇÃO INTERLIGANDO CICLONE 3 AO CICLONE 2								
Entrada	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)	Vmed (m/s)	L (m)
Entrada	2,169802	1077	97401	199,472	31,093	6,415		
Saída	2,169802	1077	97204	199,877	31,093	6,428	6,422	0,280
CICLONE 2 (parte inferior cone)								
Entrada	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)	Vmed (m/s)	L (m)
Entrada	2,169802	1077	97106	200,078	31,093	6,435		
Saída	2,169802	1077	97008	200,280	9,621	20,817	13,626	0,308
TUBULAÇÃO INTERLIGANDO CICLONE 2 AO CICLONE 1								
Entrada	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)	Vmed (m/s)	L (m)
Entrada	2,169802	1077	96910	200,483	9,621	20,838		
Saída	2,169802	1077	96812	200,686	9,621	20,859	20,849	0,436
CICLONE 1 (parte superior cilindro)								
Entrada	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)	Vmed (m/s)	L (m)
Entrada	2,169802	940	96812	175,158	4,909	40,885		
Saída	2,169802	940	96812	176,230	27,771	35,684	38,284	0,313
CICLONE 1 (parte inferior cone)								
Entrada	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)	Vmed (m/s)	L (m)
Entrada	2,169802	940	95929	175,158	27,771	6,307		
Saída	2,169802	940	95635	177,313	9,621	6,346	6,327	0,300
CICLONE 2 (parte superior cilindro)								
Entrada	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)	Vmed (m/s)	L (m)
Entrada	2,169802	940	95797	176,770	27,771	6,365		
Saída	2,169802	940	95635	177,313	9,621	18,430	12,398	0,355
CICLONE 2 (parte inferior cone)								
Entrada	n (kmol/s)	T (K)	P (N/m ²)	Q (m ³ /s)	S (m ²)	V (m/s)	Vmed (m/s)	L (m)
Entrada	2,169802	940	95797	176,770	27,771	6,307		
Saída	2,169802	940	95635	177,313	9,621	18,430	12,398	0,355

APÊNDICE I – Cálculo dos tempos de retenção e eficiência de destruição

CÁLCULO DOS TEMPOS DE RETENÇÃO E EFICIENCIA DE DESTRUICÃO DO CDR (1)

$$T := 1000, 1100..2000 \quad \text{K}$$

$$t := 0 \quad \text{s}$$

$$R := 8314 \quad \frac{\text{J}}{\text{kmol} \cdot \text{K}}$$

$$C_A := 0.1$$

$$C := 100$$

Primeiro Pico do CDR (1)

$$E_A := 1.154 \cdot 10^8 \quad \frac{\text{J}}{\text{kmol}}$$

$$A := 2.6667 \cdot 10^8 \quad \frac{1}{\text{s}}$$

$$t(T) := \exp\left(\ln\left(\frac{-1}{A} \ln\left(\frac{C_A}{C}\right)\right) + \frac{E_A}{R \cdot T}\right)$$

${}^\circ\text{C}$	K	s
$T - 273 =$	$T =$	$t(T) =$
727	1000	$2.763 \cdot 10^{-2}$
827	1100	$7.824 \cdot 10^{-3}$
927	1200	$2.734 \cdot 10^{-3}$
1027	1300	$1.123 \cdot 10^{-3}$
1127	1400	$5.238 \cdot 10^{-4}$
1227	1500	$2.705 \cdot 10^{-4}$
1327	1600	$1.517 \cdot 10^{-4}$
1427	1700	$9.105 \cdot 10^{-5}$
1527	1800	$5.785 \cdot 10^{-5}$
1627	1900	$3.855 \cdot 10^{-5}$
1727	2000	$2.676 \cdot 10^{-5}$

ANEXO A – Fluxograma para a caracterização e classificação de resíduos sólidos

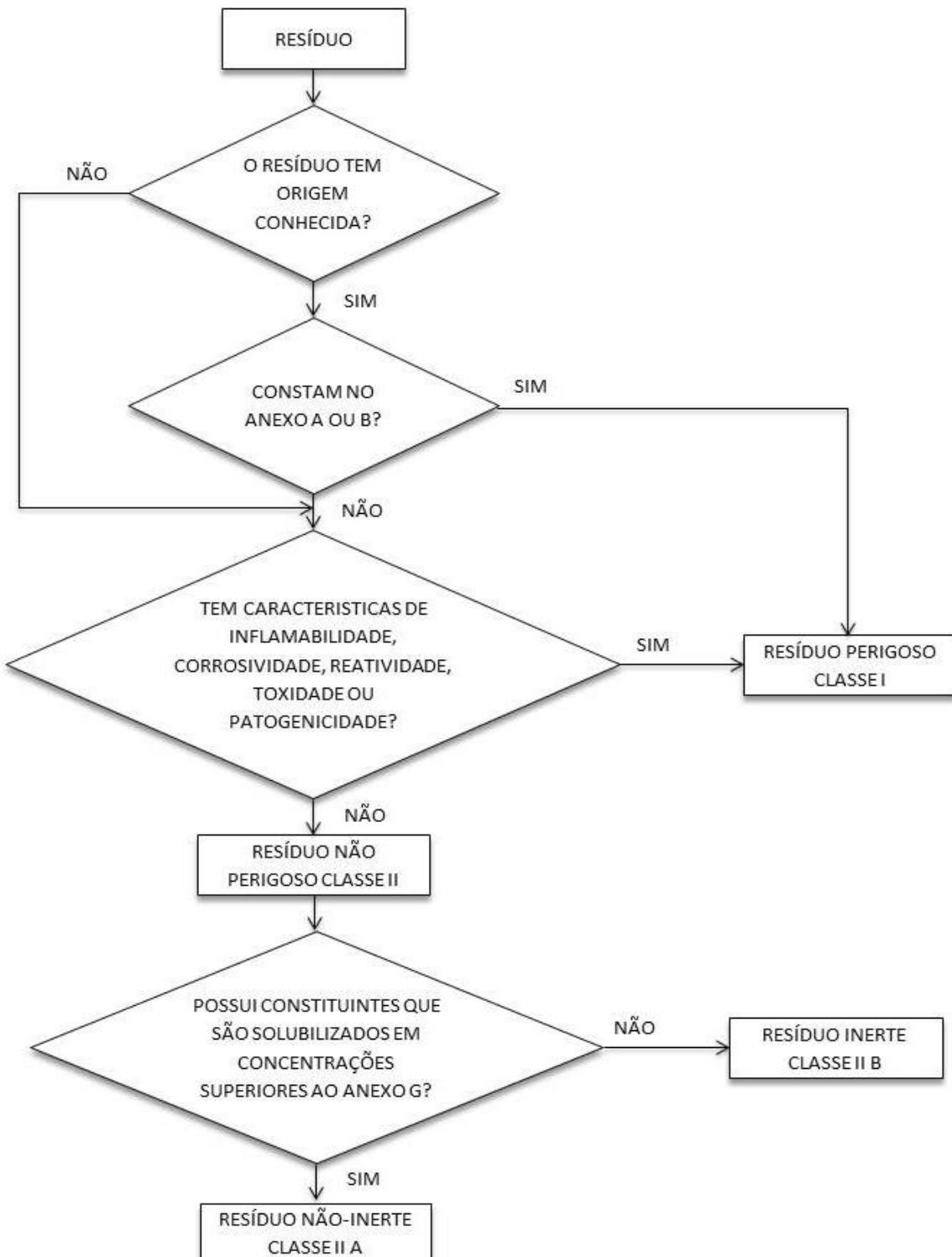


Figura B.1 – Caracterização e classificação de resíduos sólidos
Fonte: ABNT (2004)