

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

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

**Análise Exergética e Estudo da Formação de Poluentes
em Fábricas de Cimento**

AUTOR: GUSTAVO PEREIRA TAVARES

ORIENTADOR: PROF. DR. ROGÉRIO JOSÉ DA SILVA

Itajubá, Novembro de 2019

MG - Brasil

GUSTAVO PEREIRA TAVARES

Análise Exergética e Estudo da Formação de Poluentes em Fábricas de Cimento

Dissertação submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica como parte dos requisitos para obtenção do Título de Mestre em Ciências em Engenharia Mecânica.

Área de Concentração: Térmica, Fluidos e Máquinas de Fluxo.

Orientador: Prof. Dr. Rogério José da Silva

Itajubá, Novembro de 2019

MG - Brasil

GUSTAVO PEREIRA TAVARES

**Análise Exergética e Estudo da Formação de Poluentes em
Fábricas de Cimento**

Banca Examinadora:

Prof. Dr. Ricardo Carrasco Carpio - IFMG

Prof^ª. Dra. Maria Luiza Grilo Rennó – UNIFEI

Prof. Dr. Genésio José Menon – UNIFEI

Prof. Dr. Rogério José da Silva – UNIFEI

Dedicatória

Dedico este trabalho a toda minha família e todos aqueles que contribuíram para a sua realização.

Agradecimentos

Agradeço aos meus colegas, professores e a minha família por terem ajudado na construção deste trabalho.

Ao professor Dr. Rogério José da Silva pelas orientações, sugestões, correções e ensinamentos preciosos e oportunos que permitiram o desenvolvimento e a execução deste trabalho.

E aos demais professores, funcionários e colegas do programa de pós-graduação em Engenharia Mecânica que direta ou indiretamente contribuíram para o cumprimento deste trabalho.

RESUMO

TAVARES, G. P. (2019). *Análise Exergética e Estudo da Formação de Poluentes em Fábricas de Cimento*. Itajubá, 160 p. Dissertação (Mestrado em Térmica, Flúidos e Máquinas de Fluxo) - Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá.

Visando reduzir o consumo de energia, várias inovações tecnológicas têm sido incorporadas no processo de produção de cimento. Pode-se mostrar como exemplo, as seguintes tecnologias que foram utilizadas neste trabalho pré-aquecedores de ciclones de cinco e seis estágios e o sistema de by-pass. Os pré-aquecedores de ciclones de cinco e seis estágios, permitem obter um maior aproveitamento do calor residual dos gases da exaustão do forno rotativo, gerando uma redução no consumo específico de calor do processo. Um outro exemplo é o sistema de by-pass, onde o objetivo é retirar o teor de cloro e álcalis presentes nos gases de exaustão, e oriundos das matérias-primas, para se evitar a formação de incrustações nos ciclones e da formação de fissuras no concreto. Este trabalho apresenta uma análise de energética e exergética de três diferentes fábricas de cimento, além de avaliar os fatores que levam a formação e as emissões gasosas. O estudo de caso 1 apresenta um sistema de produção de clínquer com forno equipado com pré-aquecedores de quatro estágios e um pré-calcinador. Esta instalação possui um sistema de by-pass com desvio de 100% do volume total de gás de exaustão do forno. Já o estudo de caso 2 é referente a uma instalação com um forno com pré-aquecedores de cinco estágios e pré-calcinador, equipado com sistema de by-pass que faz o desvio de 15% do volume total de gás de exaustão do forno. No estudo de caso 3, o sistema de produção de clínquer é composto por um forno que possui pré-aquecedores de seis estágios e pré-calcinador. Os resultados apontam que para os três estudos de casos, o pré-aquecedor/calcinador se mostra como a principal fonte de irreversibilidades, conforme esperado. A eficiência exergética global obtida para o estudo de caso 1 foi de 30,87%, para estudo de caso 2 foi de 28,94% e para o estudo de caso 3 foi de 32,09%. A emissão de CO₂ proveniente da matéria-prima das plantas dos estudos de casos 1 e 2, foi maior do que a emissão proveniente da matéria-prima no estudo de caso 3. Foi verificado, portanto, um importante aumento na eficiência do estudo de caso 3, assim como uma redução significativa do impacto ambiental originado pela emissão de CO₂.

Palavras-chave:

Cimento, Clínquer, Combustíveis, Energia, Exergia.

ABSTRACT

TAVARES, G. P. (2019). Exergetic Analysis and Study of Pollutant Formation in Cement Plants. Itajuba, 160 p. Dissertation (Master in Thermal, Fluid and Flow Machines) - Institute of Mechanical Engineering, Federal University of Itajubá.

In order to reduce energy consumption, several technological innovations have been incorporated into the cement production process. As an example, we can show the following technologies that were used in this work five- and six-stage cyclone preheaters and the bypass system. The five- and six-stage cyclone preheaters allow you to make the most of the residual heat from the rotary kiln exhaust gases, resulting in a reduction in the specific heat consumption of the process. Another example is the bypass system, where the objective is to remove the chlorine and alkali content of the exhaust gases from the raw materials to avoid the formation of cyclone incrustations and the formation of cracks in the exhaust gas concrete. This paper presents an energetic and exergetic analysis of three different cement factories, besides evaluating the factors that lead to the formation and the gaseous emissions. Case Study 1 presents an oven clinker production system equipped with four-stage preheaters and a precalciner. This facility has a bypass system with a deviation of 100% of the total volume of furnace exhaust gas. Case study 2 refers to an installation with a five-stage preheater furnace and precalciner equipped with a bypass system that deviates 15% of the total exhaust gas volume from the furnace. In case study 3, the clinker production system is composed of an oven that has six-stage preheaters and precalciner. The results show that for the three case studies, the preheater / calciner is the main source of irreversibility, as expected. The overall exergetic efficiency obtained for case study 1 was 30.87%, for case study 2 it was 28.94% and for case study 3 32.09%. The CO₂ emission from the raw material from case study plants 1 and 2 was higher than the emission from the raw material from case study 3. Therefore, there was a significant increase in the efficiency of the case study. 3, as well as a significant reduction in the environmental impact of CO₂ emissions.

Keywords:

Cement, Clinker, Energy, Fuel, Emission.

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 – Gráfico com o consumo médio de energia elétrica de uma fábrica de cimento	29
Figura 2.2 – Matriz energética da indústria do cimento no período de 1975 a 2017	31
Figura 2.3 – Pontos de alimentação de resíduos para coprocessamento.	33
Figura 2.4 – Tipos de combustíveis utilizados na matriz energética mundial no ano de 2015	36
Figura 2.5 – Tipos de resíduos coprocessados como combustíveis alternativos no Brasil no ano de 2016.	37
Figura 2.6 – Relação de combustíveis alternativos oriundos da biomassa no Brasil no ano de 2016.	37
Figura 2.7 – Tipos de resíduos utilizados como substitutos de matérias-primas no Brasil no ano de 2016.	38
Figura 2.8 – Distribuição de plantas de cimento licenciadas para o coprocessamento pelo Brasil	41
Figura 2.9 – Fluxograma do processo de produção do cimento	42
Figura 2.10 – Sistema de produção de clínquer	44
Figura 2.11 – Fluxo de gás e farinha no interior de um ciclone	45
Figura 2.12 – Queda de pressão de um estágio do ciclone	46
Figura 2.13 – Desenho esquemático de um forno equipado com um pré-calcinador do modelo ILC	48
Figura 2.14 – Desenho esquemático de um forno equipado com um pré-calcinador do modelo SLC	48
Figura 2.15 – Vista externa do forno rotativo	49
Figura 2.16 – Desenho esquemático da ponta do queimador DUOFLEX da FLSmidth	49
Figura 2.17 – Diagrama de fases de formação do clínquer com a variação das temperaturas	51
Figura 2.18 – Desenho esquemático identificando os ciclos internos e externos de componentes voláteis no forno rotativo com pré-aquecedor	52
Figura 2.19 – Formação de incrustações nos ciclones	53
Figura 2.20 – Fissuras em uma estrutura de concreto originária da reação álcali-agregado.	54
Figura 2.21 – Gráfico com os valores referentes a uma relação de desvio do gás de exaustão do forno pelo sistema de by-pass e o potencial de redução de compostos voláteis	55
Figura 2.22 – Relação de combustíveis fósseis e alternativos	57
Figura 2.23 – Emissão média de dióxido de carbono por tonelada de cimento	60

Figura 2.24 – Marco regulatório do coprocessamento do país	64
Figura 3.1 – Desenho esquemático de um sistema de produção de clínquer com forno rotativo dotado de by-pass com pré-aquecedores e calcinador.....	76
Figura 3.2 – Diagrama de blocos de um sistema de produção de clínquer com forno rotativo dotado de by-pass com pré-aquecedores e calcinador.....	77
Figura 3.3 – Desenho esquemático de um sistema de produção de clínquer com forno rotativo com pré-aquecedores e calcinador	81
Figura 3.4 – Diagrama de blocos de um sistema de produção de clínquer com forno rotativo dotado de by-pass com pré-aquecedores e calcinador.....	82
Figura 4.1 – Diagrama de blocos do processo para produção de clínquer no estudo de caso 1.	90
Figura 4.2 – Diagrama de blocos do processo para produção de clínquer no estudo de caso 2	98
Figura 4.3 – Diagrama de blocos do processo para produção de clínquer no estudo de caso 3	106

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 – Maiores produtores mundiais de cimento.....	25
Tabela 2.2 – Produção regional de cimento no Brasil no ano de 2017	26
Tabela 2.3 – Exportação de cimento no Brasil no ano de 2017	26
Tabela 2.4 – Importação de cimento no Brasil no ano de 2017.	27
Tabela 2.5 – Capacidade instalada de produção de cimento no Brasil.....	27
Tabela 2.6 – Consumo térmico por tecnologia	28
Tabela 2.7 – Consumo de Combustível do Setor Cimenteiro Brasileiro – 2008/2017 (em 10 ³ tep).	30
Tabela 2.8 – Consumo de Combustível do Setor Cimenteiro Brasileiro – 2008/2017 (em %).	30
Tabela 2.9 – Classificação de matérias-primas alternativas segundo os compostos substituídos	35
Tabela 2.10 – Mix combustíveis utilizados na produção do clínquer	39
Tabela 2.11 – Porcentagem de diferentes tipos de resíduos usados como combustíveis	40
Tabela 2.12 – Queda de pressão, temperatura de saída do gás, consumo específico de calor, volume de gás e potência do ventilador nos pré-aquecedores de 4, 5 e 6 estágios	47
Tabela 2.13 – Calor de reação dos componentes de formação do clínquer.....	50
Tabela 2.14 – Características de alguns aditivos e suas respectivas propriedades no cimento	56
Tabela 2.15 – Composições e PCI do coque de petróleo.	58
Tabela 2.16 – Composição e PCI do carvão mineral	59
Tabela 2.17 – Composição e PCI do gás natural	59
Tabela 2.18 – Formação e absorção do SO ₂ no sistema do forno rotativo	62
Tabela 2.19 – Limites máximos de emissão de poluentes estabelecidos pela Resolução do CONAMA 264/99.....	65
Tabela 2.20 – Limites máximos de emissão de poluentes estabelecidos pela DN COPAM nº 154.....	67
Tabela 2.21 – Limites da emissão total de poluentes estabelecidos pela Diretiva 2000/76/EC.....	68
Tabela 3.1 – Valores para o cálculo da variação da entalpia, entropia e da exergia química padrão para a farinha.....	72

Tabela 3.2 – Valores para o cálculo da variação da entalpia, entropia e da exergia química padrão o clínquer	72
Tabela 3.3 – Valores para o cálculo da variação da entalpia, entropia e da exergia química padrão para os gases	74
Tabela 3.4 – Identificação dos fluxos da figura 3.1.....	78
Tabela 3.5 – Identificação dos fluxos da figura 3.2.....	82
Tabela 4.1 – Parâmetros de operação no estudo de caso 1.....	85
Tabela 4.2 – Composição química elementar e PCI do óleo combustível do estudo de caso 1.....	85
Tabela 4.3 – Consumo de combustível no estudo de caso 1.	86
Tabela 4.4 – Balanceamento do ar no forno no estudo de caso 1.....	86
Tabela 4.5 – Balanceamento de ar no pré-calcinador no estudo de caso 1.	86
Tabela 4.6 – Composição da farinha no estudo de caso 1.	87
Tabela 4.7 – Composição da poeira no estudo de caso 1.	87
Tabela 4.8 – Composição da farinha durante o processo de clínquerização e do clínquer final no estudo de caso 1	88
Tabela 4.9 – Resultados da energia e exergia dos sólidos no estudo de caso 1.	90
Tabela 4.10 – Resultados da energia e exergia dos gás no estudo de caso 1	90
Tabela 4.11 – Resultados da energia e exergia do ar no estudo de caso 1	90
Tabela 4.12 – Resultados da energia e exergia do combustível no estudo de caso 1.....	90
Tabela 4.13 – Resultados das eficiências no estudo de caso 1.....	92
Tabela 4.14 – Parâmetros de operação no estudo de caso 2.....	93
Tabela 4.15 – Composição química elementar e PCI do gás natural do estudo de caso 2.....	93
Tabela 4.16 – Consumo de combustível no estudo de caso 2.	93
Tabela 4.17 – Balanceamento do ar no forno no estudo de caso 2.....	94
Tabela 4.18 – Balanceamento de ar no pré-calcinador no estudo de caso 2.	94
Tabela 4.19 – Composição da farinha no estudo de caso 2.....	95
Tabela 4.20 – Composição da poeira no estudo de caso 2.	95
Tabela 4.21 – Composição da farinha durante o processo de clínquerização e do clínquer final no estudo de caso 2	96
Tabela 4.22 – Resultados da energia e exergia dos sólidos no estudo de caso 2.	98
Tabela 4.23 – Resultados da energia e exergia dos gás no estudo de caso 2	98
Tabela 4.24 – Resultados da energia e exergia do ar no estudo de caso 2	98
Tabela 4.25 – Resultados da energia e exergia do combustível no estudo de caso 2.....	98

Tabela 4.26 – Resultados das eficiências no estudo de caso 2.....	100
Tabela 4.27 – Parâmetros de operação no estudo de caso 3.....	101
Tabela 4.28 – Composição química elementar e PCI do carvão mineral e das cinzas no estudo de caso 3.....	101
Tabela 4.29 – Consumo de combustível no estudo de caso 3.....	101
Tabela 4.30 – Balanceamento do ar no forno no estudo de caso 3.....	102
Tabela 4.31 – Balanceamento de ar no pré-calcinador no estudo de caso 3.....	102
Tabela 4.32 – Composição da farinha no estudo de caso 3.....	103
Tabela 4.33 – Composição dos elementos da farinha e das cinzas do carvão mineral no estudo de caso 3.....	103
Tabela 4.34 – Composição da farinha durante o processo de clinquerização e do clínquer final no estudo de caso 3.....	104
Tabela 4.35 – Resultados da energia e exergia dos sólidos no estudo de caso 3.....	106
Tabela 4.36 – Resultados da energia e exergia dos gás no estudo de caso 3.....	106
Tabela 4.37 – Resultados da energia e exergia do ar no estudo de caso 3.....	106
Tabela 4.38 – Resultados da energia e exergia do combustível no estudo de caso 3.....	106
Tabela 4.39 – Resultados das eficiências no estudo de caso 3.....	107
Tabela 4.40 – Resultados das eficiências exergéticas nos três estudos de casos.....	108
Tabela 4.41 – Comparação dos resultados encontrados de eficiência global energética e exergética e os presentes na literatura.....	110
Tabela 4.42 – Comparação dos resultados encontrados na emissão de CO ₂ nos três estudos de casos.....	111
Tabela 4.43 – Comparação dos resultados encontrados da situação real e a simulação na emissão de CO ₂ nos três estudos de casos com diferentes combustíveis.....	112
Tabela 4.44 – Limites e estimativa de emissão de SO ₂ corrigido a 11% e 10% de O ₂ livre nos estudos de casos.....	113

LISTA DE SIMBOLOS

LATINOS

b_{el}^0 – Exergia química padrão do elemento.

b_{gk}^0 – Exergia química padrão.

b_{Mg}^0 – Exergia química da mistura.

b_{Ms}^0 – Exergia química total da mistura.

CC_{forno} – Consumo de calor no forno.

$comb_{forno}$ – Quantidade de combustível injetado no forno.

cec – Consumo específico de calor.

CC_{calc} – Consumo de calor no calcinador.

$comb_{calc}$ – Quantidade de combustível injetado no calcinador.

E – Energia de fluxo.

C_{pk} – Calor específico.

E – Energia de fluxo.

E_{ar} – Entalpia do ar.

E_{clq} – Entalpia do clínquer.

Ex_g – Exergia dos gases.

Ex_s – Exergia dos sólidos.

E – Energia de fluxo.

$\sum E_{saída}$ – Somatório dos fluxos de entalpia de saída

$\sum E_{entrada}$ – Somatório dos fluxos de entalpia de entrada

$\sum Ex_{saída}$ – Somatório dos fluxos de exergia de saída

$\sum E_{entrada}$ – Somatório dos fluxos de exergia de entrada

Ex_{ar} – Exergia do ar

Ex_{clq} – Exergia do clínquer

$\dot{m}_{clinquer}$ – Vazão mássica de clínquer.

\dot{m}_{comb_forno} – Consumo de combustível no forno

\dot{m}_{comb_calc} – Consumo de combustível no calcinador.

n_{el} – Número de moles do elemento.

n_k – Número de moles de cada componente.
 n_{m_g} – Número de moles da mistura dos gases.
 n_{m_s} – Número de moles da mistura de sólidos.
 n_t – Vazão molar dos gases (desconsiderando a água).
 N_{2esteq_forno} – Nitrogênio estequiométrico no forno.
 P – Pressão dos gases.
 P_m – Peso molecular do poluente.
 T_g – Temperatura dos gases.
 T_s – Temperatura ambiente.
 T_o – Temperatura do estado de referência.
 O_{2esteq_forno} – Oxigênio estequiométrico no forno.
 $\% O_{2livre_forno}$ – Porcentagem de oxigênio livre no forno.
 O_{2livre_forno} – Oxigênio livre no forno.
 $\% O_{2livre_calc}$ – Porcentagem de oxigênio livre no calcinador.
 O_{2livre_calc} – Oxigênio livre no calcinador.
 V – Vazão volumétrica dos gases.
 y_{gk} – Fração molar do gás.

GREGOS

η_{1L} – Eficiência energética de 1ª lei.
 η_{2L} – Eficiência exergética de 2ª lei.
 ΔG^0 – Variação de energia livre de Gibbs
 Δh – Variação de entalpia específica.
 Δs – Variação de entropia específica.

LISTA DE ELEMENTOS E COMPOSTOS QUÍMICOS

As – Arsênio.

Be – Berílio.

C – Carbono.

C_2S – Silicato Dicálcico.

C_3A – Aluminato Tricálcico.

C_3S – Silicato Tricálcico.

C_4AF – Ferro-aluminato Tetracálcico.

$CaCO_3$ – Carbonato de Cálcio.

CaO – Óxido de Cálcio.

$CaSO_3$ – Sulfito de Cálcio.

$CaSO_4$ – Sulfato de Cálcio.

Cd – Cádmiio.

Cl – Cloro.

Co – Cobalto.

CO – Monóxido de Carbono.

CO_2 – Dióxido de Carbono.

Cr – Cromo.

Cu – Cobre.

Fe_2O_3 – Óxido de Ferro.

FeS_2 – Disulfeto de Ferro.

H – Hidrogênio.

H_2O – Água.

HCl – Ácido Clorídrico.

HCN – Ácido Cianídrico.

Hg – Mercúrio.

K – Potássio.

K_2O – Óxido de Potássio.

K_2SO_4 – Sulfato de Potássio.

$MgCO_3$ – Carbonato de Magnésio.

MgO – Óxido de Magnésio.

Mn – Manganês.

N – Nitrogênio.

Na – Sódio.

Na₂O – Óxido de Sódio.

Na₂SO₄ – Sulfato de Sódio.

NH₃ – Amônia.

Ni – Níquel.

NO – Monóxido de Nitrogênio.

NO₂ – Óxido Nítrico.

NO_x – Óxidos de Nitrogênio.

O – Oxigênio.

OH – Hidróxido.

Pb – Chumbo.

S – Enxofre.

Sb – Antimônio.

Se – Selênio.

SiO₂ – Dióxido de Silício.

Sn – Estanho.

SO₂ – Dióxido de Enxofre.

SO₃ – Trióxido de Enxofre.

SO_x – Óxidos de Enxofre.

Te – Telúrio.

Tl – Tálho.

Zn – Zinco.

2CaO.SiO₂ – Silicato Dicálcico.

3CaO.Al₂O₃ – Aluminato Tricálcico.

3CaO.SiO₂ – Silicato Tricálcico.

4CaO.Al₂O₃.Fe₂O₃ – Ferro-aluminato Tetracálcico.

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	20
1.1 Considerações Iniciais	20
1.2 Objetivos	23
1.3 Estrutura do Trabalho	23
2. PANORAMA GERAL DA INDÚSTRIA DO CIMENTO.....	25
2.1 Cenário da Indústria do Cimento	25
2.2 Análise Energética do Processo de Fabricação do Cimento	28
2.2.1 Matriz Energética da Indústria Brasileira do Cimento.....	29
2.3 Coprocessamento	32
2.3.1 Cenário do Coprocessamento na Indústria do Cimento.....	35
2.4 Processo de Produção do Cimento.....	41
2.4.1 Obtenção e Preparação das Matérias-Primas	43
2.4.2 Pré-Aquecimento e Pré-Calцинаção	43
2.4.3 Clinquerização	49
2.4.4 Adições e Expedição	56
2.5 Combustíveis Utilizados na Indústria do Cimento	57
2.5.1 Coque de Petróleo	57
2.5.2 Carvão Mineral.....	58
2.5.3 Gás Natural.....	58
2.5.4 Óleo Combustível	59
2.6 Emissões Atmosféricas da Indústria do Cimento	60
2.6.1 Dióxido de Carbono	61
2.6.2 Metais Pesados	61
2.6.3 Óxidos de Enxofre.....	61
2.6.4 Óxidos de Nitrogênio	62
2.6.5 Material Particulado	63
2.7 Legislação Ambiental	63
2.7.1 Legislação Federal	64
2.7.2 Legislação de Minas Gerais	67

2.7.3 Legislação Europeia	68
3. ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA	69
3.1 Análise Termodinâmica do Processo de Fabricação de Cimento	69
3.2 Eficiência Energética do Processo de Fabricação do Cimento	70
3.3 Cálculo da Exergia dos Sólidos	70
3.4 Cálculo da Exergia dos Gases e do Ar	73
3.5 Cálculo da Exergia do Combustível	74
3.6 Eficiência Exergética do Processo de Fabricação do Cimento	75
3.7 Metodologia Para os Cálculos das Eficiências	75
4. ESTUDOS DE CASOS	84
4.1 Estudo de Caso 1: Sistema de Produção de Clínquer com Forno Rotativo Dotado de By-Pass com Pré-Aquecedores de Quatro Estágios e Pré-Calcinador	84
4.1.1 Parâmetros Operacionais	85
4.1.2 Combustão	85
4.1.3 Fluxo de Gases e Sólidos	87
4.1.4 Análise Energética e Exergética	90
4.2 Estudo de Caso 2: Sistema de Produção de Clínquer com Forno Rotativo Dotado de By-Pass com Pré-Aquecedores de Cinco Estágios e Pré-Calcinador	92
4.2.1 Parâmetros Operacionais	92
4.2.2 Combustão	93
4.2.3 Fluxo de Gases e Sólidos	94
4.2.4 Análise Energética e Exergética	98
4.3 Estudo de Caso 3: Sistema de Produção de Clínquer com Forno Rotativo com Pré-Aquecedores de Seis Estágios e Pré-Calcinador	100
4.3.1 Parâmetros Operacionais	100
4.3.2 Combustão	101
4.3.3 Fluxo de Gases e Sólidos	102
4.3.4 Análise Energética e Exergética	106
4.4 Discussões dos Resultados	108
4.4.1 Análise Exergética	108
4.4.2 Emissão de CO ₂	111
4.4.3 Emissão de SO ₂	113

5. CONCLUSÕES E SUGESTÕES	115
5.1 Conclusões	115
5.2 Sugestões Para Trabalhos Futuros	117
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	119
APÊNDICE A – Cálculos do Estudo de Caso 1.....	128
APÊNDICE B – Cálculos do Estudo de Caso 2.....	142
APÊNDICE C – Cálculos do Estudo de Caso 3.....	150

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

1.1 CONSIDERAÇÕES INICIAIS

O mercado mundial de cimento movimenta cerca de US\$ 250 bilhões de dólares/ano, e a produção mundial de cimento no ano de 2017 totalizou 4,1 bilhões de toneladas. A indústria sistematicamente implanta novas unidades integradas, com investimentos situando-se em torno de US\$ 150,00/t/ano de clínquer, englobando somente equipamentos e construção, não sendo computados terrenos, jazidas e capital operacional. No total, o investimento situa-se entre US\$ 180,00 e US\$ 200,00/ton/ano de cimento ou clínquer (Cimento.Org, 2019).

Atualmente a China é o país que corresponde por mais da metade da produção e consumo mundial de cimento. O setor cimenteiro da China é formado praticamente por empresas locais e, entre elas, alguns dos maiores produtores de cimento do mundo. Três dos principais fabricantes chineses juntos, somam 617 Mton/ano de capacidade instalada, representando cerca de 42% do total da capacidade instalada dos 10 maiores grupos cimenteiros do mundo. Duas empresas chinesas, detêm 38% da produção local, que são a CNBM (China National Building Material) e Anhui Conch (Cimento.Org, 2019).

A indústria brasileira do cimento apresentou um aumento da produção de cimento entre 1990 e 2017, de cerca de 273%. Entre 2003 e 2014, o consumo anual de cimento no Brasil praticamente dobrou devido ao crescimento da renda e do emprego, forte expansão do crédito imobiliário, queda da taxa de juros e inflação e investimento em programas de infraestrutura, chegando ao consumo recorde de 72 milhões de toneladas no ano de 2015. O Brasil possui um parque industrial moderno e eficiente, com um consumo térmico médio de 3,50 GJ/t de clínquer e elétrico de 113 kWh/t de cimento (ABCP, 2019).

O setor de cimento mundial é o terceiro maior consumidor industrial de energia correspondendo assim a 10,7 exajoules [EJ]. Assim, apesar dos progressos consideráveis em matéria de eficiência energética, o setor tem a segunda maior participação do total emissões diretas de dióxido de carbono (CO₂) do setor industrial mundial, em torno de 27% (2,2 gigatoneladas de dióxido de carbono por ano [GtCO₂/ano] em 2014. Em 2016, estima-se que o

setor de cimento consumiu 10,5 EJ de energia e gerou 2,2 Gt de emissões de CO₂ globalmente. Isso representa uma redução anual no uso de energia de 1% a partir de 2014, enquanto que o nível de emissões de CO₂ mostrou pouca diferença devido ao aumento na relação do clínquer no cimento (IEA, 2019).

O processo de produção de cimento Portland tem como característica um alto consumo de energia térmica para a produção do clínquer. O processo de clínquerização consiste na queima da mistura de matérias primas, conhecida como cru (calcário, argila, areia, minério de ferro), para a formação do clínquer os sólidos devem ser levados a temperaturas em torno de 1450 °C. Para que os sólidos possam atingir estas temperaturas, e ocorram as reações químicas de formação do clínquer, a temperatura de chama no forno deve ser em torno de 2000 °C. Após deixar o forno, o clínquer passa pelo processo de resfriamento, e é armazenado. Ao se fazer a moagem de clínquer com gesso, e com a adição de outros constituintes, tem-se a produção do cimento Portland (CEMBUREAU, 2019).

A melhor eficiência energética é alcançada através da modernização e construção de novas fábricas de cimento, que geralmente utilizam equipamentos mais modernos disponíveis no mercado. Os avanços tecnológicos do processo produtivo de cimento, tem-se concentrado nas áreas de automação industrial e controle de processos, buscando melhorar a eficiência energética. Os resfriadores de grelha trazem a vantagem de permitir que o ar terciário aquecido no resfriamento do clínquer possa ser enviado para a câmara de combustão do pré-calcinador, aumentando assim a eficiência da combustão neste equipamento. Em relação à energia elétrica, o uso dos moinhos de rolo vertical, apresentam um designer compacto, e uma redução de 30 a 50% do consumo de energia elétrica, quando comparado ao moinho de bolas (GCCA, 2019).

Diferentes tipos de cimento são fabricados, a partir do uso de clínquer, gesso, adições ativas como material pozolânico, escórias de alto-forno e cinzas volantes de usinas termelétricas de carvão, originando cimentos com características diferenciadas (Anacleto *et. al.*, 2018). As adições têm como objetivo substituir parte do clínquer, dando assim uma destinação aos resíduos industriais utilizados e reduzindo também o consumo de energia térmica e a emissão de CO₂. No Brasil em 2014, mais de 95% da escória granulada de alto-forno produzida no país foi consumida pela indústria de cimento. A capacidade máxima de produção anual de cinzas no Brasil, atualmente, é da ordem de 4,4 milhões de toneladas. Todavia, esse número é muito influenciado pelo fator de utilização das termoeletricas, que em 2013 foi da ordem de 50%, produzindo apenas 2,2 milhões de toneladas de cinzas (ABCP; 2019)

O coprocessamento é uma técnica industrial de aproveitamento de resíduos como substituto de matéria-prima ou de combustíveis, como forma de minimizar o consumo de

minerais e combustíveis fósseis não renováveis. Os resíduos que são coprocessados são denominados de combustíveis secundários ou alternativos. Além da utilização dos resíduos no forno rotativo, a técnica permite o uso de resíduos para substituição das matérias-primas caso apresentem características similares à matéria-prima empregada na produção de clínquer (Georgiopolou, M. *et. al*, 2017). Os resíduos para que sejam coprocessados podem ser alimentados nos fornos separadamente, ou em forma de blends, que são misturas de vários resíduos, homogeneizados em unidades específicas denominadas Unidade de Mistura e Pré-Condicionamento de Resíduos (UMPCR), ou popularmente, blendeiras.

Os países desenvolvidos, particularmente nos Estados Unidos, vêm substituindo os combustíveis fósseis por resíduos desde o ano de 1974. Em média, nas fábricas de cimento alemãs, 61% de sua energia necessária pela queima de combustíveis vêm da recuperação energética de resíduos no coprocessamento. No Brasil o índice de substituição térmica chega a 15%. Outra vantagem é que o uso de combustíveis alternativos pode reduzir o custo da energia térmica que varia entre 25% até 35% dos custos diretos totais (Stafford, F. N. *et. al.*, 2015).

A legislação ambiental que regulamenta as atividades aplicáveis para a destruição térmica e o coprocessamento de resíduos, se diferem ao redor do mundo. A Legislação Européia que regulamenta o coprocessamento e a incineração de resíduos é a Diretiva 2000/76/EC de 28 de dezembro de 2000. O coprocessamento passou a ser regulamentado no Brasil em 1998, e o Estado de Minas Gerais foi pioneiro no estabelecimento de procedimentos legais, com a publicação da Deliberação Normativa COPAM nº 26/1998. Posteriormente, em 20/03/2000, foi publicada a Resolução CONAMA nº 264/1999, que regulamentou a atividade de coprocessamento de resíduos a nível nacional. Comparando a Legislação Brasileira e a Européia, verifica-se que a da Comunidade Européia possui maior nível de restrições que a do Brasil.

Esta dissertação de mestrado apresenta, uma análise exergética comparativa para três tipos diferentes de fábricas de cimento, utilizando esta ferramenta para avaliação da eficiência de sistemas de conversão de energia. Além disso, foi feita uma análise dos fatores responsáveis pela formação dos poluentes durante a produção de cimento Portland. Ademais, apresentam-se os principais métodos e as novas tecnologias de controle de emissão de poluentes nas fábricas de cimento Portland.

1.2 OBJETIVOS

O objetivo geral é realizar uma comparação dos estudos de três diferentes fábricas de cimentos com fornos equipados com pré-aquecedores de quatro, cinco e seis estágios e pré-calcinador, considerando os aspectos, técnicos de análise energética e exergética, e avaliar os fatores que levam a formação e as emissões gasosas.

Os objetivos específicos são:

1) Estudar processos de produção de cimento existentes, as reações químicas para a formação do clínquer e os tipos de cimentos.

2) Estudar as características dos principais tipos de combustíveis fósseis e alternativos utilizados em forno rotativo de fábrica de cimento.

3) Desenvolver um estudo com as ferramentas de análise energética e exergética, para o processo de produção de cimento com forno rotativo que possui pré-aquecedores de quatro equipado com sistema de by-pass, de cinco com sistema de by-pass e de seis estágios, e pré-calcinador e as instalações com e sem sistema de by-pass.

4) Estudar e analisar o processo de formação e as emissões gasosas geradas no processo, em função dos combustíveis utilizados, que serão comparadas com os limites de emissão vigentes na legislação ambiental que envolve o coprocessamento.

1.3 ESTRUTURA DO TRABALHO

Este trabalho é estruturado em 5 Capítulos, conforme descrito a seguir.

No Capítulo 1, é apresentada a introdução do trabalho, juntamente com os principais objetivos e contribuições do mesmo, além de descrever brevemente os capítulos desenvolvidos.

No Capítulo 2 apresenta um panorama geral da indústria do cimento. É apresentado o cenário da indústria do cimento através de dados estatísticos. São abordados ainda tópicos com conceitos e definições sobre processo de produção do cimento, coprocessamento, combustíveis, emissões atmosféricas, legislação ambiental.

No Capítulo 3 é feita uma revisão bibliográfica da Primeira e Segunda Lei da Termodinâmica empregada nos processos de produção de clínquer. São calculadas as eficiências energéticas e exergéticas no pré-aquecedor/calcinador, forno rotativo e resfriador de

clínquer, subdivididos em subsistemas. Nos cálculos da exergia foram consideradas a exergia química e física.

No Capítulo 4 é apresentada a descrição dos três estudos de casos, sendo três fábricas de cimentos diferentes. O estudo de caso 1 apresenta um sistema de produção de clínquer, com forno equipado com pré-aquecedores de quatro estágios e pré-calcinador, o sistema de by-pass realiza um desvio de 100% do volume total de gás de exaustão do forno. Já o estudo de caso 2 é referente a uma instalação com um forno com pré-aquecedores de cinco estágios e pré-calcinador, equipado com sistema de by-pass que faz o desvio de 15% do volume total de gás de exaustão do forno. Já o estudo de caso 3 o sistema de produção de clínquer é composto por um forno que possui pré-aquecedores de seis estágios e pré-calcinador. São apresentados também os resultados das análises energéticas e exergéticas e avaliação das emissões de CO₂ e SO₂. Finaliza com a análise comparativa dos resultados dos três estudos de casos.

No Capítulo 5 apresenta as conclusões finais do trabalho e propõe sugestões para trabalhos futuros. Finalmente, nos Apêndices “A”, “B” e “C” são apresentados os cálculos realizados para as análises energéticas e exergéticas executadas nos três estudos de casos.

CAPÍTULO 2

PANORAMA GERAL DA INDÚSTRIA DO CIMENTO

2.1 CENÁRIO DA INDÚSTRIA DO CIMENTO

Em 2017, a produção mundial de cimento totalizou 4,1 bilhões de toneladas. No ranking mundial, a produção do Brasil se encontra no 12º lugar, com participação de 1,3%. A China segue como líder (USGS, 2019). Na Tabela 2.1 são mostrados os países que foram os maiores produtores de cimento no ano de 2017.

Tabela 2.1 - Maiores produtores mundiais de cimento.

	Países	Quantidade (milhões de toneladas)				
		2013	2014	2015	2016	2017
1	China	2.420.000	2.480.000	2.350.000	2.400.000	2.400.000
2	Índia	280.000	260.000	270.000	280.000	270.000
3	Estados Unidos	77.400	83.200	83.400	85.000	86.300
4	Vietnã	58.000	60.500	61.000	77.300	78.000
5	Turquia	71.300	75.000	77.000	75.400	77.000
6	Indonésia	56.000	65.000	65.000	63.000	66.000
7	Arábia Saudita	57.000	55.000	55.000	62.000	63.000
8	Coreia do Sul	47.300	63.200	63.000	57.000	59.000
9	Rússia	66.400	68.400	69.000	56.000	58.000
10	Egito	50.000	50.000	55.000	55.000	58.000
11	Irã	72.000	65.000	65.000	55.000	56.000
12	Brasil	70.000	72.000	72.000	57.000	54.200
13	Rússia	66.400	68.400	69.000	56.000	53.000
14	Outros	536.000	573.000	603.000	724.000	721.500

Fonte: Adaptado (USGS, 2019).

No Brasil nos últimos anos houve redução da atividade de produção de cimento Portland, apresentando uma grande capacidade ociosa, que representa metade a capacidade instalada do parque cimenteiro. O setor cimenteiro tem grande relevância na economia do Brasil, em vários estados. A Região Sudeste é responsável por praticamente metade da produção nacional, seguida das regiões Nordeste, Sul, Centro-Oeste e Norte, conforme a Tabela 2.2.

Tabela 2.2 – Produção regional de cimento no Brasil no ano de 2017.

	Região	Quantidade (milhões de toneladas)
1	Região Norte	3.600
2	Região Nordeste	12.400
3	Região Centro-Oeste	5.000
4	Região Sudeste	23.700
5	Região Sul	9.500

Fonte: Adaptado (SNIC, 2019).

Em 2017, a quantidade exportada de cimento representou menos de 0,5% da produção brasileira. A quantidade exportada foi de 139.112 toneladas conforme mostra a Tabela 2.3.

Tabela 2.3 – Exportação de cimento no Brasil no ano de 2017.

País	Quantidade (toneladas)	US\$
Paraguai	86.113	6.082.805
Bolívia	38.598	3.941.933
Colômbia	6.338	715.874
Haiti	7.988	439.372
Outros	75	36.445
Total	139.112	11.216.429

Fonte: (MME, 2019).

Segundo o SNIC (2019), grande parte das importações que foram realizadas desde o ano de 2010, vem sendo realizadas pelas próprias fábricas de cimento para atender mais rapidamente a demanda quando as unidades locais não são capazes de atendê-la conforme mostra a Tabela 2.4. Em 2017, o setor cimenteiro brasileiro contou com cerca de 100 fábricas, pertencentes a 24 grupos nacionais e estrangeiros, com um faturamento anual de 19 bilhões de reais. Os grupos nacionais participam com mais de 50% do mercado. Neste mesmo ano a indústria cimenteira brasileira, apresentou uma capacidade instalada de 100 milhões de toneladas, sendo que o seu índice de utilização foi de 54%, com produção de 54 milhões de toneladas que é mostrado na Tabela 2.5 (MME, 2019).

Tabela 2.4 – Importação de cimento no Brasil no ano de 2017.

País	Quantidade (toneladas)	US\$
Turquia	288.240	12.813.557
Venezuela	220.137	9.245.754
Espanha	85.068	4.924.087
México	40.051	4.809.306
Dinamarca	34.830	3.197.433
França	2.279	1.559.377
Outros	53.551	3.259.712
Total	724.156	39.809.226

Fonte: (MME, 2019).

Tabela 2.5 – Capacidade instalada de produção de cimento no Brasil.

Grupos	Número de Plantas	Capacidade (toneladas/ano)
Cimento Elo	1	210.000
Cimento ITAMBÉ	1	2.700.000
Cimento Zumbi	1	480.000
Ciplan	1	2.760.000
CRH	4	2.640.000
CSN	2	2.760.000
CVB (Masaveu e Ferroeste)	1	360.000
ELIZABETH	1	960.000
Grupo ASA	1	600.000
Grupo Petribú	1	180.000
ICIBRA	1	60.000
INTERCEMENT	16	15.990.000
Ivens Dias Branco	2	1.440.000
LafargeHolcim	10	12.540.000
LIZ	1	1.980.000
Mineradora Camocal	1	240.000
MIZU	7	5.239.800
NASSAU	11	8.400.000
Pozosul	1	96.000
Queiroz Galvão e Cornélio Brenand	1	480.000
Ricardo Brenand	2	2.460.000
SECIL	2	1.500.000
TUPI	3	3.840.000
VOTORANTIM	28	34.866.000

Fonte: (MME, 2019).

2.2 ANÁLISE ENERGÉTICA DO PROCESSO DE FABRICAÇÃO DE CIMENTO

Os gastos com combustíveis na produção de cimento estão diretamente ligados ao tipo de processo e tecnologia utilizada. Além do tipo de processo e tecnologia utilizada, outros fatores devem ser considerados, como por exemplo: a composição química, mineralógica e a umidade das matérias-primas utilizadas, propriedade dos combustíveis, porcentagem de utilização e mistura dos mesmos, capacidade de produção, entre outros. A Tabela 2.6 a seguir faz uma comparação do tipo de forno rotativo de clínquer utilizado com relação à taxa média de consumo de energia térmica.

Tabela 2.6 - Consumo térmico por tecnologia.

Tipo de Processo	Consumo de Combustível (GJ/ton de clínquer)
Processo úmido	5,9 – 6,7
Processo seco longo	4,6
Forno rotativo com pré aquecedor de 1 estágio (Processo Via Seca)	4,2
Forno rotativo com pré aquecedor de 2 estágios (Processo Via Seca)	3,8
Forno rotativo com pré aquecedor de 3 estágios (Processo Via Seca)	3,3
Forno rotativo com pré aquecedor de 4 estágios + pré calcinador (Processo Via Seca)	3,1
Forno rotativo com pré aquecedor de 5 estágios + pré calcinador (Processo Via Seca)	3,0 – 3,1
Forno rotativo com pré aquecedor de 6 estágios + pré calcinador (Processo Via Seca)	2,9

Fonte: Adaptado (IEA/ETSAP, 2010).

A indústria cimenteira está substituindo velhas unidades por unidades de fornos rotativos mais modernos, operando em processo por via seca. Dentro do grupo dos processos que utilizam forno rotativo, do ponto de vista de consumo energético, o processo mais atrativo é o que apresenta o sistema do forno rotativo formado por pré-aquecedores com 6 estágios, com um pré-calcinador e um resfriador de clínquer.

Em relação ao consumo de energia elétrica, as indústrias cimenteiras buscam na construção de novas plantas, a utilização de novas tecnologias. A Figura 2.1 ilustra um gráfico com consumo de energia elétrica no processo produtivo de cimento.

Consumo de Energia Elétrica

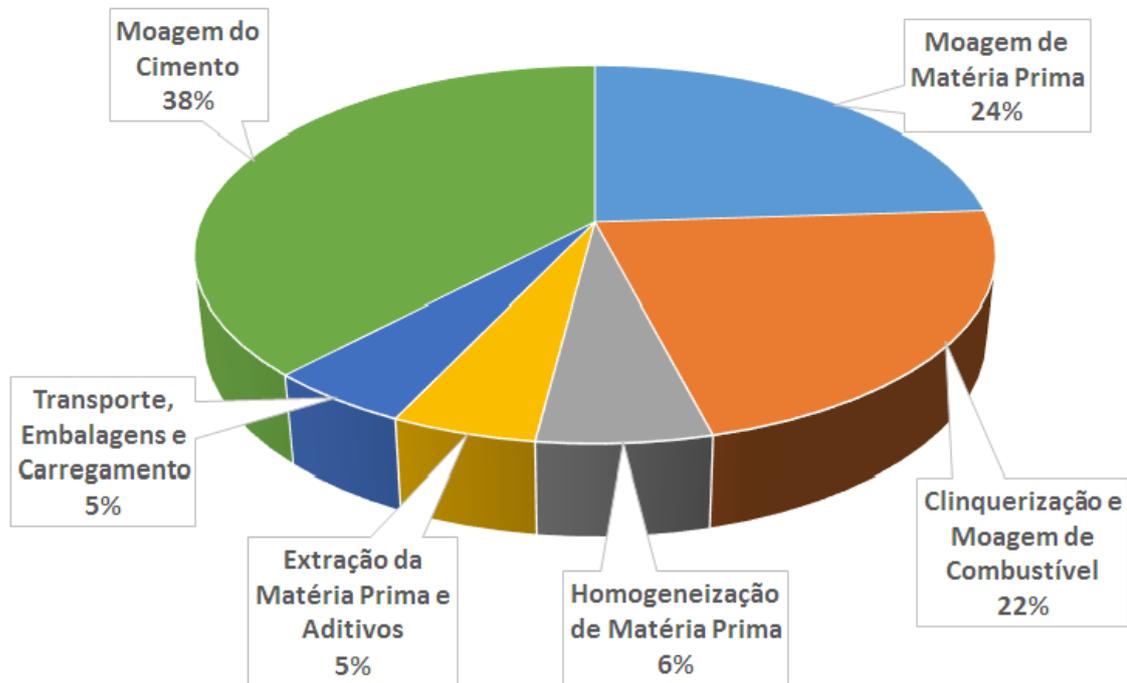


Figura 2.1 – Gráfico com o consumo médio de energia elétrica de uma fábrica de cimento.

Fonte: Adaptado (IEA/ETSAP, 2010).

Os processos de moagem de farinha, combustível e cimento são responsáveis pelo maior consumo de energia elétrica, os quais juntos consomem mais que 80% do uso de energia elétrica. Por isso as empresas estão buscando inovações tecnológicas com o objetivo de redução no consumo de energia.

2.2.1 MATRIZ ENERGÉTICA DA INDÚSTRIA BRASILEIRA DO CIMENTO

A Tabela 2.7 apresenta o consumo de energia no setor cimenteiro no Brasil nos anos de 2008 a 2017 em toneladas equivalentes de petróleo (tep). A Tabela 2.8 apresenta o mesmo consumo de energia no setor cimenteiro brasileiro, porém em porcentagens, de acordo com os balanços energéticos nacional de 2008 e 2017.

Tabela 2.7 – Consumo de Combustível do Setor Cimenteiro Brasileiro – 2008/2017 (em 10³ tep)

Fontes	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Gás Natural	25	26	23	29	55	31	25	12	5	4
Carvão Mineral	53	51	52	98	108	133	123	70	60	64
Lenha	0	0	0	37	81	83	79	70	64	60
Óleo Diesel	43	42	45	65	70	68	72	60	55	52
Óleo Combustível	29	29	8	20	17	17	14	9	5	5
Eletricidade	497	500	553	598	645	673	681	611	548	516
Carvão Vegetal	249	55	63	178	142	128	122	109	99	94
Coque de Petróleo	2.561	2.727	3.161	3.582	3.578	3.696	3.763	3.386	3.048	2.835
Outras Não Especificadas	362	349	350	427	440	458	460	417	366	345
Total	3.820	3.778	4.255	5.033	5.135	5.287	5.338	4.744	4.250	3.974

Fonte: (BEN, 2019).

Tabela 2.8 – Consumo de Combustível do Setor Cimenteiro Brasileiro – 2008/2017 (em %)

Fontes	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Carvão Mineral	1,4	1,3	1,2	1,9	2,1	2,5	2,3	1,5	1,4	1,6
Óleo Combustível	0,8	0,8	0,2	0,4	0,3	0,3	0,3	0,2	0,1	0,1
Eletricidade	13	13,2	13	11,9	12,6	12,7	12,8	12,9	12,9	13
Carvão Vegetal	6,5	1,5	1,5	3,5	2,8	2,4	2,3	2,3	2,3	2,4
Coque de Petróleo	67,1	72,2	74,3	71,2	69,7	69,9	70,5	71,4	71,7	71,3
Outras Não Especificadas	11,3	11	9,8	11,1	12,6	12,1	11,9	11,8	11,5	11,6
Total	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100

Fonte: (BEN, 2019).

No Brasil em 2017, o consumo de energia proveniente de todas as fontes energéticas da indústria de cimento foi de 3,97 milhões de toneladas equivalentes de petróleo (tep), sendo que no período de 2015 a 2017 o consumo total de energia no setor foi menor comparado aos período de 2011 a 2014, devido à desaleração econômica. Dentro das 3,97 milhões de toneladas equivalentes de petróleo (tep), estão incluídos o consumo de carvão mineral, óleo combustível,

eletricidade, carvão vegetal, coque de petróleo e outras fontes de energia (incluindo combustíveis alternativos). A Figura 2.2 mostra a matriz energética da indústria do cimento brasileira e suas respectivas mudanças no período de 1975 a 2017 (BEN, 2019).

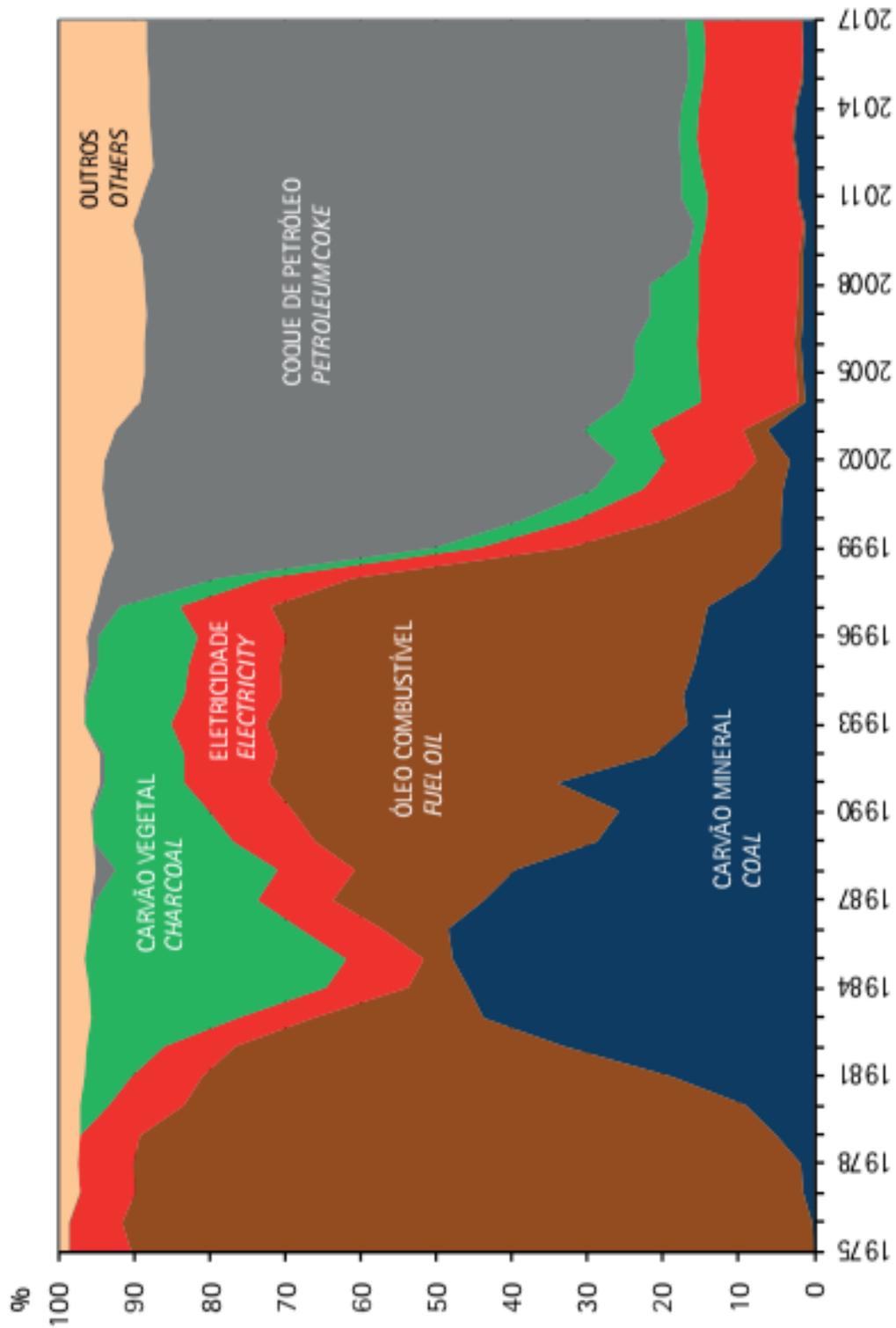


Figura 2.2 – Matriz energética da indústria do cimento no período de 1975 a 2017.

Fonte: (BEN, 2019).

Nos anos de 1979 a 1981 houve uma elevação no preço do óleo combustível, devido a grande dependência nacional do petróleo importado. Devido a este fato, visando a redução no preço do óleo combustível, foram criados incentivos e subsídios para a utilização do carvão mineral, através da assinatura de protocolos pelas indústrias de aço, cimento e de papel e celulose. Este protocolo tinha como objetivo, realizar a substituição do óleo combustível por carvão mineral na indústria brasileira do cimento. Em 1980, a indústria já havia substituído aproximadamente 15% do óleo combustível consumido em 1979.

No período de 1987 a 2002 houve uma redução significativa no consumo de carvão mineral e vegetal, com um respectivo aumento no consumo de óleo combustível. Contudo, com a elevação o preço do óleo combustível, a baixa qualidade do carvão mineral e vegetal, e devido ao baixo preço e o alto poder calorífico o coque de petróleo, este passou a ser utilizado, e atualmente é a fonte de energia mais utilizada no setor (WORLDBANK, 2019). Já com relação ao consumo de energia elétrica, este se mantém praticamente estável nos últimos 10 anos.

2.3 COPROCESSAMENTO

A técnica do coprocessamento consiste na queima de resíduos como combustíveis em fornos rotativos de clínquer, sendo considerado um processo de tratamento térmico de resíduos, semelhante ao processo de incineração. Determinados tipos de resíduos podem substituir parcialmente as matérias-primas do processo, desde que apresentam características semelhantes às dos componentes da farinha ou do clínquer. Assim, os resíduos coprocessados em fornos de clínquer atuam como substitutos de combustíveis ou matérias-primas.

O uso de resíduos como combustíveis alternativos na indústria de cimento tem inúmeros benefícios, tais como (LAMAS *et. al.*, 2013):

- Redução e maior controle dos níveis de emissões atmosféricas;
- Aumento do investimento na área ambiental;
- Redução dos custos e ganho de competitividade.

Um item importante que se deve levar em consideração, é que o coprocessamento permite a alimentação dos resíduos em quatro pontos diferentes no sistema forno-rotativo, que são as seguintes: na torre de ciclones, caixa de fumaça, queimador do pré-calcinador e queimador do forno de clínquer conforme é ilustrado na Figura 2.3.

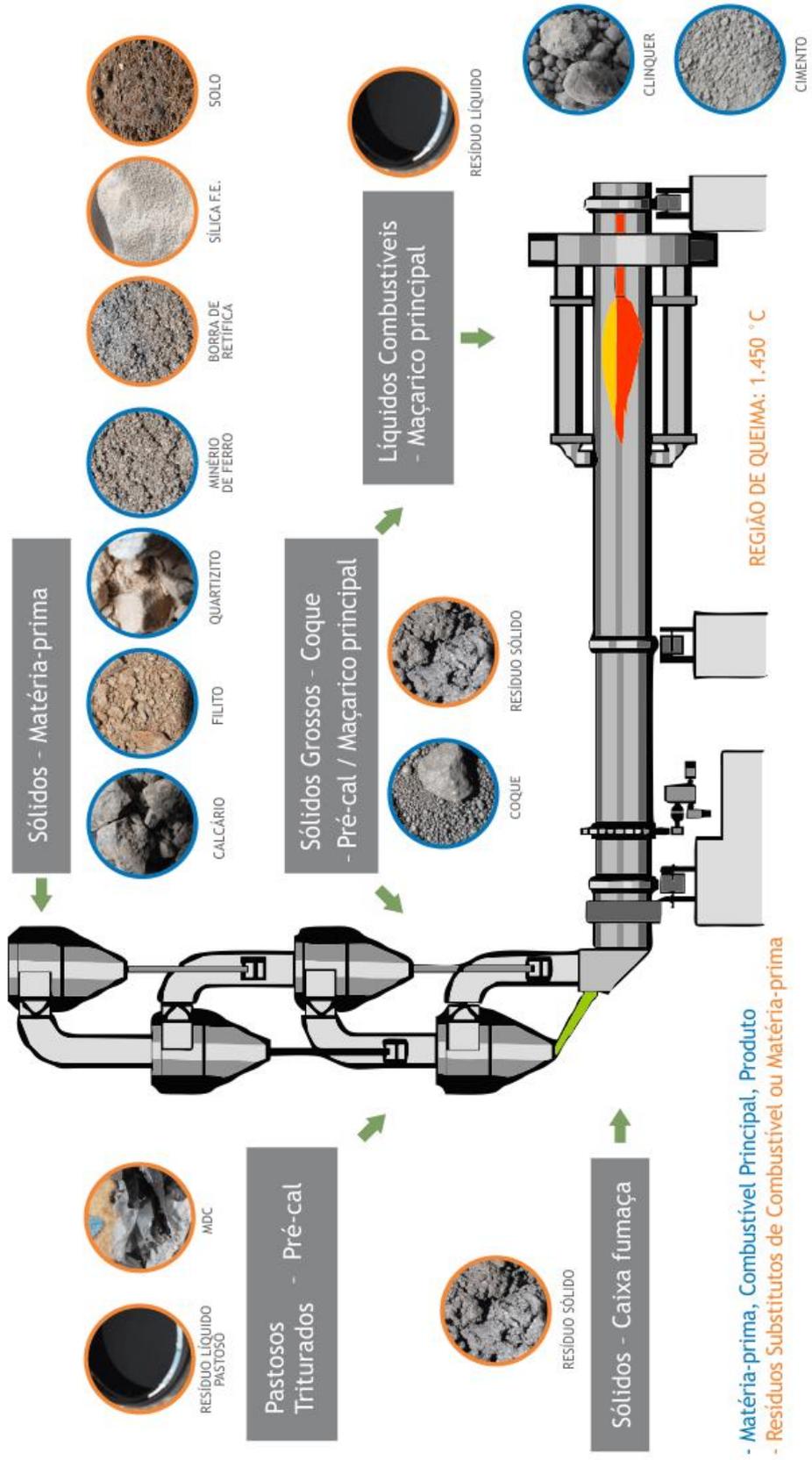


Figura 2.3 – Pontos de alimentação de resíduos para coprocessamento.

Fonte: (REVALORE, 2019).

Os resíduos que são alimentados no queimador principal, serão destruídos ou incorporados ao clínquer em temperatura de chama que chega até 2.000°C e maior tempo de residência. Já os resíduos que são inseridos no pré-calcinador, serão queimados a temperatura de chama que chega até 1.000°C e podendo ser submetidos a um menor tempo de residência, o que nem sempre é suficiente para destruir determinados tipos de resíduos.

Segundo Rahman *et. al.* (2014) são estabelecidos os seguintes critérios específicos para que um composto possa ser utilizado como combustível alternativo:

- Disponibilidade: é um item importante pois os fornos funcionam continuamente, desta maneira necessitam de alimentação de resíduos para que mantenham a produção constante.
- Uniformidade: se o resíduo for muito heterogêneo, é necessário que ele seja homogeneizado na sua preparação ou estocagem. Pois, a qualidade da chama e a temperatura influenciam diretamente no comportamento do forno.
- Composição: deve ser observado na composição dos resíduos, se existe a presença de elementos danosos a qualidade do cimento ou que alterem os níveis de emissões de poluentes atmosféricos.

Na etapa de blendagem, resíduos são misturados de forma a produzir um mix líquido ou sólido com alto poder calorífico (blend). Nesta etapa são analisados padrões químicos de controle como pH, % Cloro, % H₂O e poder calorífico. A maioria dos fabricantes de cimento usa diferentes proporções de combustíveis alternativos para minimizar os custos de produção (RAHMAN, *et. al.* 2014).

Os resíduos que apresentam baixo poder calorífico, não podem ser coprocessados como combustível alternativo, mas caso apresente composição química semelhante ao cru de matérias-primas, estes resíduos podem ser utilizados como matéria-prima de substituição. O resíduo é misturado à farinha antes da moagem, e então inserido na torre de ciclones. É importante que o resíduo seja inerte e possua baixo poder calorífico, para que não exista a possibilidade de queimar antes de chegar no forno. A Tabela 2.9 apresenta exemplos de alguns resíduos industriais que podem ser utilizados como matérias-primas secundárias, substituindo os principais componentes químicos da farinha.

Tabela 2.9 - Classificação de matérias-primas alternativas segundo os compostos substituídos.

Compostos	Resíduos industriais	Fontes industriais
	- Resíduos de revestimento	- Fundições
Minerais da argila / Al₂O₃	- Lodo da reciclagem do alumínio	- Indústria do alumínio
	- Cal industrial	- Processo de calagem no solo
Calcário / CaCO₃	- Lama de cal	- Tratamento de efluentes líquidos
	- Areia de fundição	- Fundições
Silicatos / SiO₃	- Solo contaminado	- Remediação do solo
	- Ustulação da pirita	- Tratamento de superfícies metálicas
Óxidos de ferro / Fe₂O₃	- Tratamento mecânico do lodo	- Indústria metalúrgica
	- Lama vermelha	- Tratamento de efluentes líquidos industriais
	- Cinzas volantes	- Incinerador
Si - Al - Ca - Fe	- Cinzas volantes	- Fundições
	- Gesso proveniente da dessulfurização de gases	- Incinerador
Enxofre	- Gesso sintético	- Processo de calagem no solo
Flúor	- CaF ₂ proveniente de lodo de filtro	- Indústria do alumínio

Fonte: Adaptado (GTZ-HOLCIM, 2019).

2.3.1 CENÁRIO DO COPROCESSAMENTO NA INDÚSTRIA DO CIMENTO

São mostrados a seguir uma análise sobre os índices de utilização e os tipos de combustíveis alternativos utilizados na indústria de cimento mundial e nacional, os dados são apresentados na Figura 2.4.

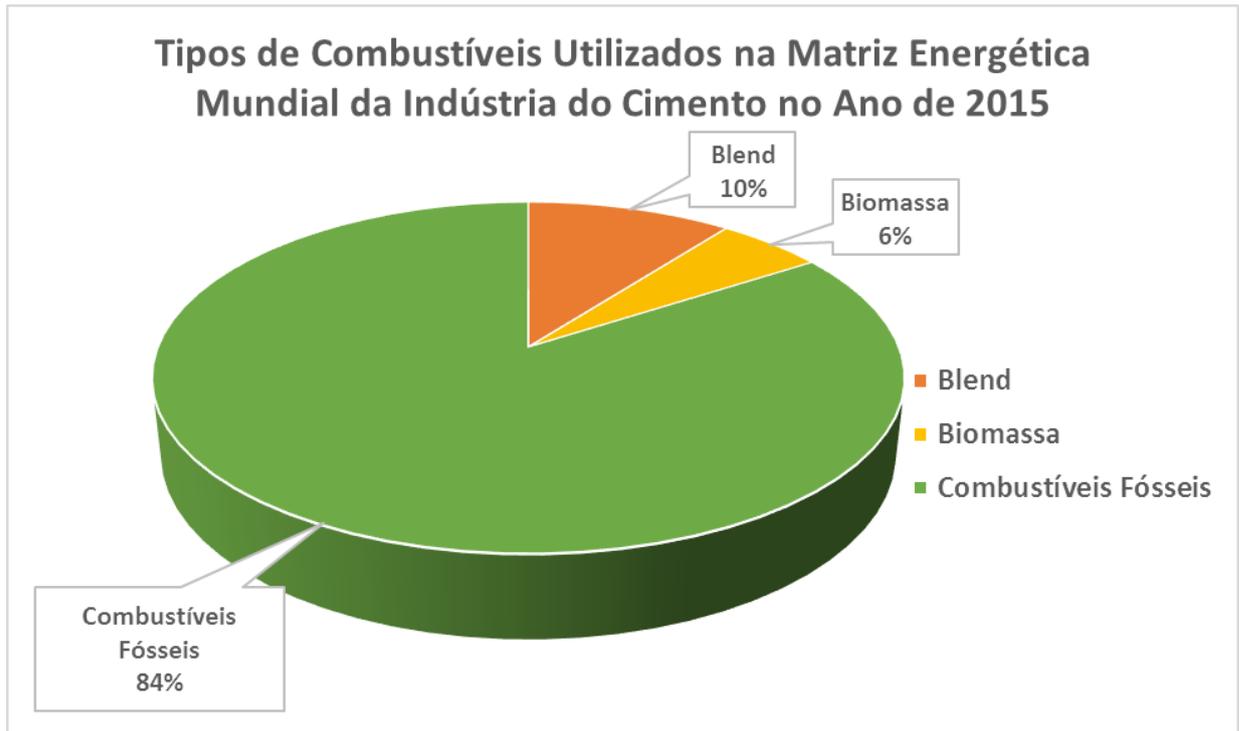


Figura 2.4 – Tipos de combustíveis utilizados na matriz energética mundial no ano de 2015.

Fonte: (WBCSD, 2018).

Analisando a Figura 2.4 verifica-se que os combustíveis fósseis são os mais utilizados representando 84% da matriz energética térmica mundial da indústria do cimento no ano de 2015. O tipo de combustível alternativo implantado depende das condições locais e pode diferir consideravelmente de país para país, mas a utilização do blend vem aumentando devido a criação de políticas sobre a destinação de resíduos. O uso da biomassa agrícola como combustível alternativo na fabricação de cimento não é uma prática comum vista em todo o mundo. Os países em desenvolvimento rurais como a Índia, a Tailândia, a Malásia são conhecidos por usar biomassa (RAHMAN, 2014).

A Figura 2.5 ilustra os tipos de resíduos coprocessados que foram utilizados como combustíveis alternativos no Brasil no ano de 2016. Já na Figura 2.6 mostra os combustíveis alternativos oriundos da biomassa no Brasil no ano de 2016.

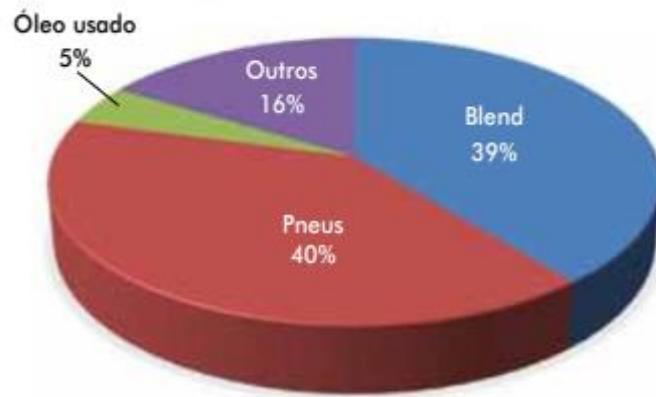


Figura 2.5 – Tipos de resíduos coprocessados como combustíveis alternativos no Brasil no ano de 2016.

Fonte: (PANORAMA DO COPROCESSAMENTO, 2016).

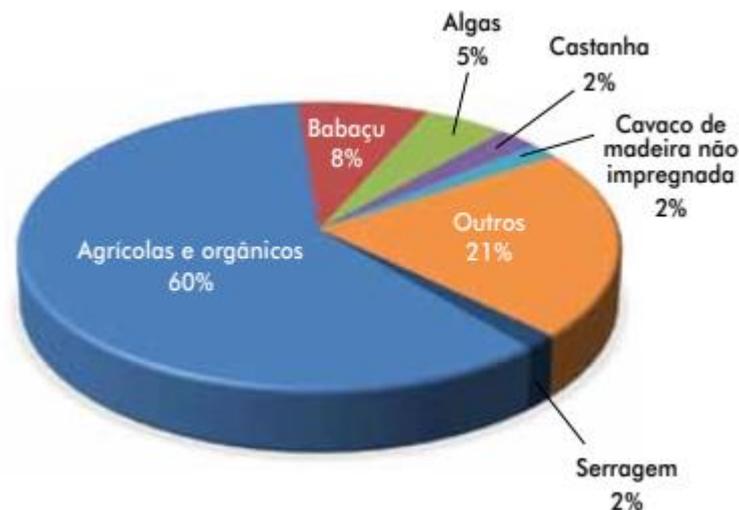


Figura 2.6 – Relação de combustíveis alternativos oriundos da biomassa no Brasil no ano de 2016.

Fonte: (PANORAMA DO COPROCESSAMENTO, 2016).

Em 2016, atingiu-se no Brasil o patamar de 940 mil de toneladas de resíduos coprocessados, correspondendo a um índice de substituição térmica de 15,1%. Dos substitutos de combustíveis destacam-se os pneus inservíveis e o blend de resíduos, a soma dos dois itens representa 79% do total em toneladas dos tipos de combustíveis alternativos. As 297 mil toneladas de pneus inservíveis coprocessados em 2016, correspondem a cerca de 59 milhões de pneus. Os combustíveis coprocessados de biomassa, 60% referem-se a resíduos agrícolas e 21% de outros resíduos. A Figura 2.7 mostra os resíduos que foram utilizados como substitutos de matérias-primas no Brasil no ano de 2016 (PANORAMA DO COPROCESSAMENTO, 2016).



Figura 2.7 – Tipos de resíduos utilizados como substitutos de matérias-primas no Brasil no ano de 2016.

Fonte: (PANORAMA DO COPROCESSAMENTO, 2016).

Dos substitutos de matérias-primas, destacam-se o SPL (Spent Pot Liner) que é um resíduo gerado pela indústria do alumínio através processo de eletrólise representando 34%, solos contaminados 29% e os outros 37%. A utilização de resíduos como matéria-prima, na fabricação do cimento reduz o impacto ambiental de uma destinação incorreta.

Os principais produtores mundiais de cimento estão usando combustíveis alternativos em larga escala e pretendem aumentar este uso ainda mais até 2020. Na verdade, a maioria dos fabricantes de cimento estão usando diferentes proporções de combustíveis alternativos para minimizar seus custos de produção. A taxa convencional de substituição de combustíveis fósseis e a porcentagem de diferentes combustíveis alternativos utilizados por diferentes grupos produtores de cimento estão disponíveis em seus relatórios de desenvolvimento sustentável anuais. Estes relatórios também especificam as misturas (MIX) de combustíveis comumente usados na produção do clínquer (TARGINO, T. G.; 2017). A Tabela 2.10 mostra os diferentes MIX de combustíveis referentes a energia térmica total de produção do clínquer utilizados por 6 grandes grupos produtores de cimento: Votorantim, Lafarge, Cemex, Holcim, Italcementi e Heidelberg.

Tabela 2.10 - Mix combustíveis utilizados na produção do clínquer.

Mix de Energia Térmica Total da Produção de Clínquer (%)	Grupo Holcim (2014)	Grupo Cemex (2015)	Grupo Heidelberg (2015)	Grupo Italcementi (2015)	Grupo Lafarge (2011)	Grupo Votorantim (2015)
Carvão	52,0%	23,8%	56,5%	42,8%	46,5%	17,00%
Coque de Petróleo	25,0%	39,0%	10,9%	28,4%	17,0%	72,90%
Óleo Combustível Pesado	-	-	0,2%	-	-	0,91%
Óleo Combustível Leve	-	-	0,3%	-	-	-
Óleo Combustível	-	7,0%	-	5,6%	6,8%	0,12%
Combustíveis de Alta Viscosidade	-	-	-	-	0,2%	-
Gás Natural	7,0%	3,7%	8,3%	10,3%	16,5%	0,10%
Outros Combustíveis Fósseis	-	-	0,2%	-	-	-
Xisto e Lignite	2,0%	-	3,1%	-	-	0,01%
Combustíveis Fósseis Alternativos	10,0%	-	13,2%	-	8,3%	5,58%
Biomassa	4,0%	-	7,5%	-	4,7%	3,35%
Taxa Total de Substituição Térmica (Combustíveis Alternativos e Biomassa)	14,0%	26,6%	20,7%	12,9%	13,0%	8,93%

Fonte: Adaptado de Holcim (2015), Cemex (2015), Heidelberg (2015), Italcementi (2015), Lafarge (2011), Votorantim (2015); apud Targino, T. G. (2017).

A Tabela 2.10 por sua vez resume as porcentagens dos diferentes resíduos usados como combustíveis alternativos por cada um desses grupos. Esses resíduos compõem a Taxa Total de Substituição Térmica citada na Tabela 2.11.

Tabela 2.11 - Porcentagem de diferentes tipos de resíduos usados como combustíveis.

Tipo de resíduo usado como combustível alternativo (%)	Grupo Holcim (2014)	Grupo Cemex (2015)	Grupo Heidelberg (2015)	Grupo Italcementi (2015)	Grupo Lafarge (2011)	Grupo Votorantim (2015)
Óleo Residual	3,0%	-	2,2%	24,2%	-	0,68%
Solventes	9,0%	-	4,0%	-	-	-
Resíduos Agrícolas Orgânicos	13,0%	7,3%	3,8%	13,5%	-	30,60%
Madeira/Serragem não Impregnada	1,0%	-	-	-	-	1,11%
Pneus Usados e Borracha	9,0%	8,8%	9,4%	7,8%	19,71%	32,80%
Serragem Impregnada	3,0%	-	-	-	-	0,47%
Plásticos	13,0%	-	29,2%	1,8%	-	0,98%
Resíduos Industriais e Domésticos	-	50,3%	-	-	-	-
Mistura de Resíduos Industriais	-	-	-	-	-	22,00%
Resíduos Industriais e Outros Resíduos de Base Fóssil e Misturas	31,0%	-	-	-	-	5,48%
MBM	1,0%	2,0%	4,6%	7,2%	-	-
Lodo de Tratamento de Efluentes Seco	1,0%	-	3,9%	1,2%	-	-
RDF	-	-	-	10,9%	-	-
Resíduos Sólidos	-	-	-	19,2%	33,07%	-
Resíduos Líquidos	-	-	-	13,9%	22,09%	-
Outras Biomassas	16,0%	31,6%	23,8%	-	25,13%	5,80%
Outros Combustíveis Alternativos	-	-	19,2%	-	-	-

Fonte: Adaptado de Holcim (2015), Cemex (2015), Heidelberg (2015), Italcementi (2015), Lafarge (2011), Votorantim (2015) apud Targino, T. G. (2017).

No Brasil apenas 38 fábricas estão licenciadas para o coprocessamento de resíduos no ano de 2018. Essas fábricas representam mais de 60% da produção nacional de clínquer, sendo que o maior número de plantas licenciadas estão no Estado de Minas Gerais e São Paulo. A Figura 2.8 apresenta a distribuição de plantas de cimento licenciadas para o coprocessamento pelo Brasil (ABCP, 2018).

Unidades de coprocessamento no Brasil *

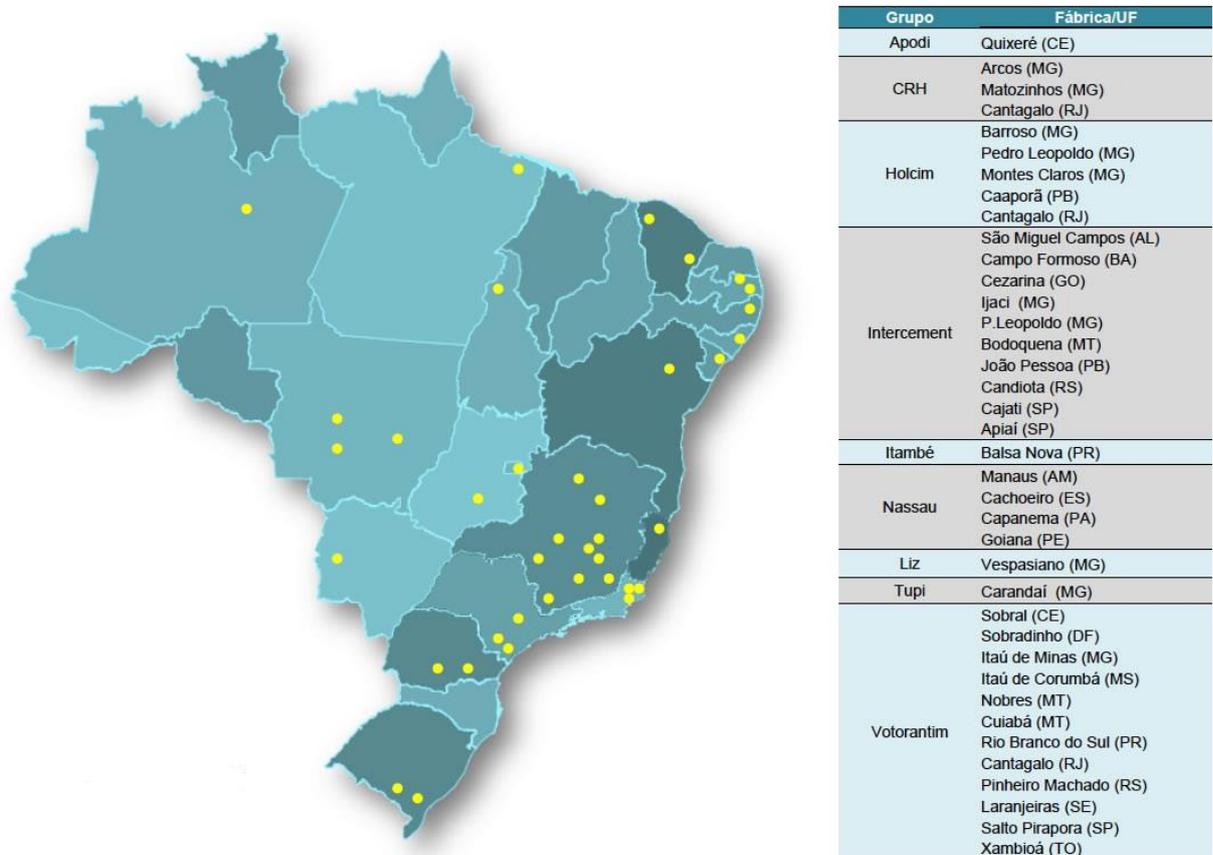


Figura 2.8 – Distribuição de plantas de cimento licenciadas para o coprocessamento pelo Brasil.

Fonte: (ABCP, 2018).

2.4 PROCESSO DE PRODUÇÃO DO CIMENTO

Na Figura 2.9 são apresentadas as etapas e a descrição do processo de fabricação do cimento Portland. Em seguida são descritas as principais etapas do processo de produção de cimento.

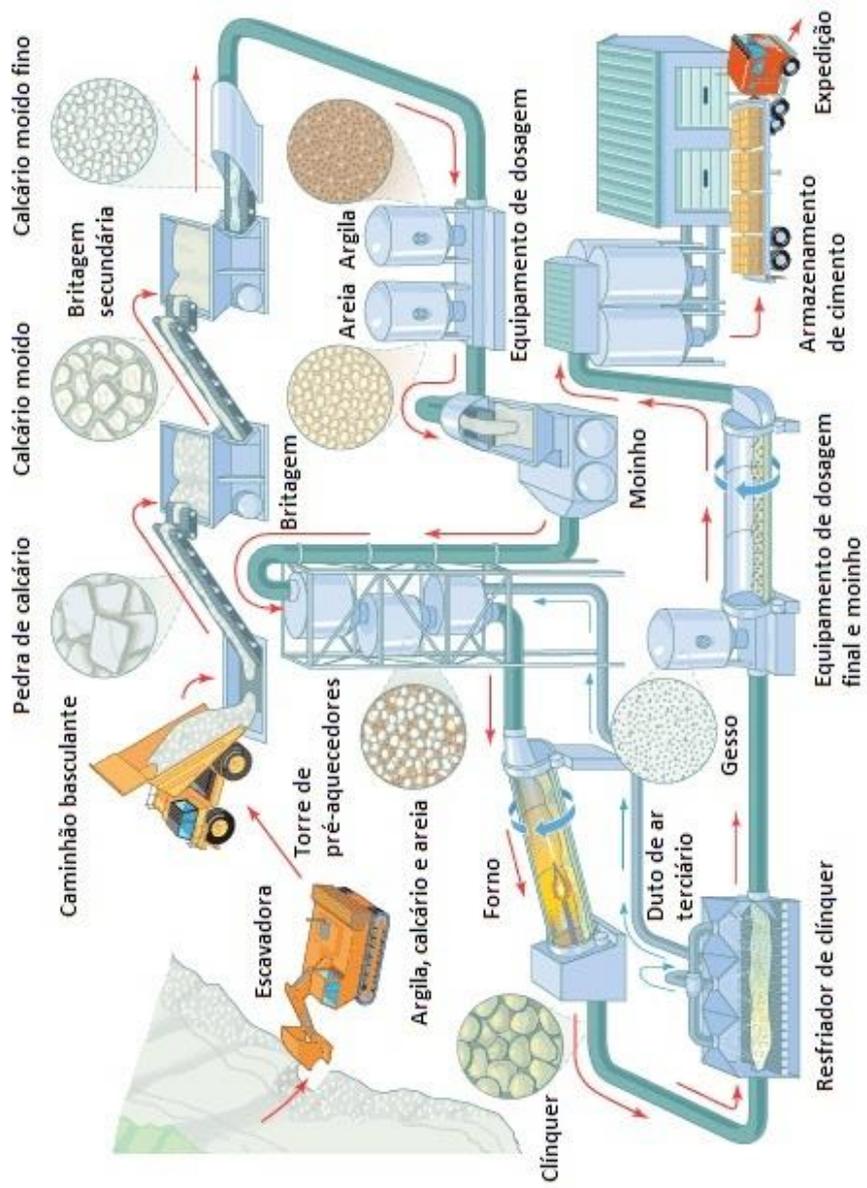


Figura 2.9 – Fluxograma do processo de produção do cimento.

Fonte: Adaptado (CIVILDIGITAL.COM, 2019).

2.4.1 OBTENÇÃO E PREPARAÇÃO DAS MATÉRIAS-PRIMAS

Extração de matéria prima: As matérias-primas primárias que são consideradas naturais como calcário, cal e argila geralmente são extraídas em lavras mecanizadas em céu aberto, que na maioria dos casos são localizadas próximas às fábricas de cimento. A rocha de calcário é extraída na mina com o uso de explosivos, e posteriormente enviada ao britador.

Britagem: logo após a extração as matérias-primas são britadas para diminuição do tamanho da granulometria em britadores de mandíbulas e de martelos.

Depósito de matérias primas: esta operação consiste em deixar as matérias-primas armazenadas por um período. Na criação dos montes de estocagem e na retirada os materiais são dispostos de maneira a garantir uma homogeneização.

Dosagem: os materiais estocados são retirados, pesados através de balanças dosadoras, e enviados para os moinhos, considerando as percentuais necessários de calcário, argila, e outros componentes complementares, para a formação do cru.

Moagem: A etapa da moagem consiste na redução do tamanho das partículas das matérias primas, para a granulometria média em torno de 0,05 mm, produzindo um material conhecido como farinha. Os combustíveis sólidos devem também passar por uma etapa de moagem.

Silos de Homogeneização: É um equipamento que promove a circulação da farinha crua em seu interior ocorrendo assim a sua homogeneização. A distribuição da farinha é realizada por válvulas que são distribuídas por todo silo, sendo que essas válvulas abrem e fecham em sequência, distribuindo a farinha em várias partes do silo.

2.4.2 PRÉ-AQUECIMENTO E PRÉ-CALCINAÇÃO

Pré-Aquecimento: Após o processo de homogeneização a farinha é retirada dos silos e alimentada nas torres de ciclones, onde ocorre o processo de pré-aquecimento, a separação sólido/gás. Os ciclones operam com trocadores de calor, realizando a transferência de calor dos gases de exaustão em contra corrente com a farinha (MAARUP, C. *et. al.*, 2013). Os atuais sistemas de produção de clínquer estão providos de pré-aquecedores de quatro, cinco e seis estágios, para permitir uma alta recuperação de calor dos gases e permitir o início da calcinação da farinha antes da entrada no forno rotativo, conforme Figura 2.10.

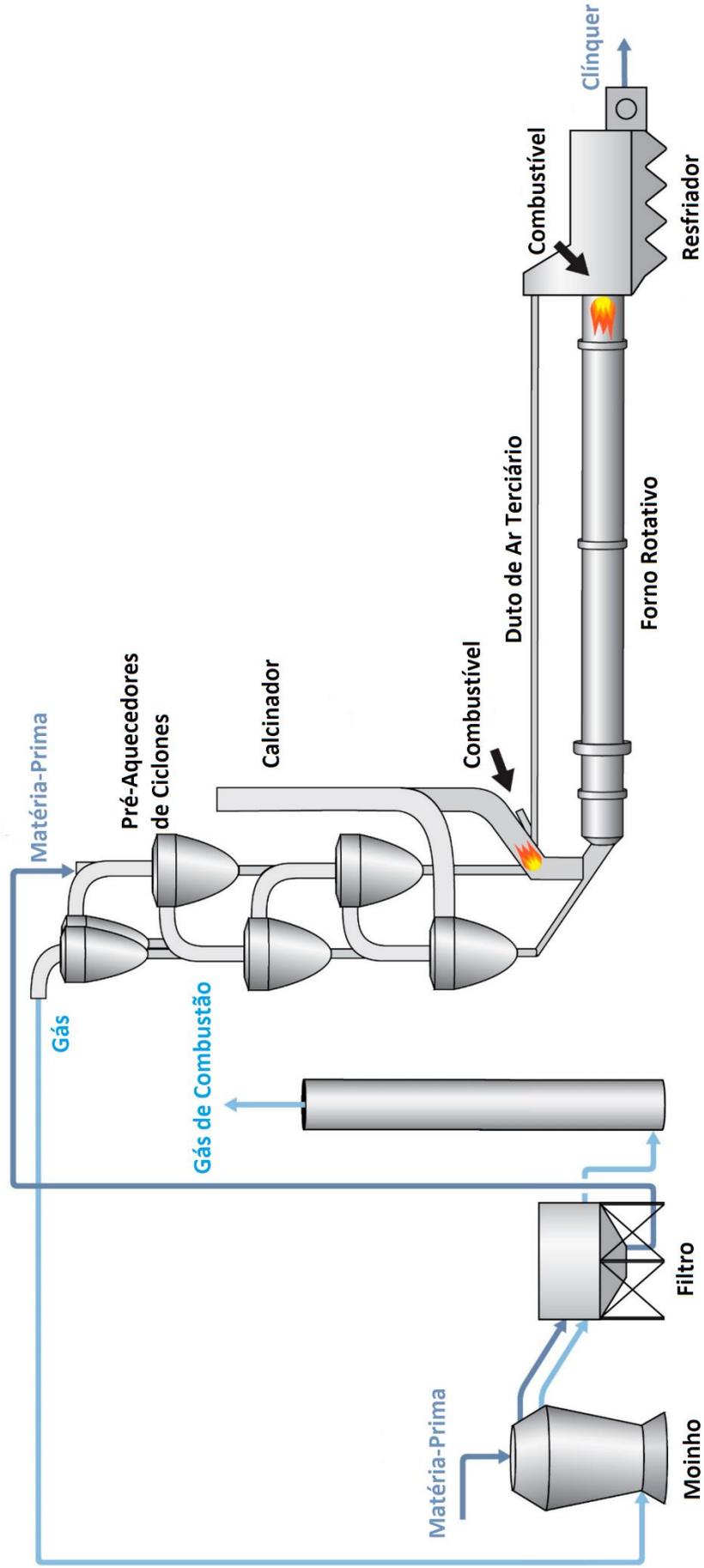


Figura 2.10 – Sistema de produção de clínquer.

Fonte: Fonte: (MPDI, 2019).

O pré-aquecimento em suspensão ocorre na torre de ciclones. Através de um duto, o gás quente sobe e a farinha é injetada no fluxo em ascensão. Passando para o interior do ciclone, a mistura de gás e farinha é separada, e a farinha que é aquecida desce pelo tubo para a próxima fase, e o gás resfriado sobe para o ciclone acima. Se a farinha não sobe em suspensão com o gás, ela pode cair no próximo ciclone abaixo, não realizando assim a troca de calor no ciclone. Para evitar este problema, a farinha normalmente entra no duto através de uma caixa, o que faz com que a farinha se espalhe pelo duto. Isso garante que a farinha seja bem distribuída no fluxo de gás que sobe pelo duto. A mistura de gás e farinha que ocorre no duto, atinja rapidamente uma única temperatura, fazendo com que quase toda a troca de calor aconteça no duto. Após a separação da farinha e do gás pelo ciclone, a farinha passa através de uma válvula unidirecional que evita que o gás quente suba pelo tubo de alimentação. A figura 2.11 ilustra o fluxo de gás e farinha no interior de um ciclone de um estágio dos pré-aquecedores.

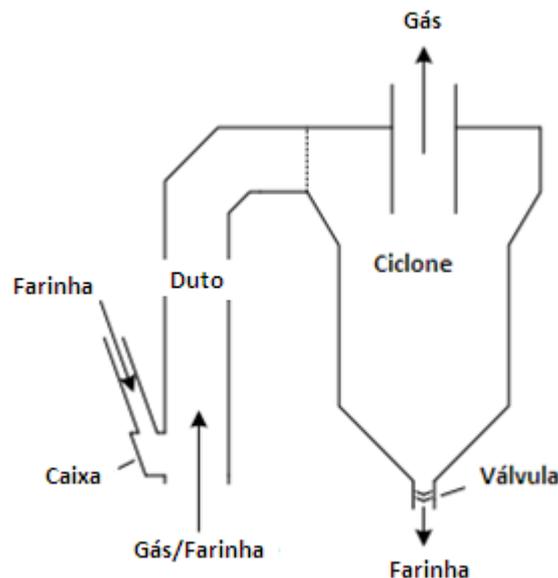


Figura 2.11 – Fluxo de gás e farinha no interior de um ciclone.

Fonte: (MAARUP, C. *et. al.*, 2013).

O número de estágios de ciclones, em um sistema de pré-aquecimento, determina em grande parte a sua eficiência. Existem critérios para determinar, o número de estágios de ciclones do pré-aquecedor, os seguintes fatores são: custo de construção, consumo de energia, sistema de condicionamento de gás, eficiência da troca de calor, queda de pressão que é um dos fatores mais importantes que afetam o número de estágios de ciclones que é mostrado na Figura

2.12. Quanto maior o número de ciclones no pré-aquecedor, menor e a quantidade de calor disponível para a secagem da matéria-prima, e com isso maior será o consumo de eletricidade dos ventiladores.

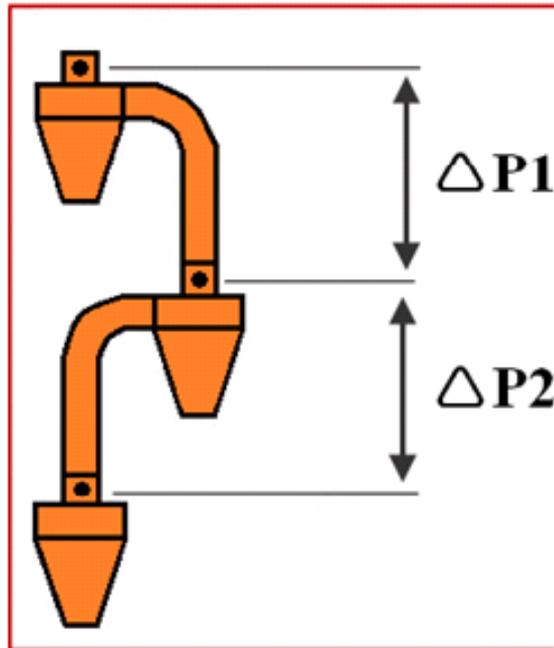


Figura 2.12 – Queda de pressão de um estágio do ciclone.

Fonte: (CEMENT EQUIPMENT; 2019).

Os modelos antigos de pré-aquecedores de 4 estágios, apresentam uma queda de pressão entre 500 a 550 mmH₂O. Qualquer aumento no número de estágios de ciclones, ocorre um aumento na queda de pressão e gera uma redução no consumo de combustível. Portanto, a indústria do cimento utilizou por um período longo, estes modelos antigos de pré-aquecedores de 4 estágios, até que os ciclones de baixa pressão fossem desenvolvidos. A geometria dos ciclones e sua parte interna tem como função de reduzir a queda de pressão. Como resultado ocorreu uma redução na queda de pressão, e através disso a potência e o volume de gás para o ventilador do pré-aquecedor também diminuiram. A Tabela 2.12 mostra valores típicos para o consumo específico de calor, volume de gás e potência específica para o ventilador utilizado nos diferentes tipos de pré-aquecedores.

Tabela 2.12 – Queda de pressão, temperatura de saída do gás, consumo específico de calor, volume de gás e potência do ventilador nos pré-aquecedores de 4, 5 e 6 estágios.

Número de Estágios nos Pré-Aquecedores	Queda de Pressão (mmH₂O)	Temperatura de Saída do Gás (°C)	Consumo Específico de Calor (kJ/kg)	Volume de Gás (Nm³/kg)	Potência do Ventilador (kWh/ton)
4	280 – 300	350	3.349	1,65	5,75
5	320 – 370	300	3.139	1,55	6,05
6	400 – 450	270	2.930	1,45	6,3

Fonte: (CEMENT EQUIPMENT, 2019).

Atualmente, as quedas de pressão no pré-aquecedor de 6 estágios são iguais ou até menores, do que as de um pré-aquecedor de 4 estágios dos modelos antigos. Com o desenvolvimento dos ciclones de baixa pressão tem-se como resultado, um consumo de calor específico próximo de pré-aquecedores de 6 estágios. Assim, com este desenvolvimento, foi possível aumentar o número de estágios de ciclone de 4 para 6, sem aumentar consideravelmente o consumo de energia elétrica devido a potência do ventilador, e reduzir o consumo específico de calor.

Pré-Calcinação: Após a saída da farinha dos pré-aquecedores, esta entra aquecida no pré-calcinador que é considerado uma câmara de combustão secundária onde a temperatura dos sólidos está em cerca de 800°C. Dentro desta câmara que acontece cerca 90% da calcinação, reação química que consiste na dissociação do calcário em óxido de cálcio e dióxido de carbono. O restante da reação de calcinação acontece no forno rotativo. A ampla diversidade dos tipos de pré-calcinadores torna difícil a sua classificação. Em particular, as principais diferenças são as seguintes: sistemas de duto, câmara de combustão separada, o fornecimento de ar de combustão separado ou através do forno, número de estágios.

A Flsmidth fabrica seus dois tipos principais de calcinadores, o calcinador em linha (ILC) e calcinador de linha separada (SLC). O calcinador pode ser integrado no sistema de forno como o calcinador em linha (ILC), do inglês in-line calciner, onde o gás de exaustão do forno rotativo e o ar terciário passa através do calcinador. Já o calcinador de linha separada (SLC), do inglês separate line calciner, onde os gases de exaustão do forno rotativo não passam pelo calcinador, e entram no pré-aquecedor (PATHI, S. K.; 2013). A Figura 2.13 mostra o desenho esquemático de um forno equipado com um pré-calcinador do modelo ILC, já a Figura 2.14 apresenta um desenho esquemático de um forno equipado com um pré-calcinador do modelo SLC

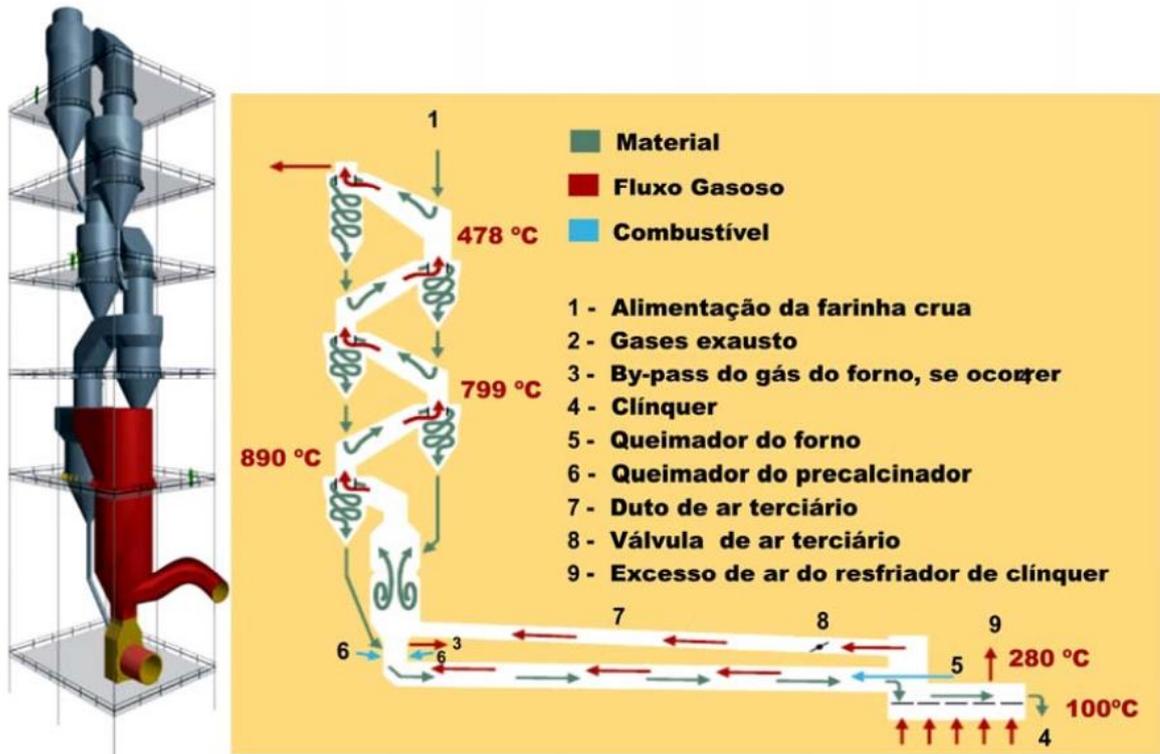


Figura 2.13 – Desenho esquemático de um forno equipado com um pré-calcinador do modelo ILC.

Fonte: Adaptado (FLSMIDTH; 2006) apud (SIGNORETTI, V. T.; 2008).

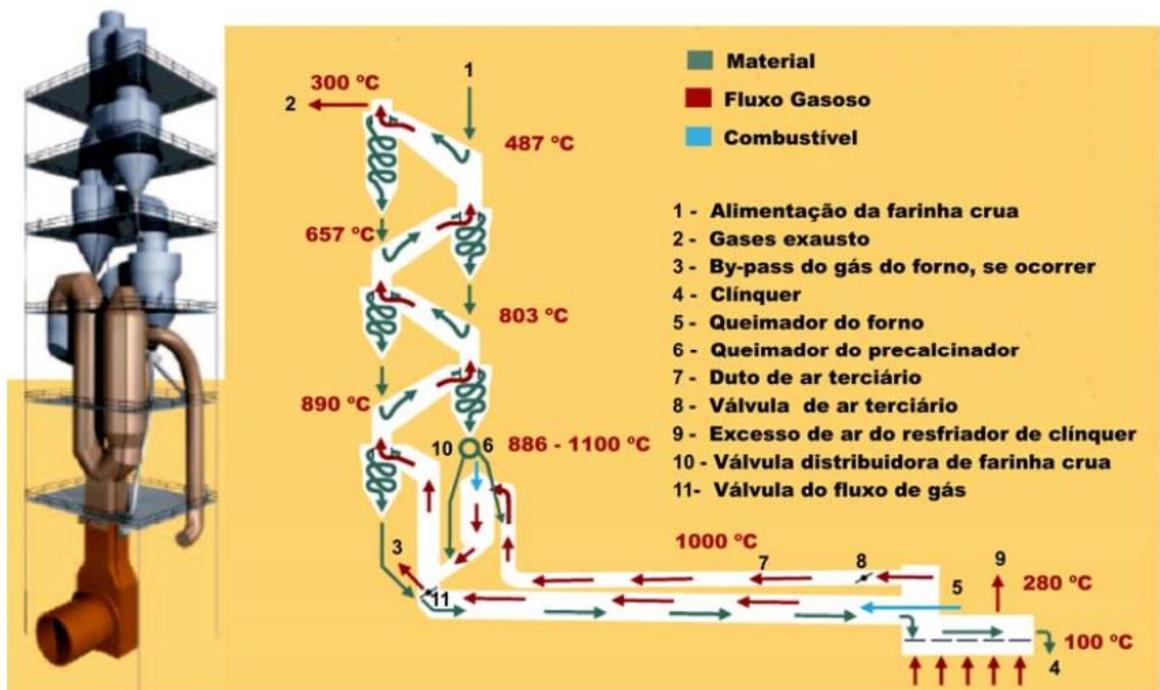


Figura 2.14 – Desenho esquemático de um forno equipado com um pré-calcinador do modelo SLC.

Fonte: Adaptado (FLSMIDTH; 2006) apud (SIGNORETTI, V. T.; 2008).

2.4.3 CLINQUERIZAÇÃO

Forno Rotativo: A farinha vinda do pré-aquecedor/ calcinador entra no forno rotativo a uma temperatura cerca de 800 °C. O forno rotativo apresenta como características, comprimentos entre 50 a 70 metros e de 4 a 6 metros de diâmetro, sendo revestido internamente com tijolos refratários. A Figura 2.15 ilustra uma vista externa de um forno rotativo.



Figura 2.15 – Vista externa do forno rotativo.

Fonte: (FCB, 2019).

Para a queima do combustível no forno rotativo é utilizado um queimador de múltiplos canais. Vários tipos de combustíveis alternativos são usado em fábricas de cimento. A Figura 2.16 apresenta um desenho esquemático da ponta de um queimador DUOFLEX da FLSmidth.

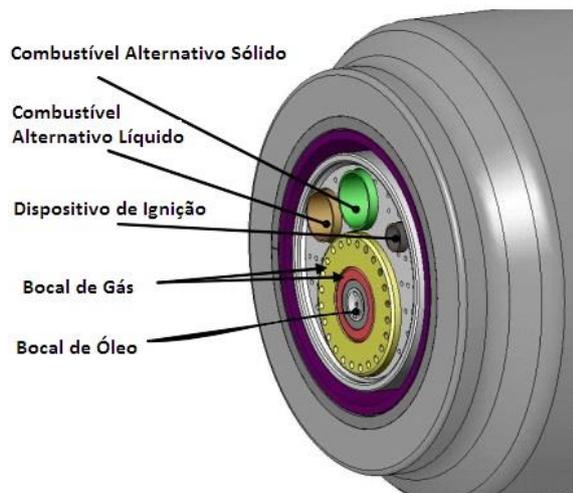


Figura 2.16 – Desenho esquemático da ponta do queimador DUOFLEX da FLSmidth.

Fonte: Adaptado (LARSEN, 2007).

A farinha logo após a entrada no forno, sofre várias reações químicas, parte delas em sequência, outras paralelamente, em altas temperaturas que se transforma em clínquer. A Tabela 2.13 apresenta o calor de reação e tipo de reação para os componentes de formação do clínquer.

Tabela 2.13 – Calor de reação dos componentes de formação do clínquer.

Reações	Calor de reação (a 20°C)	Tipo de Reação
$\text{CaCO}_3 \rightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2$	1766 kJ/kg	endotérmica
$\text{MgCO}_3 \rightarrow \text{MgO} + \text{CO}_2$	1188 kJ/kg	endotérmica
$2\text{CaO} + \text{SiO}_2 \rightarrow 2\text{CaO}.\text{SiO}_2 (\beta.\text{C}_2\text{S})$	- 717 kJ/kg	exotérmica
$3\text{CaO} + \text{SiO}_2 \rightarrow 3\text{CaO}.\text{SiO}_2 (\text{C}_3\text{S})$	- 528 kJ/kg	exotérmica
$\text{CaO} + \text{Al}_2\text{O}_3 \rightarrow \text{CaO}.\text{Al}_2\text{O}_3 (\text{C}_3\text{A})$	- 309 kJ/kg	exotérmica
$12\text{CaO} + 7\text{Al}_2\text{O}_3 \rightarrow 12\text{CaO}.\text{7Al}_2\text{O}_3 (\text{C}_{12}\text{A}_7)$	- 169 kJ/kg	exotérmica
$3\text{CaO} + \text{Al}_2\text{O}_3 \rightarrow 3\text{CaO}.\text{Al}_2\text{O}_3 (\text{C}_3\text{A})$	- 15 kJ/kg	exotérmica
$4\text{CaO} + \text{Al}_2\text{O}_3 + \text{Fe}_2\text{O}_3 \rightarrow 4\text{CaO}.\text{Al}_2\text{O}_3.\text{Fe}_2\text{O}_3 (\text{C}_4\text{AF})$	- 84 kJ/kg	exotérmica

Fonte: (SILVA, R. J.,1994).

Nas temperaturas próximas a 200°C acontece a evaporação da água, e no intervalo entre 200°C a 400°C é liberada a água adsorvida pela argila. Em temperaturas entre 500°C a 900°C acontece reação de dissociação em óxido de cálcio (CaO) e óxido de magnésio (MgO), que são oriundos do carbonato de cálcio (CaCO₃) e do carbonato de magnésio (MgCO₃), liberando dióxido de carbono (CO₂) a partir da matéria-prima. Após o intervalo 850°C e 1250°C ocorre a reação entre o óxido de cálcio e as substâncias sílico-aluminosas, com a formação de produtos, constituídos por silicatos dicálcicos (2CaO.SiO₂) – representado por C₂S, aluminatos tricálcicos (3CaO.Al₂O₃) – representado por C₃A e ferro-aluminatos tetra cálcicos (4CaO.Al₂O₃.Fe₂O₃) – representado por C₄AF. Para as temperaturas entre 1.200°C e 1.450°C ocorre a formação dos silicatos tricálcicos (3CaO.SiO₂) – representado por C₃S, sendo o último processo denominado de sinterização. A Figura 2.17 ilustra um diagrama de fases de formação do clínquer com a variação das temperaturas (PACHITSAS, S., 2018).

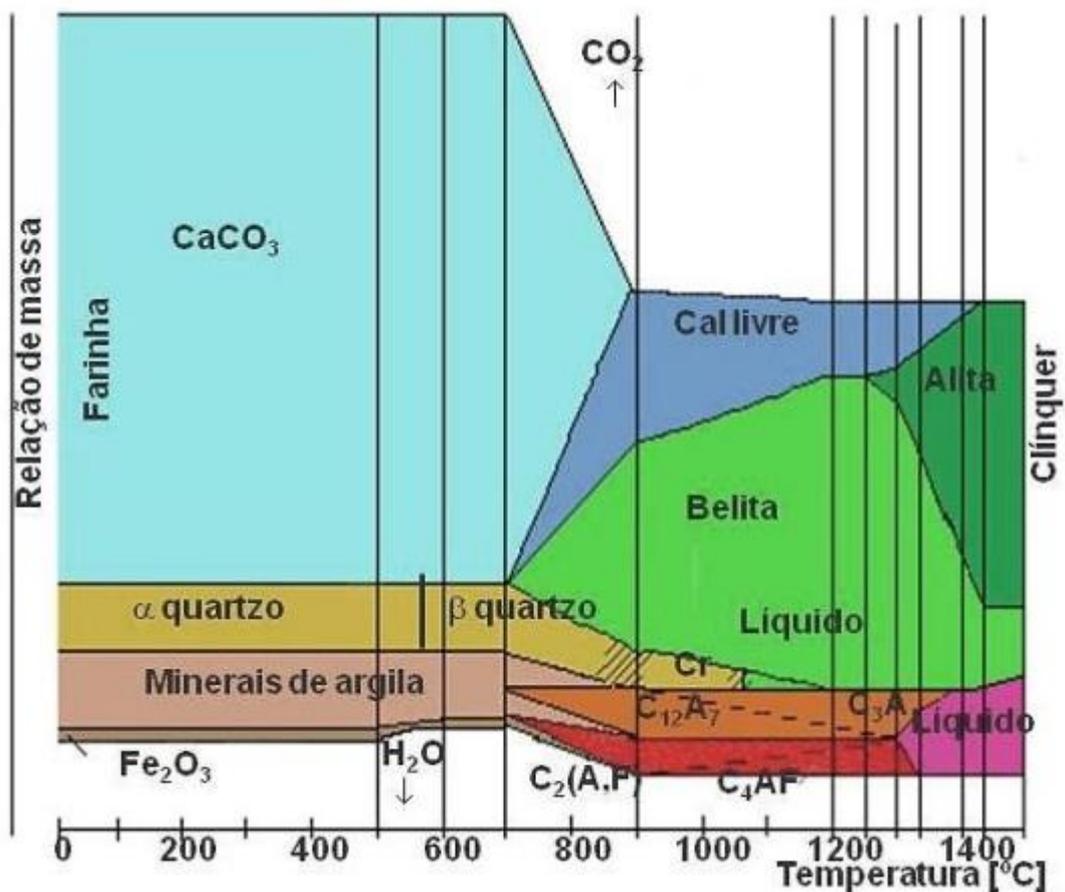


Figura 2.17 – Diagrama de fases de formação do clínquer com a variação das temperaturas.

Fonte: (JANZEN, 2013).

A farinha após passar pela reação de calcinação que acontece no intervalo de temperatura de 800°C a 900°C, a mesma continua sendo aquecida para atingir as temperaturas necessárias para que aconteçam às outras reações para formação dos componentes intermediários. No intervalo entre 1.200°C a 1.300°C acontece à formação de uma fase líquida quaternária, de composição fechada, composta por quatro elementos (PACHITSAS, S., 2018).

By-Pass: O by-pass foi desenvolvido e é usado principalmente em fábricas que usam combustíveis e matérias-primas que apresentem na sua composição um alto teor de cloro, sulfetos e cloretos de sódio e potássio, é imprescindível a utilização de matéria-prima e combustível com níveis baixos e controlados de material alcalino. Quando isso não é possível, como alternativa, para a solução deste problema se faz necessário a instalação de um equipamento chamado de by-pass. O by-pass é um equipamento por onde é desviado uma fração dos gases diretamente para o sistema de despoeiramento (MERIZAK, M., 2018).

O ponto de extração ideal para um gás para o sistema de by-pass é imediatamente após o forno. Enquanto os gases estiverem acima de 1000 °C, é assegurado que os componentes

voláteis, especialmente o cloro, ainda estejam na fase gasosa (SCHÖFFMANN; 2015). O gás retirado contém os componentes gasosos, especialmente cloro e poeira, que deve ser resfriado imediatamente em um primeiro passo. Conforme o forno rotativo apresenta uma grande variação de temperatura, os compostos metálicos se vaporizam e se condensam em seções diferentes do forno, formando ciclos químicos distintos, uns menores e outros mais longos (CORTADA, M. M. M., 2015). A Figura 2.18 demonstra os ciclos internos e externos de componentes voláteis no forno rotativo com pré-aquecedor.

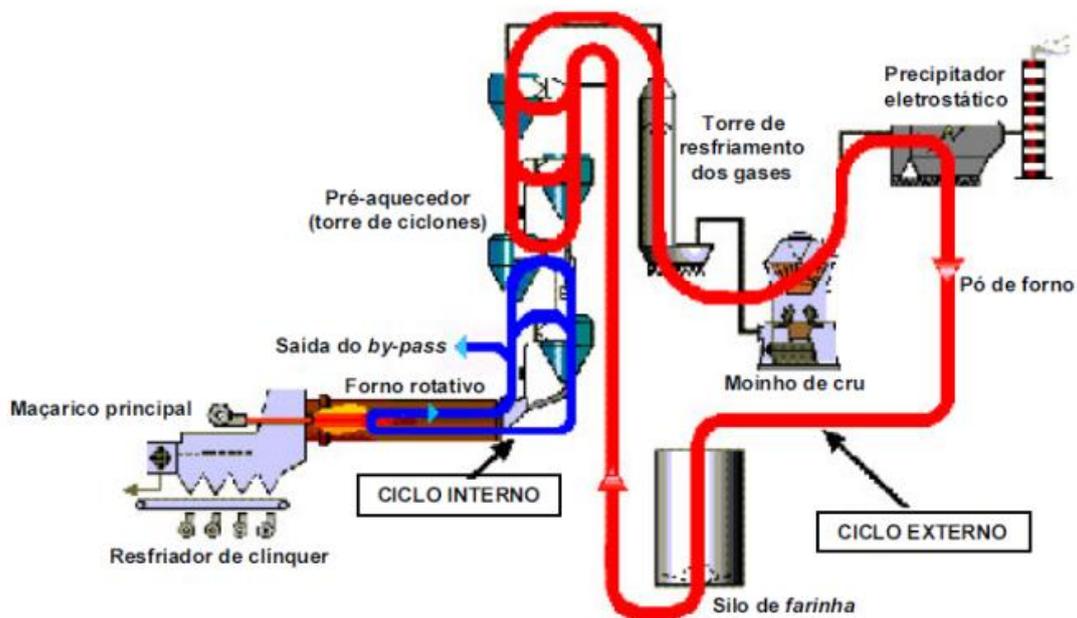


Figura 2.18 - Desenho esquemático identificando os ciclos internos e externos de componentes voláteis no forno rotativo com pré-aquecedor.

Fonte: (MALARD, 2016).

O fluxo que é representado pela cor azul, corresponde ao ciclo interno que é definido como os elementos ou compostos, que se concentram no forno ou no interior dos pré-aquecedor. Os itens de entrada neste ciclo são os combustíveis e a farinha, e os itens de saída são o clínquer, os pós coletados, os gases e material particulado desviado pelo by-pass. Já o fluxo que é ilustrado pela cor vermelha representa o ciclo externo. Este fluxo de massa é definido pelo gás originado pela combustão. Este gás é conduzido para fora do pré-aquecedor sendo utilizado no processo de secagem e moagem de matérias-primas, ou da reciclagem do material particulado coletado nos equipamentos de controle emissões particuladas, retornando para o silo de farinha e novamente alimentado no forno. Em termos gerais dos ciclos, os itens de entrada devem contemplar a alimentação do forno, incluindo os combustíveis, a farinha e os pós reciclados, e

os itens de saída devem considerar o clínquer, os pós coletados e os gases e material particulado emitidos pelas chaminés (CORTADA MUT, M. D. M. *et. al.*, 2015).

Estes ciclos internos de compostos voláteis, especialmente o cloro, podem trazer severas conseqüências no pré-aquecedor e no forno, os resultados poderiam ser a formação de incrustações que causariam paradas frequentes no forno e maior consumo de calor. A Figura 2.19 mostra a formação de incrustações nos ciclones.

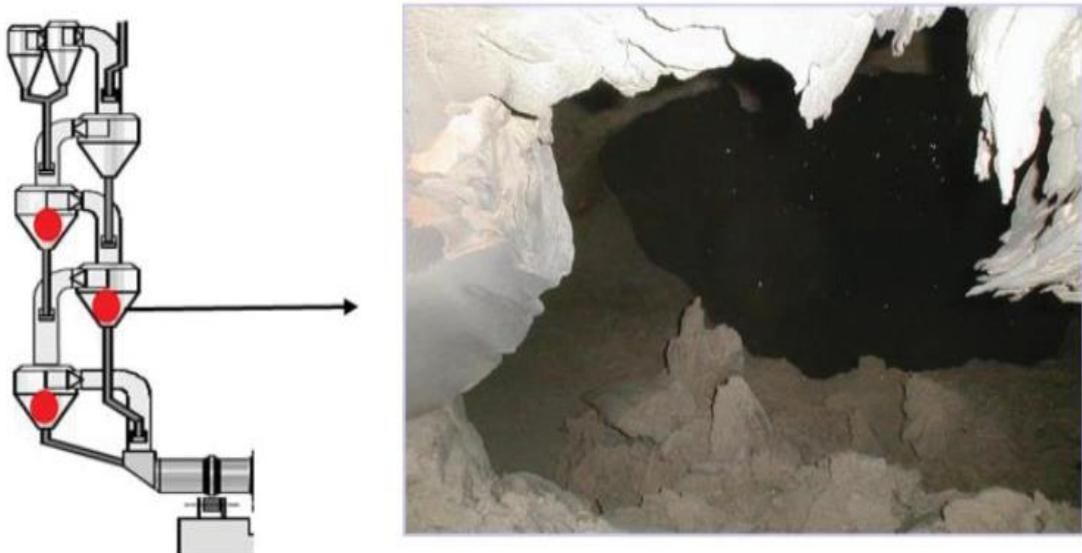


Figura 2.19 – Formação de incrustações nos ciclones.

Fonte: (MERIZAK, M., 2018).

Os álcalis presentes na composição do cimento são expressos na forma do óxido de potássio (K_2O) e oxido de sódio (Na_2O). No clínquer os álcalis se encontram em proporções que pode variar de 0,30 a 1,40% para os compostos de potássio e de 0,10 a 0,80% para os compostos de sódio, sendo que a maior parte encontra-se na forma de compostos solúveis (K_2SO_4 e Na_2SO_4), e o restante como constituintes da estrutura mineralógica dos cristais constituintes do clínquer. Estes compostos são conhecidos como álcalis, pois podem reagir com alguns agregados, causando assim a reação álcali-agregado, responsável pela desintegração do concreto (RIBEIRO, D.V.; 2011).

A reação álcali-agregado ocorre principalmente em estruturas de concreto em contato com a água, tais como: obras hidráulicas, barragens, pontes, pavimentos, fundações, entre outras. A RAA afeta grande número de obras de construção civil. Nos casos de danos moderados, o monitoramento periódico e a manutenção das estruturas de concreto podem ser adequados para o controle da patologia. É de conhecimento que existem três tipos de reação

álcali-agregado, ambas podem ocorrer no concreto que são a reação álcali-sílica, a reação álcali-silicato e pôr fim a reação álcali-carbonato (BONATO, L. C.; 2015).

Como resultado das reações álcali-sílica e álcali-silicato há a formação de um gel sílico-calcáreo-alcálico (C-S-K-H ou C-S-Na-H) que, em presença de água, absorve-a, aumentando em volume. Este aumento é acompanhado por tensões no concreto que, ultrapassando a resistência à tração do material, levam-no à ruptura; caracterizada pelo aparecimento de fissuras (RIBEIRO, D.V.; 2011).

A utilização de adições ativas (escória de alto-forno, cinza volante, argila calcinada, sílica ativa e cinza de casca de arroz) ou a combinação delas em teores adequados pode reduzir significativamente e mesmo controlar a expansão deletéria relacionada à RAA no concreto. A Figura 2.20 mostra as fissuras em uma estrutura de concreto originária da reação álcali-agregado.



Figura 2.20 – Fissuras em uma estrutura de concreto originária da reação álcali-agregado.

Fonte: (MAPA DA OBRA, 2019).

Portanto, cada novo projeto de uma planta de by-pass deve planejar antecipadamente como será dimensionado o sistema de by-pass (SCHÖFFMANN, 2015). A Figura 2.21 demonstra um gráfico com os valores referentes a uma relação de desvio do volume de gás de exaustão do forno pelo sistema de by-pass e o potencial de redução de compostos voláteis.

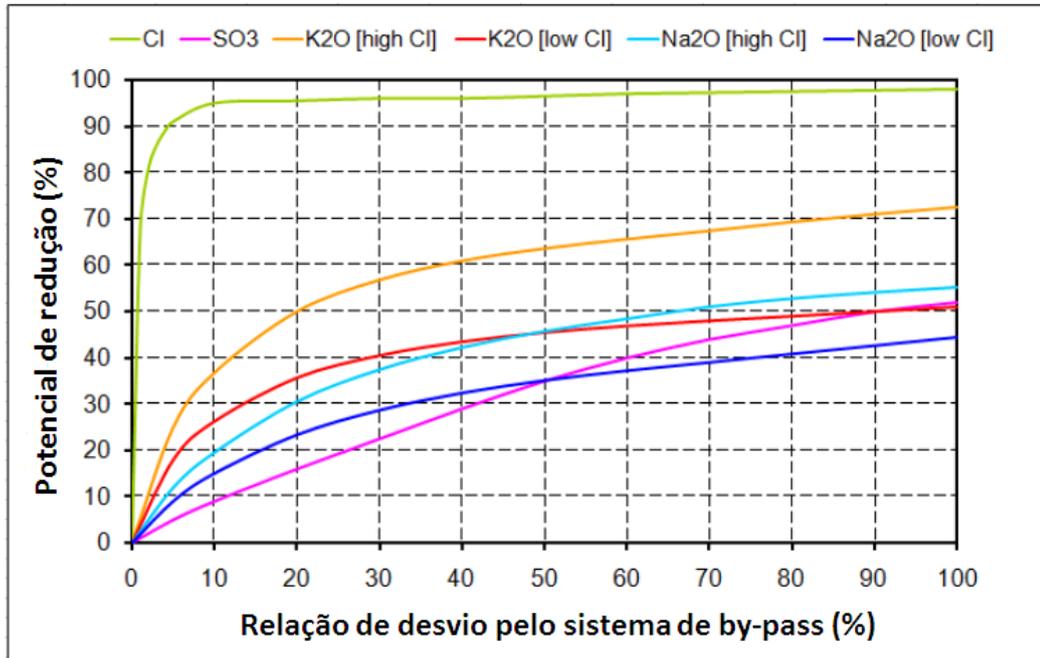


Figura 2.21 – Gráfico com os valores referentes a uma relação de desvio do gás de exaustão do forno pelo sistema de by-pass e o potencial de redução de compostos voláteis.

Fonte: (ATEC, 2019).

De acordo com a análise da Figura 2.21, se for realizado um desvio do 5% do volume do gás de exaustão do forno, o sistema de by-pass remove aproximadamente 80% do cloro presente na composição matéria-prima. Estes valores podem variar dependendo da taxa de evaporação na zona de sinterização (SCHÖFFMANN, 2015). A instalação do sistema de by-pass, necessita de maior capital de investimento, e gera custos mais altos devido ao maior consumo de energia elétrica e de calor no forno (MERIZAK, M., 2018).

Resfriador: Após a saída do forno rotativo o clínquer vai para o resfriador que tem como função realizar rapidamente resfriamento do clínquer. O calor liberado pelo resfriador é recuperado para ser reutilizado na combustão do forno e nos pré-aquecedores/ calcinador, maximizando assim a eficiência energética térmica. Existem três tipos de resfriadores: satélite ou planetário, rotativo e de grelha. Sendo que o mais utilizado é o de grelhas e vem substituindo os mais antigos. A qualidade final do clínquer está diretamente relacionada pelo resfriamento, pois, durante o resfriamento rápido consegue-se obter a estrutura cristalográfica desejada, garantindo assim as propriedades necessárias do cimento.

Depósito de Clínquer: Tem o objetivo de armazenar o clínquer para a fase posterior de moagem do cimento.

2.4.4 ADIÇÕES E EXPEDIÇÃO

Adição: Depois da operação de armazenamento do clínquer, é adicionado outras matérias-primas junto ao clínquer que são os seguintes aditivos: gesso, fíler calcário, pozolana, escória de alto forno, sílica ativa, entre outros, para se obter as características do cimento que está sendo fabricado. Na Tabela 2.14 são apresentados alguns aditivos e suas respectivas características no cimento.

Tabela 2.14 – Características de alguns aditivos e suas respectivas propriedades no cimento.

Adições	Características Proporcionadas
Gesso/ Sulfato de cálcio CaSO ₄	A função do gesso é regular o tempo de pega (endurecimento) do cimento, permitindo que a massa de cimento permaneça trabalhável por pelo menos 1 hora, sem o gesso o início de pega diminuiria para quinze minutos, tornando muito difícil o preparo do concreto.
Fíler calcário	Sua adição ao cimento proporciona qualidade como trabalhabilidade, diminui a permeabilidade e porosidade do concreto, podendo aumentar a resistência inicial do cimento.
Pozolana	A pozolana, quando finamente pulverizada na presença de umidade, reage com o hidróxido de cálcio liberado pela hidratação do cimento, adquirindo propriedades aglomerantes. Propicia ao cimento maior resistência em meios agressivos como: esgoto, água do mar e solo sulfuroso. Diminui também o calor de hidratação, permeabilidade, segregação de agregados e proporciona maior trabalhabilidade e estabilidade de volume, tornando o cimento pozolânico adequado a aplicações que exijam baixo calor de hidratação, como concretagens de grandes volumes.
Escória de alto forno	A adição de escória beneficia o cimento, pois melhora sua trabalhabilidade, durabilidade e desprendimento de calor de forma mais lenta.
Sílica ativa	Adicionada ao cimento melhora as características aglomerantes.

Fonte: (SILVA, A. A., 2013).

Moinho de Cimento: Equipamento que homogeneiza o clínquer com o gesso e outras adições, pulverizando a mistura.

Silos de Cimento: Equipamento de grande porte vertical que armazena o cimento totalmente pronto, aguardando apenas o envio para expedição.

Expedição: Na etapa final o cimento pode ser comercializado de duas maneiras: a granel ou em sacos de papel kraft de 50 kg.

As normas da Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT) definem os diferentes tipos de Cimento Portland que são comercializados no país de acordo com sua composição química, baseando-se nas adições de componentes ativos incorporados ao clínquer: Cimento Portland Comum (CP I); Cimento Portland Composto (CP II); Cimento Portland de Alto Forno (CP III), Cimento Portland Pozolânico (CP IV); e Cimento Portland de Alta Resistência Inicial (CP V – ARI).

2.5 COMBUSTÍVEIS UTILIZADOS NA INDÚSTRIA DO CIMENTO

Atualmente os dois tipos de combustíveis utilizados são: combustíveis primários que são de origem fósseis e combustíveis alternativos ou secundários que são os resíduos. A Figura 2.22 apresenta uma relação de combustíveis fósseis e alternativos que são frequentemente utilizados na indústria do cimento.

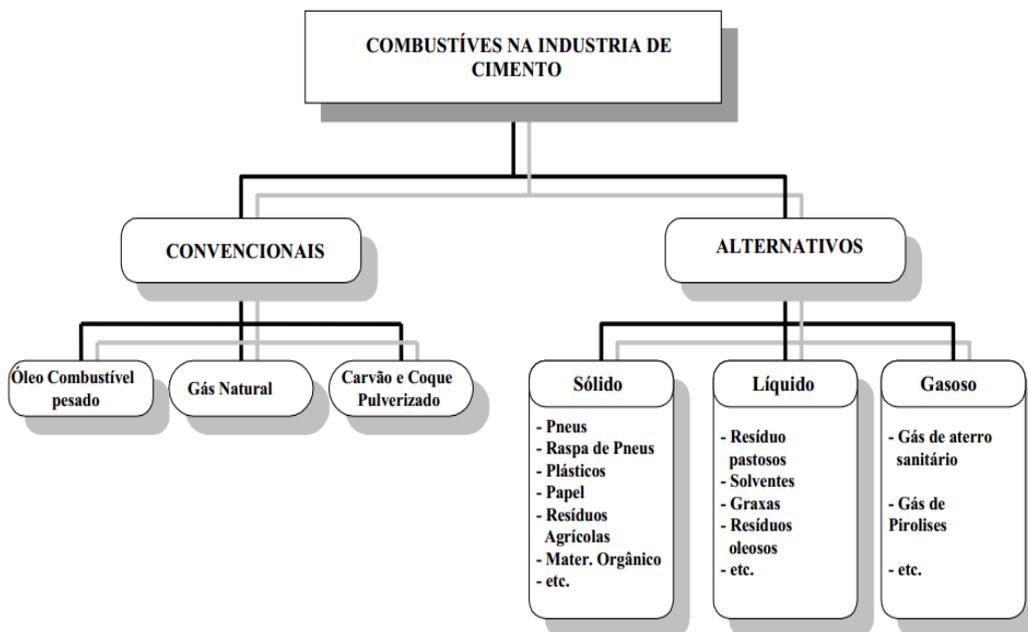


Figura 2.22 – Relação de combustíveis fósseis e alternativos.

Fonte: (CARPIO, 2005).

2.5.1 COQUE DE PETRÓLEO

O coque de petróleo é um subproduto do processo de refino de petróleo. Existem dois tipos de coque: coque fluido e coque verde. Aproximadamente 75% da produção mundial de coque de petróleo é utilizada como fonte de combustível. O coque é usado também na produção de aço, dióxido de titânio e na fabricação de eletrodos de grafite usados na fundição de alumínio (CARUSO, J. A. *et. al.*, 2015). Apresenta na sua composição cerca de 90% de carbono ou mais, pode ter uma concentração de enxofre entre 1% até 5% ou até mais, além de metais pesados

(CARUSO, J. A. *et. al.*, 2015). Na Tabela 2.15 são apresentadas as composições químicas de dois coques de petróleo obtido de origens diferentes.

Tabela 2.15 - Composições e PCI do coque de petróleo.

Composição do combustível (%)	Coque de Petróleo	Coque de Petróleo
C	85,32	89,8
H	3,71	4,2
O	0,28	1,7
N	1,25	3,3
S	3,09	1,1
PCI (kJ/kg)	39.810	38.740

Fonte: (CARUSO, J. A. *et. al.*, 2015; JAYGOPAL, J. *et. al.*, 2017).

2.5.2 CARVÃO MINERAL

O carvão mineral é um combustível fóssil e sólido, cuja formação ocorre através da mistura de componentes orgânicos ao longo de milhões de anos. O principal fator que determina sua qualidade é o teor de carbono. Um grande problema que dificulta, a utilização do carvão mineral brasileiro como combustível é o seu alto teor de cinzas. Em muitos casos é necessário submetê-lo a um beneficiamento para reduzir este teor (JAYGOPAL, J. *et. al.*, 2017). A Tabela 2.16 apresenta a composição química do carvão mineral.

Tabela 2.16 – Composição e PCI do carvão mineral

Composição dos combustível (%)	Carvão Mineral do Egito	Carvão Mineral da China	Carvão Mineral da Brasil	Carvão Mineral da Colômbia
C	61,18	55,02	34,81	74,61
H	5,19	2,72	2,27	4,88
O	10,29	4,62	8,44	9,51
N	1,03	0,84	0,63	1,46
S	3,74	3,65	0,34	0,59
Cinzas	15,54	28,43	42,84	4,4
Voláteis	47,47	12,18	19,45	37,08
PCI (kJ/kg)	26230	21550	13910	31980

Fonte: (USGS, 2019).

2.5.3 GÁS NATURAL

O gás é encontrado em rochas porosas subterrâneas que são conhecidas como reservatórios. O gás natural pode ser classificado de acordo com sua origem e composição. O gás associado existe juntamente com um óleo na rocha do reservatório. Pode estar presente em

diferentes formas como gás dissolvido, ou acima do óleo no reservatório (FARAMAWY, S. *et al.*, 2016).

Após a etapa da exploração e produção o gás natural passa por diversos processos com o objetivo de separar o óleo, o gás e a água. Estas etapas são denominadas de condicionamento e processamento e são realizadas nas Unidades de Processamento de Gás Natural (UPGN). A Tabela 2.17 mostra uma composição e PCI de um gás natural.

Tabela 2.17 - Composição e PCI do gás natural.

Composição dos combustíveis (%)	Gás Natural
CH ₄	89,0
C ₂ H ₆	6,0
C ₃ H ₈	1,8
C ₄₊	1,0
CO ₂	1,5
N ₂	0,7
PCI (kJ/m ³)	34.773

Fonte: (TAETS, 2014).

2.5.4 ÓLEO COMBUSTÍVEL

Os óleos combustíveis, especificados no Brasil, são óleos residuais de alta viscosidade, obtidos do refino do petróleo ou através da mistura de destilados pesados com óleos residuais de refinaria. Um fator determinante de preço do óleo é a sua viscosidade e o teor de enxofre (ANP, 2019).

Os óleos combustíveis são classificados de acordo com os limites de viscosidade e teor de enxofre, conforme segue:

- Óleo combustível (OCA1): óleos de maior teor de enxofre e menor limite de viscosidade;
- Óleo combustível (OCA2): óleos de maior teor de enxofre e maior limite de viscosidade;
- Óleo combustível (OCB1): óleos de menor teor de enxofre e menor limite viscosidade;
- Óleo combustível (OCB2): óleos de menor teor de enxofre e maior limite viscosidade;
- Óleo combustível (OC3): óleos com viscosidade ou teor de enxofre superior aos limites especificados.

Adicionalmente, a comercialização dos óleos combustíveis com teor de enxofre de no máximo 1% em massa (do tipo OCB1, OCB2 e OC3). Seu poder calorífico esta situado entre

39.000 kJ/kg a 44.000 kJ/kg (ANP, 2016).

2.6 EMISSÕES ATMOSFÉRICAS DA INDÚSTRIA DO CIMENTO

A indústria do cimento em decorrência das suas atividades registra um alto índice de emissões de poluentes, principalmente de CO₂. Conforme podemos observar na Figura 2.23, o Brasil é o país que apresentou um dos menores índices de emissão de CO₂ por tonelada de cimento no período de de 1990 a 2014 em decorrência do uso de adições na produção de cimento especialmente de escória de alto forno (SNIC, 2019).

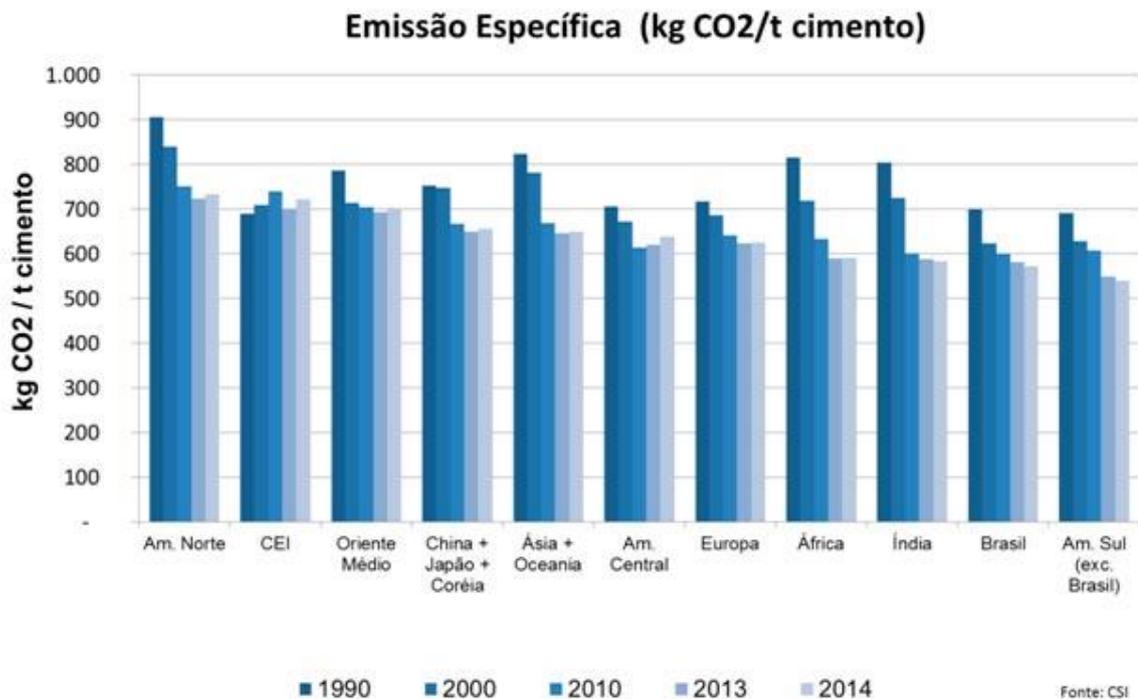


Figura 2.23 – Emissão média de dióxido de carbono por tonelada de cimento.

Fonte: Adaptado (SNIC, 2019).

No ano de 2009 foi aprovada a Política Nacional de Mudanças Climáticas, mas em 2011 ocorreu a sua regulamentação com o objetivo de redução de 36% a 39% das reduções de emissões de gases do efeito estufa (GEE) até 2020. Sendo 7 setores industriais incluídos neste plano de redução: Cimento, Alumínio, Química, Papel e Celulose, Siderurgia, Vidro e Cal (SNIC, 2019).

2.6.1 DIÓXIDO DE CARBONO

A emissão de CO₂ proveniente da produção do clínquer gira em torno de 0,5 kg/kg clínquer devido as matérias-primas, além da geração de CO₂ pela queima do combustível. As emissões de CO₂ na produção do cimento originam-se da queima de combustíveis, com a dissociação do MgCO₃ (carbonato de magnésio) e da calcinação do CaCO₃ (carbonato de cálcio) (ANDREW, R. M. 2018).

Existem algumas técnicas para diminuição da emissão de CO₂ que são: uso do coprocessamento, a utilizações de adições ativas, e melhora da eficiência energética dos equipamentos industriais (ANDREW, R. M. 2018).

2.6.2 METAIS PESADOS

O comportamento dos metais pesados no forno de clínquer depende da sua volatilidade. Estes são classificados em três categorias (CIOBANU, C. *et. al.*, 2017).

- Não volátil ou pouco volátil: Al, As, Ba, Ca, Cr, Cu, Fe, Mn, Ni, Ag, Ti e V. Estes são incorporados quase 100% no clínquer e a emissão é reduzida (CIOBANU, C. *et. al.*, 2017).
- Semi-volátil: Sb, Cd, Pb, Se, Na e Zn. Estes elementos não são completamente absorvidos pelo clínquer, mas podem ser encontrados em uma proporção significativa de poeira retida do equipamento de remoção de pó (CIOBANU, C. *et. al.*, 2017).
- Volátil: Tl e Hg. Devido à volatilidade, esses elementos tendem a deixar o sistema na forma de emissões e acumulam-se parcialmente no clínquer (CIOBANU, C. *et. al.*, 2017).

Janzen (2013) em seu estudo, apresenta que grande parte da emissão de metais pesados apresenta impactos consideráveis em altas concentrações. Por isso os metais devem ser monitorados e controlados para evitar maiores emissões.

2.6.3 ÓXIDOS DE ENXOFRE

Os óxidos de enxofre, principalmente o SO₂, são gerados a partir dos compostos de enxofre nas matérias-primas e do enxofre nos combustíveis usados para queimar no sistema do forno. O teor de enxofre das matérias-primas e dos combustíveis em uma fábrica de cimento deve variar ao longo do tempo (PANDEY, U., 2018). O SO₂ é liberado e absorvido em todo o sistema de forno com a produção de clínquer de acordo com as reações listadas na Tabela 2.18.

Tabela 2.18 – Formação e absorção do SO₂ no sistema do forno rotativo.

Parte do sistema	Formação do SO ₂	Absorção do SO ₂
Moinho de matéria-prima e precipitador	Não há formação	$\text{CaCO}_3 + \text{SO}_2 \rightarrow \text{CaSO}_3 + \text{CO}_2$
Pré-aquecedor (100 – 550 °C)	$2\text{FeS}_2 + 6\text{O}_2 \rightarrow \text{Fe}_2\text{O}_3 + 3\text{SO}_2 + \text{SO}_3$	$\text{CaCO}_3 + \text{SO}_3 \rightarrow \text{CaSO}_4 + \text{CO}_2$ $\text{CaCO}_3 + \text{SO}_2 \rightarrow \text{CaSO}_3 + \text{CO}_2$
Pré-calcinador (800 – 850 °C)	Combustível secundário → SO ₂	$\text{SO}_2 + \text{CaO} \rightarrow \text{CaSO}_3$ $\text{CaSO}_3 + 0,5\text{O}_2 \rightarrow \text{CaSO}_4$ $\text{SO}_2 + \text{CaO} + 0,5\text{O}_2 \rightarrow \text{CaSO}_4$
Forno rotativo (1200 – 1500 °C)	Combustível primário → SO ₂ $\text{CaSO}_4 + \text{CO} \rightarrow \text{CaO} + \text{SO}_2 + \text{CO}_2$	$\text{SO}_2 + \text{Na}_2\text{O} + 0,5\text{O}_2 \rightarrow \text{Na}_2\text{SO}_4$ $\text{SO}_2 + \text{K}_2\text{O} + 0,5\text{O}_2 \rightarrow \text{K}_2\text{SO}_4$ $\text{SO}_2 + \text{CaO} + 0,5\text{O}_2 \rightarrow \text{CaSO}_4$

Fonte: (PANDEY, U., 2018).

Os moinhos usam os gases de exaustão da combustão do pré-aquecedor/calcinador para a secagem da matéria-prima nos moinhos. O processo de formação e decomposição do CaSO₄ ocorre várias vezes devido ao transporte de enxofre por materiais sólidos desde a torre do pré-aquecedor até o forno e de volta ao pré-aquecedor pelo gás do forno. Dependendo do processo, e da fonte e concentração de enxofre, a absorção de SO₂ em sistemas de fornos é estimada em cerca de 70% a 90% (PANDEY, U., 2018).

2.6.4 ÓXIDOS DE NITROGÊNIO

Os óxidos de nitrogênio (NO_x) englobam uma série de óxidos, NO, NO₂, N₂O, N₂O₃, N₂O₄, entre outros. A emissão de NO_x provoca vários impactos ambientais, sendo que o NO_x reage com outros componentes químicos formando substâncias que destroem a camada de ozônio, como por exemplo: a formação de chuva ácida e efeito smog.

A formação de óxidos de nitrogênio (NO_x), ocorre durante a combustão pela oxidação do nitrogênio molecular do ar de combustão (NO térmico), e pelo nitrogênio contido na composição do combustível (NO combustível) (ASAMANY, E. A., 2016).

A diminuição da emissão de NO_x na indústria do cimento não depende somente da instalação de equipamentos de controle. Para a redução e controle das emissões de NO_x as seguintes práticas de operação padrão devem ser consideradas (ASAMANY, E. A., 2016).

- Recirculação dos produtos da combustão.
- Combustão por etapas ou estagiada.
- Monitoramento dos tipos de combustíveis utilizados.
- Automação dos sistemas de controle.

- Utilização de queimadores de baixa formação de NO_x.
- Utilização de tecnologia de pós-combustão a redução seletiva catalítica (RSC) e a redução seletiva não catalítica (RSNC).

2.6.5 MATERIAL PARTICULADO

O processo de produção de cimento gera emissões de material particulado que devem ser controlados para evitar problemas ao meio ambiente. As fontes de emissão do material particulado no processo de produção do cimento são: manuseio de matéria-prima, moagem, mistura e entrega, armazenamento de clínquer, moagem, armazenamento de cimento, carregamento a granel e embalagem do produto final, tornando a indústria de cimento um grande emissor de partículas.

Meystre (2016) cita que os materiais particulados são tratados nos sistemas de despoeiramento, dotados de precipitadores eletrostáticos e/ou filtro de manga. Ambos podem chegar a uma eficiência de despoeiramento que pode alcançar 99,99% e níveis de emissão menores que 20 mg/m³.

Malard (2016) em seu estudo cita que além dos filtros de manga e precipitadores eletrostáticos, algumas fábricas de cimento estão adotando o filtro híbrido para a remoção dos particulados, composto por um precipitador eletrostático seguido de um filtro de mangas.

2.7 LEGISLAÇÃO AMBIENTAL

O coprocessamento passou a ser regulamentado no Brasil em 1998 e o Estado de Minas Gerais foi pioneiro no estabelecimento de procedimentos legais, com a publicação da Deliberação Normativa COPAM nº 26/1998. A Figura 2.24 apresenta o marco regulatório da atividade no país.



Figura 2.24 – Marco regulatório do coprocessamento do país.

Fonte: (PANORAMA DO COPROCESSAMENTO, 2016).

O coprocessamento é uma atividade que é normatizada na legislação federal e estadual. Os seguintes estados tem sua legislação própria: Minas Gerais, Paraná, Rio Grande do Sul e São Paulo. A seguir será apresentada uma análise da Legislação Federal, do Estado de Minas Gerais e da Legislação Europeia aplicadas no processo de licenciamento do coprocessamento.

2.7.1 LEGISLAÇÃO FEDERAL

A Resolução do CONAMA n° 264 do ano de 1999, trata-se do licenciamento dos fornos das fabricas de cimento para a prática do coprocessamento de resíduos (BRASIL, 1999).

O artigo 1° cita que é proibido o coprocessamento de resíduos: domiciliares brutos, os resíduos de serviços de saúde, os radioativos, explosivos, organo-clorados, agrotóxicos e afins (BRASIL, 1999).

Em seu artigo 4° cita que é possível montar estoques de resíduos desde que seja justificado o seu uso no coprocessamento (BRASIL, 1999).

No artigo 5° determina que o coprocessamento deve ser realizado de maneira a garantir a manutenção da qualidade ambiental, evitar danos e riscos à saúde e atender aos padrões de emissão fixados nesta Resolução (BRASIL, 1999).

O processo para obter-se o licenciamento para instalação e operação do coprocessamento deve ser requerido nos órgãos ambientais competentes e tem que estar

fundamentado tecnicamente nos seguintes parâmetros: Estudo de Viabilidade de Queima (EVQ), Plano de Teste em Branco, Relatório do Teste em Branco, Plano de Teste de Queima (PTQ), Relatório do Teste de Queima, Estudo de Análise de Risco (EAR) (BRASIL, 1999).

Em anexo a todos os documentos citados anteriormente, deverá ser entregue um plano de treinamento e emergências para os colaboradores envolvidos com a operação das unidades de mistura, pré-condicionamento e coprocessamento de resíduos (BRASIL, 1999).

A Resolução do CONAMA n° 264 estabelece o monitoramento e os limites máximos de emissões de poluentes na atmosfera (BRASIL, 1999). A Tabela 2.19 apresenta os limites máximos de emissões de poluentes estabelecido na Resolução do CONAMA.

Tabela 2.19 - Limites máximos de emissão de poluentes estabelecidos pela Resolução do CONAMA 264/99.

Poluente	Limites Máximos de Emissão
HCL	1,8 kg/h ou 99% de redução
HF	5 mg/Nm ³ corrigido a 7% de O ₂ (base seca)
CO*	100 ppmv
MP	70 mg/Nm ³ corrigido a 11% de O ₂ (base seca)
THC (expresso como propano)	20 ppmv corrigido a 7% de O ₂ (base seca)
Mercúrio (Hg)	0,05 mg/Nm ³ corrigido a 7% de O ₂ (base seca)
Chumbo (Pb)	0,35 mg/Nm ³ corrigido a 7% de O ₂ (base seca)
Cádmio (Cd)	0,10 mg/Nm ³ corrigido a 7% de O ₂ (base seca)
Tálio (Tl)	0,10 mg/Nm ³ corrigido a 7% de O ₂ (base seca)
(As+Be+Co+Ni+Se+Te)	1,4 mg/Nm ³ corrigido 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 corrigido 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: Adaptado de (BRASIL, 1999).

O artigo 29° estabelece que é permitido aos órgãos ambientais dos Estados utilizar padrões de emissões que possam ser mais restritivos, sendo que fica a critério pelos órgãos ambientais locais. Pois cada região apresenta variações geográficas e características climáticas diferentes.

De acordo com o artigo 30° estabelece que os limites máximos de NO_x e SO_x são de responsabilidade do órgão ambiental local (BRASIL, 1999).

Na seção IX em seu artigo 31° demonstra o monitoramento das emissões, sendo que os relatórios de auto-monitoramento serão feitos e enviados para o órgão licenciador na frequência por ele estipulada (BRASIL, 1999).

A Resolução do CONAMA n° 264 estabelece que o monitoramento contínuo deve seguir os seguintes parâmetros: pressão interna, temperatura dos gases do sistema forno e na entrada do precipitador eletrostático, vazão de alimentação do resíduo, material particulado (através de opacímetro), O₂, CO, NO_x e / ou THC quando necessário (BRASIL, 1999). O

monitoramento não contínuo é utilizado para as seguintes emissões: SO_x, PCOPs (Principais Compostos Orgânicos Perigosos), HCl/Cl₂, HF, elementos e substâncias inorgânicas listados nos arts. 28, 29 e 30 descritos acima. (BRASIL, 1999).

O controle das características dos resíduos deverá ser feito através de amostragem não contínua, fundamentado na análise dos seguintes parâmetros: PCOPs (Principais Compostos Orgânicos Perigosos), elementos e substâncias inorgânicas, enxofre, flúor, série nitrogenada e cloro (BRASIL, 1999).

O monitoramento dos efluentes líquidos deverá obedecer os parâmetros fixados na legislação pertinente e de acordo com os requisitos determinados pelo órgão ambiental seguindo de avaliação de riscos à saúde humana e ao meio ambiente (BRASIL, 1999).

A seção X estabelece os requisitos para o funcionamento de unidades de mistura e pré-condicionamento de resíduos, conhecidas como blendeiras. Sendo que estas unidades são passíveis de licenciamento pelo órgão ambiental.

Já na seção XI em seu artigo 43º determina os procedimentos para controle de recebimento de resíduos, sendo que os resíduos devem ser previamente analisados para determinação de suas propriedades físico-químicas (BRASIL, 1999).

Esta resolução não determina o prazo da validade da licença ambiental para o coprocessamento, deixando sobre a responsabilidade dos órgãos estaduais a duração do prazo da licença. A Resolução CONAMA nº 237, de 19 de dezembro de 1997, o prazo máximo de validade para uma licença de operação é de 10 anos (BRASIL, 1997).

A Resolução do CONAMA nº 316, de 29 de outubro de 2002 estabelece padrões e normas para o funcionamento de sistemas de tratamento térmico de resíduos. O coprocessamento deverá seguir a Resolução do CONAMA nº 264 de 1999, tendo como exceção as dioxinas e furanos que deverá obedecer esta Resolução. O mesmo estabelece o monitoramento periódico das seguintes emissões: dioxinas e furanos. Os limites máximos estabelecidos para Dioxinas e Furanos: dibenzo-p-dioxinas e dibenzo-p-furanos, expressos em TEQ (total de toxicidade equivalente) da 2,3,7,8 TCDD (tetracloro-dibenzo-para-dioxina): 0,50 ng/Nm³ (BRASIL, 2002).

A Lei nº 12.305, de 2 de agosto de 2010, institui a Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS), que estabelece diretrizes relativas a gestão e gerenciamento de resíduos sólidos que tem com o objetivo a extinção de todo tipo de destinação incorreta de resíduos como por exemplo: os lixões. (BRASIL, 2010).

A caracterização de um resíduo é regida pela ABNT NBR 10.007/2004 por meio de uma amostragem representativa, respeitando as condições exigíveis para a coleta, preservação e

armazenamento das amostras. Os principais itens que caracterizam um resíduo são: composição, estado físico, propriedades específicas, entre outros. As informações qualitativas e quantitativas do resíduo permitem a escolha de uma estratégia adequada (ABNT, 2004).

2.7.2 LEGISLAÇÃO DE MINAS GERAIS

A legislação estadual de Minas Gerais, aplicada no processo de licenciamento de coprocessamento e a Deliberação Normativa COPAM nº 154, de 25 de agosto de 2010 (MINAS GERAIS, 2010). A Tabela 2.20 mostra os limites máximos de emissões de poluentes que devem ser analisados nas seguintes condições: 273K de temperatura, 101,3 kPa de pressão e 11% de O₂ livre em via seca.

Tabela 2.20 - Limites máximos de emissão de poluentes estabelecidos pela DN COPAM nº 154.

Parâmetro	Concentrações
HCl	1,8 k/h ou 99% de remoção de HCl para resíduos que contenham mais de 0,5% de Cloreto.
HF	5 mg/Nm ³
CO	100 ppm
SO_x - medido como SO₂	280 mg/Nm ³ (1), exceto quando o enxofre for proveniente da matéria-prima. Nesses casos, o limite máximo se baseará no valor de SO _x , calculado da seguinte forma: Para um teor de até 0,2% de SO ₃ na farinha: 400 mg/Nm ³ , expresso como SO ₂ ; Para um teor entre 0,2% e 0,4% de SO ₃ na farinha, conforme a fórmula abaixo: 400 mg/Nm ³ + (%SO ₃ -0,2)x4000 mg/Nm ³ , expresso como SO ₂ ; Para um teor acima de 0,4% de SO ₃ na farinha: 1.200 mg/Nm ³ , expresso como SO ₂ .
NO_x – medido como NO₂	450 mg/Nm ³ - Para fontes novas 730 mg/Nm ³ - Para fontes existentes
Material Particulado Total	50 mg/Nm ³ - Para fontes novas 70 mg/Nm ³ - Para fontes existentes
THC	20 ppmv a 7%, medido como propano
Tolueno, Etilbenzeno, Xileno	100 mg/Nm ³ , para fluxo de massa maior ou igual a 100 g/h (verificar TA Luft).
Benzeno	20 mg/Nm ³ , para fluxo de massa maior ou igual a 100 g/h (verificar TA Luft).

Fonte: (MINAS GERAIS, 2010).

A DN COPAM nº 154/2010 estabelece padrão de emissão para SO_x, medido como SO₂, corrigido a 11% de O₂, de 280 mg/Nm³, mas quando o enxofre for proveniente de matéria-prima, esse valor pode ser mais flexível. Nesse caso, o limite passa a ser de 400 mg/Nm³ para um teor de até 0,2% de SO₃ na matéria-prima ou farinha; 1.200 mg/Nm³ para

um teor de SO₃ acima de 0,4%; e entre 0,2% e 0,4%, deve-se calcular o teor a partir da fórmula apresentada pela Equação (2.4) (MINAS GERAIS, 2010).

$$\text{Teor SO}_x = 400 \text{ mg/Nm}^3 + (\text{SO}_3 - 0,2) \times 4000 \text{ mg/Nm}^3 \quad (2.4)$$

Como o calcário é a principal matéria-prima utilizada na fabricação do cimento Portland, o mesmo pode apresentar impurezas na sua composição, como por exemplo sulfetos e sulfatos. Com esses novos limites, calcários com alto teor de enxofre podem ser utilizados no processo produtivo. Sendo que para a indústria do cimento essa mudança é positiva, mas do ponto de vista ambiental irá trazer impactos negativos.

2.7.3 LEGISLAÇÃO EUROPEIA

A Legislação Européia aplicada no coprocessamento e a incineração de resíduos, é a Diretiva 2000/76/EC de 28 de dezembro de 2000. A Tabela 2.21 mostra os limites máximos de emissões de poluentes que são calculados nas seguintes condições: 273 K de temperatura, 101,3 kPa de pressão e 10% de O₂ livre em via seca (EC, 2000).

Tabela 2.21 - Limites da emissão total de poluentes estabelecidos pela Diretiva 2000/76/EC.

Poluente	Concentração (mg/Nm³)
Material particulado	30
HCl	10
HF	1
NO _x para plantas existentes	800
NO _x para plantas novas	500
Cd + Tl	0,05
Sb+As, Pb+Cr+Co+Cu+Mn+Ni+V	0,5
Dioxinas e furanos	0,1
SO ₂	50
TOC - Carbono Orgânico Total	10

Fonte: Adaptado de (EC, 2000).

CAPÍTULO 3

ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA

3.1 ANÁLISE TERMODINÂMICA DO PROCESSO DE FABRICAÇÃO DO CIMENTO

A primeira lei da termodinâmica estabelece que a energia muda de uma forma a outra (calor, eletricidade, química, etc.), mas sempre a soma de todas permanece constante durante todo o processo, ou seja, a energia não é destruída. No entanto, a segunda lei da termodinâmica impõe limitações a todos os processos de transformação energética (RODRIGUEZ, C. A. S.; 2009).

O principal objetivo da análise exergética é descobrir e avaliar as causas quantitativamente das imperfeições termodinâmicas dos processos térmicos e químicos, permitindo conhecer os equipamentos nos quais podem ser feitas melhorias mais significativas (KOTAS, 1985).

Parmar, A. *et. al.* (2016) relata que em um forno rotativo situado na Índia, com comprimento de 75 m, diâmetro de 4,35 m, e capacidade de 6 mil toneladas por dia de clínquer, foram coletados dados para o período de inverno, no mês de dezembro de 2015, e as eficiências da primeira e da segunda lei do forno rotativo calculadas foram de 51,90% e 38,29%. Ustaoglu *et. al.* (2017) realizaram uma análise energética e exergética de um forno rotativo de clínquer do tipo úmido e encontraram as eficiências da primeira e da segunda lei do forno rotativo é de 46% e 35% através do auxílio de dados operacionais de uma planta de cimento na Turquia.

Visto que o forno rotativo possui alta demanda energética e é utilizado em muitos processos industriais, o desenvolvimento de estudos para a otimização da operação desse equipamento é fundamental para que tais processos ocorram com a máxima eficiência. Todas as equações utilizadas para o cálculo das exergias foram retiradas das seguintes referências: Szargut *et. al.* (1988); Kotas, (1985); Carvalho *et. al.* (1977); Perry and Chilton, (1982); Silva, R. J., (1994).

3.2 EFICIÊNCIA ENERGÉTICA PARA O PROCESSO DE PRODUÇÃO DE CIMENTO

Este cálculo de eficiência energética envolve a razão, entre os valores do fluxo da entalpia dos fluxos de saída e de entrada, de cada volume de controle no sistema de produção de clínquer. Assim, a eficiência para os pré-aquecedores/pré-calcinador, forno rotativo e a eficiência global baseada na Primeira Lei é determinado pela Equação (3.1).

$$\eta_{1L} = \frac{\sum E_{saída}}{\sum E_{entrada}} \quad (3.1)$$

sendo que $\sum E_{saída}$ é o somatório dos fluxos de entalpia de saída do volume de controle e $\sum E_{entrada}$ é o somatório dos fluxos de entalpia de entrada do volume de controle.

Para o caso do resfriador de clínquer, a eficiência é definida pela Equação (3.4)

$$\eta_{1L(Resf.)} = \frac{E_{ar}}{E_{clq}} \quad (3.2)$$

sendo que E_{ar} é os fluxos de entalpia do ar e E_{clq} é os fluxos de entalpia do clínquer.

3.3 CÁLCULO DA EXERGIA DOS SÓLIDOS

Para o caso dos sólidos, a exergia é calculada levando em consideração a mistura de óxidos que estão presentes na farinha, levando-se em conta também as reações químicas que acontecem ao longo do pré-aquecedor, pré-calcinador, forno rotativo e resfriador de clínquer (SILVA, R. J., 1994). A exergia dos sólidos é calculada pela Equação (3.3) (KOTAS; 1985).

$$Ex_S = n_{m_s} \times b_{M_s}^0 + \sum n_k \times [(\Delta h) - T_0(\Delta s)]_k \quad (3.3)$$

sendo Ex_S é a exergia dos sólidos (kJ/s), n_{m_s} é o número de moles da mistura de sólidos, $b_{M_s}^0$ a exergia química total da mistura, n_k é o número de moles de cada componente e T_0 é a temperatura do estado de referência em K, Δh e Δs são, respectivamente,

variação da entalpia e de entropia dos compostos químicos. h_0 e s_0 são respectivamente a entalpia e entropia dos compostos químicos na condição padrão de temperatura e pressão (KOTAS; 1985).

A variação da entalpia e da entropia dos compostos químicos, em função da temperatura é calculada pelas Equações (3.4) e (3.5), onde T_s = temperatura ambiente, T_0 = 298,15 K (temperatura padrão de referência) e C_{pk} corresponde ao calor específico (kJ/kmol.K) (CARVALHO *et. al.*; 1977).

$$\Delta h = \int_{T_0}^{T_s} C_{pk} dT \quad (3.4)$$

$$\Delta s = \int_{T_0}^{T_s} C_{pk} \frac{dT}{T} \quad (3.5)$$

A variação da entalpia e da entropia dos compostos químicos presentes na farinha e no clínquer é calculada pelas Equações (3.6) e (3.7) (CARVALHO *et. al.*; 1977)

$$\Delta h = (A \times T_s + B \times T_s^2 \times 10^{-3} + C \times T_s^{-1} \times 10^5 + D) \times 4,186 \quad (3.6)$$

$$\Delta s = \left(A \times \ln \frac{T_s}{T_0} + 2 \times B \times 10^{-3} \times (T_s - T_0) + \frac{C}{2} \times 10^{-5} \times \left(\frac{1}{T_s^2} - \frac{1}{T_0^2} \right) + D \right) \times 4,186 \quad (3.7)$$

A exergia química padrão para os compostos da farinha e o clínquer e os valores das constantes A, B, C e D para o cálculo da variação de entalpia e entropia com a temperatura foram retirados de Carvalho *et. al.*, (1977); Perry and Chilton, (1982) e Szargut *et. al.*, (1988). Os valores são apresentados nas Tabelas 3.1 e 3.2.

Tabela 3.1 – Valores para o cálculo da variação de entalpia, entropia e da exergia química padrão para a farinha.

Compostos da Farinha	A	B	C	D	b ⁰ kJ/kmol
CaCO ₃	24,98	2,62	6,20	-9.760,0	1.000,0
SiO ₂ *	11,22	4,10	2,70	-4.615,0	1.900,0
Al ₂ O ₃	27,49	1,41	8,38	-11.132,0	200.400,0
Fe ₂ O ₃ **	23,49	9,30	3,55	-9.021,0	16.500,0
MgCO ₃	18,62	6,90	4,16	-7.560,0	37.900,0
SO ₃	13,90	3,05	3,22	-5.495,0	249.100,0
K ₂ O ***	16,40	0,00	0,00	-	413.100,0
Na ₂ O	15,70	2,70	0,00	-4.921,0	296.200,0
TiO ₂	17,97	0,14	4,35	-6.829,0	21.400,0
H ₂ O	18,04	0,00	0,00	-5.379,0	900,0

Fonte: (CARVALHO *et. al.* 1977, PERRY and CHILTON 1982, SZARGUT *et. al.* 1988).

Observações:

* - $T_s > 848^\circ\text{C}$: A=14,41; B=0,97; C=0,00; D=-4.455,00.

** - $T_s > 1050^\circ\text{C}$: A=31,71; B=0,88; C=0,00; D=-8.446,00.

$950 < T_s < 1050^\circ\text{C}$: A=36,00; B=0,0; C=0,0; D=-9.021,0

*** - As Equações (3.8) e (3.9) devem ser substituídas pelas integrais de $C_p = A + BT - CT^{-2}$, em relação a dT para entalpia e dT/T para entropia.

Tabela 3.2 - Valores para o cálculo da variação de entalpia, entropia e da exergia química padrão para o clínquer.

Compostos do Clínquer	A	B	C	D	b ⁰ kJ/kmol
2CaO.SiO ₂ * - C ₂ S	34,87	4,87	6,26	-12929,0	95700,0
3CaO.SiO ₂ - C ₃ S	49,85	4,31	10,15	-18651,0	219800,0
3CaO.Al ₂ O ₃ - C ₃ A	62,28	2,29	12,01	-22801,0	500600,0
4CaO.Al ₂ O ₃ .Fe ₂ O ₃ - C ₄ AF	110,07	2,49	23,18	-40814,0	644284,0
MgO	10,18	0,87	1,48	-3609,0	66800,0
CaO - Cal livre	11,67	0,54	1,56	-4051,0	110200,0
K ₂ SO ₄ **	28,77	11,09	4,26	-11064,0	35000,0
Na ₂ SO ₄ ***	14,97	26,45	0,00	-6815,0	296200,0
TiO ₂	17,97	0,14	4,35	-6829,0	21400,0
CaSO ₄ ****	18,52	0,02197	156800,0	-	8200,0

Fonte: (CARVALHO *et. al.* 1977, PERRY and CHILTON 1982, SZARGUT *et. al.* 1988)

Observações:

* - $T_s > 970^\circ\text{C}$: A=32,16; B=5,51; C=0,0; D=-9814,0. ** - $T_s > 856^\circ\text{C}$: A=33,60; B=6,70; C=0,0; D=-8747,0.

*** - $514^\circ\text{C} < T_s < 1157^\circ\text{C}$: A=26,06; B=9,67; C=0,0; D=-7837,0.

$T_s > 1157^\circ\text{C}$: A=47,18; B=0,00; C=0,0; D=-10190,0.

3.4 CÁLCULO DA EXERGIA DOS GASES E DO AR

A exergia dos gases é calculada através da Equação (3.10) (KOTAS; 1985).

$$Ex_g = n_{m_g} \times b_{M_g}^0 + (T_g - T_0) \times \sum_k (n_{g_k} \times C_{pgk}^b) \quad (3.10)$$

sendo que Ex_g é a exergia dos gases em kJ/s, n_{m_g} é o número de moles da mistura dos gases, $b_{M_g}^0$ é a exergia química da mistura e T_g é a temperatura dos gases em K, C_{pgk}^b é uma variável que leva em consideração a entalpia e entropia entre uma faixa de temperatura (KOTAS; 1985).

A exergia química da mistura ($b_{M_g}^0$) pode ser calculado pela seguinte Equação (3.11).

$$b_{M_g}^0 = \sum_k (y_{gk} \times b_{gk}^0) + R \times T_0 \sum_k (y_{gk} \times \ln y_{gk}) \quad (3.11)$$

onde b_{gk}^0 a exergia química padrão, definida pela Equação (3.12) apresentada abaixo e y_{gk} é a fração molar do gás (SZARGUT, 1988).

$$b_{gk}^0 = \Delta G^0 + \sum_{el} (n_{el} \times b_{el}^0) \quad (3.12)$$

A variável C_{pgk}^b leva em conta a variação da entalpia e entropia num dado intervalo de temperatura. Ela é calculada através da Equação (3.13) (KOTAS; 1985).

$$C_{pgk}^b = \frac{1}{T_g - T_0} \left[\int_{T_0}^{T_g} C_{pk} dT - T_0 \int_{T_0}^{T_g} C_{pk} \frac{dT}{T} \right] \quad (3.13)$$

Para o cálculo da exergia dos gases, leva-se em conta uma mistura gases, desconsiderando NO_x devido sua concentração ser muito baixa e existir imprecisão na sua estimativa. A exergia química padrão para os gases e os valores das constantes A, B, C e D para o cálculo da variação de entalpia e entropia com a temperatura foram retirados de Carvalho *et. al.*, (1977), Perry and Chilton (1982) e Szargut *et. al.*, (1988), são apresentados na Tabela 3.3.

Tabela 3.3 - Valores para o cálculo da variação de entalpia, entropia e da exergia química padrão para os gases.

Compostos dos Gases	A	B	C	D	b ⁰ kJ/kmol
CO ₂	10,57	1,05	2,06	-3936,0	19870,0
H ₂ O	7,30	1,23	0,00	-2286,0	9500,0
SO ₂	11,04	0,94	1,84	-3992,0	313400,0
O ₂	7,16	0,50	0,40	-2313,0	3970,0
N ₂	6,83	0,45	0,12	-2117,0	720,0
K ₂ O *	26,20	0,00	0,00	---	413100,0
Na ₂ O	15,70	0,00	0,00	-4921,0	296200,0

Fonte: (CARVALHO *et. al.* 1977, PERRY and CHILTON 1982, SZARGUT *et. al.* 1988)

* - Para o cálculo, utilizam-se os valores de Cp, calculados a partir da integral de $C_p = A + B.T - C.T^2$

3.5 EXERGIA DO COMBUSTÍVEL

Pode-se calcular a exergia química padrão de um combustível através da relação, apresentada na Equação (3.14) (KOTAS; 1985).

$$\varphi = \frac{b_{ch}^{\circ}}{PCI_{comb}} \quad (3.14)$$

sendo que b_{ch}° é a exergia química do combustível. Para combustíveis sólidos secos, é apresentada na Equação (3.15).

$$\varphi = 1,0437 + 0,1882 \left(\frac{H}{C}\right) + 0,0610 \left(\frac{O}{C}\right) + 0,0404 \left(\frac{N}{C}\right) \quad (3.15)$$

Na Equação (3.16), C, H, O e N são as frações mássicas de carbono, hidrogênio, oxigênio e nitrogênio, respectivamente, sendo válida quando $O/C < 0,667$. Por sua vez a Equação (3.16) é válida para $0,667 < O/C < 2,67$ (KOTAS; 1985).

$$\varphi = \frac{1,0438 + 0,1882.(H/C) - 0,2509.(1 + 0,7256.H/C) + 0,0383.(N/C)}{1 - 0,3035.(O/C)} \quad (3.16)$$

Para combustíveis líquidos é dado pela Equação (3.17), a qual S é a fração molar de

enxofre (KOTAS; 1985).

$$\varphi = 1,0431 + 0,1728 \left(\frac{H}{C}\right) + 0,0432 \left(\frac{O}{C}\right) + 0,2169 \left(\frac{S}{C}\right) \left(1 - 2,0628 \left(\frac{H}{C}\right)\right) \quad (3.17)$$

3.6 EFICIÊNCIA EXERGÉTICA PARA O PROCESSO DE PRODUÇÃO DE CIMENTO

O cálculo de eficiência exergética envolve a razão, entre o valor da exergia dos fluxos de saída e de entrada, de cada volume de controle no sistema de produção de clínquer (MADLOOL *et. al.*, 2012). Utiliza-se a Equação (3.19), referentes à eficiência exergética de Segunda Lei do pré-aquecedor/calcinador, do forno rotativo de clínquer e da eficiência global, respectivamente.

$$\eta_{2L(\text{Forno ou Pré-aquec/cal.})} = \frac{\sum Ex_{\text{saída}}}{\sum Ex_{\text{entrada}}} \quad (3.19)$$

sendo que $\sum Ex_{\text{saída}}$ é o somatório dos fluxos de exergia de saída do volume de controle e $\sum Ex_{\text{entrada}}$ é o somatório dos fluxos de exergia de entrada do volume de controle.

Para a eficiência exergética de 2ª lei do resfriador utiliza-se a Equação (3.20).

$$\eta_{2L(\text{Resf})} = \frac{Ex_{\text{ar}}}{Ex_{\text{clq}}} \quad (3.20)$$

sendo que Ex_{ar} é o dos fluxos de exergia do ar e Ex_{clq} é os fluxos de exergia do clínquer.

3.7 METODOLOGIA PARA OS CÁLCULOS DAS EFICIÊNCIAS

Para os estudos de casos, considerou-se dois tipos de instalações, uma que possui um forno rotativo dotado de by-pass com pré-aquecedor e pré-calcinador, conforme desenho esquemático apresentado na Figura 3.1, e diagrama de blocos mostrado na Figura 3.2 e na Tabela 3.4 apresenta-se a identificação dos fluxos

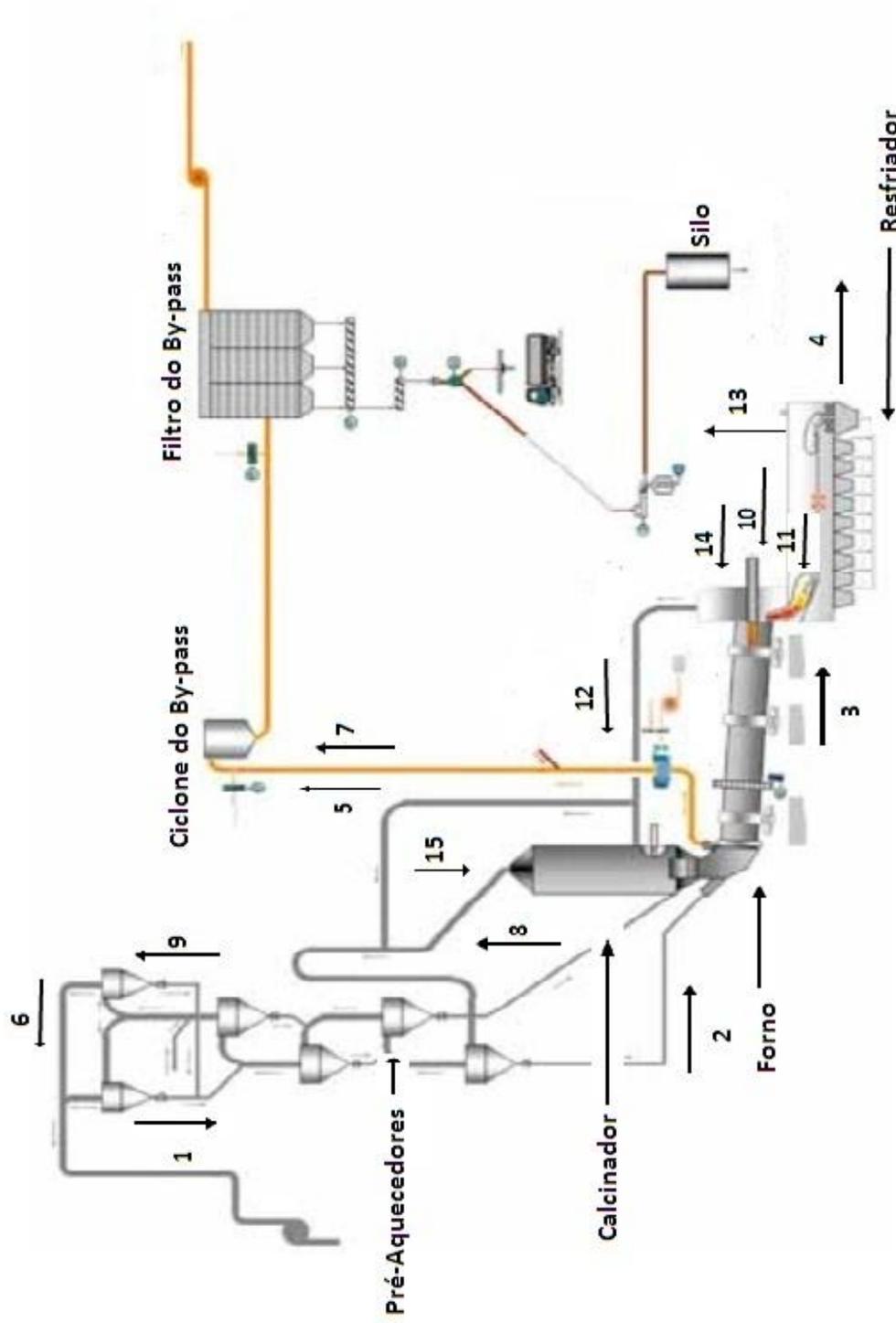


Figura 3.1 – Desenho esquemático de um sistema de produção de clínquer com forno rotativo dotado de by-pass com pré-aquecedores e calcinador.

Fonte: (ATEC, 2019).

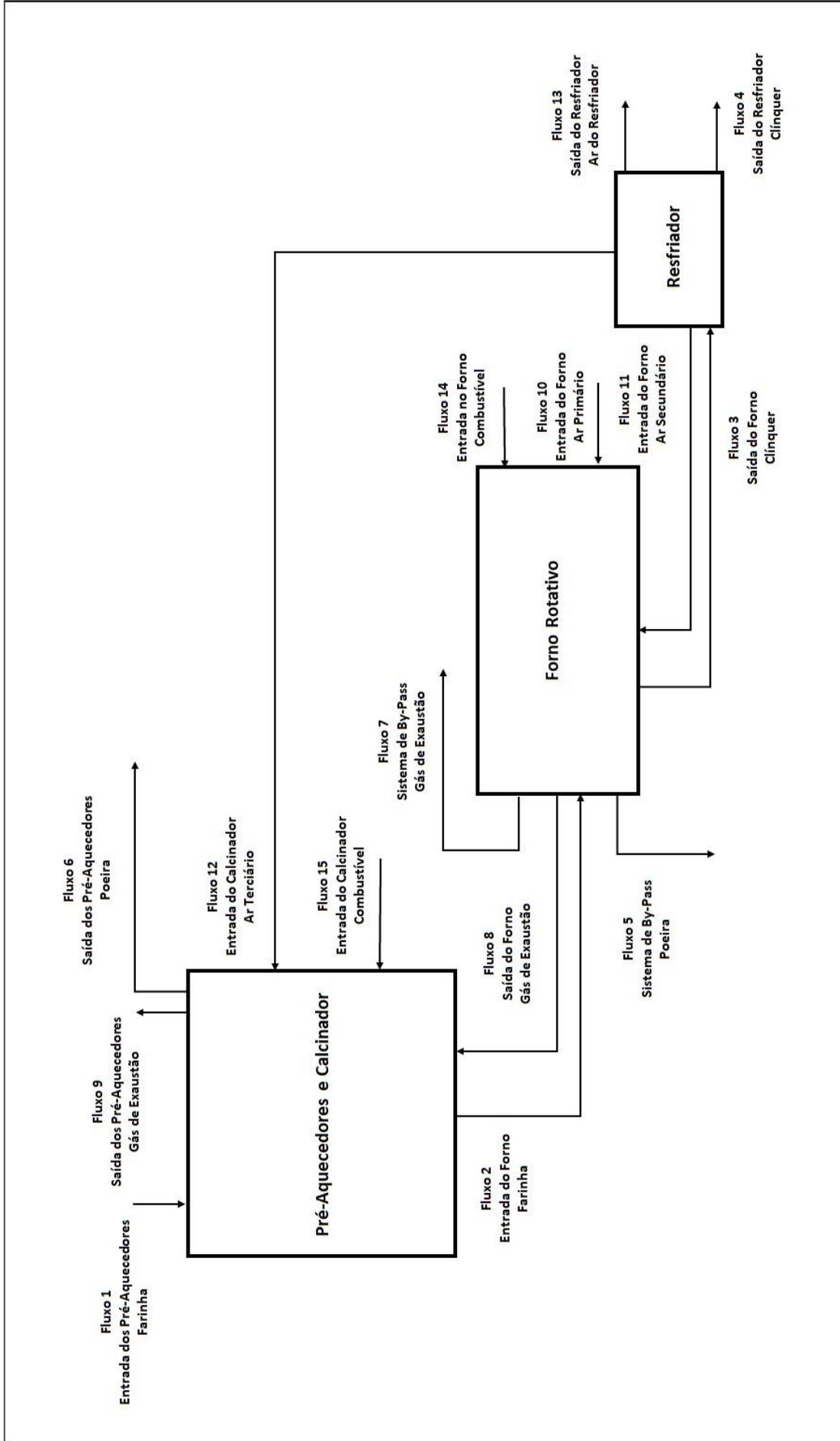


Figura 3.2 – Diagrama de blocos um sistema de produção de clínquer com forno rotativo dotado de by-pass com pré-aquecedores e calcinador.

Fonte: (AUTOR, 2019).

Tabela 3.4 – Identificação dos fluxos da figuras 3.1 e 3.2.

Número do Fluxo	Fluxo	Volume de Controle
1	Farinha	Entrada 1° Estágio
2	Farinha	Entrada do Forno
3	Clínquer	Saída do Forno
4	Clínquer	Saída no Resfriador
5	Poeira	Sistema de By-Pass
6	Poeira	Saída do Pré-Aquecedor
7	Gás de Exaustão	Sistema de By-Pass
8	Gás de Exaustão	Saída do Forno
9	Gás de Exaustão	Saída do Pré-Aquecedor
10	Ar	Ar Primário Forno
11	Ar	Ar Secundário
12	Ar	Ar Terciário
13	Ar	Ar Resfriador
14	Combustível	Combustível No Forno
15	Combustível	Combustível No Pré-Calcinador

Fonte: (AUTOR, 2019).

Utilizando as Equações (3.1) e (3.2), obtêm-se as Equações (3.21), (3.22), (3.23), e (3.24), referentes à eficiência energética de 1ª lei do pré-aquecedor/calcinador, do forno rotativo, do resfriador e do sistema total, respectivamente.

$$\eta_{1L(\text{Pré-aquec/cal.})} = \frac{E_2 + E_6 + E_9 + R_2}{E_1 + E_8 + E_{12} + E_{15}} \quad (3.21)$$

$$\eta_{1L(\text{Forno})} = \frac{E_3 + E_5 + E_7 + E_8 + R_3}{E_2 + E_{10} + E_{11} + E_{14}} \quad (3.22)$$

$$\eta_{1L(\text{Resf})} = \frac{E_{11} + E_{12} - E_{13}}{E_3 - E_4} \quad (3.23)$$

$$\eta_{1L(\text{Global})} = \frac{E_4 + E_5 + E_7 + E_{13} + R_3}{E_1 + E_6 + E_9 + E_{14} + E_{15}} \quad (3.24)$$

Utilizando as Equações (3.19) e (3.20), obtêm-se as Equações (3.25), (3.26), (3.27) e (3.28), referentes à eficiência exergética de 2ª lei do pré-aquecedor/calcinador, do forno rotativo, do resfriador e do sistema total, respectivamente.

$$\eta_{2L(\text{Pré-aquec/cal.})} = \frac{Ex_2 + Ex_6 + Ex_9}{Ex_1 + Ex_8 + Ex_{12} + Ex_{15}} \quad (3.25)$$

$$\eta_{2L(\text{Forno})} = \frac{EX_3 + EX_5 + EX_7 + EX_8}{EX_2 + EX_{10} + EX_{11} + EX_{14}} \quad (3.26)$$

$$\eta_{2L(\text{Resf})} = \frac{EX_{11} + EX_{12} - EX_{13}}{EX_3 - EX_4} \quad (3.27)$$

$$\eta_{2L(\text{Global})} = \frac{EX_4 + EX_5 + EX_7 + EX_{13}}{EX_1 + EX_6 + EX_9 + EX_{14} + EX_{15}} \quad (3.28)$$

A outra instalação possui um forno rotativo com pré-aquecedor e pré-calcinador, conforme desenho esquemático apresentado na Figura 3.3, e diagrama de blocos mostrado na Figura 3.4 e na Tabela 3.5 apresenta-se a identificação dos fluxos.

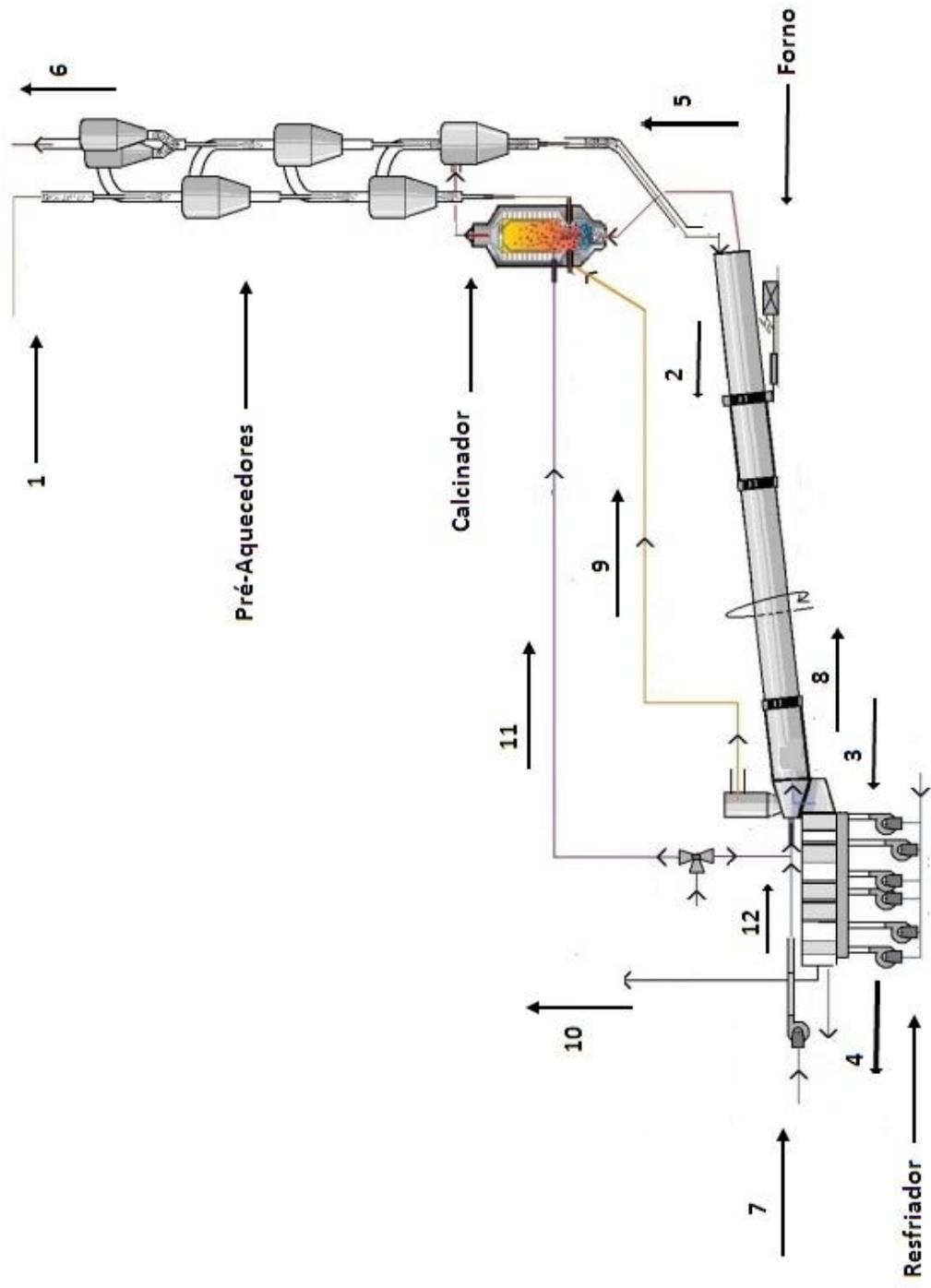


Figura 3.3 – Desenho esquemático de um sistema de produção de clínquer forno rotativo com pré-aquecedores e calcinador.

Fonte: (CEMCA, 2019).

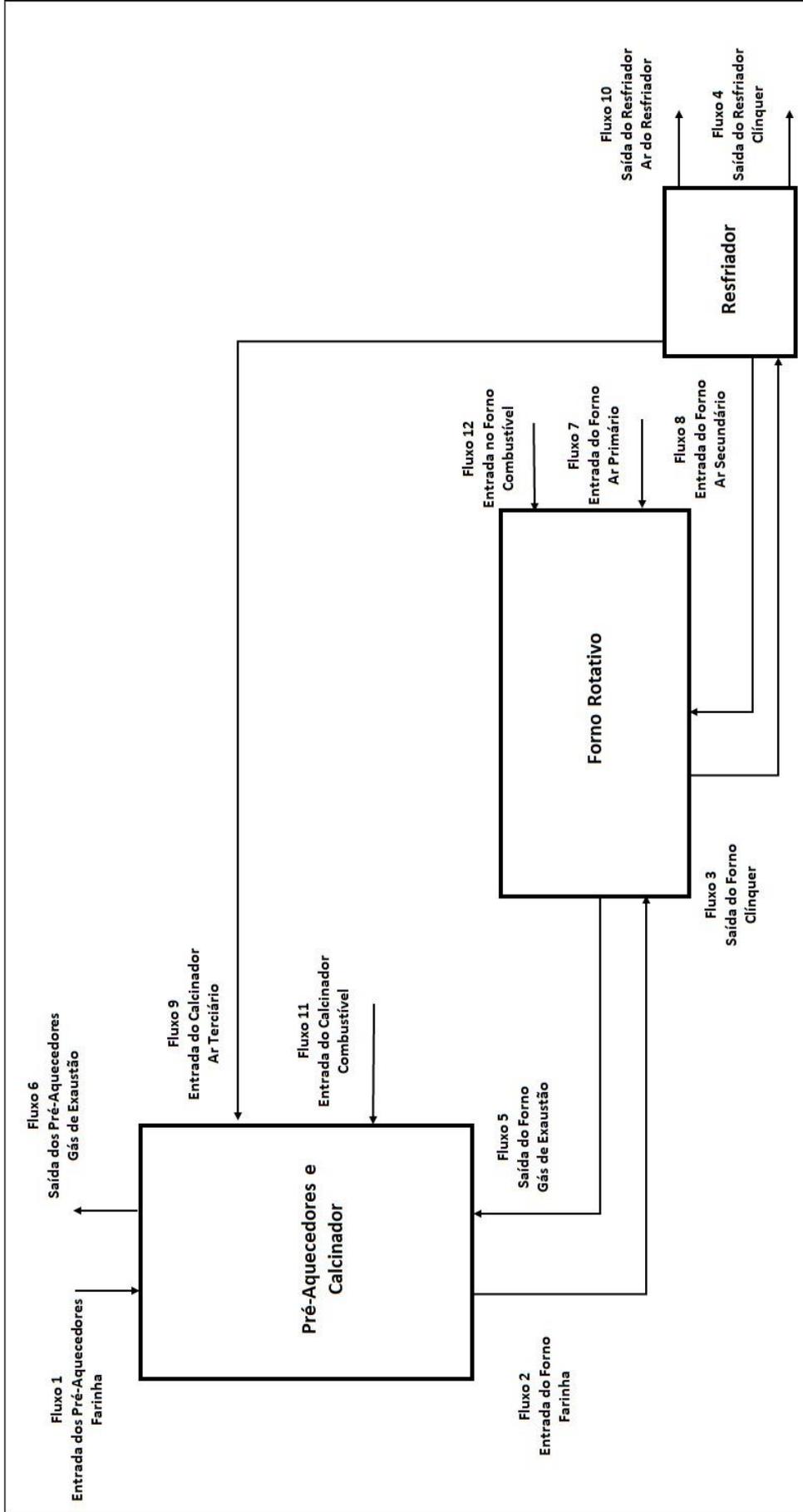


Figura 3.4 – Diagrama de blocos de um sistema de produção de clínquer forno rotativo com pré-aquecedores e calcinador.

Fonte: (AUTOR, 2019).

Tabela 3.5 – Identificação dos fluxos das figuras 3.3 e 3.4.

Número do Fluxo	Fluxo	Volume de Controle
1	Farinha	Entrada 1° Estágio
2	Farinha	Entrada do Forno
3	Clínquer	Saída do Forno
4	Clínquer	Saída no Resfriador
5	Gás de Exaustão	Saída do Forno
6	Gás de Exaustão	Saída do Pré-Aquecedor
7	Ar	Ar Secundário
8	Ar	Ar Terciário
9	Ar	Ar Primário
10	Ar	Ar Resfriador
11	Combustível	Combustível No Forno
12	Combustível	Combustível No Pré-Calcinador

Fonte: (AUTOR, 2019).

Utilizando as Equações (3.1) e (3.2), obtêm-se as Equações (3.29), (3.30), (3.31) e (3.32), referentes à eficiência energética de 1ª lei do pré-aquecedor/calcinador, do forno rotativo, do resfriador e do sistema total, respectivamente.

$$\eta_{1L(\text{Pré-aquec/cal.})} = \frac{E_2 + E_6}{E_1 + E_5 + E_8 + E_{11}} \quad (3.29)$$

$$\eta_{1L(\text{Forno})} = \frac{E_3 + E_5}{E_2 + E_7 + E_9 + E_{12}} \quad (3.30)$$

$$\eta_{1L(\text{Resf})} = \frac{E_8 + E_7 - E_{10}}{E_3 - E_4} \quad (3.31)$$

$$\eta_{1L(\text{Global})} = \frac{E_4 + E_{10} + R_3}{E_{11} + E_{12} + E_1 + E_6} \quad (3.32)$$

Utilizando as Equações (3.19) e (3.17), obtêm-se as Equações (3.33), (3.34), (3.35) e (3.36), referentes à eficiência exergética de 2ª lei do pré-aquecedor/calcinador, do forno rotativo, do resfriador e do sistema total, respectivamente.

$$\eta_{2L(\text{Pré-aquec/cal.})} = \frac{Ex_2 + Ex_6}{Ex_1 + Ex_5 + Ex_8 + Ex_{11}} \quad (3.33)$$

$$\eta_{2L(\text{Forno})} = \frac{Ex_3 + Ex_5}{Ex_2 + Ex_7 + Ex_9 + Ex_{12}} \quad (3.34)$$

$$\eta_{2L(\text{Resf})} = \frac{E_{X_8} + E_{X_7} - E_{X_{10}}}{E_{X_3} - E_{X_4}} \quad (3.35)$$

$$\eta_{2L(\text{Global})} = \frac{E_{X_4} + E_{X_{10}}}{E_{X_{11}} + E_{X_{12}} + E_{X_1} + E_{X_6}} \quad (3.36)$$

CAPÍTULO 4

ESTUDOS DE CASOS

Visando exemplificar e consolidar a aplicabilidade da metodologia de análise energética e exergetica apresentada no Capítulo 3, torna-se oportuna a análise comparativa em três estudos de casos que correspondem a três diferentes fábricas de cimentos, que utilizam tecnologias como pré-aquecedores de cinco e seis estágios, além do sistema de by-pass. O estudo de caso 1 apresenta um sistema de produção de clínquer, com forno equipado com pré-aquecedores de quatro estágios e pré-calcinador, o mesmo possui um sistema de by-pass com desvio de 100% do volume total de gás de exaustão do forno. Já o estudo de caso 2 é referente a uma instalação, com um forno com pré-aquecedores de cinco estágios e pré-calcinador, equipado com sistema de by-pass que faz o desvio de 15% do volume total de gás de exaustão do forno. Já o estudo de caso 3 o sistema de produção de clínquer é composto por um forno que possui pré-aquecedores de seis estágios e pré-calcinador. São apresentados também os resultados das análises energéticas e exergeticas e avaliação das emissões de CO₂ e SO₂.

4.1 ESTUDO DE CASO 1: SISTEMA DE PRODUÇÃO DE CLÍNQUER COM FORNO ROTATIVO DOTADO DE BY-PASS COM PRÉ-AQUECEDORES DE QUATRO ESTÁGIOS E PRÉ-CALCINADOR

Foi realizada uma análise de uma fábrica de cimento no Egito, cujas condições operacionais foram apresentadas por Farag (2012), cujo forno rotativo é dotado de by-pass com pré-aquecedores de quatro estágios e pré-calcinador. A capacidade máxima de produção da instalação é de 4180 toneladas por dia de clínquer, fator de relação de 1,92 kg de farinha para cada 1,00 kg de clínquer produzido. Dos dados obtêm-se uma produção de clínquer de 48,38 kg/s. Utiliza óleo combustível e tem um consumo específico de calor de 4323,5 kJ/kg de clínquer, consumindo óleo com uma vazão de 3,54 kg/s no calcinador e de 1,59 kg/s no forno. O volume de ar necessário à combustão foi calculado levando-se em conta uma porcentagem de 2,7% de O₂ livre nos gases de exaustão do forno e de 5% de O₂ livre no queimador do pré-

calcinador, na base seca. A instalação possui um sistema de by-pass, que realiza um desvio de 100% do volume total do gás de exaustão do forno, fazendo com o gás de exaustão do forno não seja inserido no pré-calcinador.

4.1.1 PARÂMETROS OPERACIONAIS

A Tabela 4.1 apresenta os principais parâmetros operacionais da instalação. Utiliza óleo como combustível cuja composição química elementar é apresentada na Tabela 4.2.

Tabela 4.1 – Parâmetros de operação no estudo de caso 1.

Parâmetros de Operação	Valores
Produção de clínquer (ton/dia)	4180
Consumo específico de calor (kJ/kg clínquer)	4323,5
Energia requerida no pré-calcinador (%)	69
Energia requerida no forno rotativo (%)	31
Grau de calcinação no pré-calcinador (%)	90
Fator matéria-prima/clínquer (kg de matéria-prima/kg de clínquer)	1,92
Temperatura inicial do combustível (°C)	30
Temperatura de entrada da farinha (°C)	30
Temperatura de entrada da farinha no forno rotativo (°C)	800
Temperatura de saída do clínquer do forno rotativo (°C)	1400
Temperatura de saída do clínquer no resfriador (°C)	120
Temperatura de saída do gás no forno rotativo (°C)	1000
Temperatura de saída do gás do pré-aquecedor (°C)	270
Temperatura do ar terciário (°C)	800
Temperatura do ar secundário (°C)	800
Oxigênio livre na saída do pré-calcinador (%)	5
Oxigênio livre no forno rotativo (%)	2,7

Fonte: (FARAG, 2012).

Tabela 4.2 – Composição química elementar e PCI do óleo combustível do estudo de caso 1.

Componentes	%
C	85,8
H	11,15
S	0,3
PCI (kJ/kg)	40797

Fonte: (FARAG, 2012).

4.1.2 COMBUSTÃO

A Tabela 4.3 apresenta o resultado dos cálculos para o consumo de combustível. Obtêm-se a equação da reação estequiométrica de combustão para o forno, e em seguida, a reação de combustão balanceada para uma porcentagem de 2,7% de oxigênio livre na base seca, como

apresentado na Equação (4.1). A Tabela 4.4 apresenta o balanceamento do ar da combustão no forno.

Tabela 4.3 – Consumo de combustível no estudo de caso 1.

Consumo de Combustível	
Consumo de Óleo Combustível no Forno (kg/s)	1,59
Consumo de Óleo Combustível no Pré-Calcinador (kg/s)	3,54

Fonte: (FARAG, 2012).

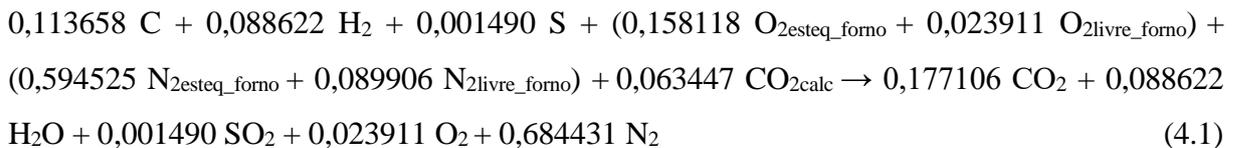


Tabela 4.4 – Balanceamento do ar no forno no estudo de caso 1.

Balanceamento do Ar no Forno	Valores
Ar total (kmol/s)	0,866460
Volume de ar total (Nm ³ /s)	19,42
Excesso de ar (%)	15,12
Ar primário (kmol/s)	0,086646
Ar secundário (kmol/s)	0,779814
Gás de exaustão (kmol/s)	0,974218

Fonte: (AUTOR, 2019).

O forno rotativo possui um sistema de by-pass fazendo que 100% do volume total do gás de exaustão no forno não sejam inseridos no pré-calcinador, sendo desviados através do sistema de by-pass. Obtêm-se a equação de combustão balanceada para uma porcentagem de 5% de oxigênio livre na base seca, que ocorre no pré-calcinador, conforme Equação (4.2). A Tabela 4.5 demonstra o balanceamento do ar da combustão no pré-calcinador.

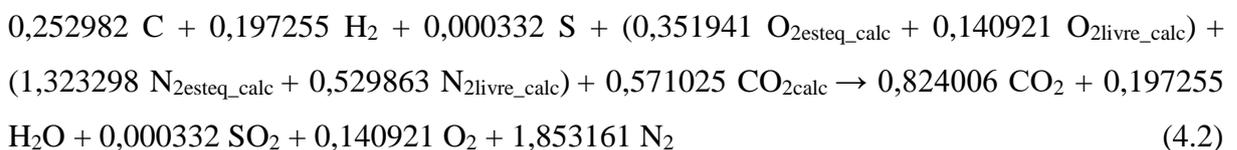


Tabela 4.5 – Balanceamento de ar no pré-calcinador no estudo de caso 1.

Balanceamento de Ar no Pré-Calcinador	Valores
Ar total (kmol/s)	2,346022
Volume de ar total (Nm ³ /s)	52,58
Excesso de ar (%)	40,04
Ar terciário (kmol/s) (Fluxo)	2,346022
Gás de Exaustão (kmol/s)	3,015675

Fonte: (AUTOR, 2019).

4.1.3 FLUXO DE GASES E SÓLIDOS

A Tabela 4.6 apresenta a composição da farinha. A Tabela 4.7 mostra a composição da poeira na saída dos pré-aquecedores e na saída do by-pass. Já a Tabela 4.8 apresenta a composição da farinha durante o processo de clínquerização e do clínquer. O sistema foi subdividido em três volumes de controle que são os seguintes: pré-aquecedores/calcinador, forno rotativo e resfriador de clínquer. A Figura 4.1 mostra um esquema dos volumes de controle com os fluxos dos sólidos, gás e ar.

Tabela 4.6 – Composição da farinha no estudo de caso 1.

Compostos da Farinha	%
CaCO ₃	75,39
SiO ₂	14,12
Al ₂ O ₃	3,51
Fe ₂ O ₃	2,65
MgCO ₃	2,80
SO ₃	0,47
Na ₂ O	0,43
K ₂ O	0,29
Cl	0,33

Fonte: (FARAG, 2012).

Tabela 4.7 – Composição da poeira no estudo de caso 1.

Compostos da Poeira	Massa Molec. (kg/kmol)	Saída dos Pré-Aquecedores (270 °C) (kmol/s)	Saída do By-Pass (1000 °C) (kmol/s)
CaCO ₃	100	0,065636	0,003975
SiO ₂	60	0,020485	0,012405
Al ₂ O ₃	102	0,002997	0,001815
Fe ₂ O ₃	160	0,001444	0,000874
MgCO ₃	84	0,002899	-
SO ₃	80	0,000516	0,000313
Na ₂ O	62	0,000609	0,000369
K ₂ O	94	0,000271	0,000164
Cl	72	0,000403	-
CaO	56	-	0,035772
MgO	40	-	0,001756
CaSO ₄	136	-	0,000433

Fonte: (FARAG, 2012).

Tabela 4.8 – Composição da farinha durante o processo de clinquerização e do clínquer final no estudo de caso 1.

Compostos da Farinha e Clínquer	Massa Molec. (kg/kmol)	Vazão Mássica de Farinha (kg/s)	Entrada 1º Estágio (60 °C) (kmol/s)	Entrada no Forno (800 °C) (kmol/s)	Saída do Forno (1400 °C) (kmol/s)	Saída no Resfriad. (150 °C) (kmol/s)	Vazão Mássica de Clínquer (kg/s)
CaCO ₃	100	70,01	0,700122	0,059472	-	-	-
SiO ₂	60	13,11	0,218505	0,185609	-	-	-
Al ₂ O ₃	102	3,26	0,031972	0,027159	-	-	-
Fe ₂ O ₃	160	2,46	0,015404	0,013085	-	-	-
MgCO ₃	84	2,60	0,030925	-	-	-	-
SO ₃	80	0,44	0,005506	0,004677	-	-	-
Na ₂ O	62	0,40	0,006499	0,005521	-	-	-
K ₂ O	94	0,27	0,002891	0,002456	-	-	-
Cl	72	0,31	0,004295	0,003648	-	-	-
CaO	56	-	-	0,535245	-	-	-
MgO	40	-	-	0,026269	0,026269	0,026269	1,05
C ₂ S	172	-	-	-	0,116917	0,116917	20,11
C ₃ S	228	-	-	-	0,068691	0,068691	15,66
C ₃ A	270	-	-	-	0,014074	0,014074	3,80
C ₄ AF	486	-	-	-	0,013085	0,013085	6,36
CaSO ₄	136	-	-	0,000433	0,000433	0,000433	0,06
Na ₂ SO ₄	142	-	-	-	0,006499	0,006499	0,92
K ₂ SO ₄	174	-	-	-	0,002620	0,002620	0,46
CaCl ₂	110	-	-	-	0,003648	0,003648	0,40
Cal livre	56	-	-	-	0,000343	0,000343	0,02
Total	-	92,87	1,016119	0,863573	0,252580	0,252580	48,84

Fonte: (FARAG, 2012).

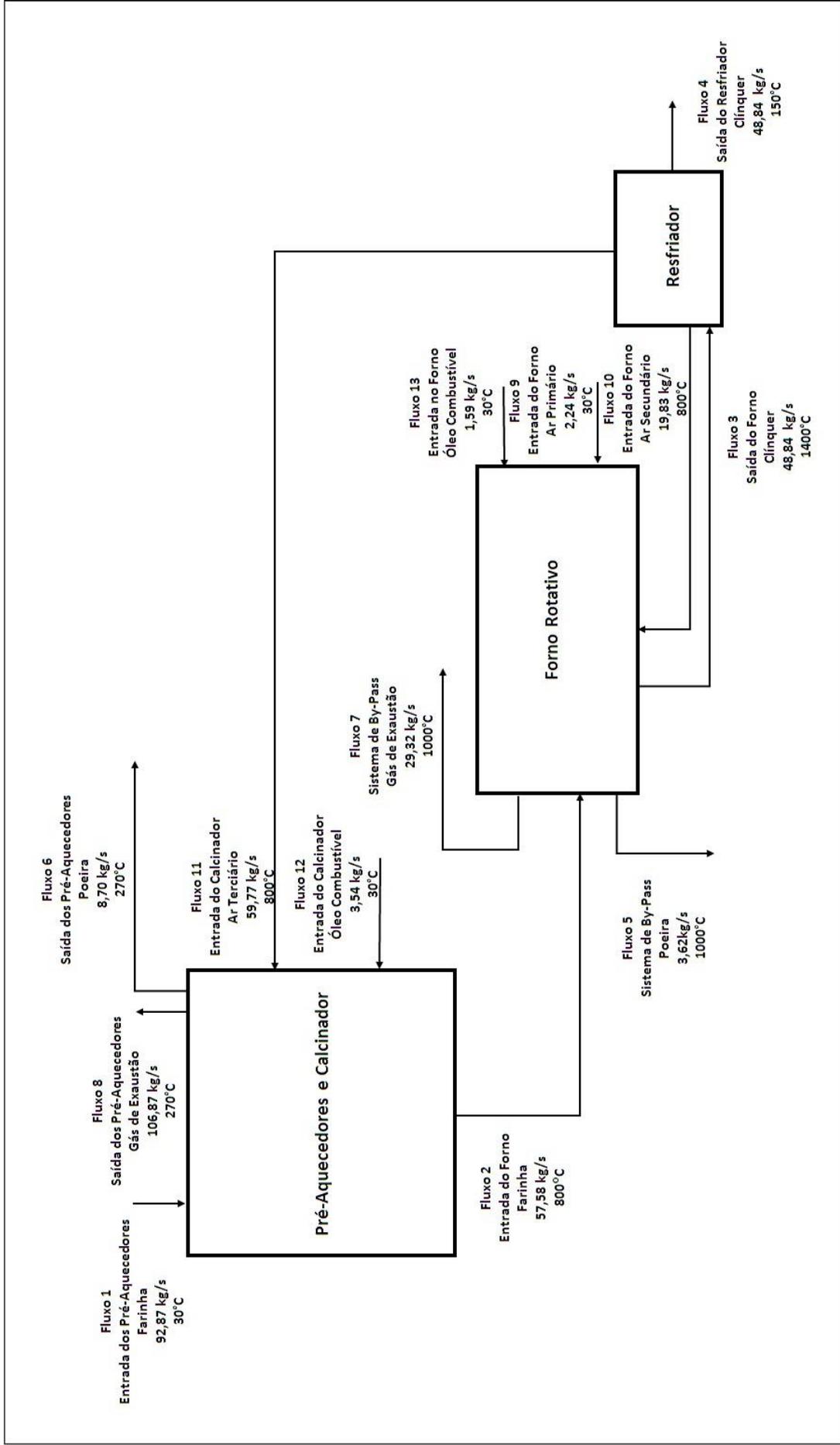


Figura 4.1 – Diagrama de blocos do processo para produção de clínquer no estudo de caso 1.

Fonte: (AUTOR, 2019).

4.1.4 ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA

A Tabela 4.9 apresenta os resultados dos cálculos da energia e exergia dos sólidos. Já a Tabela 4.10 mostra os resultados dos cálculos da energia e exergia do gás de exaustão. Na Tabela 4.11 apresenta os resultados dos cálculos da energia e exergia do ar. A Tabela 4.12 mostra os resultados dos cálculos da energia e exergia de combustível.

Tabela 4.9 – Resultados da energia e exergia dos sólidos no estudo de caso 1.

Sólidos					
Fluxo	Volume de Controle	Temperatura (K)	Exergia (kW)	Energia (kW)	Reação (kW)
1	Entrada 1º Estágio (Farinha)	303,15	13502,75	434,93	-
2	Entrada do Forno (Farinha)	1073,15	92583,06	42536,62	97610,40
3	Saída do Forno (Clínquer)	1673,15	90350,12	69349,40	79475,82
4	Saída no Resfriador (Clínquer)	423,15	46517,96	5084,74	-
5	Sistema de By-Pass (Poeira)	1273,15	4333,69	1125,77	-
6	Saída do Pré-Aquecedor (Poeira)	543,15	1885,05	2061,15	-

Fonte: (AUTOR, 2019).

Tabela 4.10 – Resultados da energia e exergia do gás no estudo de caso 1.

Gás de Exaustão				
Fluxo	Volume de Controle	Temperatura (K)	Exergia (kW)	Energia (kW)
7	Saída do Forno By-Pass	1273,15	24729,69	39380,00
8	Saída do Pré-Aquecedor	543,15	11110,57	24909,12

Fonte: (AUTOR, 2019).

Tabela 4.11 – Resultados da energia e exergia do ar no estudo de caso 1.

Ar				
Fluxo	Volume de Controle	Temperatura (K)	Exergia (kW)	Energia (kW)
9	Ar Primário Forno	301,15	0	12,99
10	Ar Secundário	1073,15	9874,19	19485,43
11	Ar Terciário	1073,15	24787,66	48072,74

Fone: (AUTOR, 2019).

Tabela 4.12 – Resultados da energia e exergia do combustível no estudo de caso 1.

Combustível				
Fluxo	Volume de Controle	Temperatura (K)	Exergia (kW)	Energia (kW)
12	Combustível No Pré-Calcinador	303,15	153458,13	144348,17
13	Combustível No Forno	303,15	68944,95	64852,08

Fone: (AUTOR, 2019).

Utilizando as Equações (3.21), (3.22), (3.23), e (3.24), obtêm-se as Equações (4.3), (4.4), (4.5), e (4.6), referentes à eficiência energética de 1ª Lei do pré-aquecedor/calcinador, do forno rotativo, do resfriador e do sistema total, respectivamente.

$$\eta_{1L(\text{Pré-aquec/cal.})} = \frac{E_2 + E_6 + E_8 + R_2}{E_1 + E_9 + E_{12}} \quad (4.3)$$

$$\eta_{1L(\text{Forno})} = \frac{E_3 + E_5 + E_7 + R_3}{E_2 + E_8 + E_{10} + E_{13} + R_2} \quad (4.4)$$

$$\eta_{1L(\text{Resf})} = \frac{E_8 + E_9}{E_3 - E_4} \quad (4.5)$$

$$\eta_{1L(\text{Global})} = \frac{E_4 + E_5 + E_6 + R_3}{E_1 + E_6 + E_9 + E_{14} + E_{13}} \quad (4.6)$$

Utilizando as Equações (3.25), (3.26), (3.27) e (3.28), obtêm-se as Equações (4.7), (4.8), (4.9) e (4.10), referentes à eficiência exergética de 2ª Lei do pré-aquecedor/calcinador, do forno rotativo, do resfriador e do sistema total, respectivamente.

$$\eta_{2L(\text{Pré-aquec/cal.})} = \frac{Ex_2 + Ex_6 + Ex_8}{Ex_1 + Ex_9 + Ex_{12}} \quad (4.7)$$

$$\eta_{2L(\text{Forno})} = \frac{Ex_3 + Ex_5 + Ex_7}{Ex_2 + Ex_8 + Ex_{10} + Ex_{13}} \quad (4.8)$$

$$\eta_{2L(\text{Resf})} = \frac{Ex_8 + Ex_9}{Ex_3 - Ex_4} \quad (4.9)$$

$$\eta_{2L(\text{Global})} = \frac{Ex_4 + Ex_5 + Ex_6}{Ex_1 + Ex_6 + Ex_9 + Ex_{12} + Ex_{13}} \quad (4.10)$$

Realizando a substituição de todos os valores correspondentes, foram calculadas as eficiências dos três volumes de controle cujos resultados são mostrados na Tabela 4.13.

Tabela 4.13 – Resultados das eficiências no estudo de caso 1.

Volume de Controle	1ª Lei	2ª Lei
Pré-aquecedores e Calcinador (%)	85,05	55,06
Forno (%)	85,51	69,90
Resfriador (%)	95,12	79,08
Eficiência Global (%)	52,86	30,37

Fone: (AUTOR, 2019).

4.2 ESTUDO DE CASO 2: SISTEMA DE PRODUÇÃO DE CLÍNQUER COM FORNO ROTATIVO DOTADO DE BY-PASS COM PRÉ-AQUECEDORES DE CINCO ESTÁGIOS E PRÉ-CALCINADOR

Na segunda instalação, os dados do sistema analisado foram reportados no trabalho de Farag (2013), e referem-se a uma fábrica de cimento no Egito. A instalação apresenta uma capacidade máxima de produção é de 6300 toneladas por dia de clínquer, fator de relação de 1,8 kg de farinha para cada 1,00 kg de clínquer produzido. Com estas características obtêm-se um fluxo de clínquer de 72,91 kg/s, um consumo específico de calor de 3156 kJ/kg de clínquer, consumindo gás natural com uma vazão mássica de 3,01 kg/s no pré-calcinador e de 1,69 kg/s no forno. Para o cálculo da quantidade de ar necessário, foi considerado uma porcentagem de 4% de O₂ livre no queimador do forno e de 2,5% de O₂ livre nos queimadores do pré-calcinador, presente nos gases, na base seca. Esta instalação possui um forno rotativo equipado de by-pass com pré-aquecedores de cinco estágios e pré-calcinador. Este sistema de by-pass realiza um desvio de 15% do volume total do gás de exaustão do forno, fazendo com que apenas 85% do volume total do gás exaustão do forno seja inserido no pré-calcinador, sendo que a matéria-prima contém um alto teor de álcalis na sua composição que saí em suspensão com o gás de exaustão.

4.2.1 PARÂMETROS OPERACIONAIS

A Tabela 4.14 apresenta os parâmetros de operação do sistema de produção de clínquer. A Tabela 4.15 apresenta a análise elementar do gás natural que é queimado na planta de cimento apresentada no trabalho de Farag (2013).

Tabela 4.14 – Parâmetros de operação do estudo de caso 2.

Parâmetros de Operação	Valores
Produção de clínquer (ton/dia)	6300
Consumo específico de calor (kJ/kg clínquer)	3156
Energia requerida no pré-calcinador (%)	64
Energia requerida no forno rotativo (%)	36
Grau de calcinação no pré-calcinador (%)	92
Fator matéria-prima/clínquer (kg de matéria-prima/kg de clínquer)	1,8
Temperatura inicial do combustível (°C)	30
Temperatura de entrada da farinha (°C)	30
Temperatura de entrada da farinha no forno rotativo (°C)	850
Temperatura de saída do clínquer do forno rotativo (°C)	1400
Temperatura de saída do clínquer no resfriador (°C)	120
Temperatura de saída do gás no forno rotativo (°C)	1180
Temperatura de saída do gás do pré-aquecedor (°C)	296
Temperatura do ar terciário (°C)	1050
Temperatura do ar secundário (°C)	1250
Oxigênio livre na saída do pré-calcinador (%)	2,5
Oxigênio livre no forno rotativo (%)	4

Fonte: (FARAG, 2013).

Tabela 4.15 – Composição química elementar e PCI do gás natural no estudo de caso 2.

Componentes	%
C	74,72
H	24,54
N	0,092
PCI (kJ/kg)	48787

Fonte: (FARAG, 2013).

4.2.2 COMBUSTÃO

A Tabela 4.16 apresenta os valores do consumo de gás natural. A partir destes dados, e para uma porcentagem de 4% de oxigênio livre na base seca, a Equação (4.11) apresenta a reação de combustão balanceada no forno. Os valores da vazão de ar total, de ar primário, ar secundário e do gás de exaustão são mostrados na Tabela 4.17.

Tabela 4.16 – Consumo de combustível no estudo de caso 2.

Consumo de Combustível	
Consumo de Gás no Forno (kg/s)	1,69
Consumo de Gás no Calcinador (kg/s)	3,01

Fonte: (FARAG, 2013).

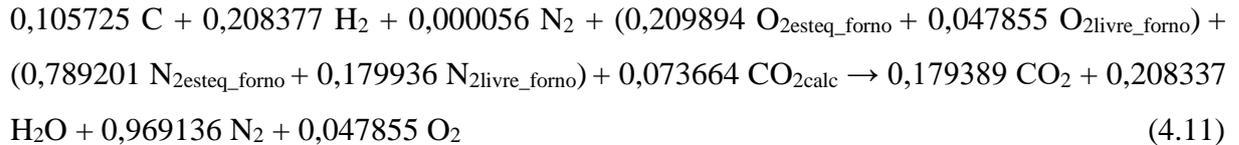


Tabela 4.17 – Balanceamento do ar no forno no estudo de caso 2.

Balanceamento do Ar no Forno	Valores
Ar total (kmol/s)	1,226885
Volume de ar total (Nm ³ /s)	27,49
Excesso de ar (%)	22,79
Ar primário (kmol/s)	0,282184
Ar secundário (kmol/s)	0,944702
Gás de Exaustão (kmol/s)	1,404774

Fonte: (AUTOR, 2019).

O sistema de by-pass realiza um desvio de 15% do volume total do gás de exaustão no forno não sendo inseridos no pré-calcinador, fazendo com que 85% do volume total do gás de exaustão no forno são inseridos no pré-calcinador. A reação de combustão é balanceada para uma porcentagem de 2,5% de oxigênio livre na base seca, que ocorre no pré-calcinador, conforme mostra Equação (4.12). A Tabela 4.18 apresenta a vazão do ar total, do ar terciário e do gás de exaustão.

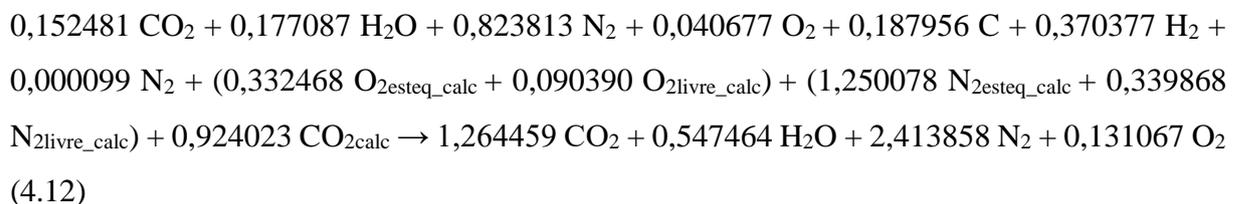


Tabela 4.18 – Balanceamento de ar no pré-calcinador no estudo de caso 2.

Balanceamento de Ar no Pré-Calcinador	Valores
Ar total (kmol/s)	2,012804
Volume de ar total (Nm ³ /s)	45,11
Excesso de ar (%)	27,18
Ar Terciário (kmol/s)	2,012804
Gás de Exaustão (kmol/s)	4,510401

Fonte: (AUTOR, 2019).

4.2.3 FLUXO DE GASES E SÓLIDOS

A Tabela 4.19 apresenta uma composição da farinha. A Tabela 4.20 mostra a composição da poeira na saída dos pré-aquecedores e na saída do by-pass. Já a Tabela 4.21 mostra a composição da farinha durante o processo de clinquerização e do clínquer. A Figura

4.2 mostra três volumes de controle que são os seguintes: pré-aquecedores/calcinador, forno rotativo e resfriador de clínquer com os fluxos dos sólidos, gás e ar.

Tabela 4.19 – Composição da farinha no estudo de caso 2.

Compostos da Farinha	%
CaCO ₃	76,53
SiO ₂	14,29
Al ₂ O ₃	3,16
Fe ₂ O ₃	1,84
MgCO ₃	2,79
SO ₃	0,56
Na ₂ O	0,12
K ₂ O	0,71

Fonte: (FARAG, 2013)

Tabela 4.20 – Composição da poeira no estudo de caso 2.

Compostos da Farinha	Massa Molec. (kg/kmol)	Saída dos Pré-Aquecedores (296 °C) (kmol/s)	Saída do By-Pass (1180 °C) (kmol/s)
CaCO ₃	100	0,011160	0,000893
SiO ₂	60	0,003472	0,003472
Al ₂ O ₃	102	0,000452	0,000452
Fe ₂ O ₃	160	0,000167	0,000167
MgCO ₃	84	0,000484	-
SO ₃	80	0,000102	0,000102
Na ₂ O	62	0,000029	0,000029
K ₂ O	94	0,000111	0,000111
CaO	56	-	0,010267
MgO	40	-	0,000484

Fonte: (FARAG, 2013).

Tabela 4.21 – Composição da farinha durante o processo de clinquerização e do clínquer no estudo de caso 2.

Composto da Farinha e Clínquer	Massa Molec. (kg/kmol)	Vazão Mássica de Farinha (kg/s)	Entrada 1º Estágio (55 °C) (kmol/s)	Entrada no Forno (870 °C) (kmol/s)	Saída do Forno (1400 °C) (kmol/s)	Saída no Resfriad. (150 °C) (kmol/s)	Vazão Mássica de Clínquer (kg/s)
CaCO ₃	100	100,45	1,004510	0,072771	-	-	-
SiO ₂	60	18,75	0,312514	0,282999	-	-	-
Al ₂ O ₃	102	4,15	0,040706	0,036861	-	-	-
Fe ₂ O ₃	160	2,41	0,015068	0,013645	-	-	-
MgCO ₃	84	3,66	0,043529	-	-	-	-
SO ₃	80	0,74	0,009208	0,008338	-	-	-
Na ₂ O	62	0,16	0,002592	0,002347	-	-	-
K ₂ O	94	0,94	0,009974	0,009032	-	-	-
CaO	56	-	-	0,836869	-	-	-
MgO	40	-	-	0,039418	0,039418	0,039418	1,58
C ₂ S	172	-	-	-	0,062692	0,062692	23,51
C ₃ S	228	-	-	-	0,215060	0,215060	33,36
C ₃ A	270	-	-	-	0,022786	0,022786	6,27
C ₄ AF	486	-	-	-	0,013392	0,013392	6,63
Na ₂ SO ₄	142	-	-	-	0,002304	0,002304	0,33
K ₂ SO ₄	174	-	-	-	0,008864	0,008864	1,57
Cal livre	56	-	-	-	0,000286	0,000286	0,02
Total	-	131,26	1,278136	1,302280	0,370979	0,370979	73,27

Fonte: (FARAG, 2013).

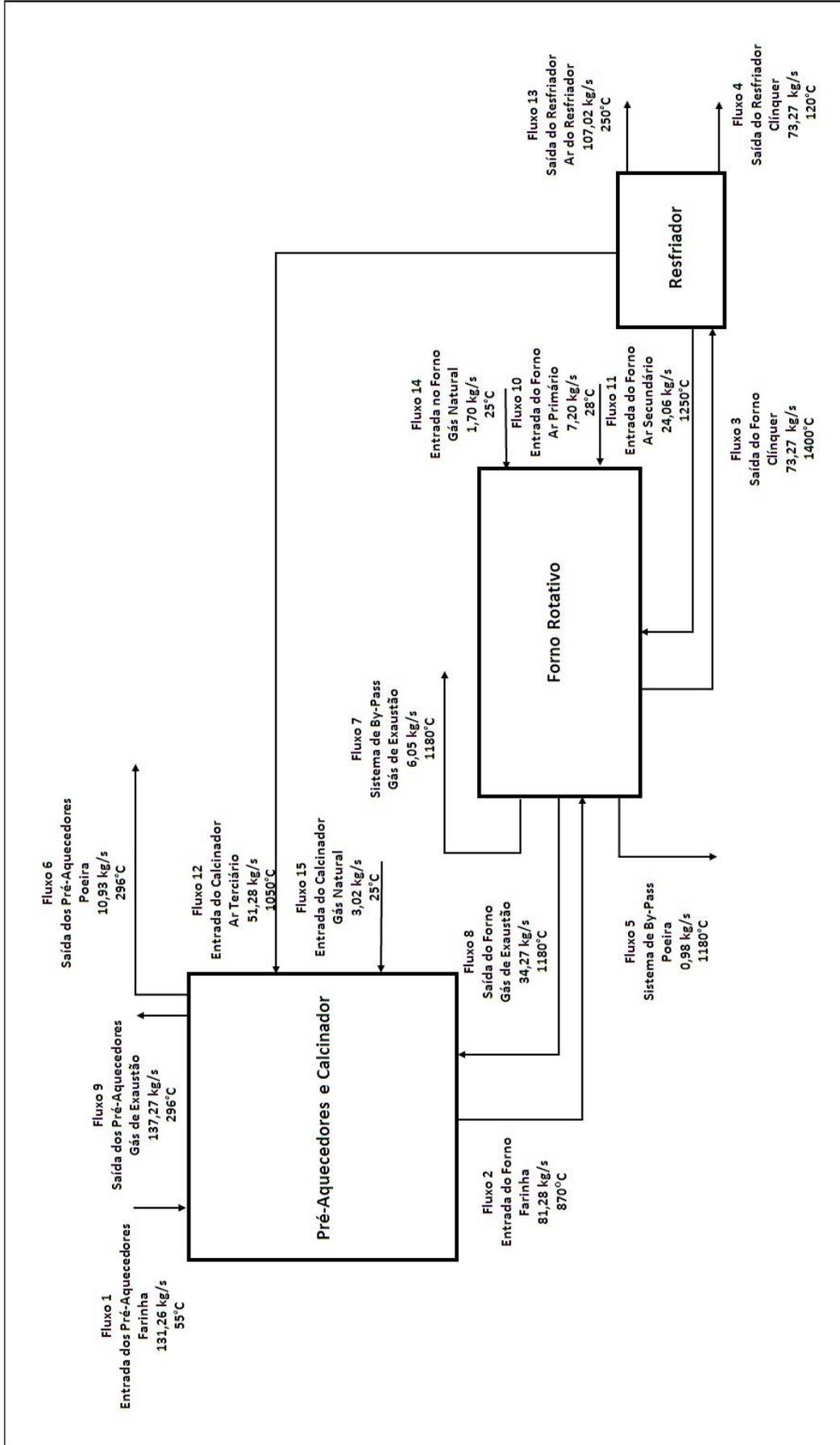


Figura 4.2 – Diagrama de blocos do processo para produção de clínquer no estudo de caso 2.

Fonte: (AUTOR, 2019).

4.2.4 ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA

O resultado dos cálculos da energia e exergia dos sólidos, gás de exaustão, ar e combustível são apresentados nas Tabelas 4.22, 4.23, 4.24 e 4.25.

Tabela 4.22 – Resultados da energia e exergia dos sólidos no estudo de caso 2.

Sólidos					
Fluxo	Volume de Controle	Temperatura (K)	Exergia (kW)	Energia (kW)	Reação (kW)
1	Entrada 1º Estágio (Farinha)	328,15	18383,34	3347,98	-
2	Entrada do Forno (Farinha)	1143,15	146171,78	67264,93	151500,50
3	Saída do Forno (Clínquer)	1673,15	137856,21	104556,16	121335,18
4	Saída no Resfriador (Clínquer)	393,15	70090,82	5650,46	-
5	Sistema de By-Pass (Poeira)	1453,15	1223,05	333,97	-
6	Saída do Pré-Aquecedor (Poeira)	543,15	2366,24	2892,97	-

Fonte: (AUTOR, 2019).

Tabela 4.23 – Resultados da energia e exergia do gás no estudo de caso 2.

Gás de Exaustão				
Fluxo	Volume de Controle	Temperatura (K)	Exergia (kW)	Energia (kW)
7	Sistema de By-Pass	1453,15	4674,33	8592,56
8	Saída do Forno	1453,15	30900,53	48691,18
9	Saída do Pré-Aquecedor	543,15	25038,58	52312,17

Fonte: (AUTOR, 2019).

Tabela 4.24 – Resultados da energia e exergia do ar no estudo de caso 2.

Ar				
Fluxo	Volume de Controle	Temperatura (K)	Exergia (kW)	Energia (kW)
10	Ar Primário Forno	301,15	0	20,12
11	Ar Secundário	1523,15	18356,13	30663,48
12	Ar Terciário	1323,15	50246,48	86868,38
13	Ar Resfriador	523,15	6545,27	25025,59

Fone: (AUTOR, 2019).

Tabela 4.25 – Resultados da energia e exergia do combustível no estudo de caso 2.

Combustível				
Fluxo	Volume de Controle	Temperatura (K)	Exergia (kW)	Energia (kW)
14	Combustível No Forno	303,15	86162,74	82848,79
15	Combustível No Pré-Calcinador	303,15	153178,20	147286,73

Fone: (AUTOR, 2019).

Conforme os resultados citados anteriormente, e através das Equações (3.21), (3.22), (3.23), e (3.24), obtêm-se as Equações (4.13), (4.14), (4.15), e (4.16), referentes à eficiência

energética de 1ª Lei do pré-aquecedor/calcinador, do forno rotativo, do resfriador e do sistema total, respectivamente.

$$\eta_{1L(\text{Pré-aquec/cal.})} = \frac{E_2 + E_6 + E_9 + R_2}{E_1 + E_8 + E_{12} + E_{15}} \quad (4.13)$$

$$\eta_{1L(\text{Forno})} = \frac{E_3 + E_5 + E_7 + E_8 + R_3}{E_2 + E_{10} + E_{11} + E_{14} + R_2} \quad (4.14)$$

$$\eta_{1L(\text{Resf})} = \frac{E_{11} + E_{12} - E_{13}}{E_3 - E_4} \quad (4.15)$$

$$\eta_{1L(\text{Global})} = \frac{E_4 + E_5 + E_7 + E_{13} + R_3}{E_1 + E_6 + E_9 + E_{14} + E_{15}} \quad (4.16)$$

Utilizando as Equações (3.25), (3.26), (3.27) e (3.28), obtêm-se as Equações (4.17), (4.18), (4.19) e (4.20), referentes à eficiência exergética de 2ª Lei do pré-aquecedor/calcinador, do forno rotativo, do resfriador e do sistema total, respectivamente.

$$\eta_{2L(\text{Pré-aquec/cal.})} = \frac{Ex_2 + Ex_6 + Ex_9}{Ex_1 + Ex_8 + Ex_{12} + Ex_{15}} \quad (4.17)$$

$$\eta_{2L(\text{Forno})} = \frac{Ex_3 + Ex_5 + Ex_7 + Ex_8}{Ex_2 + Ex_{10} + Ex_{11} + Ex_{14}} \quad (4.18)$$

$$\eta_{2L(\text{Resf})} = \frac{Ex_{11} + Ex_{12} - Ex_{13}}{Ex_3 - Ex_4} \quad (4.19)$$

$$\eta_{2L(\text{Global})} = \frac{Ex_4 + Ex_5 + Ex_7 + Ex_{13}}{Ex_1 + Ex_6 + Ex_9 + Ex_{14} + Ex_{15}} \quad (4.20)$$

Substituindo-se os valores correspondentes a cada volume de controle, foram calculadas as eficiências do sistema cujos resultados são mostrados na Tabela 4.26.

Tabela 4.26 – Resultados das eficiências do estudo de caso 2.

Volume de Controle	1ª Lei	2ª Lei
Pré-aquecedores e Calcinador (%)	95,46	68,68
Forno (%)	94,08	69,66
Resfriador (%)	94,04	91,57
Eficiência Global (%)	55,74	28,94

Fone: (AUTOR, 2019).

4.3 ESTUDO DE CASO 3: SISTEMA DE PRODUÇÃO DE CLÍNQUER COM FORNO ROTATIVO COM PRÉ-AQUECEDORES DE SEIS ESTÁGIOS E PRÉ-CALCINADOR

Os dados operacionais da terceira instalação foram obtidos do artigo de Singh, R. *et. al.* (2013), refere-se a um sistema de produção de clínquer, com forno rotativo com pré-aquecedores de seis estágios e pré-calcinador, os dados do sistema analisado, são de uma fábrica de cimento no Índia. Apresenta uma capacidade máxima de produção de 5000 toneladas por dia de clínquer, fator de relação de 1,52 kg de farinha para cada 1,00 kg de clínquer produzido, resulta-se em uma produção de clínquer de 57,87 kg/s, com uma vazão mássica de alimentação de carvão mineral de 3,56 kg/s no calcinador e de 2,37 kg/s no forno, para um consumo específico de 2872 kJ/kg. Foi considerado neste estudo de caso a incorporação das cinzas do carvão mineral junto ao clínquer. Para o cálculo da quantidade de ar necessária para a reação de combustão, foi considerado uma porcentagem de 4,36% de O₂ livre no queimador do forno e de 3,6% de O₂ livre no queimador do pré-calcinador, presente nos gases, na base seca.

4.3.1 PARÂMETROS OPERACIONAIS

Os parâmetros de operação desta instalação são mostrados na Tabela 4.27. Para análise desta instalação foi utilizado carvão mineral, considerando a incorporação das cinzas cuja composição química elementar individual do combustível e das cinzas é apresentada na Tabela 4.28.

Tabela 4.27 – Parâmetros de operação no estudo de caso 3.

Parâmetros de Operação	Valores
Produção de clínquer (ton/dia)	5000
Consumo específico de calor (kJ/kg clínquer)	2872
Energia requerida no pré-calcinador (%)	60
Energia requerida no forno rotativo (%)	30
Grau de calcinação no pré-calcinador (%)	92
Fator matéria-prima/clínquer (kg de matéria-prima/kg de clínquer)	1,52
Temperatura inicial do combustível (°C)	25
Temperatura de entrada da farinha (°C)	60
Temperatura de entrada da farinha no forno rotativo (°C)	850
Temperatura de saída do clínquer do forno rotativo (°C)	1400
Temperatura de saída do clínquer no resfriador (°C)	120
Temperatura de saída do gás no forno rotativo (°C)	1080
Temperatura de saída do gás do pré-aquecedor (°C)	278
Temperatura do ar terciário (°C)	1050
Temperatura do ar secundário (°C)	1250
Oxigênio livre na saída do pré-calcinador (%)	3,6
Oxigênio livre no forno rotativo (%)	4,36

Fonte: (SINGH, R. et. al. 2013).

Tabela 4.28– Composição química elementar e PCI do carvão mineral e das cinzas no estudo de caso 3.

Carvão Mineral		Cinzas	
Componentes	%	Componentes	%
C	67,87	SiO ₂	59
H	4,63	Al ₂ O ₃	21
S	0,35	CaO	0,43
O	6,35	MgO	1,1
N	1,44	Na ₂ O	0,14
Cinzas	13,6	K ₂ O	1,1
PCI (kJ/kg)	28000	TiO ₂	1,8
		P ₂ O ₅	0,03

Fonte: (USGS, 2019).

4.3.2 COMBUSTÃO

A Tabela 4.29 apresenta o consumo de carvão mineral. A reação de combustão no forno é balanceada, para uma porcentagem de 3,6% de oxigênio livre na base seca, mostrado na Equação (4.21). Todos os valores de vazão do ar e de gás são mostrados na Tabela 4.30.

Tabela 4.29 Consumo de combustível no estudo de caso 3.

Consumo de Combustível	
Consumo de Carvão Mineral no Forno (kg/s)	2,37
Consumo de Carvão Mineral no Calcinador (kg/s)	3,56

Fonte: (AUTOR, 2019).

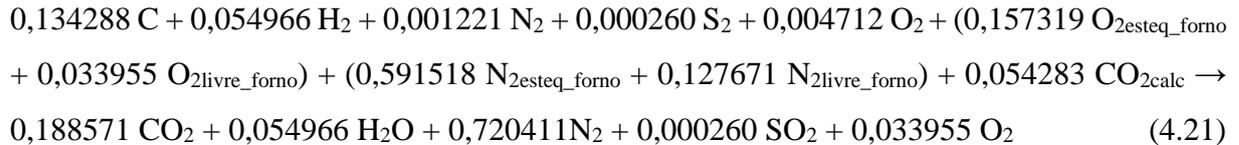


Tabela 4.30 – Balanceamento do ar no forno no estudo de caso 3.

Balanco de Ar no Forno	Valores
Ar total (kmol/s)	0,910463
Volume de ar total (Nm ³ /s)	20,41
Excesso de ar (%)	21,59
Ar primário (kmol/s)	0,136569
Ar secundário (kmol/s)	0,773894
Gás de Exaustão (kmol/s)	0,998162

Fonte: (AUTOR, 2019).

Obtêm-se a equação da reação estequiométrica de combustão, e conseqüentemente, a reação de combustão balanceada para uma porcentagem de 4,36% de oxigênio livre na base seca, que ocorre no pré-calcinador, conforme Equação (4.22). A Tabela 4.31 apresenta o balanceamento do ar da combustão no pré-calcinador.

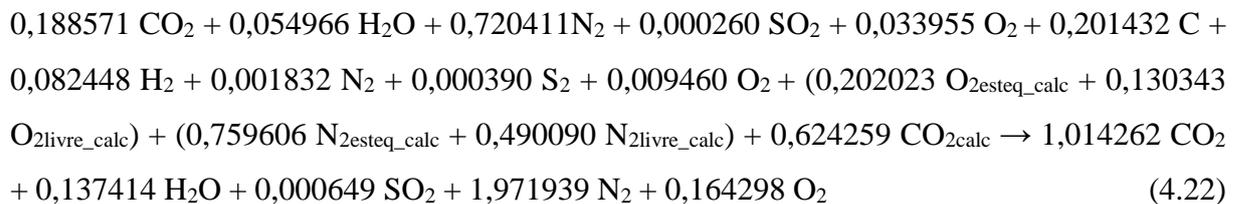


Tabela 4.31 – Balanceamento de ar no pré-calcinador no estudo de caso 3.

Balanco de Ar no Pré-Calcinador	Valores
Ar total (kmol/s)	1,567847
Volume de ar total (Nm ³ /s)	35,14
Excesso de ar (%)	63,04
Ar Terciário (kmol/s)	1,567847
Gás de Exaustão (kmol/s)	3,288562

Fonte: (AUTOR, 2019).

4.3.3 FLUXO DE GASES E SÓLIDOS

A Tabela 4.32 apresenta uma composição da farinha. O fluxo da farinha para entrada do 1º estágio e a entrada do forno, considerando a incorporação de cinzas proveniente da queima do combustível, bem como o número de moles são apresentados na Tabela 4.33. Já a Tabela 4.34 demonstra a composição da farinha durante o processo de clinquerização e do clínquer.

Um diagrama de blocos mostra os volumes de controle com os fluxos dos sólidos, gás e ar na Figura 4.3.

Tabela 4.32 – Composição da farinha no estudo de caso 3.

Compostos da Farinha	%
CaCO ₃	77,14
SiO ₂	14,58
Al ₂ O ₃	2,78
Fe ₂ O ₃	2,61
MgCO ₃	2,43
SO ₃	0,10
Na ₂ O	0,16
K ₂ O	0,20

Fonte: (PAREEK, M. *et. al.*, 2013).

Tabela 4.33 – Composição dos elementos da farinha e das cinzas do carvão mineral no estudo de caso 3.

Componentes	Farinha (kmol/s)	Cinzas (kmol/s)	Total (kmol/s)
CaCO ₃	0,678542	0,000062	0,678604
SiO ₂	0,213749	0,007930	0,221679
Al ₂ O ₃	0,023974	0,001660	0,025634
Fe ₂ O ₃	0,014349	-	0,014349
MgCO ₃	0,025446	0,000222	0,025668
SO ₃	0,001100	-	0,001100
Na ₂ O	0,002270	0,000018	0,002288
K ₂ O	0,001872	0,000094	0,001966
TiO ₂	-	0,001468	0,001468
P ₂ O ₅	-	0,000014	0,000014

Fonte: (USGS, 2019); (PAREEK, M. *et. al.*, 2013).

Tabela 4.34 – Composição da farinha durante o processo de clinquerização e do clínquer no estudo de caso 3.

Composto da Farinha e Clínquer	Massa Molec. (kg/kmol)	Vazão Mássica de Farinha (kg/s)	Entrada 1° Estágio (60 °C) (kmol/s)	Entrada no Forno (870 °C) (kmol/s)	Saída do Forno (1400 °C) (kmol/s)	Saída no Resfriad. (120 °C) (kmol/s)	Vazão Mássica de Clínquer (kg/s)
CaCO ₃	100	67,86	0,678542	0,054288	-	-	-
SiO ₂	60	13,30	0,213749	0,221679	-	-	-
Al ₂ O ₃	102	2,61	0,023974	0,025634	-	-	-
Fe ₂ O ₃	160	2,30	0,014349	0,014349	-	-	-
MgCO ₃	84	2,16	0,025446	-	-	-	-
SO ₃	80	0,09	0,001100	0,001100	-	-	-
Na ₂ O	62	0,14	0,002270	0,002288	-	-	-
K ₂ O	94	0,18	0,001872	0,001966	-	-	-
TiO ₂	80	0,12	0,001468	0,001468	-	-	-
P ₂ O ₅	142	0,00	0,000014	0,000014	-	-	-
CaO	56	-	-	0,624316	-	-	-
MgO	40	-	-	0,025668	0,025668	0,025668	1,03
C ₂ S	172	-	-	-	0,078540	0,078540	13,51
C ₃ S	228	-	-	-	0,143139	0,143139	32,64
C ₃ A	270	-	-	-	0,011285	0,011285	3,05
C ₄ AF	486	-	-	-	0,014349	0,014349	6,97
CaSO ₄	136	-	-	0,000584	0,000584	0,000584	0,08
Na ₂ SO ₄	142	-	-	-	0,002288	0,002288	0,32
K ₂ SO ₄	174	-	-	-	0,001966	0,001966	0,34
Cal livre	56	-	-	-	0,000271	0,000271	0,02
Total	-	88,76	0,972770	0,973354	0,278091	0,278091	57,95

Fonte: (PAREEK, M. *et. al.*, 2013).

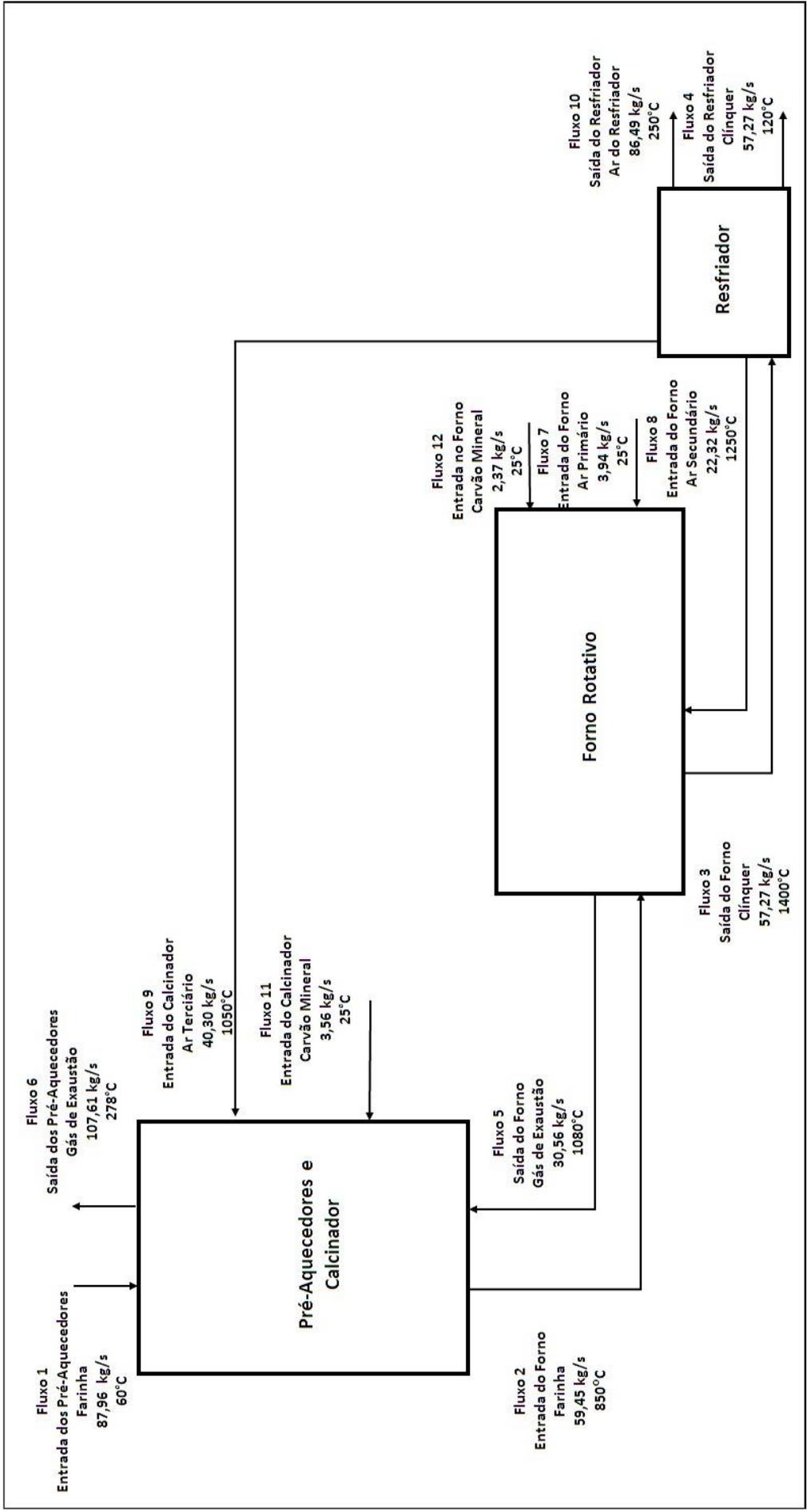


Figura 4.3 – Diagrama de blocos do processo para produção de clínquer do estudo de caso 3.

Fonte: (AUTOR, 2019).

4.3.4 ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA

As Tabelas 4.35, 4.36, 4.37 e 4.38 mostram os resultados dos cálculos da variação de entalpia e da exergia dos sólidos, gás de exaustão, ar e do combustível.

Tabela 4.35 – Resultados da energia e exergia dos sólidos no estudo de caso 3.

Sólidos					
Fluxo	Volume de Controle	Temperatura (K)	Exergia (kW)	Energia (kW)	Reação (kW)
1	Entrada 1º Estágio (Farinha)	333,15	9045,82	2628,36	-
2	Entrada do Forno (Farinha)	1123,15	104111,11	48163,40	112783,40
3	Saída do Forno (Clínquer)	1673,15	110086,16	81190,77	95883,81
4	Saída no Resfriador (Clínquer)	393,15	58064,50	4527,54	-

Fonte: (AUTOR, 2018).

Tabela 4.36 – Resultados da energia e exergia do gás no estudo de caso 3.

Gás de Exaustão				
Fluxo	Volume de Controle	Temperatura (K)	Exergia (kW)	Energia (kW)
5	Saída do Forno By-Pass	1453,15	24698,39	37280,43
6	Saída do Pré-Aquecedor	551,15	16340,23	36606,34

Fonte: (AUTOR, 2018).

Tabela 4.37 – Resultados da energia e exergia do ar no estudo de caso 3.

Ar				
Fluxo	Volume de Controle	Temperatura (K)	Exergia (kW)	Energia (kW)
7	Ar Secundário	1523,15	15096,33	23343,37
8	Ar Terciário	1323,15	39860,88	69247,99
9	Ar Primário Forno	301,15	0	9,74
10	Ar Saída Resfriador	523,15	6239,91	20208,89

Fone: (AUTOR, 2018).

Tabela 4.38 – Resultados da energia e exergia do combustível no estudo de caso 3.

Combustível				
Fluxo	Volume de Controle	Temperatura (K)	Exergia (kW)	Energia (kW)
11	Combustível No Pré-Calcinador	303,15	104991,80	99721,58
12	Combustível No Forno	303,15	69994,53	66481,06

Fone: (AUTOR, 2018).

Utilizando as Equações (3.29), (3.30), (3.31) e (3.32), obtêm-se as Equações (4.24), (4.25), (4.26) e (4.27), referentes à eficiência energética de 1ª Lei do pré-aquecedor/calcinador, do forno rotativo, do resfriador e do sistema total, respectivamente.

$$\eta_{1L(\text{Pré-aquec/cal.})} = \frac{E_2 + E_6 + R_2}{E_1 + E_5 + E_8 + E_{11}} \quad (4.24)$$

$$\eta_{1L(\text{Forno})} = \frac{E_3 + E_5 + R_3}{E_2 + E_7 + E_9 + E_{12} + R_2} \quad (4.25)$$

$$\eta_{1L(\text{Resf})} = \frac{E_8 + E_7 - E_{10}}{E_3 - E_4} \quad (4.26)$$

$$\eta_{1L(\text{Global})} = \frac{E_4 + E_{10} + R_3}{E_{11} + E_{12} + E_1 + E_6} \quad (4.27)$$

Através das Equações (3.33), (3.34), (3.35) e (3.36), obtêm-se as Equações (4.28), (4.29), (4.30) e (4.31), referentes à eficiência exergetica de 2ª Lei do pré-aquecedor/calcinador, do forno rotativo, do resfriador e do sistema total, respectivamente. E os resultados de todas as eficiências são mostrados na Tabela 4.39.

$$\eta_{2L(\text{Pré-aquec/cal.})} = \frac{EX_2 + EX_6}{EX_1 + EX_5 + EX_8 + EX_{11}} \quad (4.28)$$

$$\eta_{2L(\text{Forno})} = \frac{EX_3 + EX_5}{EX_2 + EX_7 + EX_9 + EX_{12}} \quad (4.29)$$

$$\eta_{2L(\text{Resf})} = \frac{EX_8 + EX_7 - EX_{10}}{EX_3 - EX_4} \quad (4.30)$$

$$\eta_{2L(\text{Global})} = \frac{EX_4 + EX_{10}}{EX_{11} + EX_{12} + EX_1 + EX_6} \quad (4.31)$$

Tabela 4.39 – Resultados das eficiências no estudo de caso 3.

Volume de Controle	1ª Lei	2ª Lei
Pré-aquecedores e Calcinador (%)	94,58	67,44
Forno (%)	85,85	71,24
Resfriador (%)	94,42	93,65
Eficiência Global (%)	58,71	32,09

Fone: (AUTOR, 2019).

4.4 DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

4.4.1 ANÁLISE EXERGÉTICA

A Tabela 4.40 apresenta os resultados das eficiências exergéticas nos três estudos de casos.

Tabela 4.40 – Resultados das eficiências exergéticas nos três estudos de casos.

Volume de Controle	Estudo de Caso 1	Estudo de Caso 2	Estudo de Caso 3
Pré-aquecedores e Calcinador (%)	55,06	68,68	67,44
Forno (%)	69,90	69,66	71,48
Resfriador (%)	79,08	91,57	93,65
Eficiência Global (%)	30,37	28,94	32,09

Fonte: (AUTOR, 2019).

A realização da análise exergética possibilitou quantificar as irreversibilidades presentes nas plantas analisadas. Para os três sistemas estudados o pré-aquecedor/calcinador, se mostra como a principal fonte de irreversibilidades do sistema nos estudos de casos 1, 2 e 3 respectivamente. A transferência de calor dos gases para os sólidos no pré-aquecedor/calcinador pode ser aprimorada através do aumento do número de estágios da torre de ciclones, para cinco ou seis estágios, diminuindo a irreversibilidade total desse sistema.

A irreversibilidade, no forno é menor do que no pré-aquecedor/calcinador nos três estudos de casos. A eficiência exergética do forno na planta do estudo de caso 3, e maior comparado, as eficiências exergéticas dos fornos das plantas dos estudos de caso 1 e 2. Conforme demonstrado, quanto maior o grau de calcinação do pré-calcinador, maior é a eficiência exergética do forno, visto que menor fração da exergia fornecida ao equipamento é utilizada para a realização dessa reação endotérmica. O forno rotativo de clínquer apresenta uma melhoria significativa com a diminuição do seu comprimento, ocorrendo no forno apenas as reações de clinquerização, sendo essas exotérmicas.

A melhoria da eficiência exergética do resfriador de clínquer permite um aumento da temperatura do ar terciário e, conseqüentemente, uma maior eficiência exergética no pré-aquecedor/calcinador, e menor consumo de combustível e com isso uma diminuição da emissão de gases poluentes. Isso pode ser observado nos estudos de casos 1, 2 e 3. Ademais, existe uma grande variedade de tecnologias disponíveis para a melhoria da eficiência térmica dos

equipamentos da indústria cimenteira. Apesar do investimento em novas tecnologias ser alto, é importante ter um sistema eficiente, pois a indústria cimenteira é dependente dos preços locais dos combustíveis.

As três plantas analisadas mostraram, uma variação significativa no seu consumo específico de calor por tonelada de clínquer produzido, sendo responsável por 4323 kJ/kg de clínquer, 3156 kJ/kg de clínquer, 2872 kJ/kg de clínquer. As plantas dos estudos de casos 1 e 2 que possuem sistema de by-pass, pois a composição das suas matérias-primas apresentam uma alta concentração de cloro e álcalis, os quais trazem problemas de incrustações e na qualidade final do cimento, fazendo com estas duas plantas apresentem um consumo específico de calor maior do que a planta do estudo de caso 3. O consumo de calor causada pela operação de by-pass equivale a 16 a 20 kJ/kg de clínquer, por cada 1% do volume de gás desviado.

Através de três estudos de casos pode-se concluir dos resultados apresentados na Tabela 4.40, que a variação dos diferentes tipos dos combustíveis utilizados, levam a uma variação da eficiência dos sistemas analisados. Isto vem mostrar que a escolha adequada dos combustíveis, e do tipo de instalação de queima, pode trazer ganhos energéticos se bem analisados.

O rendimento exerético global do estudo de caso 1 foi de 30,37%. O estudo de caso 2 teve o menor rendimento exerético global e foi de 28,94%. Pode-se observar também da Tabela 4.40 que o estudo de caso 3 uma eficiência exerética global de 32,09% que é maior comparado ao estudo de caso 1 e 2. Esta variação de eficiências exeréticas globais, se deve principalmente as diferenças de características operacionais entre as plantas, como por exemplo: diferenças no consumo específico de calor, poder calorífico e composição dos combustíveis, composição das matérias-primas, entre outros.

Os valores das eficiências energética e exerética global que foram encontrados são similares aos apresentados em outros estudos realizados por Atmaca, A., & Yumrutas, R. (2014); V. P. *et. al.* (2015) e Reno, M. L. G. *et. al.* (2013) como é mostrado na Tabela 4.41.

Tabela 4.41 - Comparação dos resultados encontrados de eficiência global energética e exergética e os presentes na literatura.

Referência	Eficiência Energética (%)	Eficiência Exergética (%)	Aplicação	Observações	
Atmaca, A., &Yumrutas, R. (2014)	59,37	38,99	Planta de Cimento	Realizou uma análise energética, exergética e exergoeconômica de uma fábrica de cimento situada Gaziantep, Turquia. Neste artigo foi considerado somente a exergia física.	
V. P. et. al. (2015)	54,93	38,68	Planta de Cimento	Realizou análise energética e exergética de uma fábrica de cimento com os volumes de controles: pré-aquecedor/calcinador, forno rotativo e resfriador. Neste artigo foi considerado somente a exergia física.	
Reno, M. L. G. et. al. (2013)	75	37	Planta de Cimento	Realizou análise energética e exergética de uma fábrica de cimento com os volumes de controles: pré-aquecedor, pré-calcinador, forno rotativo e resfriador. Neste artigo foram utilizados uma mistura de combustíveis	
Presente Trabalho	Estudo de Caso 1	52,86	30,37	Planta de Cimento	Realizou uma análise energética e exergética de um sistema de produção de clínquer com forno rotativo dotado de by-pass com pré-aquecedores de quatro estágios e pré-calcinador
	Estudo de Caso 2	55,74	28,94	Planta de Cimento	Realizou uma análise energética e exergética de um sistema de produção de clínquer com forno rotativo dotado de by-pass com pré-aquecedores de cinco estágios e pré-calcinador
	Estudo de Caso 3	58,71	32,09	Planta de Cimento	Realizou uma análise energética e exergética de um sistema de produção de clínquer com forno rotativo com pré-aquecedores de seis estágios e pré-calcinador

Fonte: Atmaca, A., &Yumrutas, R. (2014); V. P. et. al. (2015); Reno, M. L. G. et. al. (2013); Autor (2019).

A revisão das metodologias propostas pela literatura se mostrou importante para identificar a variabilidade de abordagens referentes à modelagem para a análise energética e exergética nos sistemas de produção de clínquer.

4.4.2 EMISSÃO DE CO₂

A Tabela 4.42 apresenta a emissão de CO₂ proveniente da matéria-prima, do carbono presente nos combustíveis e a emissão total para os três estudos de casos em kg de CO₂/tonelada de clínquer.

Tabela 4.42 - Comparação dos resultados encontrados na emissão de CO₂ nos três estudos de casos.

Emissão de CO₂ (kg CO₂/ton. de clínquer)	Estudo de Caso 1	Estudo de Caso 2	Estudo de Caso 3
Matéria-Prima	665	632	535
Combustão	333	177	255
Total	998	809	790

Fonte: (AUTOR, 2019).

Os resultados das emissões de CO₂ mostram, que a maior fonte de emissão de CO₂, que é gerada no processo de produção de cimento, acontece na reação de calcinação do CaCO₃ que está presente na composição da matéria-prima. A porcentagem da emissão CO₂ proveniente da matéria-prima das plantas dos estudos de casos 1 e 2, é cerca de 19,54% maior do que a emissão proveniente da matéria-prima no estudo de caso 3. Isso se deve principalmente pela diferença de composições dos calcários do Egito e da Índia.

Analisando-se a Tabela 4.42, com os resultados do estudo de caso 2, referente a planta de cimento localizada no Egito e que utiliza como combustível gás natural, verifica-se que esta apresenta uma taxa de emissão de CO₂, 46% menor em relação a combustão comparado ao estudo de caso 1. O estudo de caso 1 apresentou a maior emissão de CO₂ em relação a combustão, isso ocorre devido que esta instalação possui um sistema de by-pass, que aumenta o consumo específico de calor.

Nos três estudos de casos haviam três diferentes combustíveis, sendo utilizado no estudo de caso 1 é o óleo combustível, já no estudo de caso 2 é o gás natural, e no estudo de caso 3 é utilizado o carvão mineral. Visando ter uma comparação optou-se por fazer os cálculos da combustão, trocando-se os combustíveis nos três estudos de casos. Em todas as situações foi considerada, apenas a emissão de CO₂ do combustível, cujos resultados de emissão em kg de CO₂ por tonelada de clínquer são mostrados na Tabela 4.43.

Tabela 4.43 - Comparação dos resultados encontrados da situação real e a simulação na emissão de CO₂ nos três estudos de casos com diferentes combustíveis.

Estudos de Casos	Combustão	Emissão de CO₂ (kg CO₂/ton. de clínquer)
Estudo de Caso 1	Óleo (Real)	333
	Gás Natural (Simulação)	243
	Carvão Mineral (Simulação)	384
Estudo de Caso 2	Óleo (Simulação)	243
	Gás Natural (Real)	177
	Carvão Mineral (Simulação)	280
Estudo de Caso 3	Óleo (Simulação)	221
	Gás Natural (Simulação)	161
	Carvão Mineral (Real)	255

Fonte: (AUTOR, 2019).

Analisando a emissão de CO₂ da combustão para os três estudos de casos, considerando a situação real e a simulação com os três combustíveis, obteve-se para o estudo do caso 1 (100% de Carvão Mineral) o maior nível de emissão igual a 384 kg de CO₂ por tonelada de clínquer e para o estudo do caso 3 (100% de Gás Natural) o menor nível de emissão igual a 161 kg de CO₂ por tonelada de clínquer, ou seja, uma redução de emissão, de aproximadamente 223 kg de CO₂ por tonelada de clínquer. Isso se deve ao menor PCI do carvão mineral em relação ao gás natural, e também ao maior consumo específico de calor do estudo de caso 1 que é de 4323 kJ/kg de clínquer.

Considerando a utilização dos três tipos de combustíveis, o estudo de caso 3 em todas as situações, foi o que apresentou a menor emissão de CO₂ da combustão comparado aos estudos de casos 1 e 2. Isso se deve ao fato da instalação do estudo de caso 3, apresenta um menor consumo específico de calor que é de 2872 kJ/kg de clínquer, comparado aos estudos de casos 1 e 2. A instalação não possui sistema de by-pass, o qual é um dos fatores que faz este sistema apresentar um menor consumo de combustível, além de ser equipado com um pré-aquecedor de 6 estágios com pré-calcinador.

Durante a produção do clínquer, poucas mudanças podem ser feitas para diminuir a emissão de CO₂ proveniente da calcinação. Uma das alternativas seria a diminuição do clínquer na composição final do cimento, através da utilização de adições ativas. Outro método para diminuir a emissão de CO₂ proveniente dos combustíveis é a utilização da técnica do coprocessamento, que utiliza combustíveis alternativos que possui um menor poder calorífico comparado aos combustíveis fósseis. E também através da utilização de mineralizadores, com

a finalidade de reduzir a temperatura de clinquerização, sem alterar as propriedades finais do produto. Por exemplo, as propriedades mineralizantes dos compostos CaF_2 e o CaSO_4 .

4.4.3 EMISSÃO DE SO_2

As emissões de SO_2 para a atmosfera correspondem a cerca 10% do enxofre introduzido no sistema. Isso porque 90% do SO_2 é absorvido pelos componentes da matéria-prima. Os resultados finais da emissão de SO_2 corrigidos a 11% e 10% de O_2 livre para os estudos de casos 1 e 3 são apresentados na Tabela 4.44 a seguir, considerando a DN COPAM N° 154 e a Diretiva 2000/76.

Tabela 4.44 – Limites e estimativa de emissão de SO_2 corrigido a 11% e 10% de O_2 livre nos estudos de casos.

Emissão de SO_2 (mg/Nm^3)	DN COPAM N° 154 (11% O_2)		Diretiva 2000/76/EC (10% O_2)
	1200	400	50
Estudo de Caso 1	42,60	-	46,84
Estudo de Caso 3	-	39,65	42,08

Fonte: (AUTOR, 2019).

A Deliberação Normativa COPAM n° 154, de 25 de agosto de 2010, estabelece que a emissão de SO_x , que é medido em SO_2 , depende da quantidade de enxofre presente na composição da farinha. A DN COPAM n° 154 estabelece que para um teor acima de 0,4% de enxofre na farinha, o limite de emissão de SO_x é de $1200 \text{ mg}/\text{Nm}^3$, conforme foi considerado para o estudo de caso 1. Já para para um teor até de 0,2% de enxofre na farinha, o limite de emissão de SO_x é de $400 \text{ mg}/\text{Nm}^3$, conforme foi considerado para o estudo de caso 3 (MINAS GERAIS, 2010).

De acordo com a Tabela 4.44, o limite de emissão de enxofre não foi ultrapassado em nenhuma das situações, para a legislação ambiental vigente em Minas Gerais. A emissão de SO_2 para o estudo de caso 1, que apresentou maior emissão de enxofre, teve uma emissão em torno de 96,45% abaixo do limite máximo de emissão. Já para o estudo de caso 3 a emissão foi menor de 90,08% do estabelecido pela DN COPAM n° 154.

A legislação europeia apresenta limites de emissões, mais restritivos comparados a DN COPAM n° 154, mas em nenhuma das situações a emissão de SO_2 não ultrapassou o limite da legislação europeia. O estudo de caso 1, que apresentou a maior emissão de SO_2 , teve uma emissão em 6,32% abaixo do limite máximo de emissão. Já o estudo de caso 3 teve sua emissão

de SO₂ inferior em 15,84% comparado com o limite máximo de 50 mg/Nm³ imposto pela Diretiva 2000/76/EC (EC, 2000).

Observa-se que a emissão de SO₂ em todas as situações foi menor no estudo de caso 3 comparado ao estudo de caso 1. Isso ocorre porque o óleo combustível possui PCI de 40797 kJ/kg, enquanto o carvão mineral possui PCI de 28000 kJ/kg.

A presença de álcalis nas matérias-primas sob a forma de Na₂O e K₂O, contribuem também para a absorção de SO₂, devido a grande afinidade de ambos. Assim, os álcalis evaporados do cru na zona de clínquerização de forno absorvem o dióxido de enxofre, formando assim sulfatos alcalinos durante a oxidação. Havendo excesso de SO₂ após a reação com os álcalis, existe ainda, a reação com o CaO oriundo da calcinação CaCO₃ e, com o próprio carbonato de cálcio, dando origem a sulfatos de cálcio. Esses sulfatos são incorporados pelo clínquer.

A instalação de um sistema de injeção de cal hidratada, apresenta uma redução de até 60% na taxa de emissão de SO₂ da fábrica. Outra possibilidade seria a utilização dos gases de exaustão no processo de moagem da farinha, que reduz em torno de 50% a emissão de SO₂. Uma maneira de viabilizar o uso de combustíveis com alto teor de enxofre é a mistura (blend) destes com outros combustíveis com teor menor de enxofre. O uso de combustíveis com alto teor de enxofre é motivado pelo seu custo equivalente menor comparado com os outros combustíveis, pois é considerado um combustível menos nobre.

CAPÍTULO 5

CONCLUSÕES E SUGESTÕES

5.1 CONCLUSÕES

Os avanços significativos conquistados na tecnologia de produção, tem garantindo um menor consumo de combustível por tonelada de cimento produzido. Devido ao alto consumo energético, este segmento energo-intensivo continuará ainda demandando avanços tecnológicos para reduzir emissões, reduzir o consumo de combustíveis, e minimizar o consumo específico de energia elétrica.

Neste trabalho, foi proposto uma análise energética e exergética, em três estudos de casos no processo de produção de cimento, com forno rotativo que possui pré-aquecedores de quatro, cinco e seis estágios, e pré-calcinador. No estudo de caso 1 foi utilizado óleo combustível, já no estudo de caso 2 foi utilizado gás natural e no estudo de caso 3 foi utilizado o carvão mineral.

De acordo com os resultados obtidos, as eficiências globais de segunda lei dos três estudos de casos foram calculadas sendo que no estudo de caso 1 a eficiência foi de 28,94%, estudo de caso 2 de 30,37% e no estudo de caso 3 de 32,09%. A análise de trabalhos publicados na literatura indica que não existe uma concordância entre os autores no que diz respeito ao cálculo da eficiência exergética. Pode-se observar também da Tabela 4.40 que o estudo de caso 3 uma eficiência exergética global de 32,09% que é maior comparado ao estudo de caso 1 e 2. Esta variação de eficiências exergéticas globais, se deve principalmente as diferenças de características operacionais entre as plantas, como por exemplo: diferenças no consumo específico de calor, poder calorífico e composição dos combustíveis, composição das matérias-primas, entre outros.

Os resultados da análise exergética confirmaram que o pré-aquecedor/calcinador é a principal fonte de irreversibilidades do sistema, devido ao maior grau de calcinação do pré-aquecedor/calcinador. O forno rotativo demonstrou uma redução considerável de irreversibilidade nos três estudos de casos, pois no forno ocorre somente reações de clínquerização, sendo essas exotérmicas. A melhoria da eficiência do resfriador de clínquer, permite um aumento da temperatura do ar terciário, e conseqüentemente, uma maior eficiência

exergética no pré-aquecedor/calcinador, comportamento este semelhante nos três estudos de casos.

As inovações tecnológicas obtidas no processo de produção de cimento, permitiram melhorias da eficiência energética. O aproveitamento da energia dos gases quentes, obtida pela transferência de calor entre gás e sólido pode melhorar se aumentar o número de estágios de ciclones, como por exemplo por cinco ou seis estágios. O resfriador de clínquer pode aumentar a eficiência do pré-calcinador se aumentar a temperatura do ar terciário. Outro método para aumentar a eficiência é a utilização de mineralizadores, com a finalidade de reduzir a temperatura de clinquerização, sem alterar as propriedades finais do produto, como por exemplo, as propriedades mineralizantes dos compostos CaF_2 e o CaSO_4 .

O sistema de by-pass é uma boa escolha, levando-se em conta o alto teor de cloro e álcalis presentes na composição dos constituintes das matérias primas e dos combustíveis. Se o local tiver grandes quantidades matérias-primas e combustíveis nesta condição, o sistema de by-pass é uma solução adequada para evitar problemas, de formação de inscrustações nos pré-aquecedores e de fissuras ocasionadas no concreto devido reação de álcali-agregado. É importante analisar o histórico e a composição matérias-primas e dos combustíveis da região do país, antes de instalar uma fábrica de cimento, pois pode ser necessário fazer um estudo de viabilidade para a construção e instalação de um sistema de by-pass.

Analisando os resultados de emissão de CO_2 apresentados para os três estudos de casos, obteve-se variações de emissão de 790 a 998 kg de CO_2 por tonelada de clínquer. O estudo de caso 1 (100% de óleo combustível) apresentou como emissão 998 kg de CO_2 por tonelada de clínquer, apresenta uma emissão maior em 20,84% comparado ao estudo de caso 3 (100% de carvão mineral) que teve a emissão de 714 kg de CO_2 por tonelada de clínquer. Esta diferença de emissão se deve principalmente, pelas diferentes composições dos calcários, diferença de consumo específico de calor, diferença de poder calorífico e composição dos combustíveis. Sendo assim, a adoção de métodos eficientes de controle de emissão de poluentes pelas fábricas de cimento permite o uso de combustíveis e matérias-primas secundários no processo de fabricação do clínquer.

Considerando a emissão de SO_2 , e utilizando o modelo apresentado conclui-se, que para a DN COPAM 154/2010 a emissão de SO_x , que é medido em SO_2 , depende da quantidade de enxofre presente na composição da farinha e deve ser corrigido a 11% de O_2 na base seca. Para um teor acima de 0,4% de enxofre na farinha, o limite de emissão de SO_x é de 1200 mg/Nm^3 , conforme foi considerado para o estudo de caso 1 que apresentou como emissão $42,60 \text{ mg/Nm}^3$.

Já para um teor até de 0,2% de enxofre na farinha, o limite de emissão de SO_x é de 400 mg/Nm^3 , conforme foi considerado para o estudo de caso 3 que apresentou como emissão $39,65 \text{ mg/Nm}^3$.

A Legislação Europeia pela Diretiva 2000/76/EC para a emissão de SO_x , que é medido em SO_2 apresenta como limite máximo de emissão de 50 mg/Nm^3 e como fator de correção de 10% de O_2 na base seca. O estudo de caso 1 apresentou como emissão $46,84 \text{ mg/Nm}^3$, sendo assim teve uma emissão em 6,32% abaixo do limite máximo de emissão. Já no estudo de caso 3, esta apresentou como emissão $42,08 \text{ mg/Nm}^3$, obtendo assim um nível de emissão inferior em 15,84% comparado ao limite máximo.

Os limites máximos de emissões de poluentes gasosos estabelecidos na legislação Brasileira são elevados comparados ao da Legislação Europeia. Isso pode colaborar para que as indústrias de cimento do Brasil não adotem medidas mais eficientes de controle das emissões de poluentes, em face da legislação.

No Brasil atualmente a principal fonte energética das cimenteiras é o coque de petróleo, assim sendo, sujeito às variações do mercado de petróleo. O coprocessamento de resíduos industriais em fornos de cimento vem reduzir o consumo de coque e viabilizar a destinação ambientalmente correta. O coprocessamento vem se expandido, e dando início a um novo setor denominado blendeiras, o qual vem apoiar as cimenteiras a garantir um combustível a partir de resíduos que atendam aos critérios de emissões previstos em lei. Esta participação na matriz energética somente foi viabilizada devido aos avanços ocorridos no monitoramento e controle das emissões associados a automação dos processos.

Assim, os combustíveis utilizados na produção de cimento são determinados através de alguns fatores como por exemplo: disponibilidade, preço, políticas energéticas, restrições de ordem operacional e níveis de emissão. É importante dizer que a morosidade nos estudos e licenciamentos ambientais aumentam os custos das fábricas de cimento e o início do comissionamento para entrada em operação normal.

5.2 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Sugere-se para trabalhos futuros as seguintes recomendações:

Realizar uma análise termoeconômica para fábricas de cimento que possuam pré-aquecedores de ciclones de quatro, cinco e seis estágios, com pré-calcinador.

Realizar uma análise exergoambiental para fábricas de cimento que possuam pré-aquecedores de ciclones de quatro, cinco e seis estágios, com pré-calcinador.

Realizar uma análise da emissão de poluentes, com o uso de diferentes tipos de resíduos industriais e passivos ambientais, como combustíveis alternativos. Pode ser elaborada uma modelagem de otimização ou por meio do estudo da cinética química.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABCP (1984). Associação Brasileira de Cimento Portland. Curso de Microscopia de Clínquer no Cimento Portland. Divisão de Tecnologia de Cimento. Departamento Físico-Química. São Paulo, SP – Brasil.

ABCP - Associação Brasileira de Cimento Portland (2018). PALESTRA SOBRE O PANORAMA DO COPROCESSAMENTO DE RESÍDUOS EM FORNOS DE CIMENTO NO BRASIL. Disponível em: < <http://coprocessamento.org.br/cms/wp-content/uploads/2018/10/Palestra-Arnaldo-Battagin-60CBC-coprocessamento.pdf>>

ABCP - Associação Brasileira de Cimento Portland. Roadmap Tecnológico do Cimento – Brasil. Disponível em: < https://www.abcp.org.br/cms/wp-content/uploads/2019/04/Roadmap_Tecnologico_Cimento_Brasil_Book-1.pdf> Acesso em abril de 2019.

ABNT. Associação Brasileira de Normas Técnicas. NBR 10.004 Resíduos Sólidos - Classificação. 71p. 2004.

ANACLETO, T. F.; TURETTA, L. F.; COSTA JR., E. F.; COSTA, A. O. S. Efeito da reação de calcinação nas análises energética e exergética de um forno rotativo empregado na produção de clínquer. Cerâmica [online]. 2018, vol.64, n.372, pp.507-518. DOI: <http://dx.doi.org/10.1590/0366-69132018643722416>.

ANDREW, R. M. (2019). Global CO₂ emissions from cement production, 1928–2017. Disponível em: < <https://www.earth-syst-sci-data.net/10/2213/2018/essd-10-2213-2018.pdf>>. Acesso em 02. Out. 2012.

ANP. Disponível em: < www.anp.gov.br>. Acesso em fevereiro de 2019.

ATEC. Disponível em: < <https://atec-ltd.com/en/>>. Acesso em fevereiro de 2019.

ATMACA, A; YUMRUTAS, R. Thermodynamic and exergoeconomic analysis of a cement plant: Part I – Methodology. *Energy Conversion and Management* 79 (2014) 790–798. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2013.11.053>.

ASAMANY, E. A. WASTE-DERIVED FUELS FOR CO-PROCESSING IN ROTARY CEMENT. Doctor of Philosophy. Dalhousie University Halifax, Nova Scotia November 2016

BEN – BALANÇO ENERGÉTICO NACIONAL. Disponível em: <https://ben.epe.gov.br/BENSeriesCompleatas.aspx>. Acessado em Maio de 2019.

BONATO, L. C. Reação alcali-agregado, principais causas e estudo de reatividade potencial - CAMPO MOURÃO. 2015. 68f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação) - Engenharia Civil. Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Campo Mourão, 2015

BRASIL (1999). Resolução CONAMA nº 264, de 26 de agosto de 1999. Dispõe sobre o licenciamento de fornos rotativos de produção de clínquer para atividades de co-processamento de resíduos. Diário Oficial da República Federativa do Brasil, DF, 20 de março de 2000. Disponível em: <http://www.mma.gov.br/port/conama>. Acesso em fevereiro de 2019.

BRASIL (2002). 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 República Federativa do Brasil, DF, 20 de novembro de 2002. Disponível em: <http://www.mma.gov.br/port/conama> >. Acesso em fevereiro de 2019.

BRASIL (2010). Lei nº 12.305, de 2 de agosto de 2010. Institui a Política Nacional de Resíduos Sólidos. Diário Oficial da República Federativa do Brasil. Brasília, 2 de ago. 2010. Disponível em: <http://www.planalto.gov.br> >. Acesso em fevereiro de 2019.

CARPIO, R. C. Otimização no Co-processamento de Resíduos na Indústria do Cimento Envolvendo Custos, Qualidade e Impacto Ambiental. 2005. 174f. Tese (Doutorado), Universidade Federal de Itajubá, Itajubá

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.

CARUSO, J. A.; ZHANG, K.; SCHROECK, N. J.; MCCOY, B.; MCELMURRY, S. P. Petroleum coke in the urban environment: a review of potential health effects. *International Journal of Environmental Research and Public Health*. 2015. 6218-6231; Doi: <https://www.ncbi.nlm.nih.gov/pubmed/26035666>.

CEMBUREAU - The European Cement Association. Disponível em: <<https://cembureau.eu>>. Acesso em fevereiro de 2019.

CEMCAP. Disponível em: < <https://www.sintef.no/cemcap> > Acesso em fevereiro de 2019.

CEMENT EQUIPMENT. Disponível em: <<https://www.cementequipment.org/>> Acesso em fevereiro de 2019.

Cemex Group, Sustainable Development Report, 2011. Disponível em: < <https://www.cemex.com/documents/20143/0/CemexSustainableDevelopmentReport2015.pdf/a1ad8424-f84d-52fc-2959-8d0ef18af803> > Acesso em Junho de 2019

CIMENTO.ORG. Disponível em: < <https://cimento.org> >. Acesso em fevereiro de 2019.

CIVIL DIGITAL. Disponível em: < <https://civildigital.com> >. Acesso em fevereiro de 2019.

CIOBANU, C.; VOICU, G.; TOMA, M. L.; TUDOR, P. Emissions monitoring of heavy metals and their compounds resulted from combustion processes in clinker kilns in romania. *Journal of Engineering Studies and Research – Volume 23 (2017)*. Disponível: <http://jesr.ub.ro/index.php/JESR/article/view/259>.

CORTADA MUT, M. D. M.; NØRSKOV, L. K.; FRANDBSEN, F. J.; GLARBORG, P.; JOHANSEN, K. D. (2015). Review: Circulation of Inorganic Elements in Combustion of Alternative Fuels in Cement Plants. DOI: <https://doi.org/10.1021/ef502633u>

EC – European Commission. “Directive 2000/76/EC of the European Parliament and of the Council of 4 December 2000 on the incineration of waste”. Disponível em: <<http://eur-lex.europa.eu/LexUriServ/site/en/consleg/2000/L/02000L0076-20001228-en.pdf>>. Acesso em: Março de 2019.

FARAG. M. L. Energy and exergy analyses of egyptian cement kiln plant with complete kiln gas diversion through by pass. International Journal of Advances in Applied Sciences. v. 1, p. 35-44, march 2012. Disponível: <https://www.researchgate.net/publication/275405606_Energy_and_Exergy_Analyses_of_Egyptian_Cement_Kiln_Plant_With_Complete_Kiln_Gas_Diversion_through_by_Pass>

FARAG. M. L.; GHORAB, H.; EL NEMR, A. Evaluation of the Operational Behaviour of an Egyptian Cement Dry Process Kiln Plant. Journal of Applied Sciences Research. p. 4245-4254, 2013. Disponível: <<http://www.aensiweb.com/old/jasr/jasr/2013/4245-4254.pdf>>.

FARAMAWY, S; ZAKI, T.; SAKR, A. A. E. Natural gas origin, composition, and processing: A review. Journal of Natural Gas Science and Engineering. Volume 34, August 2016. DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/j.jngse.2016.06.030>

FELLAOU, S.; BOUNAHMIDI, T. Analyzing thermodynamic improvement potential of a selected cement manufacturing process: Advanced exergy analysis. Energy Volume 154, 1 July 2018. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.04.121>

GCCA - Global Cement and Concrete Association. Disponível em: <<https://gccassociation.org>>. Acesso em fevereiro de 2019.

GEORGIOPOULOU, M.; LYBERATOS, G. Life cycle assessment of the use of alternative fuels in cement kilns: A case study. Journal of Environmental Management. Volume 216, 15 June 2018. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2017.07.017>

GRABCAD. Disponível em: < <https://grabcad.com> >. Acesso em abril de 2019.

GTZ/HOLCIM. “Guidelines on CoProcessing Waste Materials in Cement Production: The GTZ- Holcim Public Private Partnership”. Holcim Group Support Ltd and Deutsche Gesellschaft für Technische Zusammenarbeit (GTZ) GmbH, 2006. Disponível em: < https://www.geocycle.com/sites/geocycle/files/atoms/files/co-processing_supporting_document_giz-holcim_guidelines_0.pdf >. Acesso em: Fevereiro de 2019.

IEA - International Energy Agency. Technology Roadmap - Low-Carbon Transition in the Cement Industry. Disponível em: < <https://webstore.iea.org/technology-roadmap-low-carbon-transition-in-the-cement-industry> > Acesso em fevereiro de 2019.

INTERNATIONAL ENERGY AGENCY / ENERGY TECHNOLOGY SYSTEMS ANALYSIS PROGRAMME – IEA/ETSAP - Cement Production. Disponível em: https://www.iea-etsap.org/E-TechDS/PDF/I03_cement_June_2010_GS-gct.pdf. Acesso em fevereiro de 2019.

JANZEN, K. F. Possibilidade da destinação de resíduos industriais gerados no Brasil pelo modelo de coprocessamento utilizado em fornos de clínquerização na Alemanha. Dissertação (mestrado) - Universidade Federal do Paraná, Setor de Tecnologia em parceria com a Universidade de Stuttgart e o Sistema Nacional de Aprendizagem Industrial do Paraná. Programa de Mestrado em Meio Ambiente Urbano e Industrial, 2013

JAYGOPAL, J.; PALAPPAN, K. G.; RAJAVEL, M.; GURUCHANDRAN, P. S.; SURESH, S. Comparison of combustion characteristics of Petcoke and Indian sub bituminous coal in a CFB Test facility. International Journal of Thermal Technologies. 2017. DOI: <https://doi.org/10.14741/ijtt.v7i.8274>

KOTAS, T.J. The Exergy Method of Thermal Plant Analysis. Ed. Krieger Publishing Company, Florida, USA, 328 p, 1985.

LAMAS, W. Q.; PALAU, J. C. F.; CAMARGO, J. R. Waste materials co-processing in cement industry: Ecological efficiency of waste reuse. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. Volume 19, March 2013.

LARSEN, M. B. (2007). *Alternative Fuels in Cement Production*. Technical University of Denmark, Department of Chemical and Biochemical Engineering.

MAARUP, C. DAM-JOHANSEN, K.; CLEMENT, K.; HJULER, K. (2013). *Gas-Solid Heat Exchanger for Cement Production*. Technical University of Denmark, Department of Chemical and Biochemical Engineering.

MALARD, A. A. M. *Avaliação Ambiental do Setor de Coprocessamento no Estado de Minas Gerais*. Tese (Doutorado) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2016.

MAPA DA OBRA. Disponível em: <<https://www.mapadaobra.com.br>>. Acesso em fevereiro de 2019

MDPI - Disponível em: <<https://www.mdpi.com/>>. Acesso em fevereiro de 2019.

MERIZAK, M. *Chlorine in cement manufacturing using co-processing of waste / Marouane Merizak*. Dissertação (mestrado) - Universidade Federal do Paraná, Setor de Tecnologia, Programa de Pós-graduação em Meio Ambiente Urbano e Industrial; Universität Stuttgart; Sistema Nacional de Aprendizagem Industrial no Paraná, 2018.

MEYSTRE, J. A. *Análise do Coprocessamento de Resíduo Sólido Urbano na Indústria de Cimento Portland no Brasil*. 2016. 213 f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, 2016.

MINAS GERAIS (MG). *Deliberação Normativa COPAM nº 154, de 25 de agosto de 2010*. Dispõe sobre o co-processamento de resíduos em fornos de clínquer, Minas Gerais, 2010.

MME. Disponível em: <www.mme.gov.br>. Acesso em maio de 2019.

PANORAMA DO COPROCESSAMENTO 2016. Disponível em: < http://coprocessamento.org.br/cms/wpcontent/uploads/2013/12/Panorama_Coprocessoamento_2012.pdf>. Acesso em fevereiro de 2019.

PACHITSAS, S. (2018). Control of HCl Emission from Cement Plants. Kgs. Lyngby: Technical University of Denmark (DTU).

PANDEY, U. (2018).Reduction in Sulphur Emissions from the Norcem Cement Plant in Kjøpsvik. Master thesis. Faculty of Technology, Natural sciences and Maritime Sciences. Campus Porsgrunn.

PAREEK, M.; Singh, D.; Yadav, D; Chaturvedi, S. K.; ALI, M. M. Utilization of Aluminium Processing Waste as Raw Materials in the Manufacture of Cement. 13th NCB International Seminar. Available at: < http://www.ncbindia.com/pdf_seminar/096-FP.pdf > Acesso em fevereiro de 2019.

PARMAR, M.; SOLANKI, D.; VEGADA, B. Energy and Exergy Analysis of Cement Rotary Kiln. International Journal of Advance Engineering and Research Development. Volume 3, Issue 4, April -2016

PERRY, R. H.; CHILTON, C. H. (1982). Chemical Engineers Handbook, International Student Edition. 5 Ed.

RAHMAN, A.; RASUL, M. G.; KHAN, M. M. K.; SHARMA, S. Recent Development on the Uses of Alternative Fuels in Cement Manufacturing Process. Fuel. Rockhampton, v. 145, p. 84–99, april 2015.

RENO, M. L. G.; SILVA, R. J.; BELATO, M.N. Exergy Analysis of The Clinker Production Applying Scrap Tires as Fuel. Latin American Applied Research, 43:193-197 (2013).

REVALORE. Disponível em: < www.revalore.com.br>. Acesso em maio de 2019.

RIBEIRO, D. V. Influência da temperatura de calcinação nas propriedades cimentícias do resíduo de bauxita – SÃO CARLOS. 2011. 78f. Relatório Científico Final de Pós-doutorado. UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS. São Carlos, 2011.

RODRIGUEZ, C. A. S. (2009), Análise Exergética, Termoeconômica e Ambiental de uma Usina Supercrítica a Carvão Mineral, Itajubá, 117p. Dissertação (Mestrado em Conversão de Energia) - Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá.

SCHÖFFMANN H. Gas-Bypass-Anlagen zur Beherrschung von ChloridKreisläufen im Zementwerk. PROZESSABTEILUNG (TPP) LAFARGE CTEC, WIEN. 12p, June 2015. Disponível: <http://institute.unileoben.ac.at/ghiwww/pdf/schoeffmann.pdf>

SIGNORETTI, V. T. “Controle das Emissões de NOX, SOX e Metais Pesados Quando se Utilizam Combustíveis Alternativos e de Alto Teor de Enxofre na Indústria de Cimento”. 2008. 105 p. Tese (Doutorado) – Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, 2008.

SILVA, A. A. Potencial de Conservação de Energia na Indústria Cimenteira do Brasil. 74f. Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal do ABC, Santo André, 2013.

SILVA, R. J. Análise Energética de Plantas de Produção de Cimento Portland. 242f. Tese (Doutorado) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1994.

SINGH, R.; RAO, R.; MISHRA, A. K.; KUMAR, S.; BAHETY, L.; SUDHAKAR, N. K. M. Productivity Improvement And Its Relevance In Indian Cement Industry-Case Studies. 13th NCB International Seminar. Available at: <http://www.ncbindia.com/pdf_seminar/141-FP.pdf> Acesso em fevereiro de 2019.

STAFFORD, F. N.; VIQUEZ, M. D.; LABRINCHA, J.; HOTZA, D. Advances and Challenges for the Co-processing in Latin American Cement Industry. Procedia Materials Science. Volume 9, 2015. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.mspro.2015.05.032>

SNIC - SINDICATO NACIONAL DA INDÚSTRIA DO CIMENTO. Disponível em <<http://www.snic.com.br>>. Acesso em fevereiro de 2019.

SZARGUT, J.; MORRIS D.R.; STEWARD, F.R. Exergy analysis of thermal, chemical, and metallurgical processes. Ed. Hemisphere Publishing Corporation, New York, USA, 332 p, 1988.

TAETS, L. A. R. Análise da participação do Gás Natural na matriz energética e a aplicação desse combustível no processo de Pelotização de Minério de Ferro. 2014. 149 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, 2014.

TARGINO; T. G. Análise de Coprocessamento de resíduos industriais em fornos rotativos de fábricas de cimento com misturas de combustíveis fósseis. Trabalho Final de Graduação. IEM, UNIFEI, Julho de 2017.

USGS – United States Geological Survey. Disponível em: < <https://www.usgs.gov/>>. Acesso em fevereiro de 2019.

USTAOGU, A; ALPTEKIN, M.; AKAY, M. E. Thermal and exergetic approach to wet type rotary kiln process and evaluation of waste heat powered ORC (Organic Rankine Cycle). Applied Thermal Engineering, 112, 281– 295, 2017. DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2016.10.053>

V, P. J.; YOHANNAN, S.; JOSE, J. K.; R, R. C.; P, J. J.; J, L. A. (2015). Energy and exergy analysis in a cement plant. International Journal of Science, Engineering and Technology Research (IJSETR), Volume 4, Issue 4, April 2015. Disponível: <http://ijsetr.org/wp-content/uploads/2015/04/IJSETR-VOL-4-ISSUE-4-677-679.pdf>

VDCHARI. Disponível em: < <https://vdchari.com/>>. Acesso em maio de 2019.

WORLDBANK - Disponível em: <<https://www.worldbank.org>>. Acesso em fevereiro de 2019.

APÊNDICE A – CÁLCULOS DO ESTUDO DE CASO 1

PRODUÇÃO DE CLÍNQUER

A vazão mássica representa a quantidade em quilos que deverá ser queimada por segundo de cada combustível para produzir a quantidade de clínquer estimada, que neste caso é de 48,37 kg por segundo. Esse valor foi estimado a partir da produção atual da fábrica de cimento, que é de 4180 toneladas por dia. O cálculo é apresentado a seguir pela Equação (A.1).

$$\dot{m}_{\text{clinquer}} = \frac{4180 \times 1000}{24 \times 60 \times 60} \quad (\text{A. 1})$$

$$\dot{m}_{\text{clinquer}} = 48,37 \text{ kg/s} \quad (\text{A. 1})$$

COMPOSIÇÃO DO COMBUSTÍVEL

A Tabela (A.1) apresenta a composição do óleo combustível utilizado neste estudo de caso.

Tabela A.1 – Composição química elementar e PCI do óleo combustível do estudo de caso 1.

Componentes	%
C	85,8
H	11,15
S	0,3
PCI (kJ/kg)	40797

Fonte: (FARAG, 2012).

COMBUSTÃO NO QUEIMADOR DO FORNO

Primeiramente, calculou-se o consumo de combustível no forno rotativo por meio da Equação (A.2).

$$CC_{\text{forno}} = \text{comb}_{\text{forno}} \times \text{cec} \times \dot{m}_{\text{clinquer}} \quad (\text{A. 2})$$

Onde: CC_{forno} = consumo de calor no forno.

$\text{comb}_{\text{forno}}$ = quantidade de combustível injetado no forno = 31%.

cec = consumo específico de calor = 4325,5 kJ/kg de clínquer.

$\dot{m}_{\text{clínquer}}$ = vazão mássica de clínquer = 48,367 kg/s de clínquer.

$$\text{CC}_{\text{forno}} = 0,31 \times 4325,5 \times 48,37 \quad (\text{A. 2})$$

$$\text{CC}_{\text{forno}} = 64852,08 \text{ kJ/s} \quad (\text{A. 2})$$

CONSUMO DE COMBUSTÍVEL E EQUAÇÃO DA COMBUSTÃO NO FORNO

A vazões mássica de combustível no forno rotativo é calculada através da Equação (A.3).

$$\dot{m}_{\text{comb_forno}} = \frac{\text{CC}_{\text{forno}}}{\text{PCI}_{\text{comb}}} \quad (\text{A. 3})$$

Onde: $\dot{m}_{\text{comb_forno}}$ = consumo de combustível no forno.

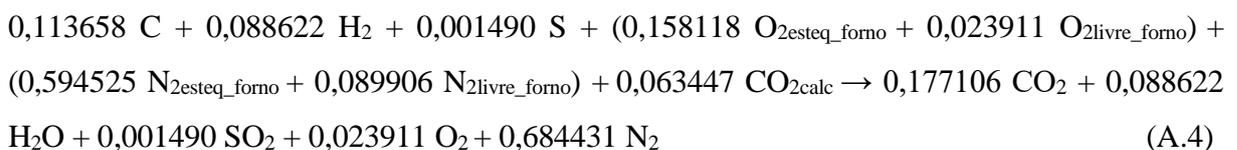
CC_{forno} = consumo de calor no forno = 64852,08 kJ/s.

PCI_{comb} = 40797 kJ/kg.

$$\dot{m}_{\text{comb_forno}} = \frac{64852,08}{40797} \quad (\text{A. 3})$$

$$\dot{m}_{\text{comb_forno}} = 1,59 \text{ kg/s} \quad (\text{A. 3})$$

A Equação (A.4) de combustão corrigida com 2,7% de O₂ livre, somada com a calcinação do CaCO₃ no forno.



BALANCEAMENTO ESTEQUIOMÉTRICO DA COMBUSTÃO NO FORNO

O₂ estequiométrico necessário para combustão é calculado pela Equação (A.5).

$$O_{2\text{esteq_forno}} = 0,113658 \text{ CO}_2 + \left(\frac{0,088622}{2}\right) \text{ H}_2\text{O} + 0,000149 \text{ SO}_2 \quad (\text{A. 5})$$

$$O_{2\text{esteq_forno}} = 0,158118 \text{ kmol/s} \quad (\text{A. 5})$$

N₂ estequiométrico necessário para combustão é calculado pela Equação (A.6).

$$N_{2\text{esteq_forno}} = 3,76 \times O_{2\text{esteq_forno}} \quad (\text{A. 6})$$

Onde: O_{2esteq_forno} = oxigênio estequiométrico = 0,158118 kmol/s

$$N_{2\text{esteq_forno}} = 3,76 \times 0,158118 \quad (\text{A. 6})$$

$$N_{2\text{esteq_forno}} = 0,594525 \text{ kmol/s} \quad (\text{A. 6})$$

CÁLCULO DO O₂ E N₂ LIVRE NO FORNO

O O₂ livre é calculado utilizando a Equação (A.7), respectivamente. A água não foi considerada para o cálculo de O₂ livre devido ao processo ocorrer em via seca. Considerando um excesso de ar correspondente a 2,7% de O₂ livre e substituindo os valores tem-se:

$$\%O_{2\text{livre_forno}} = \frac{O_{2\text{livre_forno}}}{(n_t) + (4,76 \times O_{2\text{livre_forno}})} \quad (\text{A. 7})$$

Onde: n_t = vazão molar dos gases (desconsiderando a água) = 0,771780 kmol/s.

%O_{2livre_forno} = porcentagem de oxigênio livre = 2,7%

O_{2livre_forno} = oxigênio livre em kmol/s

$$0,027 = \frac{O_{2\text{livre_forno}}}{(0,771780) + (4,76 \times O_{2\text{livre_forno}})} \quad (\text{A. 7})$$

$$O_{2\text{livre_forno}} = 0,023911 \text{ kmol/s} \quad (\text{A. 7})$$

O N_2 livre é calculado utilizando a Equação (A.8), respectivamente.

$$N_{2\text{livre_forno}} = 3,76 \times O_{2\text{livre_forno}} \quad (\text{A. 8})$$

Onde: $O_{2\text{livre_forno}}$ = oxigênio livre = 0,023911 kmol/s

$$N_{2\text{livre_forno}} = 3,76 \times 0,023911 \quad (\text{A. 8})$$

$$N_{2\text{livre_forno}} = 0,089906 \text{ kmol/s} \quad (\text{A. 8})$$

COMBUSTÃO NO QUEIMADOR DO PRÉ-CALCINADOR

Primeiramente, calculou-se o consumo específico de combustível no pré-calcinador por meio da Equação (A.9).

$$CC_{\text{calc}} = \text{comb}_{\text{calc}} \times \text{cec} \times \dot{m}_{\text{clínquer}} \quad (\text{A. 9})$$

Onde: CC_{calc} = consumo de calor no calcinador.

$\text{comb}_{\text{calc}}$ = quantidade de combustível injetado no calcinador = 69%.

cec = consumo específico de calor = 4325,5 kJ/kg de clínquer.

$\dot{m}_{\text{clínquer}}$ = vazão mássica de clínquer = 48,37 kg/s de clínquer.

$$CC_{\text{calc}} = \text{comb}_{\text{calc}} \times \text{cec} \times \dot{m}_{\text{clínquer}} \quad (\text{A. 9})$$

$$CC_{\text{calc}} = 0,69 \times 4325,5 \times 48,37 \quad (\text{A. 9})$$

$$CC_{\text{calc}} = 144348,17 \text{ kJ/s} \quad (\text{A. 9})$$

CONSUMO DE COMBUSTÍVEL E EQUAÇÃO DE COMBUSTÃO NO PRÉ-CALCINADOR

A vazão mássica de combustível no pré-calcinador é calculado através da Equação (A.10).

$$\dot{m}_{\text{comb_calc}} = \frac{CC_{\text{calc}}}{PCI_{\text{comb}}} \quad (\text{A.10})$$

Onde: $\dot{m}_{\text{comb_calc}}$ = consumo de combustível no calcinador.

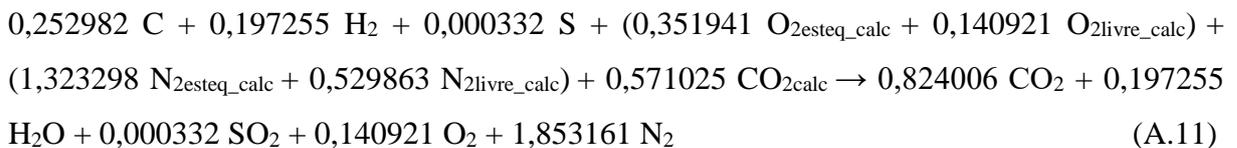
CC_{calc} = consumo de calor no calcinador = 144348,17 kJ/s.

PCI_{comb} = 40797 kJ/kg.

$$\dot{m}_{\text{comb_calc}} = \frac{144348,17}{40797} \quad (\text{A.10})$$

$$\dot{m}_{\text{comb_calc}} = 3,54 \text{ kg/s} \quad (\text{A.10})$$

Pelo fato do forno rotativo ser dotado de by-pass, 100% do volume total do gás de exaustão no forno são desviados através do sistema de by-pass, com isso 100% do volume total do gás de exaustão não são inseridos no pré-calcinador. A Equação (A.11) de combustão corrigida com 5% de O₂ livre, somada com a calcinação do CaCO₃.



BALANCEAMENTO ESTEQUIOMÉTRICO DA COMBUSTÃO NO PRÉ-CALCINADOR

O₂ estequiométrico necessário para combustão é calculado pela Equação (A.12).

$$O_{2\text{esteq_calc}} = 0,252982 \text{ CO}_2 + \left(\frac{0,197255}{2}\right) \text{ H}_2\text{O} + 0,000332 \text{ SO}_2 \quad (\text{A.12})$$

$$O_{2\text{esteq_calc}} = 0,351941 \text{ kmol/s} \quad (\text{A.12})$$

N₂ estequiométrico necessário para combustão é calculado pela Equação (A.13).

$$N_{2\text{esteq_calc}} = 3,76 \times O_{2\text{esteq_calc}}$$

Onde: O_{2esteq_calc} = oxigênio livre = 0,351941 kmol/s

$$N_{2\text{esteq_calc}} = 3,76 \times 0,351941 \quad (\text{A.13})$$

$$N_{2\text{esteq_calc}} = 1,323298 \text{ kmol/s} \quad (\text{A.13})$$

CÁLCULO DO O₂ E N₂ LIVRE NO PRÉ-CALCINADOR

O O₂ livre é calculado utilizando a Equação (A.14). A água não foi considerada para o cálculo de O₂ livre devido ao processo ocorrer em via seca. Considerando um excesso de ar correspondente a 5% de O₂ livre e substituindo os valores tem-se:

$$\%O_{2\text{livre_calc}} = \frac{O_{2\text{livre_calc}}}{(n_t) + (4,76 \times O_{2\text{livre_calc}})} \quad (\text{A.14})$$

Onde: n_t = vazão molar dos gases (desconsiderando a água) = 2,147636 kmol/s.

% O_{2livre_calc} = porcentagem de oxigênio livre = 5%

O_{2livre_calc} = oxigênio livre em kmol/s.

$$0,05 = \frac{O_{2\text{livre_calc}}}{(2,147636) + (4,76 \times O_{2\text{livre_calc}})} \quad (\text{A. 14})$$

$$O_{2\text{livre_calc}} = 0,140921 \text{ kmol/s} \quad (\text{A. 14})$$

O N₂ livre é calculado utilizando as Equação (A.15).

$$N_{2\text{livre_calc}} = 3,76 \times O_{2\text{livre_calc}} \quad (\text{A. 15})$$

Onde: O_{2livre_calc} = oxigênio livre = 0,140921 kmol/s.

$$N_{2\text{livre_calc}} = 3,76 \times 0,140921 \quad (\text{A. 15})$$

$$N_{2\text{livre_calc}} = 0,529863 \text{ kmol/s} \quad (\text{A. 15})$$

ESTIMATIVA DA EMISSÃO DE CO₂

A Tabela (A.2) mostra os resultados da emissão de CO₂ da matéria-prima, e a Tabela (A.3) apresenta os resultados da emissão de CO₂ da combustão com os três tipos de combustíveis.

Tabela A.2 - Resultados encontrados na emissão de CO₂ da matéria-prima.

Emissão de CO₂ da Matéria- Prima (kmol/s)	(x) Peso Molecular (g/mol)	(÷) Vazão Clínquer (ton/s)	Emissão Total de CO₂ (kg CO₂/ton. de clínquer)
0,731047	44	0,04837	665

Fonte: (AUTOR, 2019).

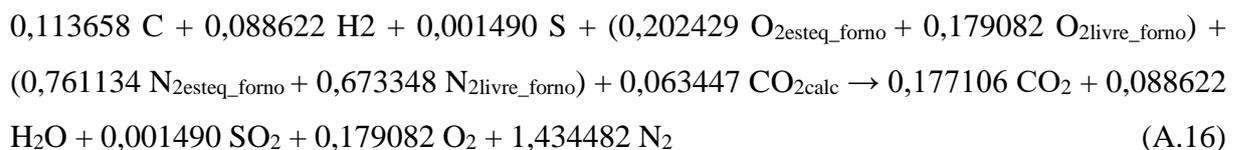
Tabela A.3 - Resultados encontrados da situação real e a simulação na emissão de CO₂ com diferentes combustíveis.

Combustão	Emissão de CO₂ do Forno (kmol/s)	(+) Emissão de CO₂ do Calcinador (kmol/s)	(x) Peso Molecular (g/mol)	(÷) Vazão Clínquer (ton/s)	Emissão Total de CO₂ (kg CO₂/ton. de clínquer)
Óleo (Real)	0,113658	0,252982	44	0,04837	333
Gás Natural (Simulação)	0,082770	0,184231	44	0,04837	243
Carvão Mineral (Simulação)	0,130997	0,291575	44	0,04837	384

Fonte: (AUTOR, 2019).

ESTIMATIVA DA EMISSÃO DE SO₂ CORRIGIDO PARA 10% DE O₂ LIVRE

O SO₂ emitido na atmosfera corresponde a apenas 10% do SO₂, isso porque 90% do SO₂ é absorvido pelos componentes da matéria-prima. Esse processo de absorção do SO₂ presente no processo é chamado de dessulfurização. A Equação (A.16) está corrigida para 10% de O₂ livre, para a combustão do forno é apresentado a seguir.



Conhecendo-se a quantidade de efluentes gasosos liberados no forno, é possível calcular a emissão dos poluentes gasosos. O forno rotativo possui um sistema de by-pass, fazendo que 100% do volume total do gás de exaustão do forno não seja inserido no pré-calcinador, sendo desviado através do sistema de by-pass. Primeiramente, são calculadas as emissões dos poluentes em mg/Nm³ nas condições com 10% de O₂ livre no forno.

Para encontrar o volume desses gases em Nm³, utilizou-se a Equação de Clapeyron, também conhecida como a Equação do Gás Ideal, apresentada na Equação (A.17). O número de moles é a soma dos efluentes gasosos formados no forno.

$$P \times V = n \times R \times T \quad (\text{A.17})$$

Sendo: P = pressão dos gases (101325 Pa).

V = vazão volumétrica dos gases (Nm³/s).

n = vazão molar dos gases (1,790669 kmol/s).

R = constante universal dos gases perfeitos (8314 Pa.m³/kmol.K).

T = temperatura absoluta (273,15 K).

$$V = \frac{n \times R \times T}{P} \quad (\text{A.17})$$

$$V = \frac{1,790669 \times 8314 \times 273,15}{101325} \quad (\text{A.17})$$

$$V = 40,13 \text{ Nm}^3/\text{s} \quad (\text{A.17})$$

Utilizando a Equação (A.17) encontrou-se um volume total de gases (V) sendo emitido no forno. Conhecendo o volume total de gases emitidos por segundo no forno, é possível calcular a emissão dos poluentes em mg/Nm³ utilizando a Equação (A.18) a seguir.

$$\text{Emissão}_{\text{forno}} = \frac{n \times P_m \times 10^6}{V} \quad (\text{A.18})$$

Sendo: n = vazão molar do poluente em número de moles por segundo (0,000015 kmol/s).

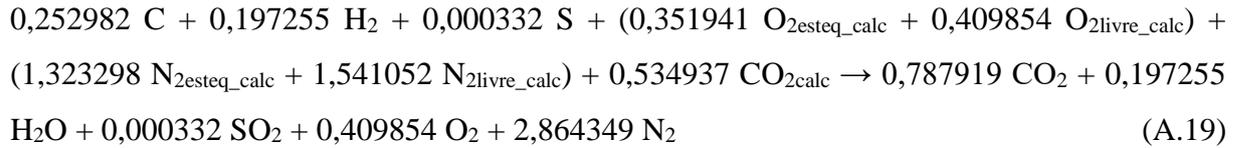
P_m = peso molecular do poluente (64 g/mol).

V = vazão volumétrica dos gases (40,13 Nm³/s).

$$\text{Emissão}_{\text{forno}} = \frac{0,000015 \times 64 \times 10^6}{40,13} \quad (\text{A.18})$$

$$\text{Emissão}_{\text{forno}} = 23,76 \text{ mg}/\text{Nm}^3 \quad (\text{A.18})$$

A Equação (A.19) está corrigida para 10% de O₂ livre, para a combustão do calcinador é apresentado a seguir.



Conhecendo-se a quantidade de efluentes gasosos liberados no pré-calcinador, é possível calcular a emissão dos poluentes gasosos. Primeiramente, são calculadas as emissões dos poluentes em mg/Nm³ nas condições com 10% de O₂ livre no pré-calcinador.

Para encontrar o volume desses gases em Nm³, utilizou-se a Equação de Clapeyron, também conhecida como a Equação do Gás Ideal, apresentada na Equação (A.20). O número de moles é a soma dos efluentes gasosos formados no pré-calcinador.

$$P \times V = n \times R \times T \quad (\text{A.20})$$

Sendo: P = pressão dos gases (101325 Pa).

V = vazão volumétrica dos gases (Nm³/s).

n = vazão molar dos gases (4,098210 kmol/s).

R = constante universal dos gases perfeitos (8314 Pa.m³/kmol.K).

T = temperatura absoluta (273,15 K).

$$V = \frac{n \times R \times T}{P} \quad (\text{A.20})$$

$$V = \frac{4,098210 \times 8314 \times 273,15}{101325} \quad (\text{A.20})$$

$$V = 91,87 \text{ Nm}^3/\text{s} \quad (\text{A.20})$$

Utilizando a Equação (A.20) encontrou-se um volume total de gases (V) sendo emitido no pré-calcinador. Conhecendo o volume total de gases emitidos por segundo no pré-calcinador, é possível calcular a emissão dos poluentes em mg/Nm³ utilizando a Equação (A.21) a seguir.

$$\text{Emissão}_{\text{calc}} = \frac{n \times P_m \times 10^6}{V} \quad (\text{A.21})$$

Sendo: n = vazão molar do poluente em número de moles por segundo (0,000033 kmol/s).

P_m = peso molecular do poluente (64 g/mol).

V = vazão volumétrica total de gases (91,87 Nm³/s).

$$\text{Emissão}_{\text{calc}} = \frac{0,000033 \times 64 \times 10^6}{91,87} \quad (\text{A.21})$$

$$\text{Emissão}_{\text{calc}} = 23,10 \text{ mg/Nm}^3 \quad (\text{A.21})$$

A Equação (A.22) mostra a emissão total de SO₂ no forno e pré-calcinador.

$$\text{Emissão}_{\text{total}} = \text{Emissão}_{\text{forno}} + \text{Emissão}_{\text{calc}} \quad (\text{A.22})$$

Sendo: $\text{Emissão}_{\text{forno}}$ = emissão do SO₂ do forno (23,74 mg/Nm³).

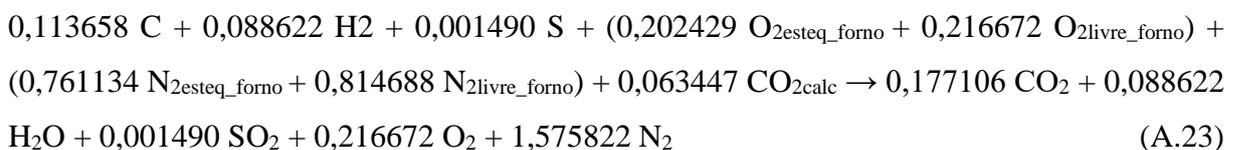
$\text{Emissão}_{\text{calc}}$ = emissão do SO₂ do calcinador (23,10 mg/Nm³)

$$\text{Emissão}_{\text{total}} = 23,74 + 23,10 \quad (\text{A.22})$$

$$\text{Emissão}_{\text{total}} = 46,84 \text{ mg/Nm}^3 \quad (\text{A.22})$$

ESTIMATIVA DA EMISSÃO DE SO₂ CORRIGIDO PARA 11% DE O₂ LIVRE

O SO₂ emitido na atmosfera corresponde a apenas 10% do SO₂, isso porque 90% do SO₂ é absorvido pelos componentes da matéria-prima. Esse processo de absorção do SO₂ presente no processo é chamado de dessulfurização. A Equação (A.23) está corrigida para 11% de O₂ livre, para a combustão do forno é apresentado a seguir.



Conhecendo-se a quantidade de efluentes gasosos liberados no forno, é possível calcular a emissão dos poluentes gasosos. O forno rotativo possui um sistema de by-pass, fazendo que 100% do volume total do gás de exaustão no forno não é inserido no pré-calcinador, e é desviado através do sistema de by-pass. Primeiramente, são calculadas as emissões dos poluentes em mg/Nm³ nas condições com 11% de O₂ livre no forno.

Para encontrar o volume desses gases em Nm³, utilizou-se a Equação de Clapeyron, também conhecida como a Equação do Gás Ideal, apresentada na Equação (A.24). O número de moles é a soma dos efluentes gasosos formados no forno.

$$P \times V = n \times R \times T \quad (\text{A. 24})$$

Sendo: P = pressão dos gases (101325 Pa).

V = vazão volumétrica dos gases (Nm³/s).

n = vazão molar dos gases (1,969601 kmol/s).

R = constante universal dos gases perfeitos (8314 Pa.m³/kmol.K).

T = temperatura absoluta (273,15 K).

$$V = \frac{n \times R \times T}{P} \quad (\text{A. 24})$$

$$V = \frac{1,969601 \times 8314 \times 273,15}{101325} \quad (\text{A. 24})$$

$$V = 44,14 \text{ Nm}^3/\text{s} \quad (\text{A. 24})$$

Utilizando a Equação (A.24) encontrou-se um volume total de gases (V) sendo emitido no forno. Conhecendo o volume total de gases emitidos por segundo no forno, é possível calcular a emissão dos poluentes em mg/Nm³ utilizando a Equação (A.25) a seguir.

$$\text{Emissão}_{\text{forno}} = \frac{n \times P_m \times 10^6}{V} \quad (\text{A. 25})$$

Sendo: n = vazão molar do poluente em número de moles por segundo (0,000015 kmol/s).

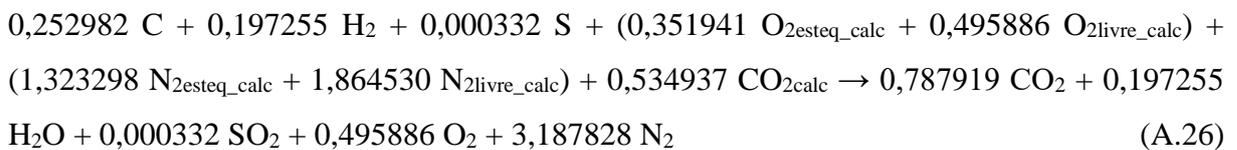
P_m = peso molecular do poluente (64 g/mol).

V = volume total de gases (44,14 Nm³).

$$\text{Emissão}_{\text{forno}} = \frac{0,000015 \times 64 \times 10^6}{44,14} \quad (\text{A.25})$$

$$\text{Emissão}_{\text{forno}} = 21,60 \text{ mg/Nm}^3 \quad (\text{A.25})$$

A Equação (A.26) está corrigida para 11% de O₂ livre, para a combustão do calcinador é apresentado a seguir.



Conhecendo-se a quantidade de efluentes gasosos liberados no no pré-calcinador, é possível calcular a emissão dos poluentes gasosos. Primeiramente, são calculadas as emissões dos poluentes em mg/Nm³ nas condições com 11% de O₂ livre no no pré-calcinador.

Para encontrar o volume desses gases em Nm³, utilizou-se a Equação de Clapeyron, também conhecida como a Equação do Gás Ideal, apresentada na Equação (A.27). O número de moles é a soma dos efluentes gasosos formados no no pré-calcinador.

$$P \times V = n \times R \times T \quad (\text{A.27})$$

Sendo: P = pressão dos gases (101325 Pa).

V = vazão volumétrica dos gases (Nm³/s).

n = vazão molar dos gases (4,507720 kmol/s).

R = constante universal dos gases perfeitos (8314 Pa.m³/kmol.K).

T = temperatura absoluta (273,15 K).

$$V = \frac{n \times R \times T}{P} \quad (\text{A.27})$$

$$V = \frac{4,507720 \times 8314 \times 273,15}{101325} \quad (\text{A.27})$$

$$V = 101,05 \text{ Nm}^3/\text{s} \quad (\text{A.27})$$

Utilizando a Equação (A.27) encontrou-se um volume total de gases (V) sendo emitido no pré-calcinador. Conhecendo o volume total de gases emitidos por segundo no pré-calcinador, é possível calcular a emissão dos poluentes em mg/Nm^3 utilizando a Equação (A.28) a seguir.

$$\text{Emissão}_{\text{calc}} = \frac{n \times P_m \times 10^6}{V} \quad (\text{A.28})$$

Sendo: n = emissão do poluente em número de moles por segundo (0,000033 kmol/s).

Pm = peso molecular do poluente (64,066 g/mol).

V = volume total de gases (101,05 Nm^3).

$$\text{Emissão}_{\text{calc}} = \frac{0,000033 \times 64 \times 10^6}{101,05} \quad (\text{A.28})$$

$$\text{Emissão}_{\text{calc}} = 21 \text{ mg}/\text{Nm}^3 \quad (\text{A.28})$$

A Equação (A.29) mostra a emissão total de SO_2 no forno e calcinador.

$$\text{Emissão}_{\text{total}} = \text{Emissão}_{\text{forno}} + \text{Emissão}_{\text{calc}} \quad (\text{A.29})$$

Sendo: $\text{Emissão}_{\text{forno}}$ = emissão do SO_2 do forno (21,60 mg/Nm^3).

$\text{Emissão}_{\text{calc}}$ = emissão do SO_2 do calcinador (21 mg/Nm^3)

$$\text{Emissão}_{\text{total}} = 21,60 + 21 \quad (\text{A.29})$$

$$\text{Emissão}_{\text{total}} = 42,60 \text{ mg}/\text{Nm}^3 \quad (\text{A.29})$$

APÊNDICE B – CÁLCULOS DO ESTUDO DE CASO 2

PRODUÇÃO DE CLÍNQUER

A vazão mássica representa a quantidade em quilos que deverá ser queimada por segundo de cada combustível para produzir a quantidade de clínquer estimada, que neste caso é de 72,91 kg por segundo. Esse valor foi estimado a partir da produção atual da fábrica de cimento, que é de 6300 toneladas por dia. O cálculo é apresentado a seguir pela Equação (B.1).

$$\dot{m}_{\text{clínquer}} = \frac{6300 \times 1000}{24 \times 60 \times 60} \quad (\text{B. 1})$$

$$\dot{m}_{\text{clínquer}} = 72,91 \text{ kg/s} \quad (\text{B. 1})$$

COMPOSIÇÃO DO COMBUSTÍVEL

A Tabela (B.1) apresenta a composição do gás natural utilizado neste estudo de caso.

Tabela B.1 – Composição química elementar e PCI do gás natural no estudo de caso 2.

Componentes	%
C	74,72
H	24,54
N	0,092
PCI (kJ/kg)	48787

Fonte: (FARAG, 2013).

COMBUSTÃO NO QUEIMADOR DO FORNO

Primeiramente, calculou-se o consumo de combustível no forno rotativo por meio da Equação (B.2).

$$CC_{\text{forno}} = \text{comb}_{\text{forno}} \times \text{cec} \times \dot{m}_{\text{clínquer}} \quad (\text{B. 2})$$

Onde: CC_{forno} = consumo de calor no forno.

$\text{comb}_{\text{forno}}$ = quantidade de combustível injetado no forno = 36%.

cec = consumo específico de calor = 3156 kJ/kg de clínquer.

$\dot{m}_{\text{clínquer}}$ = vazão mássica de clínquer = 72,91 kg/s de clínquer.

$$CC_{\text{forno}} = 0,36 \times 3156 \times 72,91 \quad (\text{B. 2})$$

$$CC_{\text{forno}} = 82837,43 \text{ kJ/s} \quad (\text{B. 2})$$

CONSUMO DE COMBUSTÍVEL E EQUAÇÃO DE COMBUSTÃO NO FORNO

A vazão mássica de combustível no forno rotativo é calculada através da Equação (B.3).

$$\dot{m}_{\text{comb_forno}} = \frac{CC_{\text{forno}}}{PCI_{\text{comb}}} \quad (\text{B. 3})$$

Onde: $\dot{m}_{\text{comb_forno}}$ = consumo de combustível no forno.

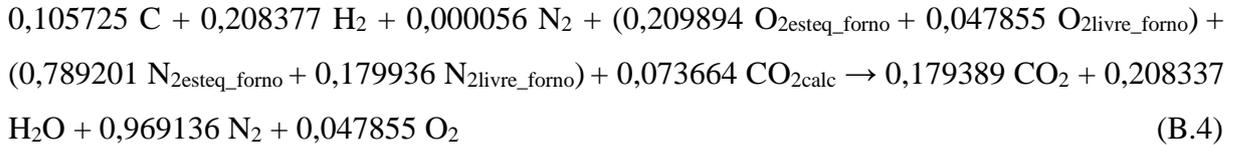
CC_{forno} = consumo de calor no forno = 82837,43 kJ/s.

PCI_{comb} = 48787 kJ/kg.

$$\dot{m}_{\text{comb_forno}} = \frac{82837,43}{48787} \quad (\text{B. 3})$$

$$\dot{m}_{\text{comb_forno}} = 1,70 \text{ kg/s} \quad (\text{B. 3})$$

A Equação (B.4) de combustão corrigida com 4% de O₂ livre, somada com a calcinação do CaCO₃ no forno.



BALANCEAMENTO ESTEQUIOMÉTRICO DA COMBUSTÃO NO FORNO

O₂ estequiométrico necessário para combustão é calculado pela Equação (B.5).

$$\text{O}_{2\text{esteq_forno}} = 0,105725 \text{ CO}_2 + \left(\frac{0,208337}{2}\right) \text{ H}_2\text{O} \quad (\text{B.5})$$

$$\text{O}_{2\text{esteq_forno}} = 0,209894 \text{ kmol/s} \quad (\text{B.5})$$

N₂ estequiométrico necessário para combustão é calculado pela Equação (B.6).

$$\text{N}_{2\text{esteq_forno}} = 3,76 \times \text{O}_{2\text{esteq_forno}} \quad (\text{B.6})$$

Onde: O_{2livre_forno} = oxigênio livre = 0,209894 kmol/s

$$\text{N}_{2\text{esteq_forno}} = 3,76 \times 0,209894 \quad (\text{B.6})$$

$$\text{N}_{2\text{esteq_forno}} = 0,789201 \text{ kmol/s} \quad (\text{B.6})$$

CÁLCULO DO O₂ E N₂ LIVRE NO FORNO

O O₂ livre é calculado utilizando a Equação (B.7), respectivamente. A água não foi considerada para o cálculo de O₂ livre devido ao processo ocorrer em via seca. Considerando um excesso de ar correspondente a 4% de O₂ livre e substituindo os valores tem-se:

$$\%O_{2\text{livre_forno}} = \frac{O_{2\text{livre_forno}}}{(n_t) + (4,76 \times O_{2\text{livre_forno}})} \quad (\text{B. 7})$$

Onde: n_t = vazão molar dos gases (desconsiderando a água) = 0,968590 kmol/s

$\%O_{2\text{livre_forno}}$ = porcentagem de oxigênio livre = 4%

$O_{2\text{livre_forno}}$ = oxigênio livre em kmol/s

$$0,04 = \frac{O_{2\text{livre_forno}}}{(0,968590) + (4,76 \times O_{2\text{livre_forno}})} \quad (\text{B. 7})$$

$$O_{2\text{livre_forno}} = 0,047855 \text{ kmol/s} \quad (\text{B. 7})$$

O N_2 livre é calculado utilizando a Equação (B.8).

$$N_{2\text{livre_forno}} = 3,76 \times O_{2\text{livre_forno}} \quad (\text{B. 8})$$

Onde: $O_{2\text{livre_forno}}$ = oxigênio livre = 0,047855 kmol/s

$$N_{2\text{livre_forno}} = 3,76 \times 0,047855 \quad (\text{B. 8})$$

$$N_{2\text{livre_forno}} = 0,179936 \text{ kmol/s} \quad (\text{B. 8})$$

COMBUSTÃO NO QUEIMADOR DO PRÉ-CALCINADOR

Primeiramente, calculou-se o consumo de combustível no pré-calcinador por meio das Equação (B.9).

$$CC_{\text{calc}} = \text{comb}_{\text{calc}} \times \text{cec} \times \dot{m}_{\text{clínquer}} \quad (\text{B. 9})$$

Onde: CC_{calc} = consumo de calor no calcinador.

$\text{comb}_{\text{calc}}$ = quantidade de combustível injetado no calcinador = 64%.

cec = consumo específico de calor = 3156 kJ/kg de clínquer.

$\dot{m}_{\text{clínquer}}$ = vazão mássica de clínquer = 72,91 kg/s de clínquer.

$$CC_{\text{calc}} = \text{comb}_{\text{calc}} \times \text{cec} \times \dot{m}_{\text{clinker}} \quad (\text{B. 9})$$

$$CC_{\text{calc}} = 0,64 \times 3156 \times 72,91 \quad (\text{B. 9})$$

$$CC_{\text{calc}} = 147266,53 \text{ kJ/s} \quad (\text{B. 9})$$

CONSUMO DE COMBUSTÍVEL E EQUAÇÃO DE COMBUSTÃO NO PRÉ-CALCINADOR

A vazão mássica de combustível no pré-calcinador é calculada através da Equação (B.10).

$$\dot{m}_{\text{comb_calc}} = \frac{CC_{\text{calc}}}{\text{PCI}_{\text{comb}}} \quad (\text{B. 10})$$

Onde: $\dot{m}_{\text{comb_calc}}$ = consumo de combustível no calcinador.

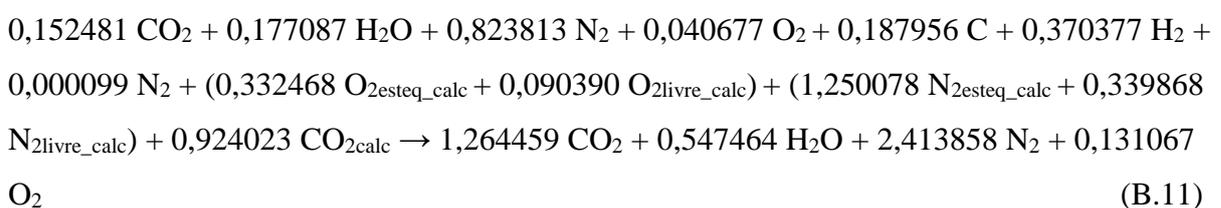
CC_{calc} = consumo de calor no calcinador = 147266,53 kJ/s.

PCI_{comb} = 48787 kJ/kg.

$$\dot{m}_{\text{comb_calc}} = \frac{147266,53}{48787} \quad (\text{B. 10})$$

$$\dot{m}_{\text{comb_calc}} = 3,02 \text{ kg/s} \quad (\text{B. 10})$$

Pelo fato do forno rotativo ser equipado com sistema de by-pass, com isso 15% do volume total do gás de exaustão no forno não é inserido no pré-calcinador e é desviado através do sistema de by-pass, o restante 85% do volume total do gás de exaustão no forno é inserido no pré-calcinador. A Equação (B.11) de combustão corrigida com 2,5% de O₂ livre, somada com a calcinação do CaCO₃.



BALANCEAMENTO ESTEQUIOMÉTRICO DA COMBUSTÃO NO PRÉ-CALCINADOR

O₂ estequiométrico necessário para combustão é calculado pela Equação (B.12).

$$O_{2\text{esteq_calc}} = 0,187956 \text{ CO}_2 + \left(\frac{0,370377}{2}\right) \text{ H}_2\text{O} - 0,040677 \text{ O}_{2\text{livre_forno}} \quad (\text{B. 12})$$

$$O_{2\text{esteq_calc}} = 0,332468 \text{ kmol/s} \quad (\text{B. 12})$$

N₂ estequiométrico necessário para combustão é calculado pela Equação (B.13).

$$N_{2\text{esteq_calc}} = 3,76 \times O_{2\text{esteq_calc}} \quad (\text{B. 13})$$

Onde: O_{2livre_forno} = oxigênio livre = 0,332468 kmol/s

$$N_{2\text{esteq_calc}} = 3,76 \times 0,332468 \quad (\text{B. 13})$$

$$N_{2\text{esteq_calc}} = 1,250078 \text{ kmol/s} \quad (\text{B. 13})$$

CÁLCULO DO O₂ E N₂ LIVRE NO PRÉ-CALCINADOR

O O₂ livre é calculado utilizando a Equação (B.14). A água não foi considerada para o cálculo de O₂ livre devido ao processo ocorrer em via seca. Considerando um excesso de ar correspondente a 2,5% de O₂ livre e substituindo os valores tem-se:

$$\%O_{2\text{livre_calc}} = \frac{O_{2\text{livre_calc}}}{(n_t) + (4,76 \times O_{2\text{livre_calc}})} \quad (\text{B. 14})$$

Onde: n_t = vazão molar dos gases (desconsiderando a água) = 3,185357 kmol/s

%O_{2livre_calc} = porcentagem de oxigênio livre = 2,5%

O_{2livre_calc} = oxigênio livre em kmol/s

$$0,025 = \frac{O_{2\text{livre_calc}}}{(3,185357) + (4,76 \times O_{2\text{livre_calc}})} \quad (\text{B.14})$$

$$O_{2\text{livre_calc}} = 0,090390 \text{ kmol/s} \quad (\text{B.14})$$

O N_2 livre é calculado utilizando as Equação (B.15).

$$N_{2\text{livre_calc}} = 3,76 \times O_{2\text{livre_calc}} \quad (\text{B.15})$$

Onde: $O_{2\text{livre_calc}}$ = oxigênio livre = 0,090390 kmol/s

$$N_{2\text{livre_calc}} = 3,76 \times 0,090390 \quad (\text{B.15})$$

$$N_{2\text{livre_calc}} = 0,339868 \text{ kmol/s} \quad (\text{B.15})$$

ESTIMATIVA DA EMISSÃO DE CO_2

A Tabela (B.2) mostra os resultados da emissão de CO_2 da matéria-prima, e a Tabela (B.3) apresenta os resultados da emissão de CO_2 da combustão com os três tipos de combustíveis.

Tabela B.2 - Resultados encontrados na emissão de CO_2 da matéria-prima.

Emissão de CO_2 da Matéria- Prima (kmol/s)	(x) Peso Molecular (g/mol)	(÷) Vazão Clínquer (ton/s)	Emissão Total de CO_2 (kg CO_2/ton. de clínquer)
1,048039	44	0,07292	632

Fonte: (AUTOR, 2019).

Tabela B.3 - Resultados encontrados da situação real e a simulação na emissão de CO₂ com diferentes combustíveis.

Combustão	Emissão de CO₂ do Forno (kmol/s)	(+) Emissão de CO₂ do Calcinador (kmol/s)	(x) Peso Molecular (g/mol)	(÷) Vazão Clínquer (ton/s)	Emissão Total de CO₂ (kg CO₂/ton. de clínquer)
Óleo (Simulação)	0,145199	0,258132	44	0,07292	243
Gás Natural (Real)	0,105740	0,187982	44	0,07292	177
Carvão Mineral (Simulação)	0,167350	0,297510	44	0,07292	280

Fonte: (AUTOR, 2019).

APÊNDICE C – CÁLCULOS DO ESTUDO DE CASO 3

PRODUÇÃO DE CLÍNQUER

A vazão mássica representa a quantidade em quilos que deverá ser queimada por segundo de cada combustível para produzir a quantidade de clínquer estimada, que neste caso é de 57,87 kg por segundo. Esse valor foi estimado a partir da produção atual da fábrica de cimento, que é de 5000 toneladas por dia. O cálculo é apresentado a seguir pela Equação (C.1).

$$\dot{m}_{\text{clinquer}} = \frac{5000 \times 1000}{24 \times 60 \times 60} \quad (\text{C.1})$$

$$\dot{m}_{\text{clinquer}} = 57,87 \text{ kg/s} \quad (\text{C.1})$$

COMPOSIÇÃO DO COMBUSTÍVEL

A Tabela (C.1) apresenta a composição do gás natural utilizado neste estudo de caso.

Tabela C.1– Composição química elementar e PCI do carvão mineral e das cinzas no estudo de caso 3.

Carvão Mineral		Cinzas	
Componentes	%	Componentes	%
C	67,87	SiO ₂	59
H	4,63	Al ₂ O ₃	21
S	0,35	CaO	0,43
O	6,35	MgO	1,1
N	1,44	Na ₂ O	0,14
Cinzas	13,6	K ₂ O	1,1
PCI (kJ/kg)	28000	TiO ₂	1,8
		P ₂ O ₅	0,03

Fonte: (USGS, 2019).

COMBUSTÃO NO QUEIMADOR DO FORNO

Primeiramente, calculou-se o consumo de combustível no forno rotativo por meio das Equação (C.2).

$$CC_{\text{forno}} = \text{comb}_{\text{forno}} \times \text{cec} \times \dot{m}_{\text{clínquer}} \quad (\text{C. 2})$$

Onde: CC_{forno} = consumo de calor no forno.

$\text{comb}_{\text{forno}}$ = quantidade de combustível injetado no forno = 40%.

cec = consumo específico de calor = 2872 kJ/kg de clínquer.

$\dot{m}_{\text{clínquer}}$ = vazão mássica de clínquer = 57,87 kg/s de clínquer.

$$CC_{\text{forno}} = 0,40 \times 2872 \times 57,87 \quad (\text{C. 2})$$

$$CC_{\text{forno}} = 66841,06 \text{ kJ/s} \quad (\text{C. 2})$$

CONSUMO DE COMBUSTÍVEL E EQUAÇÃO DE COMBUSTÃO NO FORNO

A vazão mássica de combustível no forno rotativo é calculada através da Equação (C.3).

$$\dot{m}_{\text{comb_forno}} = \frac{CC_{\text{forno}}}{PCI_{\text{comb}}} \quad (\text{C. 3})$$

Onde: $\dot{m}_{\text{comb_forno}}$ = consumo de combustível no forno.

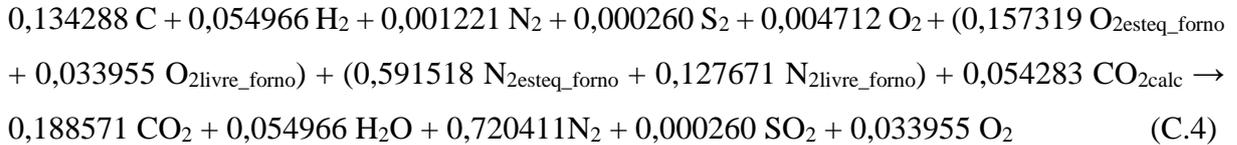
CC_{forno} = consumo de calor no forno = 66841,06 kJ/s.

PCI_{comb} = 28000 kJ/kg.

$$\dot{m}_{\text{comb_forno}} = \frac{66841,06}{28000} \quad (\text{C. 3})$$

$$\dot{m}_{\text{comb_forno}} = 2,37 \text{ kg/s} \quad (\text{C. 3})$$

A Equação (C.4) de combustão corrigida com 3,6% de O₂ livre, somada com a calcinação do CaCO₃ no forno.



BALANCEAMENTO ESTEQUIOMÉTRICO DA COMBUSTÃO NO FORNO

O₂ estequiométrico necessário para combustão é calculado pela Equação (C.5).

$$\text{O}_{2\text{esteq_forno}} = 0,134288 \text{ CO}_2 + \left(\frac{0,054966}{2} \right) \text{ H}_2\text{O} + 0,000260 \text{ SO}_2 - 0,004712 \text{ O}_2 \quad (\text{C.5})$$

$$\text{O}_{2\text{esteq_forno}} = 0,157319 \text{ kmol/s} \quad (\text{C.5})$$

N₂ estequiométrico necessário para combustão é calculado pela Equação (C.6).

$$\text{N}_{2\text{esteq_forno}} = 3,76 \times \text{O}_{2\text{esteq_forno}} \quad (\text{C.6})$$

Onde: O_{2esteq_forno} = oxigênio estequiométrico = 0,155723 kmol/s

$$\text{N}_{2\text{esteq_forno}} = 3,76 \times 0,155723 \quad (\text{C.6})$$

$$\text{N}_{2\text{esteq_forno}} = 0,591518 \text{ kmol/s} \quad (\text{C.6})$$

CÁLCULO DO O₂ E N₂ LIVRE NO FORNO

O O₂ livre é calculado utilizando a Equação (C.7), respectivamente. A água não foi considerada para o cálculo de O₂ livre devido ao processo ocorrer em via seca. Considerando um excesso de ar correspondente a 3,6% de O₂ livre e substituindo os valores tem-se:

$$\%O_{2\text{livre_forno}} = \frac{O_{2\text{livre_forno}}}{(n_t) + (4,76 \times O_{2\text{livre_forno}})} \quad (\text{C. 7})$$

Onde: n_t = vazão molar dos gases (desconsiderando a água) = 0,781570 kmol/s

$\%O_{2\text{livre_forno}}$ = porcentagem de oxigênio livre = 3,6%

$O_{2\text{livre_forno}}$ = oxigênio livre em kmol/s

$$0,036 = \frac{O_{2\text{livre_forno}}}{(0,781570) + (4,76 \times O_{2\text{livre_forno}})} \quad (\text{C. 7})$$

$$O_{2\text{livre_forno}} = 0,033955 \text{ kmol/s} \quad (\text{C. 7})$$

O N_2 livre é calculado utilizando as Equação (C.8), respectivamente.

$$N_{2\text{livre_forno}} = 3,76 \times O_{2\text{livre_forno}} \quad (\text{C. 8})$$

Onde: $O_{2\text{livre_forno}}$ = oxigênio livre = 0,033955 kmol/s

$$N_{2\text{livre_forno}} = 3,76 \times 0,033955 \quad (\text{C. 8})$$

$$N_{2\text{livre_forno}} = 0,127671 \text{ kmol/s} \quad (\text{C. 8})$$

COMBUSTÃO NO QUEIMADOR DO PRÉ-CALCINADOR

Primeiramente, calculou-se o consumo de combustível no pré-calcinador por meio das Equação (C.9).

$$CC_{\text{calc}} = \text{comb}_{\text{calc}} \times \text{cec} \times \dot{m}_{\text{clínquer}} \quad (\text{C. 9})$$

Onde: CC_{calc} = consumo de calor no calcinador.

$\text{comb}_{\text{calc}}$ = quantidade de combustível injetado no calcinador = 60%.

cec = consumo específico de calor = 2872 kJ/kg de clínquer.

$\dot{m}_{\text{clínquer}}$ = vazão mássica de clínquer = 57,87 kg/s de clínquer.

$$CC_{\text{calc}} = \text{comb}_{\text{calc}} \times \text{cec} \times \dot{m}_{\text{clínquer}} \quad (\text{C. 9})$$

$$CC_{\text{calc}} = 0,60 \times 2872 \times 57,87 \quad (\text{C. 9})$$

$$CC_{\text{calc}} = 99721,58 \text{ kJ/s} \quad (\text{C. 9})$$

CONSUMO DE COMBUSTÍVEL E EQUAÇÃO DE COMBUSTÃO NO PRÉ-CALCINADOR

A vazão mássica de combustível no pré-calcinador é calculada através da Equação (C.10).

$$\dot{m}_{\text{comb_calc}} = \frac{CC_{\text{calc}}}{\text{PCI}_{\text{comb}}} \quad (\text{C. 10})$$

Onde: $\dot{m}_{\text{comb_calc}}$ = consumo de combustível no calcinador.

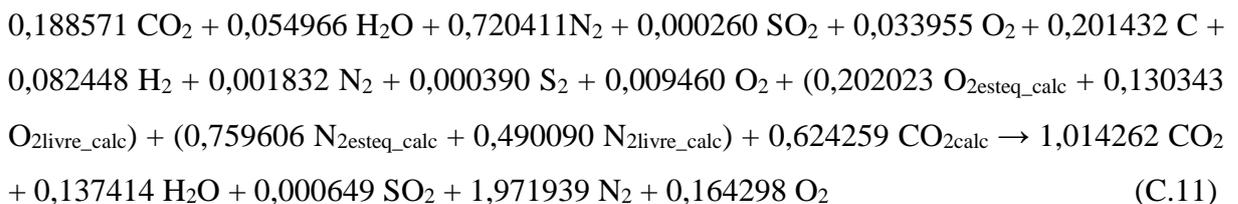
CEC_{calc} = consumo de calor no calcinador = 99721,58 kJ/s.

PCI_{comb} = 28000 kJ/kg.

$$\dot{m}_{\text{comb_calc}} = \frac{99721,58}{28000} \quad (\text{C. 10})$$

$$\dot{m}_{\text{comb_calc}} = 3,56 \text{ kg/s} \quad (\text{C. 10})$$

A Equação (C.11) de combustão corrigida com 4,36% de O₂ livre, somada com a calcinação do CaCO₃.



BALANCEAMENTO ESTEQUIOMÉTRICO DA COMBUSTÃO NO PRÉ-CALCINADOR

O₂ estequiométrico necessário para combustão é calculado pela Equação (C.12).

$$O_{2\text{esteq_calc}} = 0,201432 \text{ CO}_2 + \left(\frac{0,082448}{2}\right) \text{ H}_2\text{O} + 0,000390 \text{ SO}_2 - 0,007067 \text{ O}_2 \quad (\text{C.12})$$

$$O_{2\text{esteq_calc}} = 0,202023 \text{ kmol/s} \quad (\text{C.12})$$

N₂ estequiométrico necessário para combustão é calculado pela Equação (C.13).

$$N_{2\text{esteq_calc}} = 3,76 \times O_{2\text{esteq_calc}} \quad (\text{C.13})$$

Onde: O_{2esteq_calc} = oxigênio livre = 0,202023 kmol/s

$$N_{2\text{esteq_calc}} = 3,76 \times 0,202023 \quad (\text{C.13})$$

$$N_{2\text{esteq_calc}} = 0,759606 \text{ kmol/s} \quad (\text{C.13})$$

CÁLCULO DO O₂ E N₂ LIVRE NO PRÉ-CALCINADOR

O O₂ livre é calculado utilizando a Equação (C.14), respectivamente. A água não foi considerada para o cálculo de O₂ livre devido ao processo ocorrer em via seca. Considerando um excesso de ar correspondente a 4,36 % de O₂ livre e substituindo os valores tem-se:

$$\%O_{2\text{livre_calc}} = \frac{O_{2\text{livre_calc}}}{(n_t) + (4,76 \times O_{2\text{livre_calc}})} \quad (\text{C.14})$$

Onde: n_t = vazão molar dos gases (desconsiderando a água) = 2,369088 kmol/s

%O_{2livre_calc} = porcentagem de oxigênio livre = 4,36%

O_{2livre_calc} = oxigênio livre em kmol/s

$$0,0436 = \frac{O_{2\text{livre_calc}}}{(2,369088) + (4,76 \times O_{2\text{livre_calc}})} \quad (\text{C. 14})$$

$$O_{2\text{livre_calc}} = 0,130343 \text{ kmol/s} \quad (\text{C. 14})$$

O N₂ livre é calculado utilizando as Equação (C.15).

$$N_{2\text{livre_calc}} = 3,76 \times O_{2\text{livre_calc}} \quad (\text{C. 15})$$

Onde: O_{2livre_calc} = oxigênio livre = 0,130343 kmol/s

$$N_{2\text{livre_calc}} = 3,76 \times 0,130343 \quad (\text{C. 15})$$

$$N_{2\text{livre_calc}} = 0,490090 \text{ kmol/s} \quad (\text{C. 15})$$

ESTIMATIVA DA EMISSÃO DE CO₂

A Tabela (C.2) mostra os resultados da emissão de CO₂ da matéria-prima, e a Tabela (C.3) apresenta os resultados da emissão de CO₂ da combustão com os três tipos de combustíveis.

Tabela C.2 - Resultados encontrados na emissão de CO₂ da matéria-prima.

Emissão de CO₂ da Matéria- Prima (kmol/s)	(x) Peso Molecular (g/mol)	(÷) Vazão Clínquer (ton/s)	Emissão Total de CO₂ (kg CO₂/ton. de clínquer)
0,703988	44	0,05787	535

Fonte: (AUTOR, 2019).

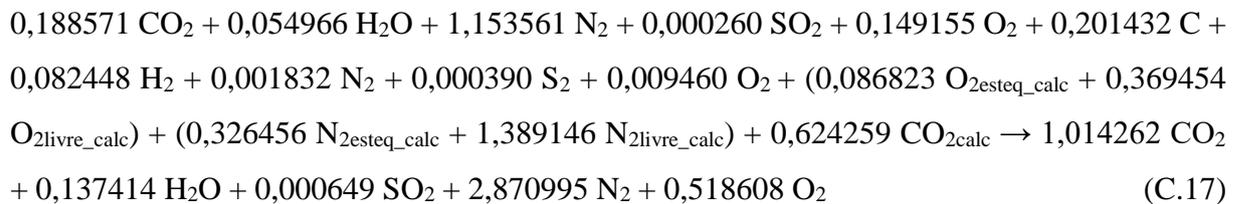
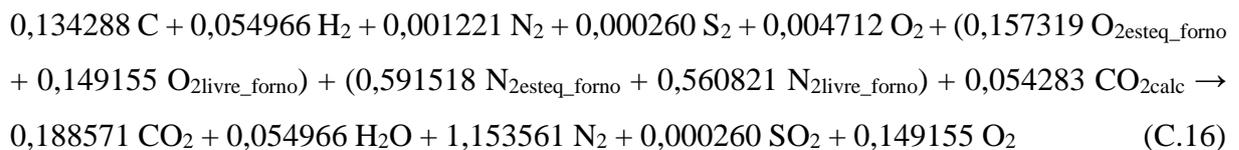
Tabela C.3 - Resultados encontrados da situação real e a simulação na emissão de CO₂ com diferentes combustíveis.

Combustão	Emissão de CO₂ do Forno (kmol/s)	(+) Emissão de CO₂ do Calcinador (kmol/s)	(x) Peso Molecular (g/mol)	(÷) Vazão Clínquer (ton/s)	Emissão Total de CO₂ (kg CO₂/ton. de clínquer)
Óleo (Simulação)	0,116513	0,174770	44	0,05787	221
Gás Natural (Simulação)	0,084850	0,127274	44	0,05787	161
Carvão Mineral (Real)	0,134288	0,201432	44	0,05787	255

Fonte: (AUTOR, 2019).

ESTIMATIVA DA EMISSÃO DE SO₂ CORRIGIDO PARA 10% DE O₂ LIVRE

O SO₂ emitido na atmosfera corresponde a apenas 10% do SO₂, isso porque 90% do SO₂ é absorvido pelos componentes da matéria-prima. Esse processo de absorção do SO₂ presente no processo é chamado de dessulfurização. As Equações (C.16) e (C.17) estão corrigidas para 10% de O₂ livre, para o forno e o pré-calcinador e são apresentadas a seguir.



Conhecendo-se a quantidade de efluentes gasosos liberados no pré-calcinador e no forno, é possível calcular a emissão dos poluentes gasosos. Primeiramente, são calculadas as

emissões dos poluentes em mg/Nm^3 nas condições com 10% de O_2 livre no forno e 10% de O_2 livre no pré-calcinador.

Para encontrar o volume desses gases em Nm^3 , utilizou-se a Equação de Clapeyron, também conhecida como a Equação do Gás Ideal, apresentada na Equação (C.18). O número de moles é a soma dos efluentes gasosos formados no pré-calcinador.

$$P \times V = n \times R \times T \quad (\text{C.18})$$

Sendo: P = pressão dos gases (101325 Pa).

V = vazão volumétrica dos gases (Nm^3/s).

n = vazão molar dos gases (4,403865 kmol/s).

R = constante universal dos gases perfeitos ($8314 \text{ Pa}\cdot\text{m}^3/\text{kmol}\cdot\text{K}$).

T = temperatura absoluta (273,15 K).

$$V = \frac{n \times R \times T}{P} \quad (\text{C.18})$$

$$V = \frac{4,40386 \times 8314 \times 273,15}{101325} \quad (\text{C.18})$$

$$V = 98,70 \text{ Nm}^3/\text{s} \quad (\text{C.18})$$

Utilizando a Equação (C.18) encontrou-se um volume total de gases (V) sendo emitido no pré-calcinador. Conhecendo o volume total de gases emitidos por segundo no pré-calcinador, é possível calcular a emissão dos poluentes em mg/Nm^3 utilizando a Equação (C.19) a seguir.

$$\text{Emissão} = \frac{n \times P_m \times 10^6}{V} \quad (\text{C.19})$$

Sendo: n = vazão molar do poluente em número de moles por segundo (0,000065 kmol/s).

P_m = peso molecular do poluente (64,066 g/mol).

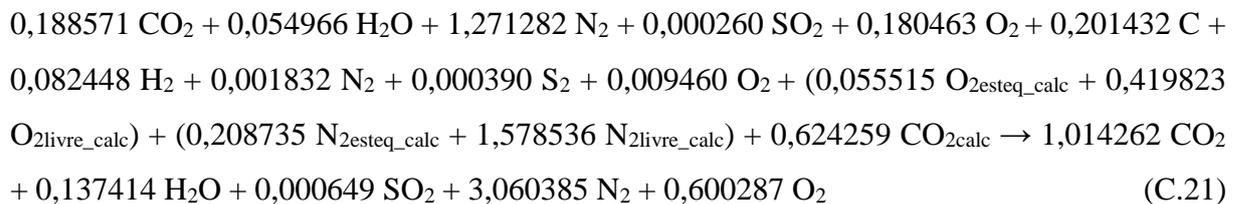
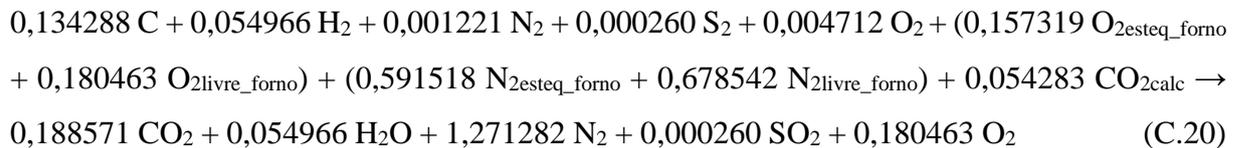
V = vazão volumétrica total dos gases (98,70 Nm^3/s).

$$\text{Emissão} = \frac{0,000065 \times 64 \times 10^6}{98,70} \quad (\text{C.19})$$

$$\text{Emissão} = 42,08 \text{ mg/Nm}^3 \quad (\text{C.19})$$

ESTIMATIVA DA EMISSÃO DE SO₂ CORRIGIDO PARA 11% DE O₂ LIVRE

O SO₂ emitido na atmosfera corresponde a apenas 10% do SO₂, isso porque 90% do SO₂ é absorvido pelos componentes da matéria-prima. Esse processo de absorção do SO₂ presente no processo é chamado de dessulfurização. As Equações (C.20) e (C.21) estão corrigidas para 11% de O₂ livre, para o forno e o pré-calcinador e são apresentadas a seguir.



Conhecendo-se a quantidade de efluentes gasosos liberados no pré-calcinador e no forno, é possível calcular a emissão dos poluentes gasosos. Primeiramente, são calculadas as emissões dos poluentes em mg/Nm³ nas condições com 11% de O₂ livre no forno e 11% de O₂ livre no pré-calcinador.

Para encontrar o volume desses gases em Nm³, utilizou-se a Equação de Clapeyron, também conhecida como a Equação do Gás Ideal, apresentada na Equação (C.22). O número de moles é a soma dos efluentes gasosos formados no pré-calcinador.

$$P \times V = n \times R \times T \quad (\text{C.22})$$

Sendo: P = pressão dos gases (101325 Pa).

V = vazão volumétrica dos gases (Nm³/s).

n = vazão molar dos gases (4,674933 kmol/s).

R = constante universal dos gases perfeitos (8314 Pa.m³/kmol.K).

T = temperatura absoluta (273,15 K).

$$V = \frac{n \times R \times T}{P} \quad (\text{C.22})$$

$$V = \frac{4,674933 \times 8314 \times 273,15}{101325} \quad (\text{C.22})$$

$$V = 104,77 \text{ Nm}^3/\text{s} \quad (\text{C.22})$$

Utilizando a Equação (C.22) encontrou-se um volume total de gases (V) sendo emitido no pré-calcinador. Conhecendo o volume total de gases emitidos por segundo no pré-calcinador, é possível calcular a emissão dos poluentes em mg/Nm³ utilizando a Equação (C.23) a seguir.

$$\text{Emissão} = \frac{n \times P_m \times 10^6}{V} \quad (\text{C.23})$$

Sendo: n = vazão molar do poluente em número de moles por segundo (0,000065 kmol/s).

P_m = peso molecular do poluente (64,066 g/mol).

V = volume total de gases (104,77 Nm³).

$$\text{Emissão} = \frac{0,000065 \times 64 \times 10^6}{104,77} \quad (\text{C.23})$$

$$\text{Emissão} = 39,65 \text{ mg/Nm}^3 \quad (\text{C.23})$$