

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS  
ESCOLA DE ENGENHARIA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA**

**ANA ESTHER GONÇALVES DE OLIVEIRA E SILVA**

**ANÁLISE EXERGÉTICA AVANÇADA E OTIMIZAÇÃO DO PROCESSO DE  
PRODUÇÃO DE CLÍNQUER EM UMA UNIDADE DE PIROPROCESSAMENTO**

**BELO HORIZONTE - MG  
2022**

**ANA ESTHER GONÇALVES DE OLIVEIRA E SILVA**

**ANÁLISE EXERGÉTICA AVANÇADA E OTIMIZAÇÃO DO PROCESSO DE  
PRODUÇÃO DE CLÍNQUER EM UMA UNIDADE DE PIROPROCESSAMENTO**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais, para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia Química.  
Linha de Pesquisa: Simulação e Otimização de Processos.

Orientadora: Prof.<sup>a</sup>. DSc. Andrea Oliveira Souza da Costa

Coorientador: Prof. DSc. Esly Ferreira da Costa Júnior

BELO HORIZONTE – MG  
2022

## FICHA CATALOGRÁFICA

S586a

Silva, Ana Esther Gonçalves de Oliveira e.

Análise exergética avançada e otimização do processo de produção de clínquer em uma unidade de piroprocessamento [recurso eletrônico] / Ana Esther Gonçalves de Oliveira e Silva . - 2022.

1 recurso online (110 f. : il., color.) : pdf.

Orientadora: Andrea Oliveira Souza da Costa.

Coorientador: Esly Ferreira da Costa Júnior.

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Minas Gerais, Escola de Engenharia.

Bibliografia: f. 107-110.

Exigências do sistema: Adobe Acrobat Reader.

1. Engenharia química - Teses. 2. Cimento - Teses. 3. Exergia - Teses. 4. Otimização - Teses. I. Costa, Andréa Oliveira Souza da. II. Costa Júnior, Esly Ferreira da. III. Universidade Federal de Minas Gerais. Escola de Engenharia IV. Título.

CDU: 66.0(043)

Ficha catalográfica elaborada pelo bibliotecário Reginaldo César Vital dos Santos - CRB-6/2165

Biblioteca Prof. Mário Werneck - Escola de Engenharia da UFMG



UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS  
ESCOLA DE ENGENHARIA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

### FOLHA DE APROVAÇÃO

#### **"OTIMIZAÇÃO MULTIOBJETIVO DO CUSTO DE PRODUÇÃO E EFICIÊNCIA EXERGÉTICA DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE CLÍNQUER EM UMA UNIDADE DE PIROPROCESSAMENTO"**

**Ana Esther Gonçalves de Oliveira e Silva**

Dissertação submetida à Banca Examinadora designada pelo Colegiado do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais, como parte dos requisitos à obtenção do título de **MESTRE EM ENGENHARIA QUÍMICA**.

#### **294ª DISSERTAÇÃO APROVADA EM 22 DE JULHO DE 2022 POR:**



Documento assinado eletronicamente por **Andrea Oliveira Souza da Costa, Coordenador(a) de curso de pós-graduação**, em 22/07/2022, às 10:38, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 5º do [Decreto nº 10.543, de 13 de novembro de 2020](#).



Documento assinado eletronicamente por **Daniel Bastos de Rezende, Professor do Magistério Superior**, em 22/07/2022, às 10:38, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 5º do [Decreto nº 10.543, de 13 de novembro de 2020](#).



Documento assinado eletronicamente por **Antonella Lombardi Costa, Membro**, em 22/07/2022, às 10:38, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 5º do [Decreto nº 10.543, de 13 de novembro de 2020](#).



Documento assinado eletronicamente por **Eslly Ferreira da Costa Junior, Professor do Magistério Superior**, em 22/07/2022, às 10:39, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 5º do [Decreto nº 10.543, de 13 de novembro de 2020](#).



A autenticidade deste documento pode ser conferida no site [https://sei.ufmg.br/sei/controlador\\_externo.php?acao=documento\\_conferir&id\\_orgao\\_acesso\\_externo=0](https://sei.ufmg.br/sei/controlador_externo.php?acao=documento_conferir&id_orgao_acesso_externo=0), informando o código verificador **1552342** e o código CRC **BBA232A8**.

## **AGRADECIMENTOS**

Primeiramente, à minha professora orientadora Prof. DSc. Andréa, pelo apoio e confiança incondicionais ao longo desse trabalho, pela orientação e disposição. Ao meu coorientador Prof. DSc. Esly, pelo tempo e esclarecimentos prestados, essenciais para o desenvolvimento do presente trabalho. Também ao Túlio Anacleto pela parceria constante, pelo desenvolvimento da ferramenta inicial que permitiu a realização da pesquisa, pela disponibilidade e pela amizade.

À Supremo Secil Cimentos, agradeço pela viabilização do projeto; em especial ao Leonardo Botelho, pelo apoio, confiança e entusiasmo pela ideia e ao Félix pelo suporte e compreensão nos momentos em que precisei me dedicar à pesquisa.

Agradeço de forma especial a todos aqueles que participaram dessa jornada, fornecendo apoio constante. À minha família, por me ensinar desde cedo a importância da curiosidade, do esforço e da perseverança. De forma carinhosa à minha mãe, Silvana Magali, pelo cuidado, carinho e estímulo constantes, além do apoio incondicional para a realização de todos os meus projetos. Aos meus queridos Amir, Ana Carolina e Elisa, que estiveram ao meu lado constantemente, sendo suporte essencial nos momentos de desânimo e dificuldade, agradeço de coração. E a todos que cruzaram meu caminho nesse período e, de forma direta ou indireta, contribuíram para o desenvolvimento e conclusão desse trabalho.

Não menos importante, a Deus por cada oportunidade que surgiu ao longo do meu caminho, que me trouxeram até esse ponto tão importante da minha vida acadêmica e profissional. Pela criação de uma realidade magnificamente complexa, que nos atíça a curiosidade e nos permite um infinito trabalho no desvendar de sua grandeza.

Dedico esse trabalho à minha mãe, que desde sempre apoiou e apoia cada ideia, projeto e sonho que busquei realizar. Cada objetivo atingido é também seu.

“Que os vossos esforços desafiem as impossibilidades. Lembrai-vos de que as grandes coisas do homem foram conquistadas do que parecia impossível.”  
(Charles Chaplin)

## RESUMO

Esse estudo pretende dar prosseguimento a um trabalho de referência desenvolvido no Departamento de Engenharia Química da UFMG e avaliar, através de uma análise termodinâmica de exergia, exergia avançada e custo aplicado, o impacto real da utilização de combustíveis alternativos e o ponto de equilíbrio entre a eficiência exergética e baixo custo de produção. Para tal, o algoritmo desenvolvido no trabalho já mencionado foi adaptado para uma nova unidade de piroprocessamento. Dados reais de processo foram coletados em uma planta ao longo de 48 horas de operação estável e esse cenário foi utilizado para a análise. A eficiência exergética da condição operacional avaliada foi de 31,9% e o custo aplicado dos combustíveis utilizados foi de 81,1% do custo equivalente. Já a análise exergética avançada resultou em uma eficiência exergética da operação ideal de 38,8%. A exergia destruída evitável para o processo em questão correspondeu a 29,0% da exergia destruída total do processo, sendo que a temperatura das reações de combustão, o excesso de ar e a eficiência de separação entre as correntes sólida e gasosa na torre de ciclones e a eficiência da troca de calor entre clínquer e ar frio foram comprovados como sendo importantes pontos de destruição de exergia que podem ser otimizados com ajustes de processo e melhorias tecnológicas. A otimização permitiu identificar a operação com 65% da carga térmica direcionada ao calcinador, 60% de substituição térmica por combustíveis alternativos, sendo este composto totalmente por *blend*, e o uso exclusivo de coque como combustível convencional como o ponto ótimo para a eficiência exergética. O ponto ótimo para o custo aplicado resulta no mesmo cenário para a divisão da carga térmica e utilização de combustíveis alternativos, mas prioriza o uso exclusivo do carvão mineral como combustível convencional. Embora os ganhos de eficiência exergética sejam menores comparados à otimização desse parâmetro, a otimização do custo aplicado ainda resulta em uma operação de maior eficiência exergética em comparação à operação avaliada.

Palavras-chave: Cimento; Clínquer; Clinquerização; Forno de clínquer; Piroprocessamento; Exergia; Análise exergética; Exergia Avançada; Análise Exergética Avançada; Otimização.



## ABSTRACT

Due to the high energy demand related to its production, and the global importance of this material, the study of the optimization of the cement production process is greatly relevant. The clinker production process has undergone important evolutions over the years to allow greater operational efficiency and the use of alternative fuel. This study intends to continue the work of reference developed in the same department and evaluate, through a thermodynamic analysis of exergy, advanced exergy and cost, the real impact of the use of alternative fuels and the balance point between an efficient process and low production cost. To this end, the algorithm developed in the previous study was adapted to a new pyroprocessing unit. Real process data was collected in a plant during a 48h interval of stable operation and used for the analysis. The exergy efficiency of the analyzed operation was found to be 38,8%. The avoidable exergy destruction corresponded to 29,0% of the process destroyed exergy and it was possible to verify that the combustion temperature, excess air, gas and solid streams separation efficiency at the cyclones and the efficiency of the heat exchange in the cooler were important sources of exergy destruction that can be improved by means of process adjustments and technology improvements. The optimization allowed the identification of the operation with 65% thermal split to the calciner, 60% thermal substitution by alternative fuels, which consists fully of blended residue, and the exclusive use of petcoke as a conventional fuel as the optimal point regarding exergy efficiency. Cost optimization results in the same conditions for thermal split and alternative fuel usage but prioritizes the exclusive use of coal as conventional fuel. While the gain on exergy efficiency is lower compared to the optimization of this parameter, the cost optimization still resulted in an operation with higher exergy efficiency compared to the actual operation conditions.

Keywords: Cement; Clinker; Clinkerization; Clinker kiln; Pyroprocessing; Exergy; Exergy analysis; Advanced exergy; Advanced exergy analysis; Optimization.

## LISTA DE FIGURAS

|  |     |
|--|-----|
| <b>Figura 1</b> - Balanço de massa de um sistema genérico (ANACLETO, 2021) .....   | 25  |
| <b>Figura 2</b> - Balanço de energia para um sistema genérico (ANACLETO, 2021) .....   | 26  |
| <b>Figura 3</b> - Volume de controle utilizado por Kabir et al. (2010), adaptação .....  | 29  |
| <b>Figura 4</b> - Volume de controle utilizado nos estudos de Çamdali et al. (2004), Anacleto et al. (2018 e 2020) e Atmaca e Yumruta (2014) .....   | 31  |
| <b>Figura 5</b> - Diagrama de Sankey para a distribuição energética de entrada e saída para o forno de clínquer analisado por Atmaca e Yurumtas (2014) antes da aplicação do revestimento e da troca de refratários (ATMACA; YUMRUTAŞ, 2014b) .....                | 33  |
| <b>Figura 6</b> - Diagrama de Sankey para a distribuição energética de entrada e saída para o forno de clínquer analisado por (ANACLETO et al., 2018) .....  | 34  |
| <b>Figura 7</b> - Diagrama de Grassmann para a distribuição exergética de entrada e saída para o forno de clínquer analisado por Atmaca e Yurumtas (2014) antes da aplicação do revestimento e da troca de refratários (FARIA, 2018) .....                         | 43  |
| <b>Figura 8</b> - Diagrama de Grassmann para os fluxos exergéticos de entrada e saída do forno de clínquer estudado por Anacleto et al. (2020), sem consideração da exergia química (FARIA, 2018) .....  | 44  |
| <b>Figura 9</b> - Diagrama de Grassmann para os fluxos exergéticos de entrada e saída do forno de clínquer estudado por Anacleto et al. (2020), com a consideração da exergia química ("SNIC - Sindicato Nacional da Indústria do Cimento," 2019) .....            | 44  |
| <b>Figura 10</b> - Esquema do processo de produção de cimento (CNI; ABCP, 2012) .....  | 46  |
| <b>Figura 11</b> - Representação esquemática de uma unidade de piroprocessamento composta por uma torre de ciclones de 5 estágios, com pré-calcinador em linha com relação ao fluxo de gases, duto de ar terciário e resfriador de grelhas (FARENZENA, 1990) ..... | 48  |
| <b>Figura 12</b> - Composição do material presente no forno rotativo, com o aumento da temperatura (CORTESÃO, 2013) .....  | 50  |
| <b>Figura 13</b> - Porcentagem de combustíveis alternativos utilizados em 2017 (ABCP, 2019) ..   | 54  |
| <b>Figura 14</b> - Esquema da Metodologia aplicada no presente trabalho .....  | 61  |
| <b>Figura 15</b> - Volumes de controle utilizados para a simulação (SILVA et al., 2018) .....  | 65  |
| <b>Figura 16</b> - Rotina de otimização realizada para o presente trabalho .....   | 71  |
| <b>Figura 17</b> - Diagrama Sankey para o processo em estudo .....   | 84  |
| <b>Figura 18</b> - Diagrama de Grassman para a unidade de piroprocessamento .....  | 95  |
| <b>Figura 19</b> - Variação do consumo térmico em função das variáveis de otimização. ....   | 106 |
| <b>Figura 20</b> - Variação da eficiência exergética convencional em função das variáveis de otimização .....  | 109 |

|  |     |
|--|-----|
| <b>Figura 21</b> - Variação da eficiência exergética moderna em função das variáveis de otimização ..... | 109 |
| <b>Figura 22</b> - Variação da fração de custo equivalente em função das variáveis de otimização .....   | 112 |
| <b>Figura 23</b> - Frente de Pareto para a otimização multiobjetivo proposta .....                       | 117 |

## LISTA DE TABELAS

|  |    |
|--|----|
| <b>Tabela 1</b> - Energia referente aos fluxos de entrada e saída do sistema e suas respectivas contribuições relativas ao valor total (KABIR; ABUBAKAR; EL-NAFATY, 2010).....   | 30 |
| <b>Tabela 2</b> - Comparação entre as energias dos fluxos de entrada e saída do sistema para Çamdali et al. (2004) e Anacleto et al. (2018) (TURETTA; ANACLETO; COSTA, 2018) (cont.) .....   | 32 |
| <b>Tabela 3</b> - Comparação entre as eficiências energéticas calculadas por Anacleto et al (2018) na reprodução do trabalho anterior (Simulação 1), após a adição de considerações para a calcinação do calcário (Simulação 2) e a eficiência calculada por Çamdali et al. (2004) (TURETTA; ANACLETO; COSTA, 2018)..... | 32 |
| <b>Tabela 4</b> - Comparação entre as eficiências exergéticas calculadas por Anacleto et al (2018) na reprodução do trabalho anterior (Simulação 1), após a adição de considerações para a calcinação do calcário (Simulação 2) e a eficiência calculada por Çamdali et al. (2004) ( .....)                              | 42 |
| <b>Tabela 5</b> - Composição e vazão mássica dos principais componentes do clínquer .....  | 55 |
| <b>Tabela 6</b> - Composição dos combustíveis utilizados no processo (Fração mássica em base seca, em kg/kg) .....   | 56 |
| <b>Tabela 7</b> - Entalpia das reações de clínquerização e poder calorífico dos combustíveis utilizados.....   | 57 |
| <b>Tabela 8</b> - Composição do pó de retorno .....  | 59 |
| <b>Tabela 9</b> - Parâmetros referentes as expressões de capacidade calorífica sob pressão constante em função da temperatura para cada substância envolvida no processo (ANACLETO, 2021, adaptação) .....   | 62 |
| <b>Tabela 10</b> - Valores padrão para a entalpia de formação, energia livre de Gibbs de formação e exergia química para os compostos envolvidos no processo (ANACLETO, 2021, adaptação) .....   | 63 |
| <b>Tabela 11</b> - Entradas e saídas dos volumes de controle utilizados .....  | 68 |
| <b>Tabela 12</b> - Comparativo entre os dados reais de operação e o resultado da simulação matemática do processo.....   | 72 |
| <b>Tabela 13</b> - Comparativo entre a composição da farinha produzida para o forno modelado e os valores obtidos na simulação.....  | 73 |
| <b>Tabela 14</b> - Balanço de energia para a torre de preaquecimento e calcinação.....   | 75 |
| <b>Tabela 15</b> - Balanço de energia para o forno rotativo .....  | 75 |
| <b>Tabela 16</b> - Balanço de energia para o resfriador .....  | 77 |
| <b>Tabela 17</b> - Balanço de energia para a unidade de piroprocessamento.....   | 78 |

|  |     |
|--|-----|
| <b>Tabela 18</b> - Valores de exergia para cada corrente na torre de preaquecimento e calcinação .....   | 85  |
| <b>Tabela 19</b> - Valores de exergia para cada corrente no forno rotativo .....   | 86  |
| <b>Tabela 20</b> - Valores de exergia para cada corrente no resfriador .....   | 87  |
| <b>Tabela 21</b> - Valores de exergia para cada corrente na unidade de piroprocessamento.....  | 88  |
| <b>Tabela 22</b> - Comparativo entre os valores de alguns parâmetros termodinâmicos para o processo real e ideal.....  | 96  |
| <b>Tabela 23</b> - Valores de exergia para cada corrente na torre de preaquecimento e calcinação na operação ideal .....   | 98  |
| <b>Tabela 24</b> - Valores de exergia para cada corrente no forno rotativo na operação ideal .....   | 99  |
| <b>Tabela 25</b> - Valores de exergia para cada corrente no resfriador na operação ideal .....   | 100 |
| <b>Tabela 26</b> - Valores de exergia para cada corrente na unidade de piroprocessamento na operação ideal .....   | 101 |
| <b>Tabela 27</b> - Custo dos diferentes combustíveis utilizados em relação ao custo do coque e por custo equivalente .....   | 103 |
| <b>Tabela 28</b> - Valores para os principais parâmetros avaliados nesse estudo para a operação base .....   | 105 |
| <b>Tabela 29</b> - Valores ótimos para as variáveis de otimização na maximização da eficiência exergética moderna e minimização da fração do custo equivalente ..... | 114 |
| <b>Tabela 30</b> - Valores dos parâmetros de operação analisados na maximização da eficiência exergética moderna e minimização da fração do custo equivalente .....  | 114 |

## LISTA DE SIGLAS

|       |   |                         |
|-------|---|-------------------------|
| PCI   | Poder Calorífico Inferior                                 | (J/kg)                  |
| WBSCD | <i>World Business Council For Sustainable Development</i> | (-)                     |
| GCCA  | <i>Global Cement and Concrete Association</i>             | (-)                     |
| CNI   | <i>Confederação Nacional da Indústria</i>                 | (-)                     |
| SNIC  | <i>Sindicato Nacional da Indústria de Cimento</i>         | (-)                     |
| ABCP  | <i>Associação Brasileira de Cimento Portland</i>          | (-)                     |
| IDR   | Indicador de Desempenho Renovável                         | (-)                     |
| C2S   | Silicato dicálcico (belita)                               | $(CaO)_2SiO_2$          |
| C3A   | Aluminato tricálcico                                      | $(CaO)_3Al_2O_3$        |
| C3S   | Silicato tricálcico (alita)                               | $(CaO)_3SiO_2$          |
| C4AF  | Ferro aluminato tetracálcico                              | $(CaO)_4Al_2O_3Fe_2O_3$ |

## LISTA DE SÍMBOLOS

### 1. Variáveis

|             |   |                     |
|-------------|---|---------------------|
| $A$         | Percentual de massa de cinzas no combustível em base seca.  | (-)                 |
| $c_i$       | Fração do elemento na forma da espécie de referência.   | (-)                 |
| $c_p$       | Capacidade calorífica à pressão constante   | (-)                 |
| $C$         | Percentual de massa de carbono no combustível em base seca.                                       | (-)                 |
| $E$         | Energia   | (kJ)                |
| $\dot{E}$   | Taxa de Energia   | (kJ/h)              |
| $ex$        | Exergia específica  | (J/mol)             |
| $ex_{ch}^0$ | Exergia química padrão específica   | (J/mol)             |
| $Ex$        | Exergia   | (kJ/h)              |
| $\dot{Ex}$  | Taxa de exergia   | (kJ/h)              |
| $g$         | Aceleração gravitacional  | (m/s <sup>2</sup> ) |
| $g_f^0$     | Energia de Gibbs padrão de formação   | (J/mol)             |
| $h$         | Entalpia específica   | (J/mol)             |
| $h_f^0$     | Entalpia específica de formação   | (J/mol)             |
| $HH$        | Percentual de massa de hidrogênio no combustível em base seca.                                    | (-)                 |
| $j$         | Número de íons ou moléculas de referência derivadas de uma molécula do elemento sob consideração. | (-)                 |
| $l_i$       | Número de átomos do elemento $i$ nas moléculas das espécies de referência.                        | (-)                 |
| $\dot{m}$   | Fluxo mássico   | (kg/h)              |
| $M_0$       | Massa molar da litosfera  | (kg/mol)            |
| $n_{i,0}$   | Concentração molar do elemento $i$ na litosfera.  | (-)                 |
| $N$         | Percentual de massa de nitrogênio no combustível em base seca.                                    | (-)                 |
| $N_k$       | Número de moléculas de elementos adicionais presentes nas moléculas das espécies de referência.   | (-)                 |

|                 |   |                     |
|-----------------|---|---------------------|
| O               | Percentual de massa de oxigênio no combustível em base seca.                      | (-)                 |
| P               | Pressão   | (Pa)                |
| pH              | Logaritmo negativo da concentração de hidrogênio iônico.                          | (-)                 |
| QQ              | Vazão volumétrica.  | (m <sup>3</sup> /s) |
| $\dot{Q}$       | Taxa de transferência de calor.   | (kJ/h)              |
| R               | Constante universal dos gases ideais.   | (J/mol.K)           |
| r               | Rotação do ventilador.  | (rpm)               |
| s               | Entropia específica   | (J/mol.K)           |
| S               | Entropia  | (J/K)               |
| $\dot{S}_{gen}$ | Taxa de geração de entropia   | (J/K.h)             |
| SS              | Percentual de massa de enxofre no combustível em base seca.                       | (-)                 |
| t               | Tempo   | (h)                 |
| T               | Temperatura   | (K)                 |
| u               | Energia interna específica  | (J/mol)             |
| u <sub>0</sub>  | Concentração molar padrão convencional das espécies de referência na água do mar. | (-)                 |
| V               | Volume  | (m <sup>3</sup> )   |
| v               | Velocidade  | (m/s)               |
| WW              | Potência  |                     |
| $\dot{W}$       | Taxa de trabalho  | (J/s)               |
| x <sub>i</sub>  | Fração molar da espécie i   | (-)                 |
| y               | Fração molar  | (mol/mol)           |
| z               | Posição.  | (m)                 |
| Z               | Número de cargas elétricas elementares positivas no íon de referência             | (-)                 |



## 2. Letras Gregas

|               |  |                       |
|---------------|--|-----------------------|
| $\alpha$      | Parâmetro da expressão de capacidade calorífica à pressão constante. | (-)                   |
| $\beta$       | Parâmetro da expressão de capacidade calorífica à pressão constante. | (-)                   |
| $\delta$      | Parâmetro da expressão de capacidade calorífica à pressão constante. | (-)                   |
| $\varepsilon$ | Parâmetro da expressão de capacidade calorífica à pressão constante. | (-)                   |
| $\gamma$      | Coefficiente de atividade.   | (-)                   |
| $\eta_{en}$   | Eficiência energética.   | (-)                   |
| $\eta_{ex}$   | Eficiência exergética.   | (-)                   |
| $\sigma$      | Parâmetro da expressão de capacidade calorífica à pressão constante. | (-)                   |
| $\mu$         | Potencial químico.   | (J/mol)               |
| $\nu$         | Coefficiente estequiométrico   | (-)                   |
| $\rho$        | Massa específica.  | (kg/ m <sup>3</sup> ) |
| $\chi_i$      | Fração molar da espécie de referência na litosfera.                  | (-)                   |

## 3. Subscritos

|    |                        |
|----|------------------------|
| 0  | Estado morto restrito. |
| 00 | Estado morto absoluto. |
| 1  | Valor inicial.         |
| 2  | Valor final.           |
| ch | Químico.               |
| d  | Destruído.             |
| e  | Entrada.               |
| el | Elemento.              |
| ev | Evitável.              |
| i  | Espécie.               |
| in | Inevitável.            |
| r  | Reação.                |

s Saída  
sh Eixo.

## SUMÁRIO

|          |  |            |
|----------|--|------------|
| <b>1</b> | <b>INTRODUÇÃO</b> .....  | <b>19</b>  |
| <b>2</b> | <b>OBJETIVOS</b> .....   | <b>22</b>  |
| 2.1      | OBJETIVO GERAL .....   | 22         |
| 2.2      | OBJETIVOS ESPECÍFICOS .....  | 22         |
| <b>3</b> | <b>REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b> .....   | <b>23</b>  |
| 3.1      | ANÁLISE TERMODINÂMICA .....  | 23         |
| 3.1.1    | <b>Balanco de Massa</b> .....  | <b>23</b>  |
| 3.1.2    | <b>Balanco de energia</b> .....  | <b>24</b>  |
| 3.1.3    | <b>Balanco de Exergia</b> .....  | <b>33</b>  |
| 3.1.4    | <b>Exergia avançada e Termoeconomia</b> .....                                | <b>43</b>  |
| 3.2      | DESCRIÇÃO DO SISTEMA .....   | 44         |
| 3.2.1    | <b>Visão Geral do Processo</b> .....   | <b>44</b>  |
| 3.2.2    | <b>Coprocessamento</b> .....   | <b>49</b>  |
| <b>4</b> | <b>DESCRIÇÃO DO SISTEMA EM ESTUDO</b> .....                                  | <b>53</b>  |
| <b>5</b> | <b>METODOLOGIA</b> .....   | <b>57</b>  |
| 5.1      | ETAPA 1: MODELAGEM ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DO PROCESSO REAL .....            | 61         |
| 5.2      | ETAPA 2: ANÁLISE DE EXERGIA AVANÇADA .....                                   | 64         |
| 5.3      | ETAPA 3: APLICAÇÃO DE CUSTOS DO PROCESSO .....                               | 65         |
| 5.4      | ETAPA 4: OTIMIZAÇÃO .....  | 65         |
| <b>6</b> | <b>RESULTADOS</b> .....  | <b>68</b>  |
| 6.1      | RESULTADOS ETAPA 1: MODELAGEM ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DO PROCESSO REAL ..... | 68         |
| 6.2      | RESULTADOS ETAPA 2: ANÁLISE DE EXERGIA AVANÇADA .....                        | 86         |
| 6.3      | RESULTADOS ETAPA 3: APLICAÇÃO DE CUSTOS DO PROCESSO .....                    | 92         |
| 6.4      | RESULTADOS ETAPA 4: OTIMIZAÇÃO DO SISTEMA .....                              | 93         |
| <b>7</b> | <b>CONCLUSÕES</b> .....  | <b>104</b> |
| <b>8</b> | <b>SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS</b> .....                                | <b>106</b> |
| <b>9</b> | <b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b> .....                                      | <b>107</b> |

## 1 INTRODUÇÃO

O material mais utilizado pelo homem, em volume, é o concreto (FLATT; ROUSSEL; CHEESEMAN, 2012) e, na economia global, o único produto mais consumido que o concreto é a água (SANTOS, 2019). Sendo um dos principais insumos para a produção de concreto, o cimento é também um dos materiais mais consumidos mundialmente, sendo estimado que, em 2019, foram produzidas aproximadamente 4,1 bilhões de toneladas de cimento no mundo (LEVI et al., 2020) o que faz com que o impacto do processo envolvido para sua produção seja de grande relevância no cenário mundial.

Na produção mundial, o Brasil se destaca como o maior produtor de cimento da América Latina, de acordo o Sindicato Nacional da Indústria de Cimento (SNIC, 2019). Totalizando cerca de 54 milhões de toneladas no ano de 2018, tem a região sudeste como responsável por quase 50% de todo produto fabricado. A grande quantidade produzida tem destino, majoritariamente, para o consumo nacional.

De acordo com a Agência Internacional de Energia, IEA (2020), a energia térmica média necessária para a produção de 1 tonelada de clínquer, principal matéria-prima do cimento, é de 3,4 GJ, sendo a maior parte da energia utilizada proveniente de combustíveis fósseis (97%). Já o consumo elétrico médio para a produção de uma tonelada de cimento fica em torno de 85 kWh (ou 0,3 GJ), sendo a maior parte da energia consumida nos processos de moagem. Assim, verifica-se que a produção de cimento é um processo de alta demanda energética, principalmente energia térmica.

O cimento é caracterizado como um aglomerante hidráulico. Antes de sua invenção, em meados do século XIX, eram utilizadas diversas misturas de material pozolânico, como cinzas vulcânicas, que possuem características semelhantes de endurecimento em contato com água e cal. O principal componente do cimento é o clínquer, material também obtido por vias sintéticas, cuja produção requer a grande quantidade de energia térmica já citada. O processo produtivo do clínquer Portland consiste na formação de silicatos e aluminossilicatos de cálcio sob alta temperatura a partir de fontes de cálcio, sílica, alumínio e ferro, sendo o calcário a principal matéria-prima envolvida no processo, utilizada como fonte primária de cálcio, acompanhada de fontes de sílica como areia e argila.

Os princípios da produção de clínquer permanecem praticamente os mesmos desde sua concepção, sendo as principais modificações realizadas no processo decorrentes de melhorias na tecnologia disponível para produção. O processo inicialmente concebido para

a produção de clínquer, denominado “via úmida”, constitui-se da moagem dos componentes úmidos, formando uma pasta que adentra o forno rotativo, aquecido por uma chama que se inicia ao fim do percurso do material. Os métodos que utilizam maior umidade eram comuns no início da fabricação industrial por apresentarem maior eficácia na homogeneização de materiais sólidos e não necessitarem de sistemas avançados de filtragem de pó. No entanto, o atual desuso dessa forma de processamento é justificado devido ao maior consumo de energia térmica, necessária para evaporar a água presente na pasta.

Hoje, os processos mais modernos ocorrem por “via seca”, e possuem uma ou mais torres destinadas ao preaquecimento do material, compostas por diversos ciclones que direcionam o material, que entra já seco no processo, e, em alguns sistemas, também um calcinador. Dessa forma, o material entra no forno rotativo já preparado para as reações finais de clínquerização. Ao final do equipamento, o clínquer formado passa por um resfriador, que promove a rápida redução da temperatura, preservando, assim, as características mineralógicas do material. Esse equipamento também passou por diversas modificações tecnológicas para melhoria de eficiência. Hoje, a produção por via seca corresponde a 99% de todo o cimento Portland produzido no Brasil, de acordo com dados da SNIC (2019).

Na torre de preaquecimento, o material é parcialmente calcinado, desprendendo  $\text{CO}_2$  e formando óxidos a partir dos carbonatos existentes na matéria-prima, sendo o carbonato de cálcio a substância principal desse processo. A possibilidade de uma calcinação homogênea e a divisão dos pontos de injeção de combustíveis são pontos chave no aumento da eficiência e vida útil do equipamento.

A inserção de calcinadores também permitiu a utilização de resíduos como combustíveis de menor poder calorífico. Esses resíduos, também chamados de combustíveis alternativos, são materiais com alta variabilidade de composição e poder calorífico, mas de baixo custo e cuja utilização traz diversas vantagens do ponto de vista ambiental, em especial em países que trabalham com créditos de carbono. No entanto, o impacto desses materiais sobre a operação é bastante significativo, fazendo com que sua utilização seja um desafio para a estabilidade operacional. Nesse contexto, as avaliações termodinâmicas são uma ferramenta importante para identificar as oportunidades de melhoria e também os limites do processo produtivo, localizando e quantificando as perdas energéticas e exergéticas.

Dentro da termodinâmica, a análise energética é baseada na Primeira Lei da Termodinâmica e é formulada dentro do princípio da conservação de energia, para quantificação das energias envolvidas em um processo e determinação das perdas de calor do processo (FELLAOU; BOUNAHMIDI, 2017). O balanço energético é uma ferramenta amplamente disseminada e utilizada industrialmente e academicamente, e foi a chave para diversas melhorias tecnológicas introduzidas na produção de clínquer. No entanto, esse método de avaliação não é capaz de identificar as irreversibilidades do processo e, por isso, não permite que limitações e oportunidades de melhoria relacionadas a esse aspecto termodinâmico sejam exploradas em todo o seu potencial. A análise exérgica combina a Primeira e Segunda Leis da Termodinâmica, considerando a entropia envolvida no processo para quantificar a real disponibilidade de energia para a realização de trabalho, considerando-se as irreversibilidades envolvidas no processo.

De modo geral, do ponto de vista termodinâmico, quanto mais eficiente um processo, mais econômico espera-se que ele seja, uma vez que haverá um maior aproveitamento da energia fornecida ao sistema, e, portanto, menos perdas. Entretanto, a indústria cimenteira enfrenta o desafio de entender o real impacto da utilização de combustíveis alternativos sobre o processo de produção de clínquer e buscar maneiras de otimizar a adição de substitutos dos combustíveis convencionais, sem que haja perdas significativas de eficiência.

## 2 OBJETIVOS

### 2.1 OBJETIVO GERAL

O objetivo geral desse estudo consiste em dar prosseguimento aos estudos desenvolvidos por Anacleto (2021) em sua dissertação intitulada “Avaliação Exergética e Otimização de uma Unidade Industrial Utilizada para a Produção de Clínquer” e realizar a análise exergética avançada e otimização da operação de uma unidade de piroprocessamento utilizada para a produção de clínquer, com foco na maximização da eficiência exergética e minimização dos custos de produção de clínquer, de forma a obter as condições ótimas de operação, considerando-se a queima de combustíveis alternativos e as restrições operacionais e ambientais do processo.

### 2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Os objetivos específicos desse trabalho são:

- Adaptar, para a nova unidade operacional, a rotina computacional desenvolvida por Anacleto (2021), que permite simular, por meio dos balanços de massa, energia e exergia diferentes condições de operação para um processo de produção de clínquer;
- Através da análise exergética avançada, avaliar a proporção de exergia destruída evitável no processo analisado;
- Levantar os custos de matéria-prima envolvidos no processo de produção de clínquer para avaliação dos custos de produção, que são diretamente dependentes da forma de operação;
- Desenvolver uma rotina de otimização para determinar a operação que seja mais eficiente e de menor custo de produção, a partir da variação da grade de combustíveis no processo.

### 3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

#### 3.1 ANÁLISE TERMODINÂMICA

##### 3.1.1 Balanço de Massa

De acordo com Sandler (2006), o objetivo de um balanço mássico ou energético é determinar a variação total de propriedades em um sistema onde há fluxos de entrada ou saída de massa ou energia, em certo período de tempo. Para tal, deve-se considerar, para a propriedade medida, a quantidade já existente no sistema, as quantidades de entrada e saída, e a quantidade gerada, quando aplicável. Assim, a variação de uma determinada propriedade  $\theta$  para um intervalo de tempo  $\Delta t$  em um sistema pode ser definida pela equação (1):

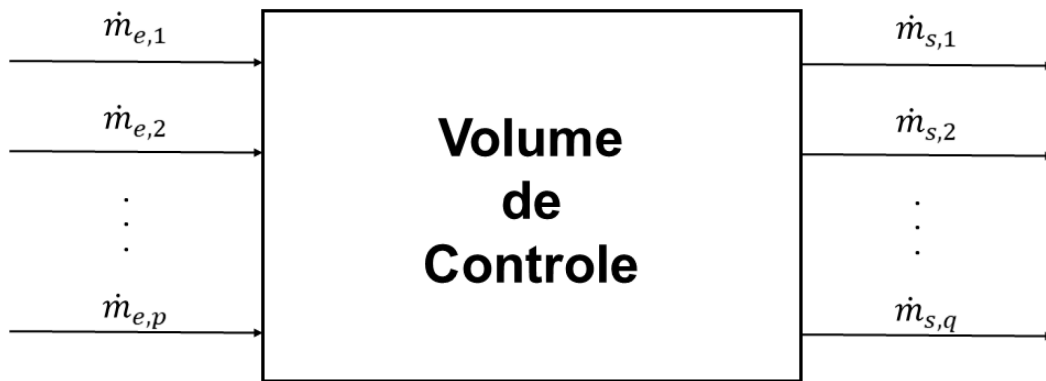
$$\begin{aligned} & (\text{Quantidade de } \theta \text{ em } t + \Delta t) - (\text{Quantidade de } \theta \text{ em } t) \\ &= (\text{Quantidade de } \theta \text{ que entrou no sistema entre } t \text{ e } t + \Delta t) \\ & \quad - (\text{Quantidade de } \theta \text{ que saiu do sistema entre } t \text{ e } t + \Delta t) \quad (1) \\ & \quad + (\text{Quantidade gerada de } \theta \text{ no sistema entre } t \text{ e } t + \Delta t) \end{aligned}$$

Para o balanço de massa, devido ao princípio de conservação de massa, considera-se que não há geração de massa dentro do sistema, e a equação (1) se simplifica para a equação (2):

$$\begin{aligned} & M(t + \Delta t) - M(t) \\ &= (\text{Quantidade de Massa que entrou no sistema entre } t \text{ e } t + \Delta t) \\ & \quad - (\text{Quantidade de Massa que saiu do sistema entre } t \text{ e } t + \Delta t) \quad (2) \end{aligned}$$

Para um sistema contendo “p” correntes de entrada e “q” correntes de saída, o balanço de massa pode ser ilustrado como na Figura 1. O balanço de massa para esse sistema pode ser descrito pela equação (3).





**Figura 1** - Balanço de massa de um sistema genérico (ANACLETO, 2021)

$$\frac{dm}{dt} = \sum_{e=1}^p \dot{m}_e - \sum_{s=1}^q \dot{m}_s \quad (3)$$

Onde:

- $m$  representa a massa no interior do volume de controle em kg;
- $\dot{m}$  representa a vazão mássica de cada corrente que entra ou deixa o volume de controle em kg/s;
- $t$  é o tempo em segundos.

De forma semelhante, para um processo operando em regime permanente, o balanço em base mássica pode ser descrito pela equação (4):

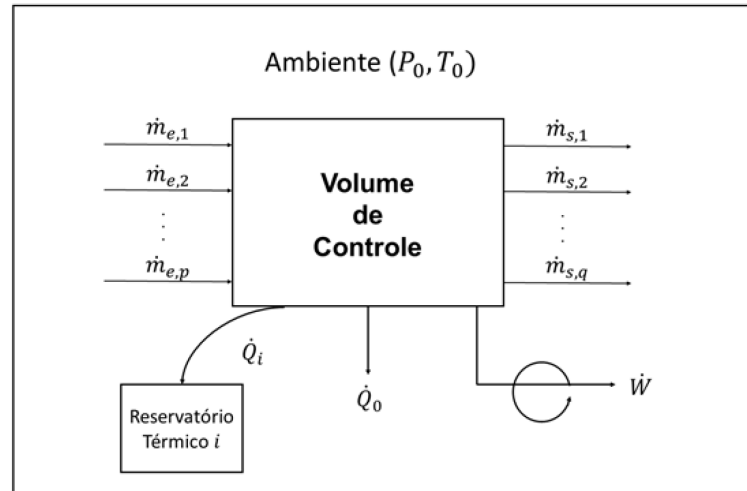
$$\sum_{e=1}^p \dot{m}_e = \sum_{s=1}^q \dot{m}_s \quad (4)$$

### 3.1.2 Balanço de energia

A análise energética de processos é uma forma de análise bem estabelecida para processos industriais. Baseada na Primeira Lei da Termodinâmica, o princípio de conservação de energia é utilizado para avaliar as transformações e transferências dos diversos tipos de energia presentes na natureza (energia potencial, energia cinética, energia interna, calor e trabalho) em um processo e determinar a quantidade de energia

efetivamente utilizada e as perdas do processo, que normalmente são apresentados na forma de cálculos de eficiência energética (ÇAMDALI; ERIŞEN; ÇELEN, 2004).

Sandler (2006) descreve que, para um sistema qualquer, como na Figura 2, o balanço de energia pode ser descrito pela equação (5):



**Figura 2** - Balanço de energia para um sistema genérico (ANACLETO, 2021)

$$\frac{d\left(u+m\left(\frac{v^2}{2}+gz\right)\right)}{dt} = \sum_{e=1}^p \dot{m}_e \left(u + \frac{v^2}{2} + gz\right)_e - \sum_{s=1}^q \dot{m}_s \left(u + \frac{v^2}{2} + gz\right)_s + \dot{Q}_0 + \sum_{i=1}^N \dot{Q}_i + \dot{W}_{sh} - P \frac{dV}{dt} + \sum_{e=1}^p \dot{m}_e (PV)_e - \sum_{s=1}^q \dot{m}_s (PV)_s \quad (5)$$

Onde:

- $u$  é a energia interna específica em J/mol;
- $v$  é a velocidade em m/s;
- $g$  é a gravidade em m/s<sup>2</sup>;
- $z$  é a posição em m,  $\dot{Q}_0$  é a taxa de transferência de calor do sistema para o ambiente em J/s;
- $\dot{Q}_i$  é a taxa de transferência de calor do sistema para um Reservatório Térmico  $i$  genérico;
- $\dot{W}_{sh}$  é o trabalho de eixo em J/s;
- $P$  é a pressão em Pa;
- $\frac{dV}{dt}$  corresponde ao trabalho relacionado à deformação do volume de controle (expansão ou compressão) em m<sup>3</sup>/s e  $V$  é o volume específico em m<sup>3</sup>/mol.

A equação (6) descreve matematicamente a entalpia específica ( $h$ ) do sistema como sendo a junção da energia interna do sistema ( $u$ ) e o trabalho de fluxo:

$$h = u + PV \quad (6)$$

A entalpia de um componente em uma temperatura  $T$  (em K) qualquer pode ser calculada utilizando a capacidade calorífica à pressão constante por meio da equação (7):

$$h(T) = h_{f,T_0}^0 + \int_{T_0}^T c_p dT \quad (7)$$

Onde:

- $h_{f,T_0}^0$  é a entalpia padrão de formação em J/mol na temperatura do estado padrão de referência  $T_0$  (298K);
- $c_p$  é a capacidade calorífica à pressão constante em J/mol.K.

A partir da relação descrita na equação (6), e considerando que o processo ocorre em regime permanente e não há deformação do volume de controle ( $\frac{dV}{dt} = 0$ ), é possível simplificar a equação (5) para a equação (8) (SANDLER, 2006):

$$0 = \sum_{e=1}^p \dot{m}_e \left( h + \frac{v^2}{2} + gz \right)_e - \sum_{s=1}^q \dot{m}_s \left( h + \frac{v^2}{2} + gz \right)_s + \dot{Q}_0 + \sum_{i=1}^N \dot{Q}_i + \dot{W} \quad (8)$$

Onde:

$h$  é a entalpia específica em J/mol;

$\dot{W}$  é a taxa de trabalho (potência) em J/s.

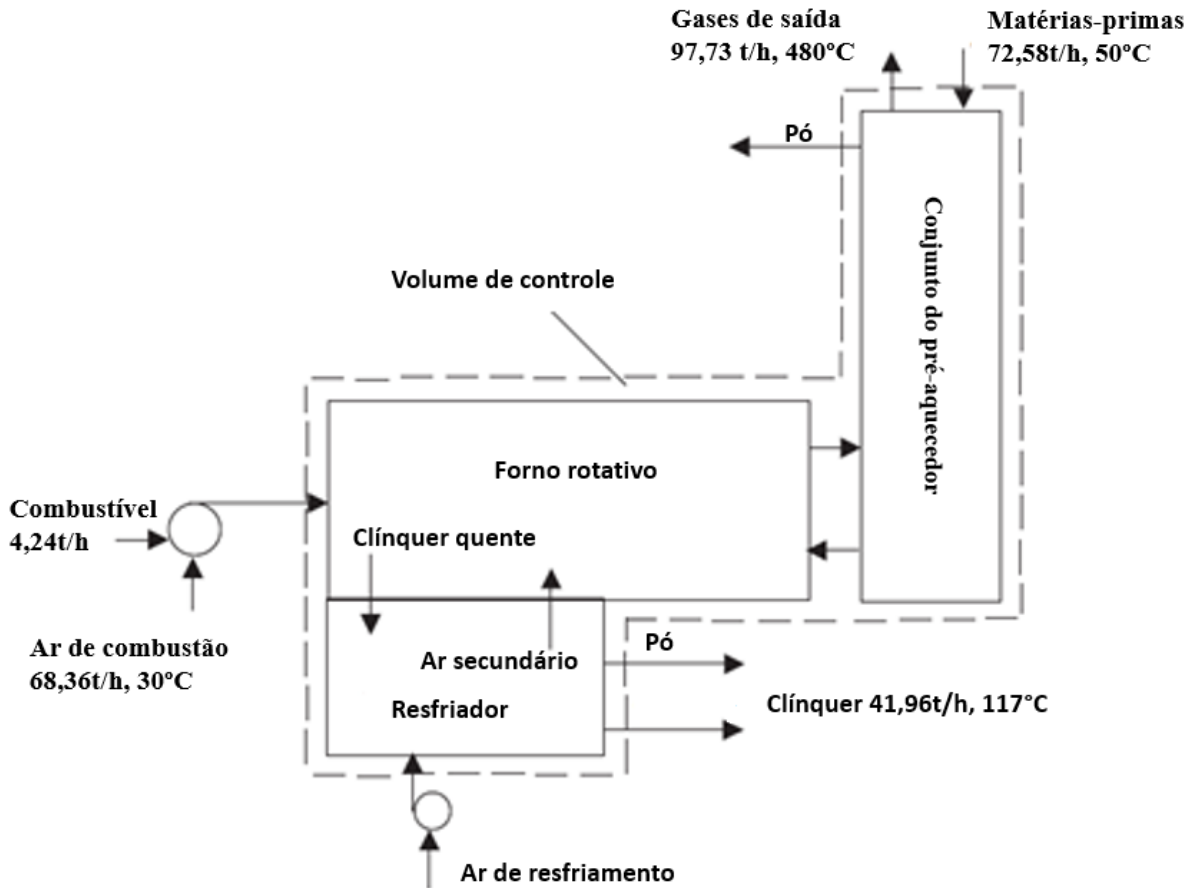
A eficiência energética de um processo pode ser descrita como a quantidade de energia utilizada para a finalidade do processo estudado, sendo o restante a quantidade de energia perdida. Assim, a eficiência energética ( $\eta_{en}$ ) de um processo em que o trabalho é desprezível pode ser descrita pela proporção de energia total de entrada ( $\dot{E}_e$ ) subtraída da

quantidade de calor perdida no processo ( $\dot{Q}$ ), comparada com a energia total fornecida ao sistema (ATMACA; YUMRUTAŞ, 2014a), conforme a equação (9):

$$\eta_{en} = 1 - \frac{\dot{Q}}{\dot{E}_e} \quad (9)$$

A análise energética para avaliação e otimização do forno de clínquer é uma ferramenta usualmente empregada academicamente e industrialmente. Muitas vezes, o resultado dessa análise é utilizado como uma forma sistemática de avaliação para tomadas de decisão críticas para a condução do processo industrial. A aplicação dessa técnica para o forno rotativo de clínquer geralmente considera um ou mais sistemas de fronteiras bem definidas, abertos e em estado estacionário, e consiste na realização do balanço das entradas e saídas de energia em suas diversas formas disponíveis e na quantificação de seu uso nas operações envolvidas (KABIR; ABUBAKAR; EL-NAFATY, 2010)

Em seu estudo, Kabir et al. (2010) se basearam em uma planta de produção de cimento no nordeste da Nigéria. A planta trabalha com um processo por via seca com uma capacidade produtiva de 800000 toneladas por ano. A produção de clínquer ocorre em dois fornos rotativos, e os dados de processo foram coletados ao longo de 12 meses para a realização da análise via medições locais ou valores obtidos via instrumentação e sistemas de coleta de dados disponíveis na planta. A análise realizada definiu o sistema constituído da torre de ciclones, forno rotativo e resfriador, conforme Figura 3. As principais considerações para a realização do balanço foram: (i) sistema opera em estado estacionário; (ii) temperaturas da vizinhança, das superfícies do forno, pré-aquecedor e resfriador constantes e (iii) composições da matéria-prima, combustível e clínquer produzidos também constantes. Além disso, as vazões de possíveis vazamentos de ar foram negligenciadas.



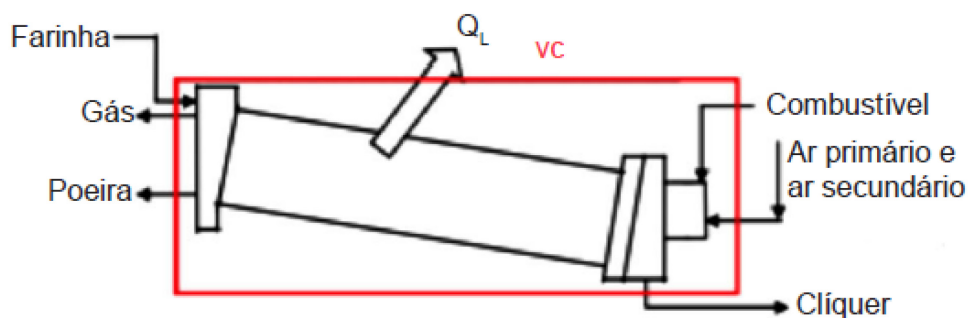
**Figura 3** - Volume de controle utilizado por Kabir et al. (2010), adaptação

O balanço dos fluxos de entrada e saída de energia, conforme descrito na Tabela 1, demonstrou que 4361 kJ/t de clínquer foram utilizados para manter as temperaturas necessárias para as reações envolvidas no processo de clínquerização. Desse valor, 95,48% do calor fornecido ao sistema foi proveniente da queima de combustíveis. Para o cálculo da eficiência energética do sistema, foi considerado o calor de formação total do clínquer, que consiste em 41% da energia total fornecida ao sistema. A partir desse resultado, os autores definiram estratégias para o aproveitamento da energia restante, quantificando o ganho em cada uma delas.

**Tabela 1** - Energia referente aos fluxos de entrada e saída do sistema e suas respectivas contribuições relativas ao valor total (KABIR; ABUBAKAR; EL-NAFATY, 2010)

| Descrição  | Quantidade (kJ/kg <sub>cl</sub> ) | %           |
|--|-----------------------------------|-------------|
| <b>Entradas de energia</b>                       |                                   |             |
| Combustão do combustível (Q1)                    | 4164,02                           | 95,48%      |
| Calor sensível do combustível                    | 17,14                             | 0,39%       |
| Calor sensível da matéria-prima                  | 74,39                             | 1,71%       |
| Carbono orgânico na alimentação                  | 56,66                             | 1,30%       |
| Calor sensível do ar de entrada                  | 49,13                             | 1,13%       |
| <b>Total</b>                                     | <b>4361,34</b>                    | <b>100%</b> |
| <b>Saídas de energia</b>                         |                                   |             |
| Umidade associada ao ar                          | 35,64                             | 0,82%       |
| Umidade da matéria-prima                         | 8,24                              | 0,19%       |
| Calor de formação do clínquer                    | 1788,42                           | 41,01%      |
| Calor sensível do clínquer                       | 86,00                             | 1,97%       |
| Calor sensível dos gases de saída                | 1216,75                           | 27,90%      |
| Radiação da superfície do forno                  | 317,27                            | 7,27%       |
| Convecção da superfície do forno                 | 204,65                            | 4,69%       |
| Radiação da superfície do pré-aquecedor          | 51,93                             | 1,19%       |
| Convecção natural na superfície do pré-aquecedor | 116,05                            | 2,66%       |
| Radiação da superfície do resfriador             | 147,00                            | 3,37%       |
| Convecção na superfície do resfriador            | 94,82                             | 2,17%       |
| Calor perdido na formação do pó                  | 63,80                             | 1,46%       |
| Calor não contabilizado                          | 230,77                            | 5,29%       |
| <b>Total</b>                                     | <b>4361,34</b>                    | <b>100%</b> |

Çamdali et al. (2004) compararam as eficiências obtidas via análise energética e exérgica do sistema constituído apenas do forno rotativo de clínquer. Foram consideradas a operação em regime permanente, fronteiras do forno rígidas, conforme volume de controle da Figura 4, sem realização de trabalho e desconsideradas as variações de energia cinética e potencial. Foram calculadas as vazões e entalpias dos componentes de entrada e saída do volume de controle e as perdas de calor por condução, radiação e convecção nas paredes do forno. A eficiência energética foi considerada como a relação entre as vazões de massa e entalpia de saída e entrada do volume de controle, sendo calculada em 97%. O estudo frisou que a quantidade de energia carregada pelas vazões de saída diferentes do clínquer são significativas, pontuando que medidas para aproveitamento dessa energia devem ser aplicadas no processo.



**Figura 4** - Volume de controle utilizado nos estudos de Çamdali et al. (2004), Anacleto et al. (2018 e 2020) e Atmaca e Yumruta (2014)

Anacleto et al. (2018) se basearam no estudo de Çamdali et al. (2004) para avaliar a influência da porcentagem de calcinação realizada na torre de preaquecimento nos balanços energético e exergético do forno de clínquer. Enquanto o estudo anterior não considera a ocorrência da reação de calcinação do calcário, matéria-prima que entra no sistema de preaquecimento, esse estudo inclui a ocorrência da calcinação de 40% da matéria-prima dentro do forno rotativo, modificando os dados de entrada para essa consideração. Utilizando a mesma metodologia do estudo anterior, foi encontrada uma eficiência energética de 95% para a reprodução do trabalho de referência, no qual toda a calcinação foi realizada previamente à entrada no volume de controle. Já para a alteração realizada relativa à calcinação parcial da matéria-prima, observou-se que a eficiência do processo era reduzida para 86%. Essa redução na eficiência do processo ocorre devido ao caráter endotérmico da reação de descarbonatação do carbonato de cálcio. A comparação realizada pelo autor entre os dois estudos pode ser verificada nas Tabelas 2 e 3.

**Tabela 2** - Comparação entre as energias dos fluxos de entrada e saída do sistema para Çamdali et al. (2004) e Anacleto et al. (2018) (TURETTA; ANACLETO; COSTA, 2018) (cont.)

| Entrada              | E Çamdali et al.<br>(2004)<br>kJ/h | E Anacleto et al<br>(2018)<br>kJ/h | Desvio<br>% |
|----------------------|------------------------------------|------------------------------------|-------------|
| Farinha (1065 K)     | -1301497870                        | -1301862985                        | 0,03%       |
| Carvão (318 K)       | -41247955                          | -45047296                          | 9,21%       |
| Ar (1373 K)          | 272530825                          | 289685543                          | 6,29%       |
| Reações de Combustão | -245744933                         | -243406917                         | 0,95%       |
| Total                | -1315959933                        | -1300631655                        | 1,16%       |

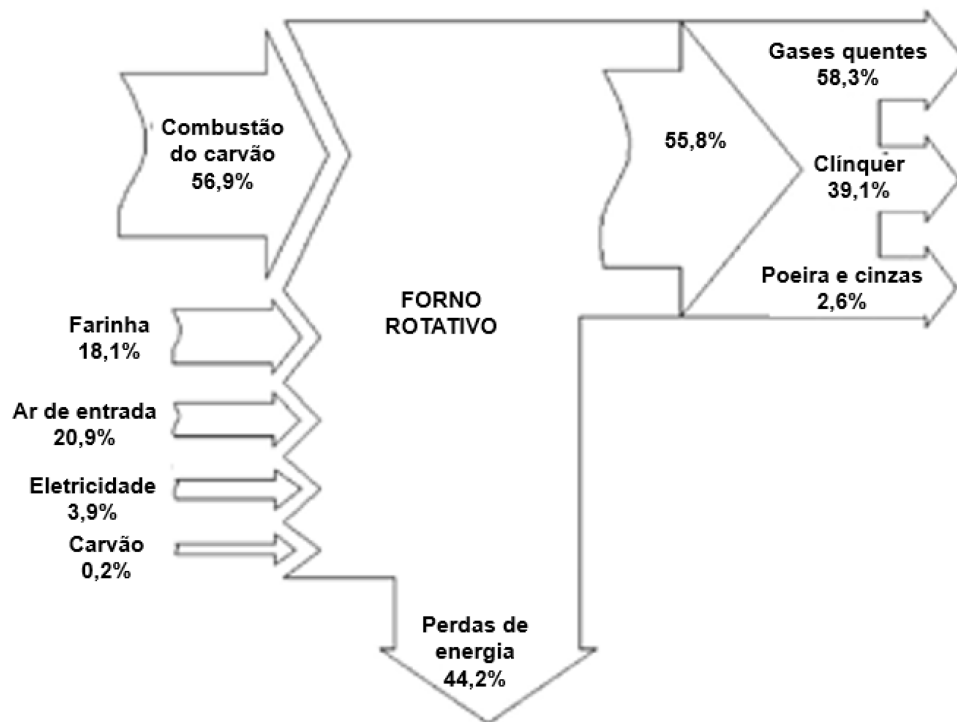
| Saída                     | E Çamdali et al.<br>(2018)<br>kJ/h | E Anacleto et al<br>(2018)<br>kJ/h | Desvio<br>% |
|---------------------------|------------------------------------|------------------------------------|-------------|
| Clínquer (1423 K)         | -1082377957                        | -1030733134                        | 4,77%       |
| Poeira (1320 K)           | -86899683                          | -87004294                          | 0,12%       |
| Gases de chaminé (1373 K) | -110832522                         | -117200017                         | 5,75%       |
| Total                     | -1280110162                        | -1234937445                        | 3,53%       |

**Tabela 3** - Comparação entre as eficiências energéticas calculadas por Anacleto et al (2018) na reprodução do trabalho anterior (Simulação 1), após a adição de considerações para a calcinação do calcário (Simulação 2) e a eficiência calculada por Çamdali et al. (2004) (TURETTA; ANACLETO; COSTA, 2018)

| Referência            | Eficiência Energética | Desvio |
|-----------------------|-----------------------|--------|
| Simulação 1           | 0,95                  | -      |
| Simulação 2           | 0,86                  | 9,47%  |
| Çamdali et al. (2004) | 0,97                  | 2,11%  |

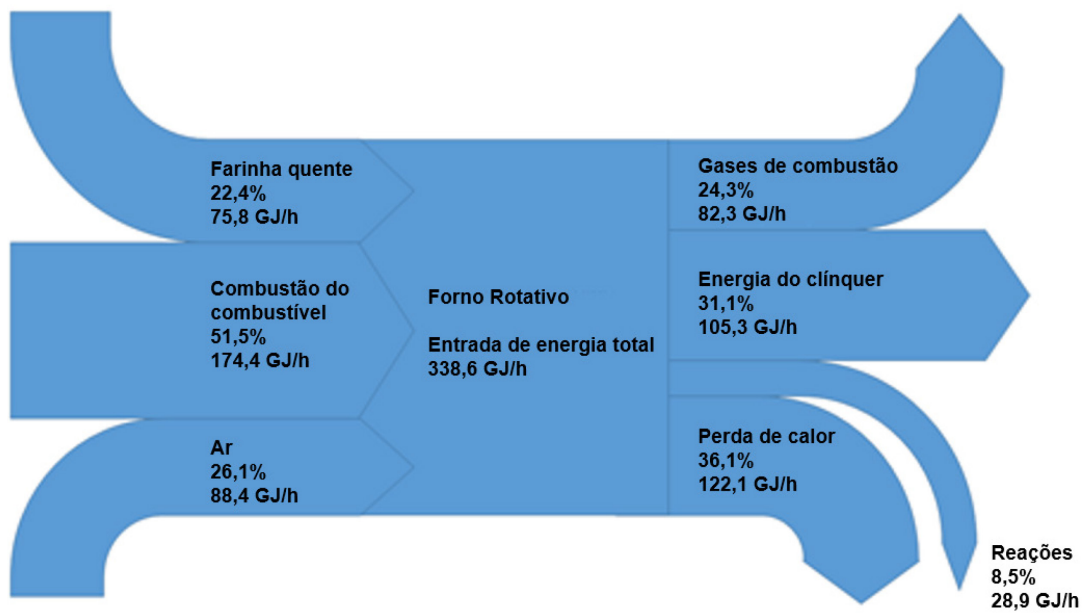
Atmaca e Yumrutas (2014), em uma avaliação do impacto da adição de uma camada de revestimento sobre os refratários do forno rotativo, utilizaram a mesma metodologia adotada nos dois estudos descritos anteriormente para o cálculo da eficiência energética do forno rotativo antes e depois da aplicação do revestimento. Antes da aplicação, foi encontrada uma eficiência energética de 55,8% para o forno avaliado. O objetivo do revestimento analisado era diminuir a quantidade de energia perdida pela parede do forno, e a análise realizada após essa aplicação resultou em uma eficiência energética de 59,5%. A análise foi repetida após a troca dos refratários desgastados pela operação por refratários novos, sendo que a eficiência energética obtida foi de 61,2%. Os autores utilizaram o diagrama de Sankey como ferramenta para diagramar as entradas e saídas de energia para o volume de controle utilizado, conforme Figura 5.





**Figura 5** - Diagrama de Sankey para a distribuição energética de entrada e saída para o forno de clínquer analisado por Atmaca e Yurumtas (2014) antes da aplicação do revestimento e da troca de refratários (ATMACA; YUMRUTAŞ, 2014b)

Já em um estudo para comparação entre as eficiências energética e exergética, onde a eficiência exergética foi analisada com e sem a consideração da exergia química das vazões mássicas, Anacleto et al. (2020), utilizando a mesma metodologia já descrita, mas baseando-se nos dados de operação de um forno rotativo de uma planta Brasileira, obtiveram uma eficiência energética de 63,1%. Os autores utilizaram o diagrama de Sankey como ferramenta para diagramar as entradas e saídas de energia para o volume de controle utilizado, conforme Figura 6.



**Figura 6** - Diagrama de Sankey para a distribuição energética de entrada e saída para o forno de clínquer analisado por (ANACLETO et al., 2018)

### 3.1.3 Balanço de Exergia

De acordo com Sandler (2006), a definição de uma propriedade que não siga a lei de conservação surgiu da necessidade de se quantificar a observação experimental de que processos espontâneos caminham em direção a um estado de equilíbrio. Nesse contexto, a entropia surge como uma função de estado que, diferente da massa e energia, não se conserva. Dessa forma, em qualquer processo espontâneo, a entropia gerada será igual ou maior que zero.

Sandler (2006) define, para o balanço de entropia de um sistema, que os fluxos de calor ( $\dot{Q}$ ) irão causar uma alteração na entropia do sistema, mas não os fluxos de trabalho [ $W_s$  e  $\dot{P} \left( \frac{dV}{dt} \right)$ ]. Além disso, a entropia do sistema também será modificada pelos fluxos de entrada e saída de massa.

Assim, a Segunda Lei da Termodinâmica consiste no balanço de entropia de um sistema, e é caracterizada pela equação (10):

$$\frac{dS}{dt} = \sum_{e=1}^p \dot{m}_e s_e - \sum_{s=1}^q \dot{m}_s s_s + \frac{\dot{Q}_0}{T_0} + \sum_{i=1}^N \frac{\dot{Q}_i}{T} + \dot{S}_{gen} \quad (10)$$

Onde:

- $S$  é a entropia do sistema em J/K;
- $s$  é a entropia específica em J/mol.K;
- $\dot{S}_{gen}$  é a taxa de geração de entropia em J/h.K.

Para um processo em regime permanente,  $\frac{dS}{dt} = 0$ .

Conhecendo-se um valor de entropia específica de determinada corrente a uma temperatura de referência ( $s_0$ ), é possível calcular a entropia específica dessa mesma corrente a uma outra temperatura  $T$  a partir da equação (11):

$$s(T) = s_0 + \int_{T_0}^T \frac{c_p}{T} dT \quad (11)$$

Em uma mistura de gases ideais, a entropia pode ser calculada pela equação (12) (SMITH; VAN NESS; ABBOTT, 2007):

$$s^{gi} = \sum_i y_i s_i - R \sum_i y_i \ln(y_i) \quad (12)$$

A exergia é uma propriedade que deriva da junção das equações características da Primeira e da Segunda Leis da Termodinâmica. Ao isolar a quantidade de calor trocado com a atmosfera de referência (que descreve as condições ambientais), manipular aos balanços de massa e energia e isolar o termo que descreve o trabalho realizado pelo sistema, obtém-se uma função que descreve as variações das propriedades do sistema com o tempo, os fluxos de entrada e saída dessas propriedades, a troca de calor entre sistema e vizinhança, e a entropia gerada. Uma vez que a entropia é gerada apenas em processos irreversíveis, e é sempre nula ou positiva, tem-se que o trabalho obtido por um determinado sistema é máximo quando o processo é reversível, e diminui quanto maior a irreversibilidade do processo em questão (COSTA, 2016). Assim, a exergia é definida como o trabalho máximo que pode ser entregue por um sistema considerando-se determinado estado de referência. Ou seja, numa situação onde o sistema analisado seja o estado inicial e o sistema de referência (condições ambientais) seja o estado final, a exergia consiste no máximo trabalho que é possível ser realizado nesse processo. O estado de referência para

a exergia específica de determinada substância consiste, em geral, de elementos do ambiente, como a litosfera para sistemas sólidos, a água do mar para sistemas líquidos, e o ar atmosférico para sistemas gasosos. Quando o sistema está em equilíbrio com as condições de temperatura e pressão do ambiente e apresenta composição em equilíbrio com a composição do ambiente de referência, não há trabalho a ser obtido no processo, e o sistema se encontra no chamado estado morto absoluto. Já quando o sistema está em equilíbrio com as condições de temperatura e pressão do ambiente, sem, no entanto, apresentar o equilíbrio de composição, ele se encontra no estado morto parcial (ANACLETO et al., 2021).

Uma vez que a análise exérgica contabiliza a entropia gerada no processo, é possível quantificar as irreversibilidades dos processos, ou seja, a degradação da energia. A perda do potencial de realização de trabalho devido à geração de entropia é chamada, nos estudos analisados, de exergia destruída.

Em um processo em estado permanente, o balanço exérgico pode ser descrito pela equação (13):

$$\sum \dot{m}_e ex_e - \sum \dot{m}_s ex_s + \sum \left(1 - \frac{T}{T_0}\right) \dot{Q}_j - \dot{W} = \dot{E}x_d \quad (13)$$

Onde:

- $ex$  é a exergia específica de fluxo em J/mol;
- $\dot{E}x_d$  é a taxa de exergia destruída em J/h.

A exergia destruída se relaciona com a geração de entropia pela equação (14):

$$\dot{E}x_d = T_0 \dot{S}_{gen} \quad (14)$$

Onde:

- $T_0$  é a temperatura do estado de referência, em K;
- $\dot{S}_{gen}$  é a taxa de geração de entropia do processo, em J/h.K.

Para a definição matemática da exergia, é preciso diferenciar os dois tipos de exergia que podem ser avaliados: a exergia física e a exergia química. De acordo com Anacleto et

al. (2021), a exergia física corresponde ao trabalho potencial do sistema para atingir o equilíbrio de temperatura e pressão com o estado de referência, o estado morto parcial. Já a exergia química corresponde ao trabalho disponível no sistema para a mudança do estado morto parcial para o estado morto absoluto. Assim, considerando-se que as energias cinética e potencial do sistema sejam desprezíveis, a exergia total é calculada pela equação (15), onde os dois primeiros termos se referem à exergia física, enquanto o último termo se refere à exergia química:

$$ex = [(h - h_0) - T_0(s - s_0)] + \left[ \sum_i (\mu_{i,0} - \mu_{i,00})x_i \right] \quad (15)$$

Onde:

- $h$  e  $h_0$  são as entalpias do sistema no estado analisado e no estado de referência, respectivamente, em J/mol;
- $T_0$  é a temperatura do estado de referência, em K;
- $s$  e  $s_0$  são as entropias do sistema no estado analisado e no estado de referência, respectivamente, em J/K.mol;
- $\mu_{i,0}$  e  $\mu_{i,00}$  são os potenciais químicos de cada substância no estado de referência e no estado morto absoluto, respectivamente, em J/mol;
- $x_i$  é a fração molar de cada substância.

Os termos referentes à exergia física podem ser calculados, respectivamente, pelas equações (16) e (17):

$$h - h_0 = \int_{T_0}^T c_p dT \quad (16)$$

$$s - s_0 = \int_{T_0}^T \frac{c_p}{T} dT \quad (17)$$

Onde:

- $c_p$  é a capacidade calorífica a pressão constante, em J/K.mol.

Já a exergia química pode ser calculada a partir dos estados de referência já mencionados (litosfera para sistemas sólidos, a água do mar para sistemas líquidos, e o ar

atmosférico para sistemas gasosos), sendo que, para espécies em estado gasoso, ela pode ser calculada pela equação (18), conforme definido por Kotas (1985), para a qual a referência é o ar atmosférico:

$$ex_{ch}^0 = RT_0 \ln \left( \frac{P_{i,0}}{P_{i,00}} \right) \quad (18)$$

Onde:

- $P_0$  e  $P_{00}$  são as pressões parciais da substância gasosa no ar atmosférico, definido como referência.

Já para o estado sólido, onde a referência é a litosfera, Szargut (1989) afirma que é possível calcular a exergia química pela equação (19):

$$ex_{ch}^0 = -RT_0 \ln (\chi_i) \quad (19)$$

Onde:

- $\chi_i$  corresponde à fração molar da espécie de referência  $i$  na litosfera, que pode ser calculada pela equação (20):

$$\chi_i = \frac{n_{i,0} c_i M_0}{l_i} \quad (20)$$

Onde:

- $n_{i,0}$  é a concentração molar do elemento  $i$  na litosfera (kmol/kg);
- $c_i$  é a fração do elemento na forma da espécie de referência;
- $M_0$  é a massa molar da litosfera (135,5 kg/kmol);
- $l_i$  é o número de átomos do elemento  $i$  nas moléculas das espécies de referência.

Por fim, para o estado líquido, Szargut (1989) apresenta o cálculo da exergia química pela equação (21), considerando-se um pH de valor 8,1:

$$ex_{ch}^0 = j \left[ -\Delta g_f^0 + \frac{1}{2} Z ex_{ch,H_2}^0 - \sum_k N_k ex_{ch,k}^0 - 2,303 RT_0 Z (pH) - RT_0 \ln(u_0 \gamma) \right] \quad (21)$$

Onde:

- $j$  é o número de íons ou moléculas de referência derivadas do componente sob consideração (molécula ou elemento);
- $\Delta g_f^0$  é a variação da energia de Gibbs específica de formação do componente sob consideração em J/mol;
- $Z$  é o número de cargas elétricas elementares positivas no íon de referência;
- $ex_{ch,H_2}^0$  é a exergia química padrão do  $H_2$  em J/mol;
- $N_k$  é o número de moléculas de elementos adicionais presentes nas moléculas das espécies de referência para o componente sob consideração;
- $u_0$  é a concentração molar padrão convencional das espécies de referência na água do mar em mol/kg;
- $\gamma$  é o coeficiente de atividade do componente sob consideração.

Nos casos em que as substâncias analisadas não existem no estado de referência, é necessário propor as reações de formação da substância em questão utilizando-se substâncias presentes nos estados de referência, ou substâncias de exergia conhecida, como reagentes. É possível encontrar a exergia química tabelada para diversas substâncias na literatura (QIAN et al., 2017; RIVERO; GARFIAS, 2006; SONG et al., 2012; SZARGUT, 1989). Assim, a equação (22) pode ser utilizada para esse cálculo:

$$ex_{ch}^0 = \Delta g_r^0 + \sum_i v_i ex_{ch,i}^0 \quad (22)$$

Onde:

- $\Delta g_r^0$  é a variação da energia de Gibbs específica para a reação proposta;
- $v_i$  é o coeficiente estequiométrico da espécie reagente  $i$ ;
- $ex_{ch,i}^0$  é a exergia química padrão da espécie reagente  $i$ .

No caso de cadeias complexas, como combustíveis derivados de petróleo, Song et al., 2012 propuseram a utilização de correlações semiempíricas, baseadas na energia de Gibbs, dados empíricos, suas composições elementares e considerando a combustão completa dos elementos, conforme a equação (23):

$$ex_q^0 = 363,439C + 1075,633H - 86,308O + 4,147N + 190,798SS - 21,1A \quad (23)$$

Onde:

- $C$  é o percentual de massa de carbono no combustível em base seca;
- $H$  é o percentual de massa de hidrogênio no combustível em base seca;
- $O$  é o percentual de massa de oxigênio no combustível em base seca;
- $N$  é o percentual de massa de nitrogênio no combustível em base seca;
- $SS$  é o percentual de massa de enxofre no combustível em base seca;
- $A$  é o percentual de massa de cinzas no combustível em base seca;
- $ex_{ch,coal}^0$  é a exergia química do combustível em kJ/kg.

Por fim, a exergia química também contabiliza o efeito de mistura, no caso em que haja mais de uma substância envolvida no sistema ou na corrente analisada (QUERINO; MACHADO; MARANGONI, 2019). Nesse caso, a equação (24) pode ser utilizada para calcular a exergia química da mistura:

$$ex_{ch}^0 = \sum_i x_i ex_{ch,i}^0 + RT_0 \sum_i x_i \ln(x_i) \quad (24)$$

De forma semelhante ao balanço de energia, também é possível calcular a eficiência exérgica de um processo, embora, nesse caso, não exista ainda um consenso na literatura quanto à metodologia a ser utilizada. Uma das metodologias mais comuns é a subtração das exergias perdida e destruída, considerando-se como eficiência a proporção das exergias de saída pelas exergias de entrada do sistema, conforme equação (25):

$$\eta_{ex} = \frac{\sum \dot{m}_s ex_s}{\sum \dot{m}_e ex_e} \quad (25)$$

A análise exérgica de processos ainda é uma ferramenta primariamente acadêmica de avaliação, embora esteja se tornando cada vez mais presente também no campo industrial. Em seu estudo, Çamdali et al. (2004) realizaram a análise exérgica do sistema anteriormente descrito na seção 3.1.2, considerando operação em regime permanente, gases ideais, e desconsiderando as variações de exergia potencial e cinética, efeitos de pressão na exergia de sólidos, e exergia química das substâncias. A eficiência exérgica



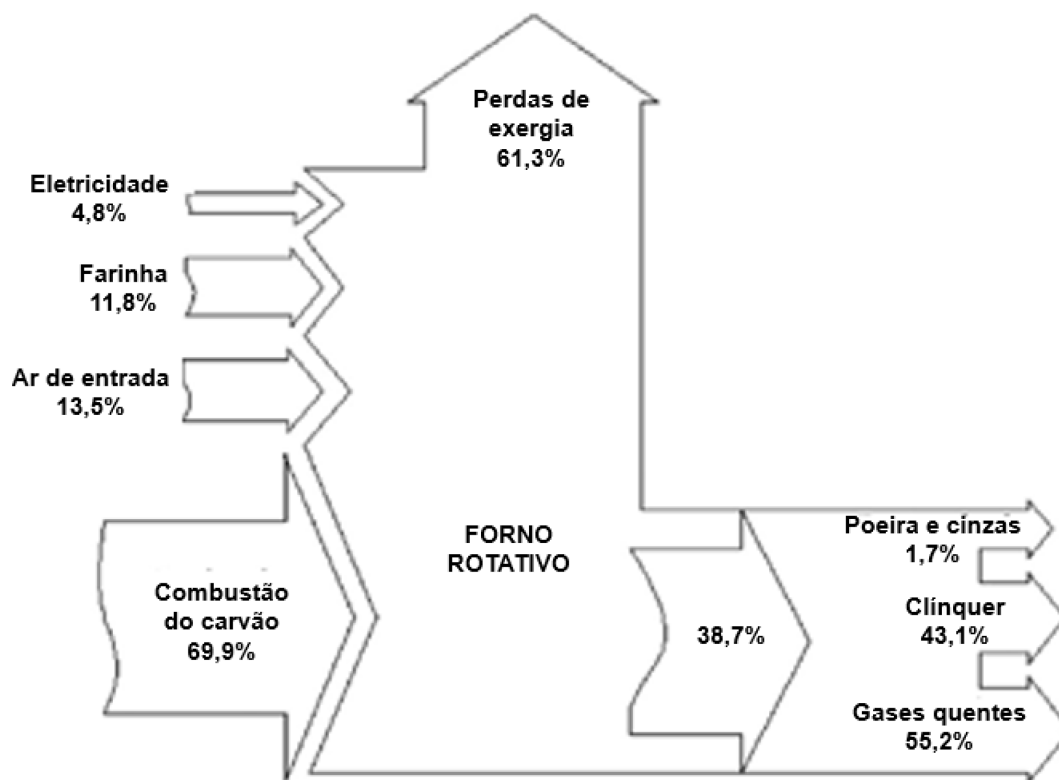
foi calculada a partir da relação da exergia de saída e a exergia de entrada no sistema, e o resultado obtido foi 64,4%. Os 35,6% de exergia perdidos no processo se referem tanto às perdas de exergia devido às perdas de calor pelas paredes quanto à exergia destruída pelas irreversibilidades do processo.

Já Anacleto et al. (2018), utilizando a mesma metodologia de Çamdali et al. (2004) para o cálculo da eficiência, obtiveram uma eficiência exergética de 57% para a reprodução do estudo anterior, e de 49% para a operação ajustada para a calcinação parcial do carbonato de cálcio no volume de controle. É possível verificar o comparativo entre os resultados dos autores na Tabela 4:

**Tabela 4** - Comparação entre as eficiências exergéticas calculadas por Anacleto et al (2018) na reprodução do trabalho anterior (Simulação 1), após a adição de considerações para a calcinação do calcário (Simulação 2) e a eficiência calculada por Çamdali et al. (2004)

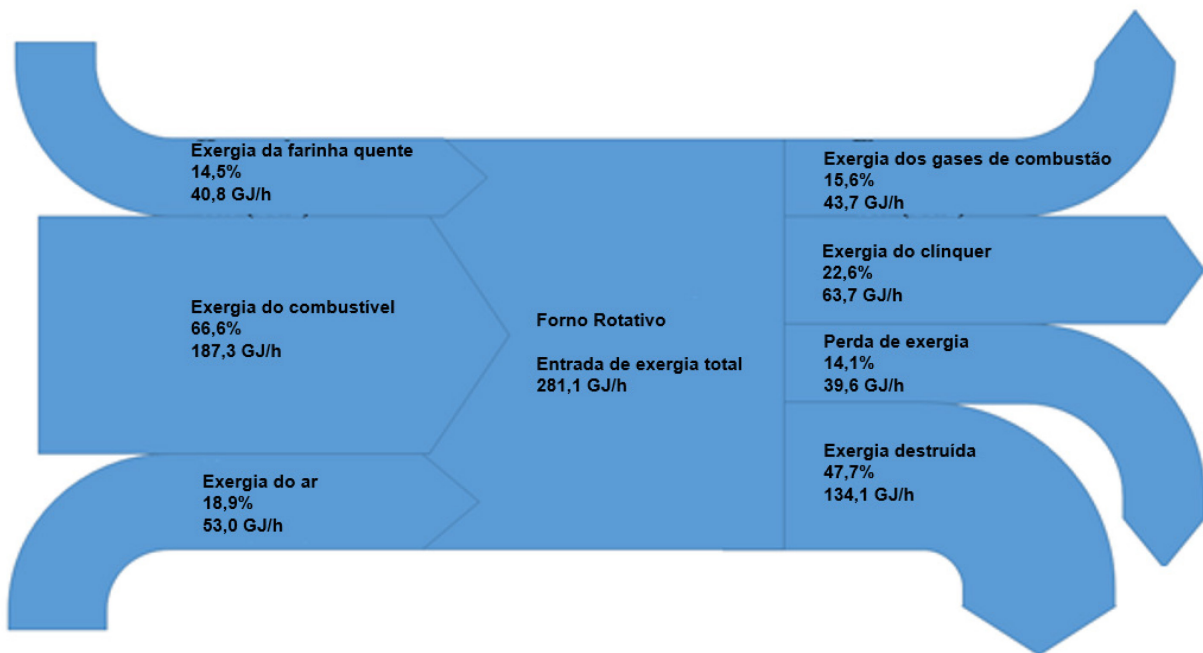
| Referência            | Eficiência Exergética | Desvio |
|-----------------------|-----------------------|--------|
| Simulação 1           | 0,57                  | -      |
| Simulação 2           | 0,49                  | 14,03% |
| Çamdali et al. (2004) | 0,64                  | 12,98% |

Para a avaliação do impacto da adição de uma camada de revestimento sobre os refratários do forno rotativo, Atmaca e Yumrutas (2014) utilizaram a mesma metodologia adotada nos dois estudos descritos anteriormente para o cálculo da eficiência exergética do forno rotativo antes e depois da aplicação do revestimento. Antes da aplicação, foi encontrada uma eficiência exergética de 38,7% para o forno avaliado. O objetivo do revestimento analisado era diminuir a quantidade de energia perdida pela parede do forno, e a análise realizada após essa aplicação resultou em uma eficiência energética de 43,1%. Após a troca de refratários, a eficiência exergética calculada foi de 45,1%. Os autores utilizaram o diagrama de Grassmann como ferramenta para diagramar as entradas e saídas de energia para o volume de controle utilizado, conforme Figura 7.

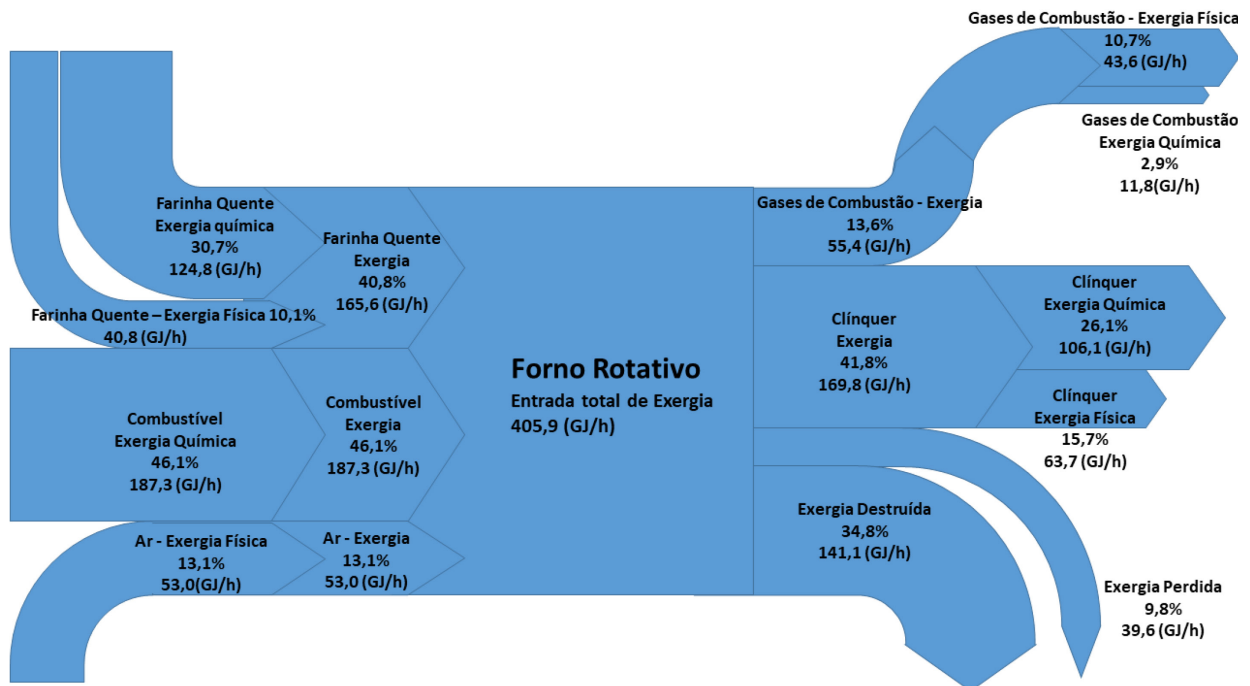


**Figura 7** - Diagrama de Grassmann para a distribuição exérgica de entrada e saída para o forno de clínquer analisado por Atmaca e Yurumtas (2014) antes da aplicação do revestimento e da troca de refratários (FARIA, 2018)

Já em seu estudo comparativo entre as eficiências energética e exérgica, com e sem a consideração da exérgia química, Anacleto et al (2020) adotou uma estratégia diferente da anterior para o cálculo da eficiência exérgica, considerando apenas a exérgia de saída do clínquer para o resultado. Essa abordagem é denominada “eficiência exérgica moderna”, enquanto a primeira é considerada como “eficiência exérgica clássica”. Em sua análise, o autor discriminou a exérgia de cada fluxo, além de diferenciar a exérgia perdida devido à perda de calor do sistema e a exérgia destruída. O resultado, para a análise exérgica que desconsiderou a exérgia química, foi de 22,6%, enquanto a eficiência exérgica considerando-se a exérgia química foi de 41,6%. Os autores utilizaram o diagrama de Grassmann, que consiste em um diagrama semelhante ao de Sankey para fluxos de exérgia, como ferramenta para diagramar as entradas e saídas de exérgia para o volume de controle utilizado, conforme Figuras 8 e 9.



**Figura 8** - Diagrama de Grassmann para os fluxos exergéticos de entrada e saída do forno de clínquer estudado por Anacleto et al. (2020), sem consideração da exergia química (FARIA, 2018)



**Figura 9** - Diagrama de Grassmann para os fluxos exergéticos de entrada e saída do forno de clínquer estudado por Anacleto et al. (2020), com a consideração da exergia química ("SNIC - Sindicato Nacional da Indústria do Cimento," 2019)

### 3.1.4 Exergia avançada e Termoeconomia

Enquanto a análise exérgica convencional é utilizada para reconhecer as fontes de ineficiência de um sistema e suas irreversibilidades, a análise exérgica avançada busca diferenciar a destruição de exergia evitável da inevitável e, por isso, permite que o estudo de otimização exérgica foque nas partes efetivamente evitáveis. Assim, é possível a obtenção de uma estimativa realista do potencial para melhorias de um processo (VUČKOVIĆ et al., 2014).

Na análise avançada, a exergia destruída calculada pelo balanço exérgico é considerada como sendo a soma de suas partes evitáveis ( $\dot{E}_{D,k}^{Ev}$ ) e inevitáveis ( $\dot{E}_{D,k}^{In}$ ), conforme equação (26):

$$\dot{E}_{D,k} = \dot{E}_{D,k}^{Ev} + \dot{E}_{D,k}^{In} \quad (26)$$

Essa separação é baseada em condições reais, evitáveis e teóricas de operação. Ainda de acordo com Vučković et al. (2014), as condições reais de operação são as condições atuais do sistema em questão. Já as condições evitáveis incluem as perdas e irreversibilidades que podem ser eliminadas realisticamente da operação através de melhorias atingíveis. Por fim, condições teóricas são as condições de operação ideais que podem ser atingidas para o processo na teoria, mas de aplicação inviável pela atual tecnologia disponível.

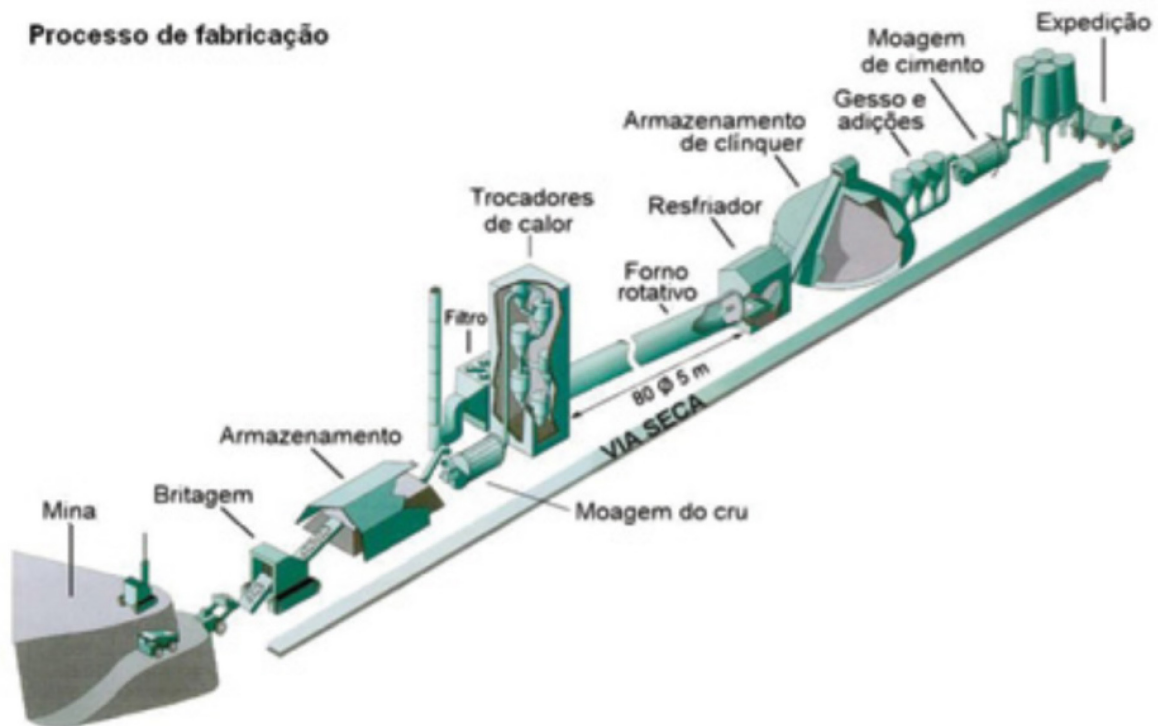
Exergoeconomia é o termo utilizado para a junção de elementos econômicos à análise exérgica, de forma a fornecer um conjunto de informações que permita o design e operação de um sistema que seja efetivo economicamente, mas que não é possível obter por análises regulares. O conceito de exergoeconomia se baseia na ideia de que a exergia é a base racional ideal para a designação de custos monetários às interações experienciadas por um sistema e sua vizinhança e suas fontes de ineficiências termodinâmicas. Quando o custeio exérgico não é aplicado, deve ser utilizado o termo termoeconomia, que caracteriza qualquer combinação de uma análise termodinâmica com uma análise econômica (TSATSARONIS; PARK, 2002). Como esse trabalho não irá envolver todas as nuances da análise exergoeconômica, iremos considerar a análise como termoeconômica.

## 3.2 DESCRIÇÃO DO SISTEMA

### 3.2.1 Visão Geral do Processo

A produção de cimento é constituída por 5 fases principais, sendo elas a mineração e moagem da matéria-prima, a mistura da farinha em silos de homogeneização, pré-calcinação da farinha na torre de preaquecimento, queima da farinha previamente preparada na torre de ciclones no forno rotativo e a moagem do clínquer produzido nesse processo em um moinho de cimento (ATMACA; YUMRUTAŞ, 2014b).

Na Figura 10 encontra-se representada a visão esquemática do processo produtivo.

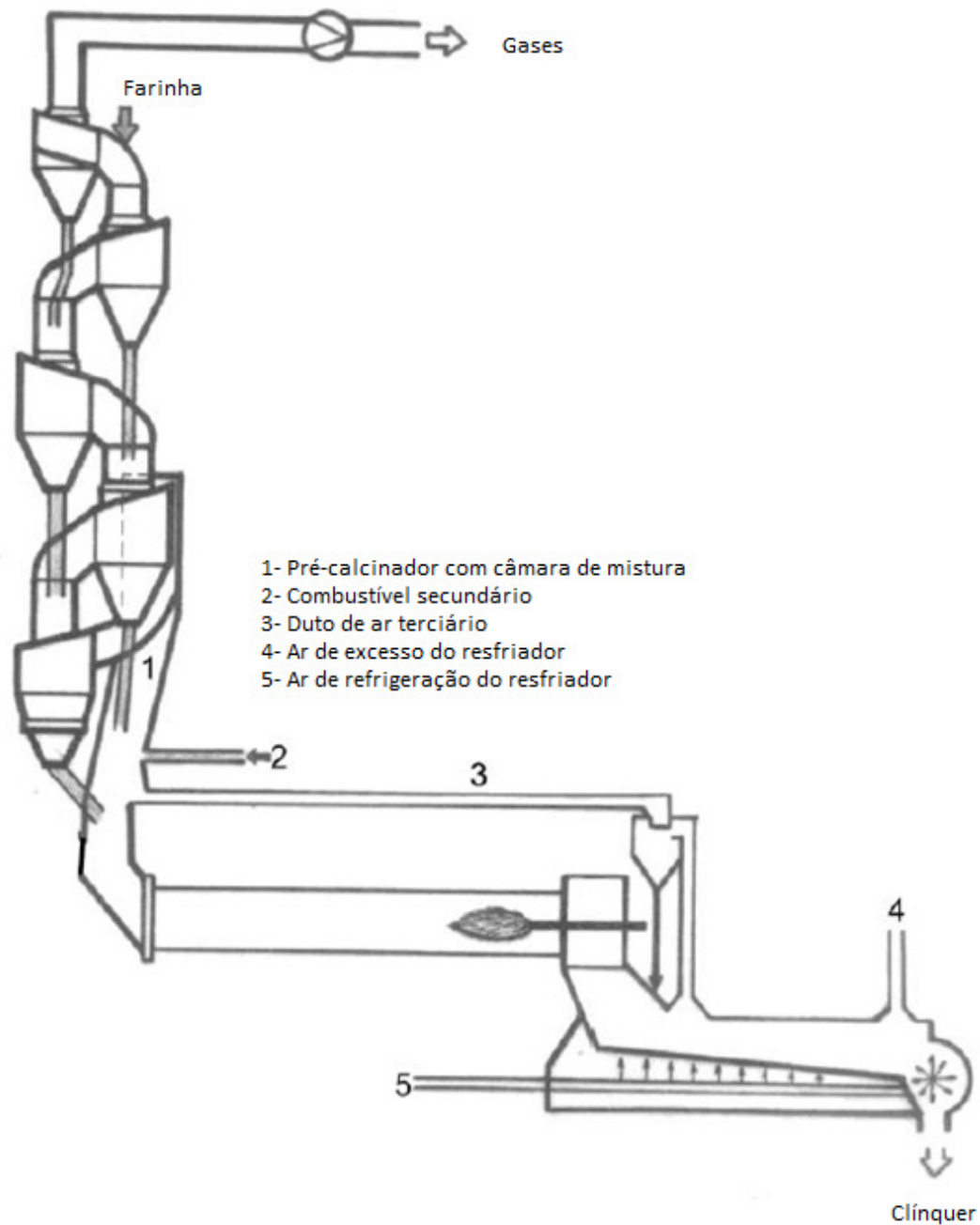


**Figura 10** - Esquema do processo de produção de cimento (CNI; ABCP, 2012)

A matéria-prima para a fabricação de clínquer, principal composto do cimento, consiste de uma mistura de materiais ricos em cálcio, sílica, alumínio e ferro, sendo o calcário, principal fonte de cálcio, extraído localmente pela mineração. Os diferentes materiais são moídos em um pó fino denominado farinha, ou cru, que é estocado em silos de homogeneização. Em seguida, a farinha armazenada entra na torre de ciclones, onde ocorre o preaquecimento do material e consequente calcinação dos carbonatos presentes

na farinha, em especial o carbonato de cálcio. Após a passagem pela torre, o pó chega ao forno rotativo, onde ocorrem as reações de clínquerização e é formado o clínquer. O clínquer é, posteriormente, resfriado com o auxílio de um resfriador localizado na saída do forno rotativo, onde o produto entra em contato com o ar ambiente (SILVA et al., 2018)

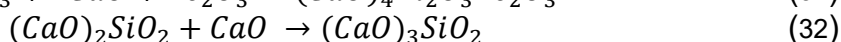
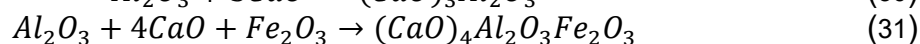
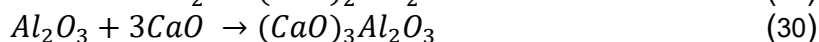
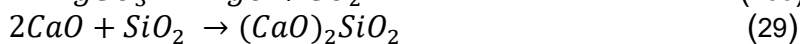
O ar aquecido após a troca de calor com o clínquer no resfriador é parcialmente aproveitado no forno rotativo como uma entrada secundária e terciária de ar (AHAMED et al., 2012). Esse ar participa das reações de combustão no forno e no calcinador, e os gases resultantes das reações percorrem o processo em contracorrente, sendo responsáveis pelo aquecimento da farinha ao longo dos estágios da torre de ciclones. Os gases na saída da torre participam da secagem das matérias-primas e combustíveis nas respectivas moagens. O esquema do conjunto torre, forno rotativo e resfriador pode ser visto na Figura 11.



**Figura 11** - Representação esquemática de uma unidade de piroprocessamento composta por uma torre de ciclones de 5 estágios, com pré-calcinador em linha com relação ao fluxo de gases, duto de ar terciário e resfriador de grelhas (FARENZENA, 1990)

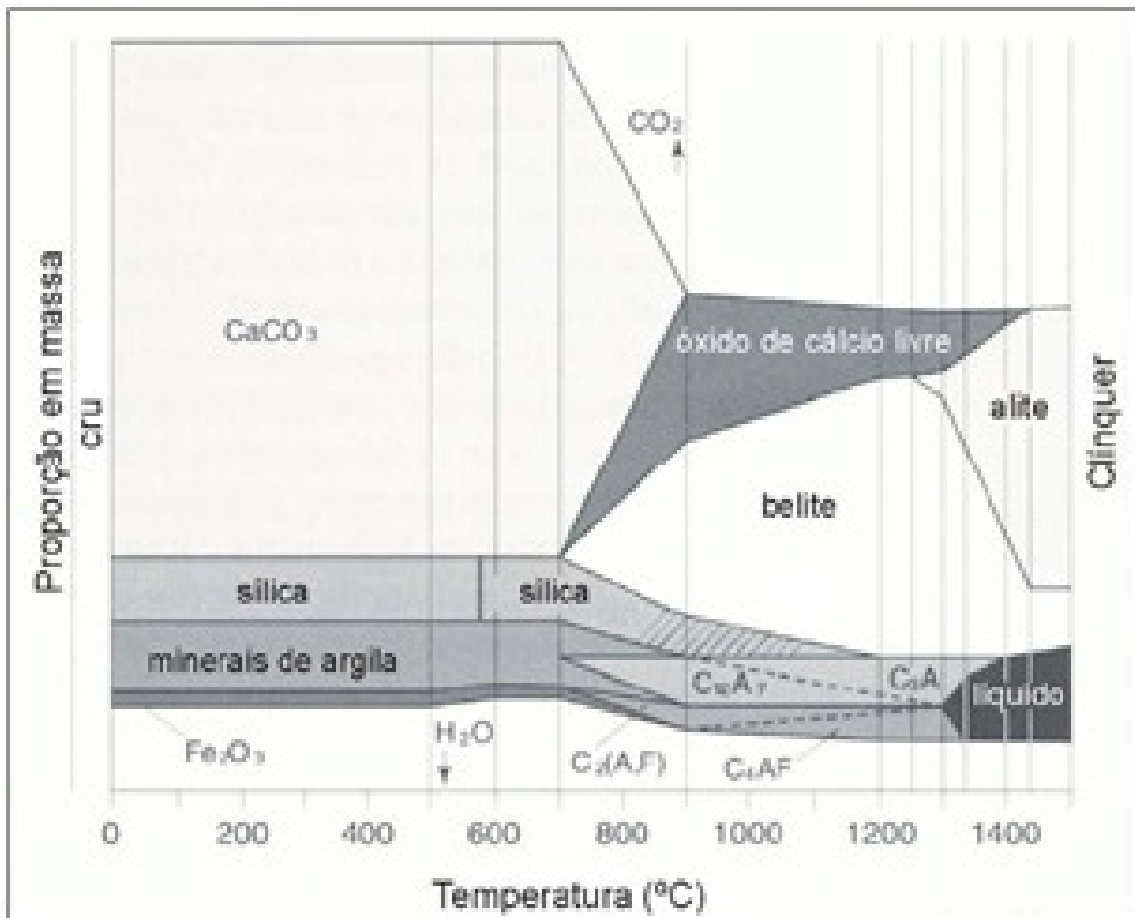
As principais reações envolvidas no processo são a decomposição dos carbonatos de cálcio e magnésio em óxidos de cálcio e magnésio e gás carbônico, conforme as equações (27) e (27), que ocorrem majoritariamente na torre de ciclones, e as reações entre os óxidos de cálcio, sílica, ferro e alumínio para a formação dos principais constituintes do clínquer, conforme equações (29) a (32), sendo esses:

- Silicato dicálcico, de fórmula química  $(CaO)_2SiO_2$ , conhecido industrialmente como belita ou  $C_2S$ ;
- Silicato tricálcico, de fórmula química  $(CaO)_3SiO_2$ , conhecido industrialmente como alita ou  $C_3S$ ;
- Aluminato tricálcico, de fórmula química  $(CaO)_3Al_2O_3$ , conhecido industrialmente como  $C_3A$ ;
- Aluminoferato tetracálcico, de fórmula química  $(CaO)_4Al_2O_3Fe_2O_3$ , conhecido industrialmente como  $C_4AF$ ;



As reações de clinquerização (equações (29) a (32)) exigem um conjunto complexo de circunstâncias para sua efetivação. Para que a belita se converta em alita na forma de cristais homogêneos e do tamanho ideal, é necessária a fundição dos óxidos de ferro e alumínio, formando uma fase líquida que permite o melhor contato entre o cálcio e a belita, favorecendo a ocorrência da reação. Além disso, a viscosidade da fase líquida formada, que é diretamente dependente da proporção entre ferro (fase líquida mais fluida) e alumínio (fase líquida mais viscosa), é importante para a formação de grãos do produto final na granulometria adequada no primeiro resfriamento (que ocorre ainda no forno rotativo), devido à tensão superficial da mistura. Esse processo, assim como a calcinação do carbonato de cálcio, exige altas temperaturas para sua efetivação. As reações endotérmicas que ocorrem durante a produção do clínquer são responsáveis pelo maior consumo de energia térmica do processo, variando em torno de 1.650 a 1.800 MJ/t<sub>clínquer</sub> (ABCP, 2019). A relação entre a formação de cada componente pela temperatura pode ser vista na Figura 12.





**Figura 12** - Composição do material presente no forno rotativo, com o aumento da temperatura (CORTESÃO, 2013)

De acordo com Faria (2018), a demanda média global de energia térmica para produção de clínquer no ano de 2015, excluindo a secagem de combustíveis, foi de 3.510 MJ/t<sub>clínquer</sub>. Essa demanda variou entre 3.000 MJ/t<sub>clínquer</sub> em processos bem eficientes (matérias-primas com baixa umidade e boa capacidade de queima, fornos com sistema de preaquecimento e alta capacidade produtiva) e 5.700 MJ/t<sub>clínquer</sub> em processos menos eficazes. A energia térmica representa cerca de 20 a 25% do custo para a produção do cimento.

O combustível mais comum utilizado globalmente na indústria do cimento é o carvão mineral, consumindo cerca de 4% da produção mundial (330 Mt/ano). Para cada tonelada de cimento produzido, cerca de 200-400 kg de carvão são consumidos (BATTAGIN; CARDOSO, 2018). No Brasil, cerca de 85% dos materiais energéticos utilizados pelo setor são de origem fóssil, e quase exclusivamente o coque de petróleo seguido de carvão mineral, óleo combustível e gás natural. Os outros 15% correspondem aos combustíveis

alternativos, subdivididos essencialmente em resíduos e biomassa (BATTAGIN; CARDOSO, 2018).

### **3.2.2 Coprocessamento**

A geração de resíduos, em particular dos setores produtivos em suas diferentes especialidades, é uma das maiores preocupações da sociedade atual. Desta forma, a procura contínua por meios para uma destinação ambientalmente adequada para os resíduos sólidos dos setores industriais encontra no coprocessamento uma alternativa que permite atender as premissas de preservação ambiental de forma economicamente viável em condições estritamente controladas dentro do marco regulador existente.

A evolução da tecnologia de fabricação de cimento, em especial com a introdução da torre de ciclones e pré-calcinadores, ao mesmo tempo que aumentou a eficiência energética do processo, também permitiu a introdução de combustíveis de menor poder calorífico, em especial no calcinador, onde trabalha-se em temperaturas mais baixas. Aliado ao baixo custo de aquisição e a um contexto onde se busca uma produção cada vez mais sustentável, a utilização de resíduos que possuem algum poder calorífico é uma opção atrativa para o setor de produção de cimento, e tem sido cada vez mais adotada globalmente.

De acordo com o SNIC (2019), as atividades brasileiras de coprocessamento de resíduos industriais iniciaram-se na década de 90 do século XX, no Sul e no Sudeste do Brasil, estando regulamentadas pelas agências ambientais estaduais desde 1998. Em 2010, instituiu-se a Política Nacional de Resíduos Sólidos, Lei 12.305 que, ao estabelecer uma hierarquia na gestão de resíduos, priorizou o aproveitamento energético em vez de sua disposição em aterros, fortalecendo legalmente a escolha de processá-los industrialmente. Essa lei exige também a implantação de programa de monitoramento de emissões de gases tóxicos aprovado pelo órgão ambiental e o coprocessamento em fornos de cimento atende a estes requisitos (ABCP, 2019).

Fornos rotativos para a produção de cimento possuem características favoráveis à queima de resíduos, sendo elas: altas temperaturas (acima de 1.450 °C) e longo tempo de residência; alta turbulência dos gases; ambiente alcalino e oxidante; estabilidade térmica; utilização de tecnologias e instalações já existentes; e destruição total, sem geração de novos resíduos, com eventuais cinzas podendo ser incorporadas ao clínquer. A vantagem

do uso de combustíveis alternativos está na diminuição da geração de emissões de CO<sub>2</sub> na medida em que sua utilização reduz a necessidade de combustíveis fósseis ao produzir a mesma quantidade de energia (SNIC, 2019).

Os principais resíduos que se destacam como passíveis de coprocessamento são:

- Solos contaminados com óleo, resíduos petroquímicos;
- Corantes, tintas e vernizes;
- Catalisadores usados;
- Produtos fotográficos;
- Materiais de refino;
- Látex, colas, madeira contaminadas;
- Embalagens de produtos químicos;
- Lodo de esgoto;
- Solventes, resíduos oleosos e resíduos têxteis;
- Óleos usados (de carro e fábricas);
- Graxas, lamas de processos químicos e de destilação;
- Resíduos de empacotamento e de borracha;
- Resíduos plásticos, de serragem e de papel;
- Ossos de animais e grão vencidos, entre outros.

Segundo Battagin e Cardoso (2018) os pneus inservíveis são, atualmente, o principal resíduo coprocessado, uma vez que esta técnica configura como a melhor alternativa para sua destruição definitiva. Um único forno, com capacidade de produção diária de mil toneladas de clínquer, pode consumir até cinco mil pneus por dia. A utilização desses resíduos vem aumentando ao longo dos anos e, em 2017, foram coprocessados 299.702 pneus (BATTAGIN; CARDOSO, 2018).

Alguns resíduos não podem ser coprocessados por razões ligadas à sua composição química e aos impactos ambientais decorrentes. São explicitamente proibidos pela

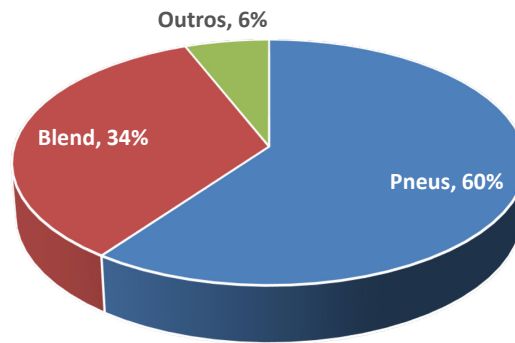
legislação atual o coprocessamento de resíduos do tratamento de sais de mercúrio, cádmio, tálio, resíduos radioativos, resíduos de serviço de saúde, resíduos de substâncias explosivas, resíduos de substâncias organoclorados, resíduos de agrotóxico e resíduo domiciliar bruto (BATTAGIN; CARDOSO, 2018).

Uma das formas de utilização desses resíduos se dá através da técnica de blendagem, em que resíduos compatíveis são misturados até que se atinja uma homogeneidade na mistura. Essa técnica busca a adequação físico-química dos resíduos, através da caracterização; trituração; classificação de acordo com a granulometria máxima determinada pela fábrica de cimento; e mistura. Desta forma, os resíduos se tornam adequados para atenderem às especificações definidas pela indústria. Essa normatização tem o objetivo de garantir que o *blend* gerado alimente o forno de clínquer sem que a destruição térmica afete a qualidade do cimento, ou que as emissões atmosféricas ultrapassem os limites exigidos pela legislação.

Segundo o SNIC (2019), atualmente, cerca de 60% das fábricas integradas possuem fornos licenciados para coprocessar resíduos. Em 2016 observou-se que do total de resíduos coprocessados, aqueles que constituem combustíveis alternativos (materiais com PCI) representaram 85% e as matérias-primas alternativas 15% (em toneladas) correspondendo a um índice de substituição térmica de 11,3% do combustível tradicional (BATTAGIN; CARDOSO, 2018).

No período de 2000 a 2016 houve um aumento no consumo de resíduos em fornos de cimento da ordem de 500%. Segundo Battagin e Cardoso (2018), em 2016 foram coprocessadas 940 mil toneladas de resíduos e, em 2017, atingiu-se o patamar de 1.172 toneladas de resíduos utilizados. Do total de resíduos coprocessados em 2017, os combustíveis representaram 90% e as matérias-primas 10%, em toneladas, correspondendo a um índice de substituição térmica de 11,9% e mostrando um aumento de 0,6% em relação ao ano anterior (ABCP, 2019).

Do total de resíduos com poder calorífico coprocessados em 2017, os pneus se destacam como o principal combustível alternativo utilizado, abrangendo 60% do total de resíduos, seguido pelo *blend*, que consiste em uma mistura de resíduos industriais, com participação de 34%. Os 6% correspondentes a “outros” se referem a serragem impregnada com óleo, solos contaminados e solventes. A Figura 13 mostra essa distribuição por porcentagem de poder calorífico em kcal/kg.



**Figura 13** - Porcentagem de combustíveis alternativos utilizados em 2017 (ABCP, 2019)

O setor de produção do cimento avança cada vez mais com o objetivo de usar resíduos como substitutos de combustíveis fósseis para a produção do clínquer, uma vez que este método tem se mostrado eficaz na utilização do poder calorífico dos resíduos, reduzindo tanto custos quanto impactos ambientais associados. O cumprimento das legislações e restrições assegura que o cimento fabricado a partir dos tipos de resíduos descritos acima não altere o desempenho ou as características do produto final, embora altos níveis de alguns componentes menores possam afetar o desempenho do cimento e sua cinética de hidratação (BATTAGIN; CARDOSO, 2018).

#### 4 DESCRIÇÃO DO SISTEMA EM ESTUDO

A unidade de piro-processamento do sistema real estudado no presente trabalho é constituída por: uma torre de ciclones com cinco estágios, um calcinador em linha, um forno rotativo e um resfriador de barras. Todos os dados fixos referentes a composições, vazões, temperaturas, dentre outros, utilizados para a modelagem do processo são resultados de amostragens, pesagens de material e medições de processo realizadas na planta por um período de 48 horas de operação estável.

O processo estudado no presente trabalho se baseia em uma vazão fixa de produção de clínquer e sua respectiva composição, também fixa, explicitada na Tabela 5. Assim, para qualquer condição operacional analisada, o clínquer obtido terá as mesmas características.

**Tabela 5** - Composição e vazão mássica dos principais componentes do clínquer

| Componente        | Fração mássica (kg/kg) | Vazão mássica (kg/h) |
|-------------------|------------------------|----------------------|
| C3S               | 0,636                  | 92739,7              |
| C2S               | 0,195                  | 28380,5              |
| C3A               | 0,034                  | 4914,8               |
| C4AF              | 0,047                  | 6912,8               |
| Na <sub>2</sub> O | 0,002                  | 233,3                |
| SO <sub>3</sub>   | 0,015                  | 2216,8               |
| K <sub>2</sub> O  | 0,011                  | 1560,5               |
| MgO               | 0,061                  | 8852,5               |
| Total             | 1                      | 145840               |

Os denominados combustíveis convencionais utilizados no processo são coque e carvão mineral, que podem ser misturados em qualquer proporção para injeção no forno, através do queimador principal, e no calcinador. A proporção de mistura entre esses dois combustíveis pode ser diferente em cada ponto de injeção. Já os combustíveis alternativos utilizados consistem em pedaços de pneu picado de diversas origens e resíduo triturado, ou *blend*, que consiste em uma mistura variada de resíduos industriais. O combustível alternativo sólido, no presente sistema, é injetado apenas no calcinador para substituição da energia térmica fornecida pelos combustíveis convencionais. As cinzas resultantes da queima dos diversos tipos de combustíveis é incorporada ao material de entrada e participa da composição final do clínquer. A composição dos combustíveis utilizados no processo em questão e das respectivas cinzas produzidas pela queima está disponível na Tabela 6.

**Tabela 6** - Composição dos combustíveis utilizados no processo (Fração mássica em base seca, em kg/kg)

|                                | Coque  | Carvão | Pneu picado | <i>Blend</i> |
|--------------------------------|--------|--------|-------------|--------------|
| C                              | 0,8770 | 0,5910 | 0,7478      | 0,3597       |
| O                              | 0,0109 | 0,1190 | 0,0616      | 0,2146       |
| N                              | 0,0180 | 0,0101 | 0,0477      | 0,0051       |
| H                              | 0,0396 | 0,0437 | 0,0849      | 0,0513       |
| S                              | 0,0576 | 0,0016 | 0,0124      | 0,0017       |
| Cinzas                         | 0,0257 | 0,2937 | 0,1430      | 0,0930       |
| Composição das cinzas          |        |        |             |              |
| P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>  | 0,0043 | 0,0016 | 0,0054      | 0,0243       |
| Na <sub>2</sub> O              | 0,0120 | 0,0024 | 0,0004      | 0,0347       |
| K <sub>2</sub> O               | 0,0121 | 0,0115 | 0,0060      | 0,0080       |
| CaO                            | 0,2434 | 0,0521 | 0,0940      | 0,1587       |
| Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> | 0,0638 | 0,0246 | 0,1869      | 0,1069       |
| Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> | 0,0450 | 0,1470 | 0,0031      | 0,1462       |
| SiO <sub>2</sub>               | 0,1398 | 0,4088 | 0,2043      | 0,3643       |
| MgO                            | 0,0270 | 0,0070 | 0,0042      | 0,0294       |

A queima dos combustíveis no processo é a principal fonte de energia de entrada no sistema para o aquecimento dos diferentes fluxos de matéria e para a ocorrência das reações de clínquerização. As entalpias das reações de clínquerização, assim como o poder calorífico dos combustíveis, estão explicitados na Tabela 7. As entalpias de reação foram calculadas a partir das entalpias de formação de cada componente, enquanto o poder calorífico dos combustíveis foi medido através da análise de amostras.

**Tabela 7** - Entalpia das reações de clinquerização e poder calorífico dos combustíveis utilizados

|  | Valor      | Unidade |
|--|------------|---------|
| Formação do C3S (Equação 35)                 | -526,6     | (J/g)   |
| Formação do C2S (Equação 34)                 | -768,3     | (J/g)   |
| Formação do C3A (Equação 36)                 | 73,9       | (J/g)   |
| Formação do C4AF (Equação 37)                | -79,1      | (J/g)   |
| Calcinação do CaCO <sub>3</sub> (Equação 32) | 3181,1     | (J/g)   |
| Calcinação do MgCO <sub>3</sub> (Equação 33) | 2901,2     | (J/g)   |
| PCI coque                                    | 33.844.376 | (J/kg)  |
| PCI do carvão                                | 19.589.488 | (J/kg)  |
| PCI do pneu picado                           | 25.819.464 | (J/kg)  |
| PCI do <i>blend</i>                          | 20.920.000 | (J/kg)  |

Os ciclones responsáveis pela separação entre os gases de exaustão e a farinha que percorre a torre de ciclones possuem uma ineficiência de separação inerente, fazendo com que parte da farinha alimentada ao sistema seja posteriormente arrastada pelos gases de exaustão. O material arrastado pelos gases para fora do sistema é denominado pó de retorno. Essa fração de farinha sai em equilíbrio térmico com os gases de exaustão e contribui para o aumento da ineficiência do processo. Como os gases de exaustão são parcialmente reaproveitados no processo de moagem dos combustíveis, parte do pó de retorno é agregada ao material moído e inserida novamente no processo junto do combustível convencional. Essa fração reincorporada ao processo é também adicionada ao clínquer. A proporção correspondente desse material no combustível foi calculada a partir do balanço de massa entre o resíduo da queima dos combustíveis puros e após a moagem e considerada nos cálculos do modelo. A parte que não foi reincorporada junto aos combustíveis foi pesada e analisada, e sua perda também foi considerada nos cálculos realizados. Os dados de composição do pó de retorno são explicitados na Tabela 8.



**Tabela 8** - Composição do pó de retorno

| Componente                     | Fração mássica (kg/h) |
|--------------------------------|-----------------------|
| CaO                            | 0,4377                |
| SiO <sub>2</sub>               | 0,0958                |
| Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> | 0,0198                |
| Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> | 0,0284                |
| Na <sub>2</sub> O              | 0,0009                |
| SO <sub>3</sub>                | 0,004                 |
| K <sub>2</sub> O               | 0,0055                |
| Outros                         | 0,0342                |

Para a modelagem do processo, também foram considerados como fixos os teores de oxigênio na saída do forno e do calcinador, ou seja, uma proporção constante de excesso de ar no processo. Um pequeno excesso de ar, embora aumente a quantidade de energia necessária no processo, é recomendado para favorecer a queima completa dos combustíveis. A perda de calor por radiação das paredes, calculada a partir da medição das temperaturas das superfícies do equipamento, também foi mantida constante. Por fim, o teor de SO<sub>3</sub> na farinha quente também foi considerado constante, para consideração dos efeitos do ciclo de volatilização do sulfato e enxofre contidos no processo.

## 5 METODOLOGIA

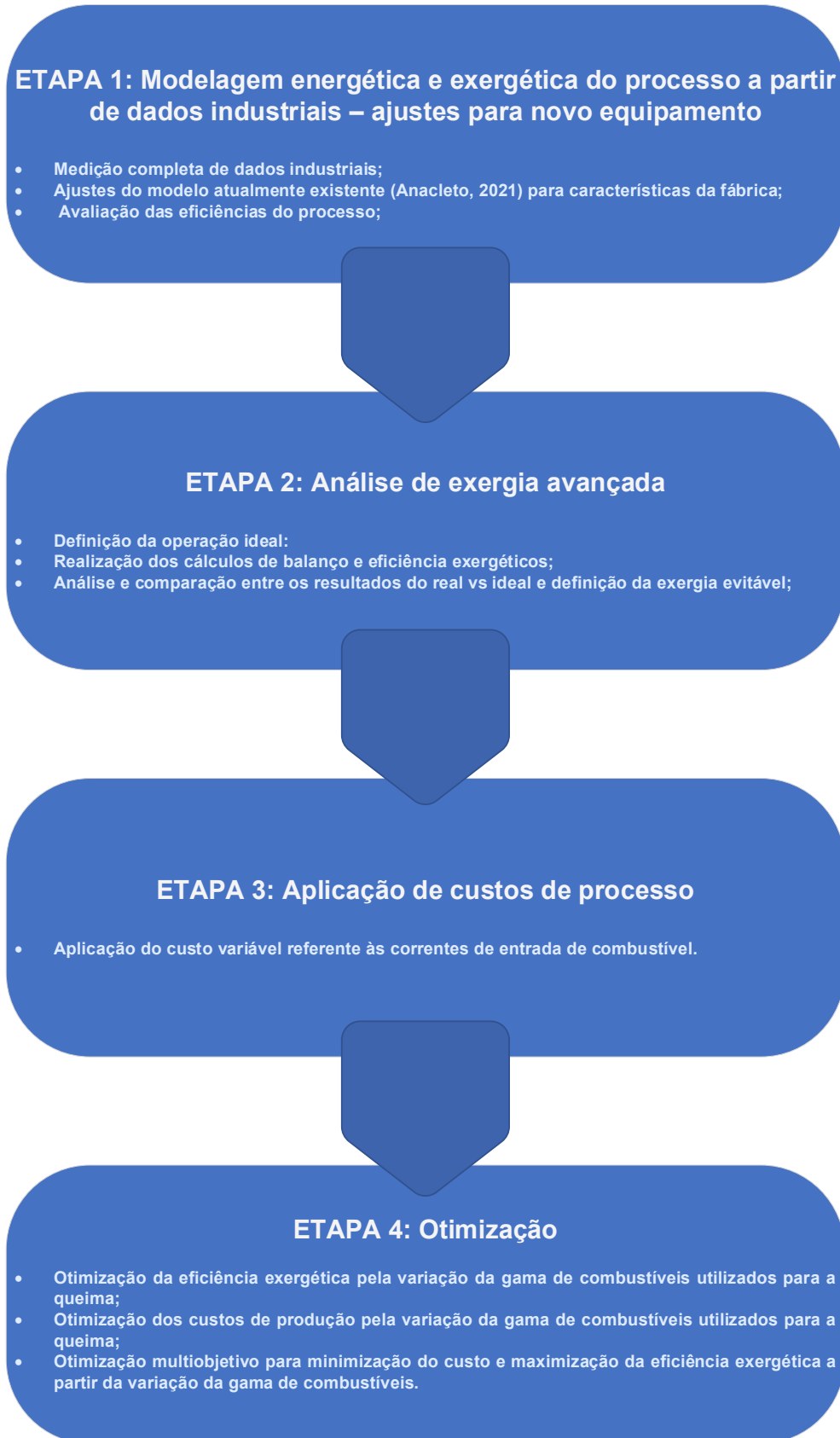
Esse trabalho é uma continuação dos estudos desenvolvidos por Anacleto (2021) em sua dissertação intitulada “Avaliação Exergética e Otimização de uma Unidade Industrial Utilizada para a Produção de Clínquer”. Utilizando inicialmente a abordagem proposta por esse autor, uma planta industrial diferente foi analisada. Em seguida às análises energética e exergética, a aplicação dos custos de produção foram adicionadas à metodologia proposta por Anacleto (2021) para a realização da otimização multiobjetivo proposta por esse trabalho.

Os balanços de energia e exergia do processo, conforme definido por Anacleto (2021), são realizados sob as seguintes considerações:

- Regime permanente;
- Energias e exergias cinética e potencial desprezíveis;
- Trabalho de eixo e trabalho elétrico desprezíveis;
- Volumes de controle com fronteiras fixas;
- O ar que entra no sistema devido aos pontos de vazamento na estrutura dos equipamentos, denominado ar falso, pode ser negligenciado;
- Todas as correntes estão à pressão atmosférica.

Os valores das propriedades termodinâmicas envolvidas nas análises energética e exergética foram reunidos por Anacleto (2021) a partir de diversas fontes, e estão apresentadas nas Tabelas 9 e 10. Devido ao alto teor de magnésio do clínquer utilizado, o óxido de magnésio e carbonato de magnésio foram adicionados às tabelas originais. A Tabela 9 contém os valores dos parâmetros referentes às expressões de capacidade calorífica sob pressão constante em função da temperatura para cada substância, enquanto a Tabela 10 apresenta os valores padrões da entalpia de formação, da energia de Gibbs de formação e da exergia química para cada substância.

A metodologia aplicada nesse estudo se divide em 4 etapas, conforme esquematizado na Figura 14, e serão detalhadas posteriormente.



**Figura 14** - Esquema da Metodologia aplicada no presente trabalho

**Tabela 9** - Parâmetros referentes as expressões de capacidade calorífica sob pressão constante em função da temperatura para cada substância envolvida no processo (ANACLETO, 2021, adaptação)

| Substance                                     | $\alpha$   | $\beta$                | $\sigma$                  | $\delta$                  | $\varepsilon$             | T (K)      |
|---|------------|------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|------------|
| CaO <sup>1,a</sup>                            | 49.95403   | 4.887916               | -0.352056                 | 0.046187                  | -0.825097                 | 298-3200   |
| SiO <sub>2</sub> <sup>1,a</sup>               | 72.77482   | 1.293543               | -0.004360                 | 0.000798                  | -4.140645                 | 298-1996   |
| Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> <sup>1,a</sup> | 93.43834   | 108.3577               | -50.86447                 | 25.58683                  | -1.611330                 | 298-950    |
|   | 150.624    | -                      | -                         | -                         | -                         | 950-1050   |
|   | 110.9362   | 32.04714               | -9.192333                 | 0.901506                  | 5.433677                  | 1050-2500  |
| Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> <sup>1,a</sup> | 102.429    | 38.7498                | -15.91090                 | 2.628181                  | -3.007551                 | 298-2327   |
| Na <sub>2</sub> O <sup>1,a</sup>              | 25.5754    | 177.71                 | -166.3350                 | 57.6116                   | 0.338149                  | 298-1023   |
|   | -125.7730  | 302.074                | -140.6420                 | 21.324                    | 38.2831                   | 1023-1243  |
| MgO <sup>1,a</sup>                            | 47.25995   | 5.681621               | -0.872665                 | 0.104300                  | -1.053955                 | 298 - 3105 |
| MgCO <sub>3</sub> <sup>1,a</sup>              | 44.93700   | 149.7085               | -74.18274                 | 11.97670                  | -0.629261                 | 298 - 1000 |
| SO <sub>3</sub> <sup>1,a</sup>                | 24.02503   | 119.4607               | -94.38686                 | 26.96237                  | -0.117517                 | 298-1200   |
| CaCO <sub>3</sub> <sup>2,b</sup>              | 12.572     | 2.637x10 <sup>-3</sup> | -3.120x10 <sup>5</sup>    | -                         | -                         | 298-1200   |
| K <sub>2</sub> O <sup>1,a</sup>               | 245.0104   | -567.0492              | 778.7219                  | -346.2641                 | -4.653361                 | 298-700    |
|   | 72.55098   | 41.39097               | -0.728497                 | 0.218564                  | 0.066026                  | 700-2000   |
| P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> <sup>3,c</sup>  | -21.643407 | 0.3362284              | -3.516373x10 <sup>6</sup> | 1.126290x10 <sup>-4</sup> | 2.2900402x10 <sup>4</sup> | 298-1000   |
|   | 225.000000 | -                      | -                         | -                         | -                         | > 1000     |
| C <sup>2,b</sup>                              | 1.771      | 0.771x10 <sup>-3</sup> | -0.867x10 <sup>5</sup>    | -                         | -                         | 298-2000   |
| S <sup>1,a</sup>                              | 21.21978   | 3.865858               | 22.27461                  | -10.31908                 | -0.122518                 | 298-388,36 |
| N <sub>2</sub> <sup>1,a</sup>                 | 28.98641   | 1.853978               | -9.647459                 | 16.63537                  | 0.000117                  | 100-500    |
|   | 19.50583   | 19.88705               | -8.598535                 | 1.369784                  | 0.527601                  | 500-2000   |
| H <sub>2</sub> <sup>1,b</sup>                 | 33.066178  | -11.363417             | 11.432816                 | -2.772874                 | -0.158558                 | 298-1000   |
| O <sub>2</sub> <sup>1,a</sup>                 | 31.32234   | -20.23531              | 57.86644                  | -36.50624                 | -0.007374                 | 100-700    |
|   | 30.03235   | 8.772972               | -3.988133                 | 0.788313                  | -0.741599                 | 700-2000   |
| H <sub>2</sub> O <sup>2,a</sup>               | 3.47       | 1.450x10 <sup>-3</sup> | 0.121x10 <sup>5</sup>     | -                         | -                         | 298-2000   |
| CO <sub>2</sub> <sup>1,a</sup>                | 24.99735   | 55.18696               | -33.69137                 | 7.948387                  | -0.136638                 | 298-1200   |
|   | 58.16639   | 2.720074               | -0.492289                 | 0.038844                  | -6.447293                 | 1200-6000  |
| SO <sub>2</sub> <sup>1,a</sup>                | 21.43049   | 74.35094               | -57.75217                 | 16.35534                  | 0.086731                  | 298-1200   |
|   | 57.48188   | 1.009328               | -0.076290                 | 0.005174                  | -4.045401                 | 1200-6000  |
| C <sub>3</sub> S <sup>4,d-e</sup>             | 209        | 0.036                  | -4.25x10 <sup>6</sup>     | -                         | -                         | -          |
| C <sub>2</sub> S <sup>4,d-e</sup>             | 152        | 0.037                  | -3.03x10 <sup>6</sup>     | -                         | -                         | -          |
| C <sub>3</sub> A <sup>4,d-e</sup>             | 261        | 0.019                  | -5.06x10 <sup>6</sup>     | -                         | -                         | -          |
| C <sub>4</sub> AF <sup>4,d-e</sup>            | 374        | 0.073                  | -                         | -                         | -                         | -          |

$$1) cp(T) = \alpha + \beta \left(\frac{T}{1000}\right) + \sigma \left(\frac{T}{1000}\right)^2 + \delta \left(\frac{T}{1000}\right)^3 + \varepsilon \left(\frac{T}{1000}\right)^{-2}$$

$$2) cp(T) = R(\alpha + \beta T + \sigma T^{-2})$$

$$3) cp(T) = \alpha + \beta T + \sigma T^{-2} + \delta T^2 + \varepsilon T^{-1}$$

$$4) cp(T) = \alpha + \beta T + \sigma T^{-2} + \delta T^{-0.5}$$

a) National Institute of Standard Technology (NIST).

b) SMITH, VAN NESS E ABOOT, (2007).

c) JUNG e HUDON, (2012).

d) MATSCHEI, LOTHENBACH e GLASSER, (2007).

e) LOTHENBACH et al., (2019)

**Tabela 10** - Valores padrão para a entalpia de formação, energia livre de Gibbs de formação e exergia química para os compostos envolvidos no processo (ANACLETO, 2021, adaptação)

| Substance                      | $h_f^\circ$ (J/mol)     | $g_f^\circ$ (J/mol)     | $ex_{ch}^\circ$ (J/mol) |
|--------------------------------|-------------------------|-------------------------|-------------------------|
| CaO                            | -635090 <sup>a</sup>    | -1128500 <sup>b</sup>   | 129880 <sup>b</sup>     |
| SiO <sub>2</sub>               | -905490 <sup>a</sup>    | -856444 <sup>b</sup>    | 1780 <sup>b</sup>       |
| Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> | -825500 <sup>a</sup>    | -742294 <sup>b</sup>    | 15550 <sup>b</sup>      |
| Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> | -1675690 <sup>a</sup>   | -1582271 <sup>b</sup>   | 4450 <sup>b</sup>       |
| Na <sub>2</sub> O              | -417980 <sup>a</sup>    | -379090 <sup>b</sup>    | 296320 <sup>b</sup>     |
| SO <sub>3</sub>                | -395770 <sup>a</sup>    | -371017 <sup>b</sup>    | 242000 <sup>b</sup>     |
| MgO                            | -601240 <sup>a</sup>    | -569300 <sup>b</sup>    | 62060 <sup>b</sup>      |
| MgCO <sub>3</sub>              | -1111690 <sup>a</sup>   | -1723800 <sup>b</sup>   | 46060 <sup>b</sup>      |
| CaCO <sub>3</sub> **           | -1207000 <sup>c</sup>   | -1128500 <sup>b</sup>   | 19120 <sup>b</sup>      |
| K <sub>2</sub> O               | -363170 <sup>a</sup>    | -322766 <sup>b</sup>    | 412540 <sup>b</sup>     |
| P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>  | -1504970 <sup>d</sup>   | -1355675 <sup>b</sup>   | 377120 <sup>b</sup>     |
| C                              | 0                       | 0                       | 410270 <sup>e</sup>     |
| S                              | 0                       | 0                       | 609300 <sup>e</sup>     |
| N <sub>2</sub>                 | 0                       | 0                       | 670 <sup>e</sup>        |
| H <sub>2</sub>                 | 0                       | 0                       | 236120 <sup>e</sup>     |
| O <sub>2</sub>                 | 0                       | 0                       | 3920 <sup>e</sup>       |
| H <sub>2</sub> O               | -285830 <sup>a</sup>    | -237200 <sup>c</sup>    | 9490 <sup>f</sup>       |
| CO <sub>2</sub>                | -393520 <sup>a</sup>    | -394380 <sup>e</sup>    | 19870 <sup>g</sup>      |
| SO <sub>2</sub>                | -296840 <sup>a</sup>    | -300194 <sup>h</sup>    | 310930 <sup>g</sup>     |
| C <sub>3</sub> S               | -2931000 <sup>c,i</sup> | -2784300 <sup>c,i</sup> | 273951 <sup>*</sup>     |
| C <sub>2</sub> S               | -2308000 <sup>c,i</sup> | -2193200 <sup>c,i</sup> | 132052 <sup>*</sup>     |
| C <sub>3</sub> A               | -3561000 <sup>c,i</sup> | -3382300 <sup>c,i</sup> | 412768 <sup>*</sup>     |
| C <sub>4</sub> AF              | -5080000 <sup>c,i</sup> | -4786500 <sup>c,i</sup> | 488781 <sup>*</sup>     |

\* Calculado usando a Equação x26.

\*\* Calcita.

a) National Institute of Standard Technology (NIST).

b) SONG et al., (2012).

c) MATSCHEI, LOTHENBACH e GLASSER (2007).

d) JUNG e HUDON, (2012).

e) RIVERO e GARFIAS (2006).

f) SZARGUT, (1989).

g) QIAN et al., (2017).

h) SMITH, VAN NESS E ABOOT, (2007).

i) LOTHENBACH et al., (2019).

## 5.1 ETAPA 1: MODELAGEM ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DO PROCESSO REAL

A primeira etapa consiste na realização de medições reais do processo em uma unidade industrial e aplicação dos dados medidos no modelo de balanço energético e exergético desenvolvido por Anacleto (2021). Embora as unidades industriais sejam diferentes, elas se assemelham estruturalmente e operacionalmente, sendo as principais diferenças:

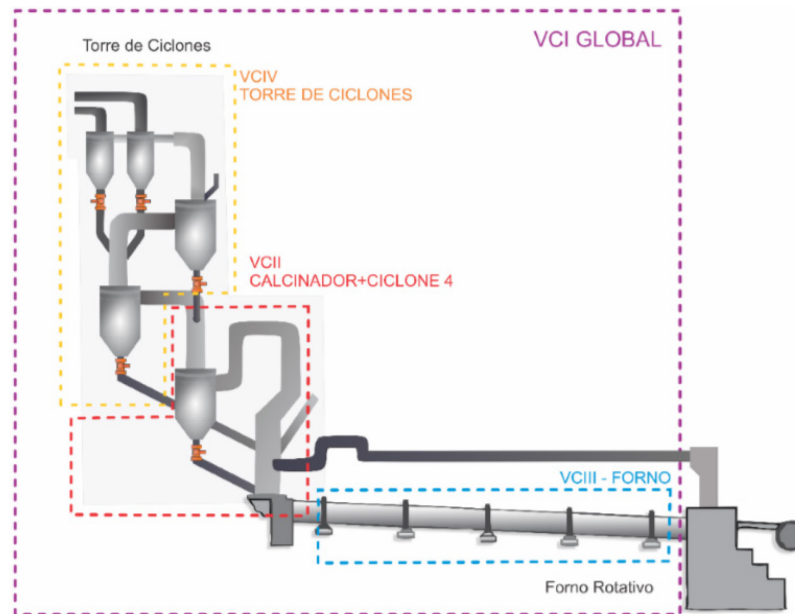
- A inclusão de um estágio a mais na torre de ciclones (a unidade analisada nesse trabalho possui cinco estágios, contra quatro estágios na unidade estudada anteriormente);
- Possibilidade de utilização de diferentes misturas entre combustíveis convencionais para forno e o calcinador, enquanto o estudo anterior aplicava a mesma mistura em ambos os pontos;
- Alto teor de magnésio na matéria-prima utilizada em comparação ao trabalho anterior, tornando necessário considerar para os novos cálculos a energia necessária para a reação de descarbonatação do carbonato de magnésio, além do carbonato de cálcio;

Devido a essas diferenças e à maior disponibilidade de dados, foram realizados ajustes no modelo para adequação à realidade industrial analisada, sendo as principais modificações:

- Ajuste das vazões, composições, temperaturas e demais parâmetros para adequação ao novo sistema;
- Alteração do número de variáveis de otimização para a inclusão de diferentes misturas entre combustíveis convencionais para injeção no forno e no calcinador;
- Modificação no teor de calcinação da farinha antes da entrada no calcinador devido à adição de um estágio de preaquecimento e do teor de magnésio na farinha alimentada;
- Inclusão do carbonato e óxido de magnésio nos cálculos de balanço de massa, energia e exergia, inclusive para o cálculo da energia de reação. Foi considerado que toda a descarbonatação do magnésio ocorre na etapa de preaquecimento, antes da entrada da farinha no calcinador, devido à baixa temperatura necessária para a ocorrência da reação;

- Adição dos dados de perda e reincorporação do pó de retorno no processo para os balanços de massa, energia e exergia.

Os volumes de controle utilizados por Anacleto (2021) para a construção da ferramenta de análise de energia e exergia, esquematizados na Figura 15, foram baseados em um trabalho de conclusão de curso desenvolvido no curso Engenharia Química da Universidade Federal de Minas Gerais, no qual a autora participou (SILVA et al., 2018).



**Figura 15** - Volumes de controle utilizados para a simulação (SILVA et al., 2018)

Considerando que a torre de ciclones do processo anteriormente avaliado possui quatro estágios, é possível definir esses volumes de controle da seguinte forma:

- Volume de controle I: Três primeiros estágios da torre de ciclones;
- Volume de controle II: Calcificador e quarto estágio da torre de ciclones;
- Volume de controle III: Forno rotativo;
- Volume de controle IV: Volume de controle global contendo os três primeiros volumes de controle.

Para uma torre de ciclones de cinco estágios, o quarto estágio será parte do Volume de Controle I, enquanto o quinto estágio torna-se parte do Volume de Controle II, sendo a nova distribuição:

- Volume de controle I: Quatro primeiros estágios da torre de ciclones;
- Volume de controle II: Calcificador e quinto estágio da torre de ciclones;

- Volume de controle III: Forno rotativo;
- Volume de controle IV: Volume de controle global contendo os três primeiros volumes de controle.

O resfriador não é considerado no volume de controle estudado, e as informações referentes a esse equipamento necessárias para os balanços são a vazão e temperatura dos ares de entrada e saída (ar de excesso, secundário e terciário), e a temperatura de entrada e saída do clínquer. A vazão e temperatura do ar de entrada do resfriador, assim como as temperaturas do ar de excesso (que não é aproveitado para utilização no forno) e de saída do clínquer, foram parâmetros medidos. A proporção entre as vazões de ar de saída do resfriador foi calculada conforme a demanda de ar do forno, de acordo com a estequiometria das reações de queima e o excesso de oxigênio. As possíveis flutuações nas temperaturas das correntes em função das alterações no balanço de massa foram desconsideradas.

As correntes de entrada e saída de cada volume de controle estão esquematizadas na Tabela 11.



**Tabela 11** - Entradas e saídas dos volumes de controle utilizados

| Volume de Controle | Entradas em Estado Sólido   | Entradas em Estado Gasoso   | Saídas em Estado Sólido                           | Saídas em Estado Gasoso      |
|--------------------|---|---|---|------------------------------|
| I                  | Farinha<br>Combustíveis sólidos;<br>Pó de retorno incorporado aos combustíveis sólidos.   | Ar primário;<br>Ar secundário;<br>Ar Terciário;<br>Ares de transporte dos combustíveis.           | Clínquer;<br>Pó de retorno.                       | Gases de Combustão           |
| II                 | Farinha da saída do ciclone IV;<br>Combustíveis sólidos para o calcinador;<br>Pó de retorno incorporado aos combustíveis sólidos para o calcinador. | Ar de transporte dos combustíveis do calcinador;<br>Ar terciário;<br>Gases de combustão do forno. | Farinha quente.                                   | Gases de combustão.          |
| III                | Farinha quente;<br>Combustíveis sólidos para o forno;<br>Pó de retorno incorporado aos combustíveis sólidos para o forno.                           | Ar primário;<br>Ar secundário;<br>Ares de transporte dos combustíveis do forno.                   | Clínquer.   | Gases de combustão do forno. |
| IV                 | Farinha.  | Gases de combustão.   | Farinha de saída do ciclone IV;<br>Pó de retorno. | Gases de combustão.          |

Após a adaptação do modelo para a nova realidade analisada, e a aplicação dos novos dados de processo, foram avaliadas as eficiências energética e exergética do sistema em questão.

## 5.2 ETAPA 2: ANÁLISE DE EXERGIA AVANÇADA

Para a segunda etapa, foi necessário avaliar os pontos de destruição de exergia e desenhar um processo ideal para avaliação da quantidade de exergia destruída que seria evitável caso a tecnologia necessária estivesse disponível. As considerações para a definição do processo ideal foram:

- Separação completa entre gases e sólidos na torre de ciclones, ou seja, ausência de pó de retorno;
- Total descarbonatação da farinha no calcinador;
- Ausência de excesso de oxigênio para a queima completa dos combustíveis;
- Perda por radiação nula;

- Clínquer de saída do resfriador em equilíbrio térmico com a temperatura ambiente.

A mesma análise exergética deve ser realizada para o cenário ideal, ou inevitável, de operação, para a comparação com a situação avaliada na Etapa 1.

A partir da comparação entre os dois cenários, foi possível avaliar o espaço real para melhoria na eficiência do processo.

### 5.3 ETAPA 3: APLICAÇÃO DE CUSTOS DO PROCESSO

A aplicação de custos do processo consiste na construção do custo de produção a partir dos custos dos combustíveis utilizados na operação.

Como as simulações da otimização exergética utilizam como variáveis a composição dos combustíveis injetados no processo, que são os materiais de maior custo para a operação, dentre as matérias-primas utilizadas, cada novo cenário acarretará em uma mudança no chamado “custo variável” de produção, que consiste no conjunto de custos que depende diretamente da forma de operação, e não de gastos “fixos” da empresa.

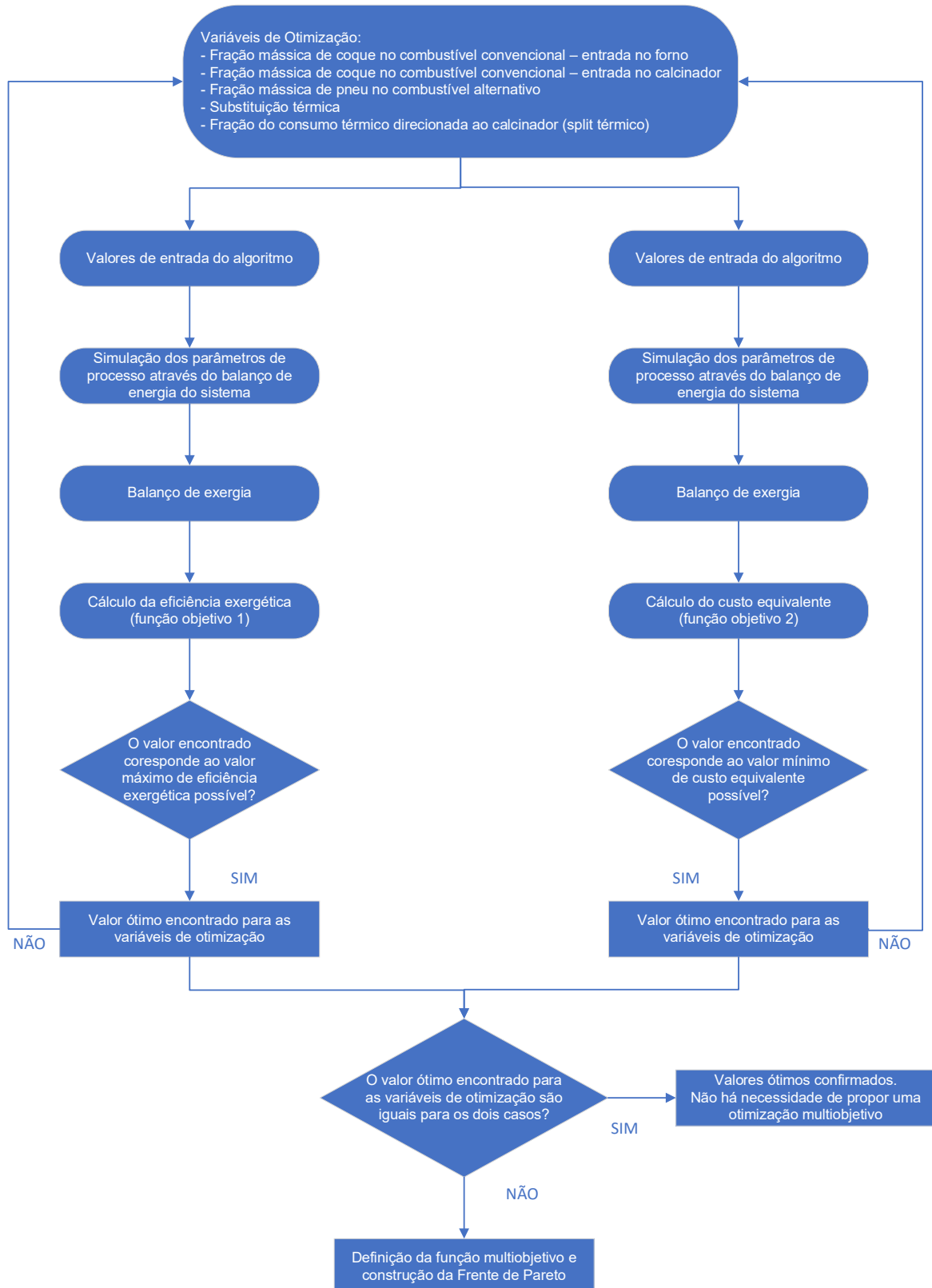
Para os fins da análise, esse custo será avaliado em termos da proporção do custo equivalente em coque, ou seja, o custo teórico da operação caso o consumo térmico fosse obtido unicamente através da utilização de coque no lugar da gama de combustíveis real. Essa é uma forma de analisar o ganho financeiro real dos cenários estudados, uma vez que leva em conta o impacto do poder calorífico de cada combustível.

### 5.4 ETAPA 4: OTIMIZAÇÃO

A etapa final do trabalho consiste em propor uma rotina de otimização para a unidade de piroprocessamento que permita a obtenção dos parâmetros ótimos de operação para a maximização da eficiência exergética e minimização dos custos de produção. Para tal, deve-se avaliar uma função objetivo e restrições que sejam coerentes com o cenário das condições operacionais da indústria. Para o caso analisado, é possível que a condição ótima de operação para o aumento da eficiência exergética não coincida com as condições de operação com menor custo. Será necessário, então, que a função objetivo consiga

priorizar ambas as condições em busca de um equilíbrio que atenda ambas as necessidades.

A rotina de otimização desenvolvida por Anacleto (2021) foi utilizada para a verificação do espaço para otimização da operação atual do equipamento. A rotina de otimização utiliza como dados de entrada a fração de coque no combustível convencional, a fração de pneus nos combustíveis alternativos, a substituição térmica de trabalho e a fração de energia que se deseja inserir no calcinador. Para avaliar o cenário ótimo de operação, a rotina de otimização considera o impacto da quantidade de energia fornecida ao calcinador na descarbonatação da farinha, e também alterações no consumo térmico provocadas pela alteração dos cenários. A variável da temperatura do ar terciário foi utilizada para o fechamento do balanço devido à sua flexibilidade operacional. No trabalho de Anacleto (2021), o autor visou otimizar a eficiência energética e um indicador de desempenho renovável (IDR). Para o trabalho atual, não foi realizada a otimização do IDR, que foi substituída pela otimização dos custos de consumo dos combustíveis conforme a métrica descrita na seção anterior. A rotina de otimização aplicada pode ser vista na Figura 16.



**Figura 16** - Rotina de otimização realizada para o presente trabalho

## 6 RESULTADOS

### 6.1 RESULTADOS ETAPA 1: MODELAGEM ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DO PROCESSO REAL

A adaptação do modelo matemático para a nova unidade de piroprocessamento, junto da realização das medições de processo e amostragens na planta modelada permitiram a comparação entre os resultados obtidos pelo algoritmo e os parâmetros de processo que puderam ser medidos ou calculados na própria planta para a validação do método proposto. Os comparativos entre os dados podem ser visualizados nas Tabelas 12 e 13.

**Tabela 12** - Comparativo entre os dados reais de operação e o resultado da simulação matemática do processo

|  | Medido | Simulado | Unidade                         | Desvio |
|--|--------|----------|---------------------------------|--------|
| Farinha alimentada                     | 1,65   | 1,64     | kg/kg de clínquer               | -0,59% |
| Perda ao fogo farinha                  | 36,53  | 36,97    | %                               | 1,20%  |
| Pó de retorno                          | 1,02   | 1,02     | $10^{-1}$ kg/kg de clínquer     | -0,53% |
| Calcinação farinha quente              | 97,50  | 95,16    | %                               | -2,40% |
| Combustível convencional no forno      | 3,79   | 3,79     | $10^{-2}$ kg/kg de clínquer     | 0,00%  |
| Combustível convencional no calcinador | 3,85   | 3,77     | kg/kg de clínquer               | -2,14% |
| Combustível alternativo                | 4,90   | 4,85     | kg/kg de clínquer               | -1,12% |
| Consumo térmico                        | 7,75   | 7,65     | $10^2$ kcal/kg de clínquer      | -1,32% |
| Gases de exaustão                      | 1,57   | 1,42     | Nm <sup>3</sup> /kg de clínquer | -9,75% |

**Tabela 13** - Comparativo entre a composição da farinha produzida para o forno modelado e os valores obtidos na simulação.

|                                | Medido | Simulado | Desvio  |
|--------------------------------|--------|----------|---------|
| CaCO <sub>3</sub>              | 71,9%  | 73,7%    | 2,6%    |
| MgCO <sub>3</sub>              | 8,0%   | 7,6%     | - 5,1%  |
| SiO <sub>2</sub>               | 12,5%  | 12,4%    | - 0,3%  |
| Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> | 2,2%   | 2,1%     | - 1,9%  |
| Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> | 3,1%   | 3,0%     | - 4,0%  |
| Na <sub>2</sub> O              | 0,1%   | 0,1%     | - 26,1% |
| SO <sub>3</sub>                | 0,3%   | 0,0%     | -       |
| K <sub>2</sub> O               | 0,7%   | 0,7%     | - 5,2%  |
| Outros                         | 1,2%   | 0,4%     | - 66,4% |
| Total                          | 100,0% | 100,0%   |         |
| CO <sub>2</sub>                | 36,53% | 36,4%    | - 0,3%  |

Os dados apresentados na Tabela 12 evidenciam que, exceto para a vazão volumétrica específica dos gases de exaustão, o desvio percentual entre os valores dos parâmetros operacionais obtidos pelo modelo e medidos na planta estão abaixo de 2,5%. Para a vazão dos gases de exaustão, o desvio encontrado foi menor que 10%. Considerando-se que a medição de vazões na planta é feita a partir da medição das pressões estática e dinâmica do fluxo de gases em diversos pontos do duto, o que é dificultado pela alta concentração de pó, é possível considerar que a medição na planta também está sujeita a desvios devido à sua metodologia. Por esse motivo, essas variações possuem um baixo impacto na análise exergética do processo. Assim, os desvios obtidos podem ser considerados satisfatórios para a modelagem do sistema em questão.

Já os dados da Tabela 13 evidenciam que o desvio entre a composição da farinha produzida durante as medições de processo e a composição teórica obtida pela modelagem é de até 5,2% para a maior parte dos componentes avaliados, exceto pelo óxido de sódio e a fração de “outros”, que corresponde à soma das substâncias minoritárias. Para os dois últimos casos, o maior desvio ocorre devido à baixa contribuição dessas substâncias na composição total, o que faz com que, matematicamente, o desvio seja mais sensível a pequenas variações.

A comparação entre os dados reais e os dados obtidos através da modelagem matemática demonstram, portanto, que o algoritmo criado reproduz satisfatoriamente o processo real da unidade de piroprocessamento avaliada, e pode ser utilizado para uma avaliação confiável dos fluxos de energia e exergia do processo e para a simulação de diferentes condições operacionais. Os valores obtidos para o balanço de energia para as seções de preaquecimento, forno rotativo, resfriador, e para a unidade completa estão apresentados nas Tabelas 14, 15, 16 e 17.

**Tabela 14** - Balanço de energia para a torre de preaquecimento e calcinação

| Entrada                   |                  |           |        |                   |                             |               |
|---------------------------|------------------|-----------|--------|-------------------|-----------------------------|---------------|
|                           | $\dot{m}$ (kg/h) | $T_0$ (K) | T (K)  | $\dot{m}h$ (kJ/h) | Energia (kJ/kg clínquer)    | %             |
| Farinha quente            | 149743,4         | 298,0     | 1152,0 | 126391738         | 866,6                       | 30,5%         |
| Ar Primário               | 12445,1          | 298,0     | 352,0  | 680877            | 4,7                         | 0,2%          |
| Ar secundário             | 66211,4          | 298,0     | 1198,0 | 65161593          | 446,8                       | 15,7%         |
| Combustível (forno)       | 5669,8           | 298,0     | 298,0  | 0                 | 0,0                         | 0,0%          |
| Combustão                 | -                | -         | -      | 181885704         | 1247,2                      | 43,9%         |
| Reações de clínquerização | -                | -         | -      | 39732156          | 272,4                       | 9,6%          |
| <b>Total</b>              | <b>234069,6</b>  |           |        | <b>413852071</b>  | <b>2837,7</b>               | <b>100,0%</b> |
| Saída                     |                  |           |        |                   |                             |               |
|                           | $\dot{m}$ (kg/h) | $T_0$ (K) | T (K)  | $\dot{m}h$ (kJ/h) | $\dot{m}h$ (kJ/kg clínquer) | %             |
| Clínquer                  | 145840,0         | 298,0     | 1753,0 | 225389271         | 1545,5                      | 54,5%         |
| Gases de Combustão        | 90632,7          | 298,0     | 1268,0 | 167380357         | 1147,7                      | 40,5%         |
| Perda de calor            | -                | -         | -      | 20636360          | 141,5                       | 5,0%          |
|                           |                  |           |        |                   |                             | 0,0%          |
| <b>Total</b>              | <b>236472,7</b>  |           |        | <b>413405988</b>  | <b>2834,7</b>               | <b>100,0%</b> |
| <b>Desvio</b>             | <b>1,03%</b>     |           |        | <b>-0,11%</b>     |                             |               |

**Tabela 15** - Balanço de energia para o forno rotativo

| Entrada                  |                  |           |       |                   |                          |               |
|--------------------------|------------------|-----------|-------|-------------------|--------------------------|---------------|
|                          | $\dot{m}$ (kg/h) | $T_0$ (K) | T (K) | $\dot{m}h$ (kg/h) | Energia (kJ/kg clínquer) | %             |
| Farinha                  | 223319           | 298       | 362   | 12900736          | 88                       | 2,3%          |
| Ar terciário             | 117387           | 298       | 1229  | 88111239          | 604                      | 15,6%         |
| Gases de combustão       | 90633            | 298       | 1268  | 167380358         | 1148                     | 29,6%         |
| Ar primário              | 31544            | 298       | 298   | -                 | -                        | 0,0%          |
| Pó de retorno            | 15806            | 298       | 362   | 1027126           | 7                        | 0,2%          |
| Combustível (calcinador) | 12893            | 298       | 298   | -                 | -                        | -             |
| Combustão                | -                | -         | -     | 296760886         | 2035                     | 52,4%         |
| <b>Total</b>             | <b>491581</b>    |           |       | <b>566180344</b>  | <b>3882</b>              | <b>100,0%</b> |
| Saída                    |                  |           |       |                   |                          |               |
|                          | $\dot{m}$ (kg/h) | $T_0$ (K) | T (K) | $\dot{m}h$ (kg/h) | Energia (kJ/kg clínquer) | %             |
| Farinha Quente           | 149743           | 298       | 1152  | 126391739         | 867                      | 22,3%         |
| Gases de exaustão        | 326225           | 298       | 637   | 117085636         | 803                      | 20,6%         |
| Pó de retorno            | 15806            | 298       | 637   | 6356936           | 44                       | 1,1%          |
| Calcinação               |                  |           |       | 296601660         | 2034                     | 52,3%         |
| Perda de calor           |                  |           |       | 21059296          | 144                      | 3,7%          |
|                          |                  |           |       |                   | -                        | 0,0%          |
| <b>Total</b>             | <b>491775</b>    |           |       | <b>567495267</b>  | <b>3891</b>              | <b>100,0%</b> |
| <b>Desvio</b>            | <b>0,04%</b>     |           |       | <b>0,23%</b>      |                          |               |



**Tabela 16** - Balanço de energia para o resfriador

| Entrada            |                  |           |       |                   |                          |               |
|--------------------|------------------|-----------|-------|-------------------|--------------------------|---------------|
|                    | $\dot{m}$ (kg/h) | $T_0$ (K) | T (K) | $\dot{m}h$ (kg/h) | Energia (kJ/kg clínquer) | %             |
| C clínquer         | 145840           | 298       | 1753  | 225389271         | 1545                     | 98,2%         |
| Ar de resfriamento | 306847           | 298       | 311   | 4036155           | 28                       | 1,8%          |
| <b>Total</b>       | <b>452687</b>    |           |       | <b>229425426</b>  | <b>1573</b>              | <b>100,0%</b> |
| Saída              |                  |           |       |                   |                          |               |
|                    | $\dot{m}$ (kg/h) | $T_0$ (K) | T (K) | $\dot{m}h$ (kg/h) | Energia (kJ/kg clínquer) | %             |
| Clínquer resfriado | 145840           | 298       | 511   | 27471126          | 188                      | 12,0%         |
| Ar secundário      | 66211            | 298       | 1198  | 65161594          | 447                      | 28,6%         |
| Ar terciário       | 117387           | 298       | 1229  | 88111239          | 604                      | 38,6%         |
| Ar em excesso      | 123249           | 298       | 643   | 43963126          | 301                      | 19,3%         |
| Perda de calor     | -                | -         | -     | 3412656           | 23                       | 1,5%          |
| <b>Total</b>       | <b>452687</b>    |           |       | <b>228119740</b>  | <b>1564</b>              | <b>100,0%</b> |
| <b>Desvio</b>      | <b>0%</b>        |           |       | <b>-0,57%</b>     |                          |               |

**Tabela 17** - Balanço de energia para a unidade de piroprocessamento

| Entrada                |                  |           |       |                   |                          |               |
|------------------------|------------------|-----------|-------|-------------------|--------------------------|---------------|
|                        | $\dot{m}$ (kg/h) | $T_0$ (K) | T (K) | $\dot{m}h$ (kg/h) | Energia (kJ/kg clínquer) | %             |
| Farinha                | 223319           | 298       | 362   | 12900736          | 88                       | 2,6%          |
| Pó de retorno          | 15806            | 298       | 362   | 1027126           | 7                        | 0,2%          |
| Ar primário forno      | 12445            | 298       | 352   | 0                 | 0                        | 0,0%          |
| Ar de resfriamento     | 306847           | 298       | 311   | 4036155           | 28                       | 0,8%          |
| Ar primário calcinador | 31544            | 298       | 298   | 0                 | 0                        | 0,0%          |
| Combustíveis           | 18562            | 298       | 298   | -                 | -                        | -             |
| Combustão (calcinador) | -                | -         | -     | 296760886         | 2035                     | 59,8%         |
| Combustão (forno)      | -                | -         | -     | 181885705         | 1247                     | 36,6%         |
|                        |                  |           |       |                   | 0                        | 0,0%          |
| <b>Total</b>           | <b>608524</b>    |           |       | <b>496610607</b>  | <b>3405</b>              | <b>100,0%</b> |
| Saída                  |                  |           |       |                   |                          |               |
|                        | $\dot{m}$ (kg/h) | $T_0$ (K) | T (K) | $\dot{m}h$ (kg/h) | Energia (kJ/kg clínquer) | %             |
| Clínquer resfriado     | 145840           | 298       | 511   | 27471126          | 188                      | 5,5%          |
| Gases de exaustão      | 326225           | 298       | 637   | 117085636         | 803                      | 23,6%         |
| Ar de excesso          | 123249           | 298       | 643   | 43963126          | 301                      | 8,8%          |
| Pó de retorno          | 15806            | 298       | 637   | 6356936           | 44                       | 1,3%          |
| Reacoes                | -                | -         | -     | 256869503         | 1761                     | 51,7%         |
| Perda por radiação     | -                | -         | -     | 45108312          | 309                      | 9,1%          |
| <b>Total</b>           | <b>611120</b>    |           |       | <b>496854639</b>  | <b>3407</b>              | <b>100,0%</b> |
| Desvio                 | 0,43%            |           |       | 0,05%             |                          |               |

O balanço energético para a torre de preaquecimento e calcinação indicou uma eficiência energética de 96,3% para essa seção da unidade de piroprocessamento. Conforme esperado, os dados da Tabela 14 evidenciam que a maior parte da energia de entrada para esse volume de controle está associada à combustão dos combustíveis injetados no calcinador. As contribuições da energia dos gases de combustão vindos do forno rotativo e do ar terciário proveniente do calcinador também são expressivas, somando 45,1% da

energia total. Essa dado evidencia a relevância da otimização da recuperação energética das correntes de saída do forno rotativo e do resfriador nas frações gasosas de saída para a otimização do consumo energético desse volume de controle.

Mais de 50% da energia de entrada na torre de preaquecimento é utilizada para as reações de calcinação. Nas condições de operação em questão, além do carbonato de cálcio, que é a principal matéria-prima para a formação do clínquer, as rochas utilizadas para a produção de farinha são também ricas em carbonato de magnésio. Assim, nessa etapa do processo, ocorre a descarbonatação dessas duas substâncias, com a formação dos respectivos óxidos. Essas reações são endotérmicas e, por isso, as maiores responsáveis pelo consumo térmico da unidade. Além disso, a descarbonatação do carbonato de cálcio ocorre a temperaturas próximas de 900°C, de forma que parte da energia absorvida pelo sistema é também utilizada para o aquecimento do material até a temperatura requerida para a reação.

Por fim, pouco mais de 20% da energia de saída desse volume de controle é carregada pela corrente de gases de exaustão. Por corresponder a uma fração de energia que não foi aproveitada para a troca de calor ou para a ocorrência de reações, essa saída é considerada uma perda do processo. Devido à alta temperatura de saída dessa corrente gasosa, entre 300°C a 400°C a depender das características do processo, esses gases são costumeiramente aproveitados, parcialmente, para a secagem das matérias-primas nas moagens de farinha e de combustíveis convencionais, e podem também ser aproveitados em ciclos orgânicos de Rankine para a geração de energia elétrica, em caso de uma análise de viabilidade positiva.

Já no balanço energético do forno rotativo, evidenciado na Tabela 15, os dados de entrada e saída de energia resultam em uma eficiência energética de 95%, calculada utilizando-se a equação 9. Observa-se que, como as reações de clinquerização são exotérmicas, a energia de reação é uma entrada energética no volume de controle, ao oposto do que ocorre na análise de Anacleto, 2021. Isso ocorre porque o equipamento analisado é muito mais moderno que o equipamento analisado por Anacleto, 2021, e o sistema foi otimizado para que uma maior proporção da calcinação ocorra na torre de preaquecimento e calcinação. Dessa forma, apenas uma fração pequena de reações endotérmicas ocorre no forno rotativo, o que contribui para uma maior estabilidade da operação e também permite que os fornos sejam mais curtos em relação aos equipamentos mais antigos. No entanto, as reações de clinquerização exigem temperaturas de cerca de

1500°C para sua ocorrência, de forma que grande parte da energia gerada pela combustão é utilizada para o aquecimento das correntes até a temperatura desejada.

Devido à alta temperatura de operação, os fornos rotativos são revestidos de tijolos refratários, projetados para absorver uma alta carga calorífica e dificultar a troca de calor entre o sistema e o ambiente através das paredes. Além disso, a dinâmica de formação de fases líquidas na região de maior incidência de calor da chama no forno contribui para a formação de incrustações internas de material sobre os tijolos, o que também contribui para dificultar a perda de calor do sistema pelas paredes.

Para o resfriador de clínquer, o balanço energético exibido na Tabela 16 indica uma eficiência energética de 98,5%, calculada a partir da Equação 9. No entanto, cerca de 19% dessa energia sai do sistema pela corrente gasosa denominada “ar de excesso”, que corresponde ao excesso de ar de entrada que não pode ser aproveitado para o forno e torre de preaquecimento. Assim como no caso dos gases de exaustão, essa energia é considerada uma perda por não ser aproveitada no sistema. Em alguns circuitos, ela também pode ser utilizada para a secagem de matérias-primas ou geração de energia elétrica.

Devido à importância da recuperação de calor para as correntes gasosas que retornam para o sistema do forno, denominadas “ar secundário” e “ar terciário”, é possível considerar a eficiência real de recuperação de calor como a fração de calor direcionada a essas duas correntes, equivalente a 67,2%. Esse valor está levemente abaixo da referência no meio industrial, que é de 70-75%. Isso ocorre devido a condições operacionais específicas do circuito em análise, em que o resfriador está operando com uma carga maior que a recomendada, o que reduz a eficiência da troca de calor. Esse fato é evidenciado também pela alta temperatura de saída do clínquer, acima de 200°C. Observa-se também que os valores de eficiência de recuperação de calor encontrados na literatura variam significativamente para processos distintos, sendo que os resfriadores estudados por AHAMED et al. (2012) e por RENÓ et al. (2013) tiveram eficiências de recuperação iguais a 51,3% e 83,4%, respectivamente. O aprimoramento da eficiência de recuperação de calor para essas duas correntes gasosas tem um impacto significativo para a redução do consumo energético da unidade de piroprocessamento, e também para a estabilidade do forno.

Os dados apresentados na Tabela 17 para o balanço completo da unidade de piroprocessamento evidenciam que 96,4% da energia fornecida ao sistema é proveniente

da injeção de combustíveis, demonstrando a importância dessas matérias para o processo e a relevância do seu impacto na operação. O sistema como um todo possui uma eficiência energética de 91,9%, calculada a partir da Equação 9, e pouco mais de 50% da energia fornecida é consumida nas reações envolvidas no processo. Conforme já mencionado, as reações de clínquerização são exotérmicas, o que evidencia também a relevância das reações de descarbonatação, endotérmicas, e seu impacto no sistema. As correntes gasosas do ar de excesso do resfriador e dos gases de exaustão da torre somam 32,4% da energia total de saída do sistema, indicando também a relevância da perda de energia por essas correntes e a importância de se encontrar soluções para aumento da eficiência de transmissão de calor para as correntes de interesse e para reaproveitamento da energia referente a essas correntes.

A distribuição da energia envolvida no sistema analisado está ilustrada através do diagrama de Sankey exposto na Figura 17.

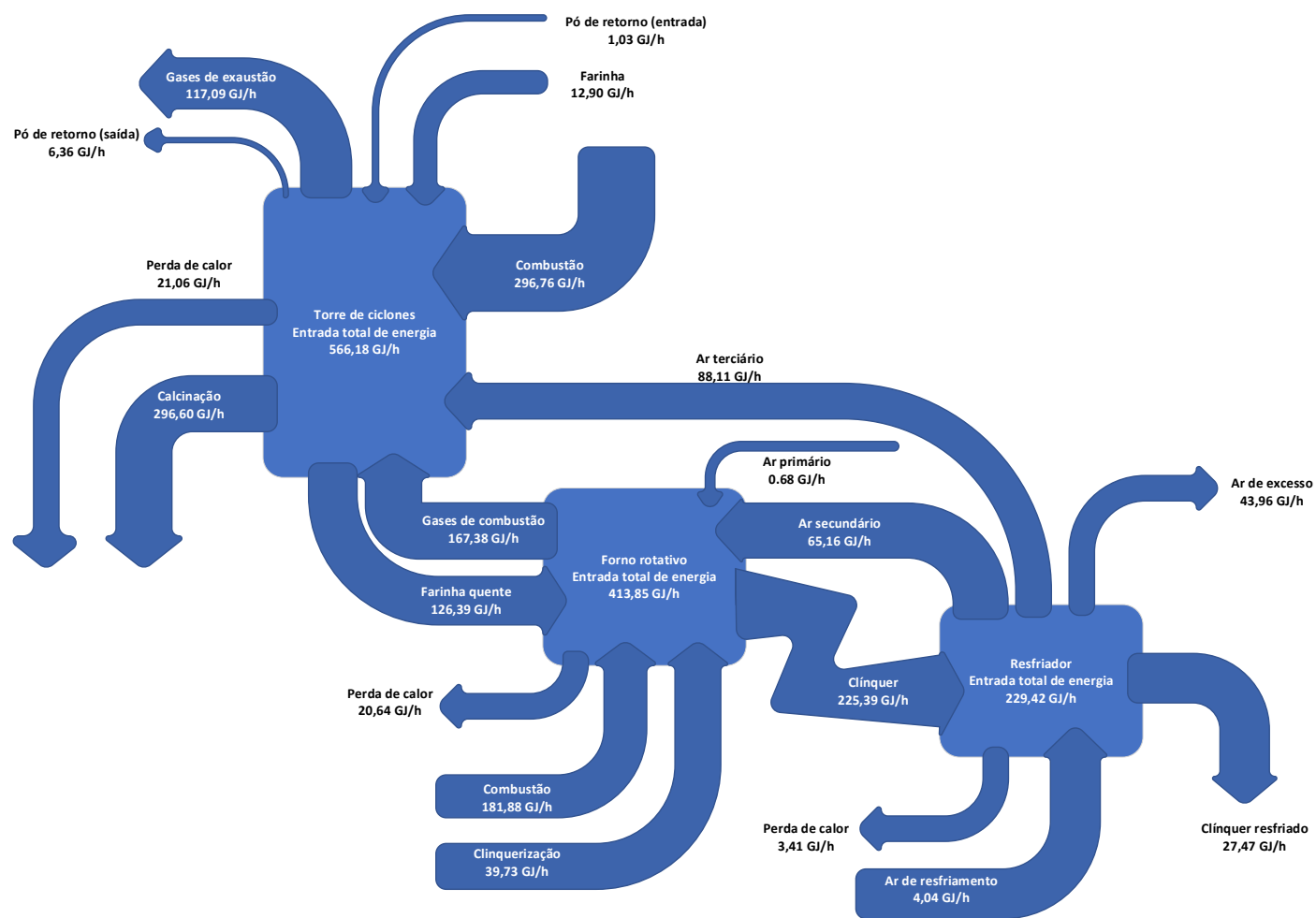


Figura 17 - Diagrama Sankey para o processo em estudo

Os valores obtidos para o balanço de exergia para a seção de preaquecimento e calcinação, forno rotativo, resfriador e para a unidade completa estão apresentados nas Tabelas 18, 19, 20 e 21.

**Tabela 18** - Valores de exergia para cada corrente na torre de preaquecimento e calcinação

| Entrada               |                          |                    |                         |   |               |
|-----------------------|--------------------------|--------------------|-------------------------|---|---------------|
|                       | Exergia Física<br>(kJ/h) | Exergia<br>Química | Exergia total<br>(kJ/h) | Exergia total<br>(kJ/kg de<br>clínquer) | %             |
| Farinha Quente        | 68926315                 | 233027988          | 301954303               | 2070                                    | 56,2%         |
| Combustível (forno)   | 0                        | 199335066          | 199335066               | 1367                                    | 37,1%         |
| Ar primário           | 55155                    | 0                  | 55155                   | 0                                       | 0,0%          |
| Ar secundário         | 35720069                 | 0                  | 35720069                | 245                                     | 6,7%          |
|                       |                          |                    | 0                       | 0                                       | 0,0%          |
| <b>Total</b>          | <b>104701539</b>         | <b>432363054</b>   | <b>537064593</b>        | <b>3683</b>                             | <b>100,0%</b> |
| Saída                 |                          |                    |                         |   |               |
|                       | Exergia Física<br>(kJ/h) | Exergia<br>Química | Exergia total<br>(kJ/h) | Exergia total<br>(kJ/kg de<br>clínquer) | %             |
| Clínquer              | 146591318                | 184525537          | 331116856               | 2270                                    | 61,7%         |
| Gases de<br>Combustão | 56811224                 | 13564500           | 70375723                | 483                                     | 13,1%         |
| Exergia perdida       | -                        | -                  | 15037535                | 103                                     | 2,8%          |
| Exergia destruída     | -                        | -                  | 120534478               | 826                                     | 22,4%         |
| <b>Total</b>          | <b>203402542</b>         | <b>198090037</b>   | <b>537064593</b>        | <b>3683</b>                             | <b>100,0%</b> |

**Tabela 19** - Valores de exergia para cada corrente no forno rotativo

| Entrada                     |                          |                    |                         |   |               |
|-----------------------------|--------------------------|--------------------|-------------------------|---|---------------|
|                             | Exergia Física<br>(kJ/h) | Exergia<br>Química | Exergia total<br>(kJ/h) | Exergia total<br>(kJ/kg de<br>clínquer) | %             |
| Farinha                     | 1233596                  | 72548493           | 73782089                | 506                                     | 14,0%         |
| Ar terciário                | 43372472                 | 0                  | 43372472                | 297                                     | 8,2%          |
| Gases do forno              | 39497080                 | 43543599           | 83040680                | 569                                     | 15,8%         |
| Ar primário                 | 0                        | 0                  | 0                       | 0                                       | 0,0%          |
| Pó de retorno               | 97264                    | 17749555           | 17846819                | 122                                     | 3,4%          |
| Combustível<br>(calcinador) | 0                        | 309147844          | 309147844               | 2120                                    | 58,6%         |
| <b>Total</b>                | <b>84200413</b>          | <b>442989491</b>   | <b>527189904</b>        | <b>3615</b>                             | <b>100,0%</b> |
| Saída                       |                          |                    |                         |   |               |
|                             | Exergia Física<br>(kJ/h) | Exergia<br>Química | Exergia total<br>(kJ/h) | Exergia total<br>(kJ/kg de<br>clínquer) | %             |
| Farinha Quente              | 68926315                 | 233027988          | 301954303               | 2070                                    | 57,3%         |
| Gases de<br>exaustão        | 39497080                 | 43543599           | 83040680                | 569                                     | 15,8%         |
| Pó de retorno               | 2203435                  | 17749555           | 19952990                | 137                                     | 3,8%          |
|                             |                          |                    | 0                       | 0                                       | 0,0%          |
| Exergia perdida             | -                        | -                  | 4044985                 | 28                                      | 0,8%          |
| Exergia destruída           | -                        | -                  | 118196946               | 810                                     | 22,4%         |
| <b>Total</b>                | <b>110626831</b>         | <b>294321142</b>   | <b>527189904</b>        | <b>3615</b>                             | <b>100,0%</b> |



**Tabela 20** - Valores de exergia para cada corrente no resfriador

| Entrada            |                          |                 |                         |                                      |         |
|--------------------|--------------------------|-----------------|-------------------------|--------------------------------------|---------|
|                    | Exergia Física<br>(kJ/h) | Exergia Química | Exergia total<br>(kJ/h) | Exergia total<br>(kJ/kg de clínquer) | %       |
| Clinquer           | 146591318                | 184525537       | 331116856               | 2270                                 | 99,97%  |
| Ar de resfriamento | 85568                    | 0               | 85568                   | 1                                    | 0,03%   |
|                    | 0                        | 0               | 0                       | 0                                    | 0,00%   |
| Total              | 146676886                | 184525537       | 331202423               | 2271                                 | 100,00% |
| Saída              |                          |                 |                         |                                      |         |
|                    | Exergia Física<br>(kJ/h) | Exergia Química | Exergia total<br>(kJ/h) | Exergia total<br>(kJ/kg de clínquer) | %       |
| Clínquer resfriado | 7066835                  | 184525537       | 191592372               | 1314                                 | 57,85%  |
| Ar secundário      | 35720069                 | 0               | 35720069                | 245                                  | 10,78%  |
| Ar terciário       | 43372472                 | 0               | 43372472                | 297                                  | 13,10%  |
| Ar em excesso      | 43865466                 | 0               | 43865466                | 301                                  | 13,24%  |
| Exergia perdida    | -                        | -               | 1101097                 | 8                                    | 0,33%   |
| Exergia destruída  | -                        | -               | 15550948                | 107                                  | 4,70%   |
| Total              | 130024841                | 184525537       | 331202423               | 2271                                 | 100,00% |

**Tabela 21** - Valores de exergia para cada corrente na unidade de piroprocessamento

| Entrada                     |                          |                    |                         |   |               |
|-----------------------------|--------------------------|--------------------|-------------------------|---|---------------|
|                             | Exergia Física<br>(kJ/h) | Exergia<br>Química | Exergia total<br>(kJ/h) | Exergia total<br>(kJ/kg de<br>clínquer) | %             |
| Farinha                     | 1233596                  | 72548493           | 73782089                | 506                                     | 12,3%         |
| Pó de retorno               | 97264                    | 17749555           | 17846819                | 122                                     | 3,0%          |
| Ar primário                 | 55155                    | 0                  | 55155                   | 0                                       | 0,0%          |
| Ar de resfriamento          | 85568                    | 0                  | 85568                   | 1                                       | 0,0%          |
| Ar falso                    | 0                        | 0                  | 0                       | 0                                       | 0,0%          |
| Combustível<br>(calcinador) | 0                        | 309147844          | 309147844               | 2120                                    | 51,5%         |
| Combustível (forno)         | 0                        | 199335066          | 199335066               | 1367                                    | 33,2%         |
| <b>Total</b>                | <b>1471583</b>           | <b>598780958</b>   | <b>600252541</b>        | <b>4116</b>                             | <b>100,0%</b> |
| Saída                       |                          |                    |                         |   |               |
|                             | Exergia Física<br>(kJ/h) | Exergia<br>Química | Exergia total<br>(kJ/h) | Exergia total<br>(kJ/kg de<br>clínquer) | %             |
| Clínquer resfriado          | 7066835                  | 184525537          | 191592372               | 1314                                    | 31,9%         |
| Gases de exaustão           | 39497080                 | 43543599           | 83040680                | 569                                     | 13,8%         |
| Ar de excesso               | 43865466                 | 0                  | 43865466                | 301                                     | 7,3%          |
| Pó de retorno               | 2203435                  | 17749555           | 19952990                | 137                                     | 3,3%          |
| Exergia perdida             | -                        | -                  | 20183617                | 138                                     | 3,4%          |
| Exergia destruída           | -                        | -                  | 241617416               | 1657                                    | 40,3%         |
| <b>Total</b>                | <b>92632816</b>          | <b>245818692</b>   | <b>600252541</b>        | <b>4116</b>                             | <b>100,0%</b> |

O balanço exerético para a torre de preaquecimento indicou que a eficiência exerética clássica dessa seção, calculada a partir da Equação 25, é de 76,8%, valor próximo ao obtido para o sistema estudado por ANACLETO (2021), de 73,4%, e maior que o obtido para os casos estudados por RENÓ et al. (2013), de 61,01% e 60,55%. A fração de exergia perdida nesse volume de controle é de apenas 0,8%, devido à baixa temperatura das paredes. Já a fração de exergia destruída pelas irreversibilidades do sistema é bastante significativa, totalizando 22,4%. A análise da eficiência exerética considerando-se apenas o produto desejado, no caso a farinha quente que é direcionada ao forno rotativo, que consiste na

abordagem utilizada por Anacleto (2020) a partir da Equação 25, resulta em um valor de 57,3%, também próximo ao valor de 56,27% obtido por ANACLETO (2021).

De forma similar ao resultado obtido pela análise energética, verifica-se que a entrada de exergia pelos combustíveis consiste na fração mais significativa de exergia de entrada para a torre de ciclones. Já a fração exérgica referente às entradas gasosas tem um impacto total de 24%, pouco mais da metade do obtido na análise energética. Essa diferença ocorre, principalmente, devido ao impacto da exergia química da corrente de entrada de farinha crua. Enquanto a fração energética de entrada correspondente à corrente de farinha é de apenas 2,3%, devido à baixa temperatura de entrada do material, a fração de exergia total de entrada referente à essa mesma corrente é de 14,0%, sendo a exergia química correspondente a 98,3% da exergia total associada à entrada de farinha.

Para o forno rotativo, cujos dados são exibidos na Tabela 19, a eficiência clássica para o equipamento, calculada a partir da Equação 25, é de 74,8%, valor levemente superior ao obtido por ANACLETO (2021), de 71,39%. A exergia perdida devido à perda de calor no processo é um pouco mais significativa nesse volume de controle, correspondendo a 2,8%, devido à alta temperatura de superfície da virola do forno, e a exergia destruída corresponde a 22,4%, de forma semelhante à torre de ciclones.

A análise da eficiência exérgica considerando-se apenas o produto desejado, no caso o clínquer ainda não resfriado direcionado ao resfriador, resulta em um valor de 61,7%, também próximo aos valores de 58,9% obtido por ANACLETO (2021) e de 59,17% e 61,14% obtidos para os casos estudados por RENÓ et al. (2013).

Nas frações de entrada de exergia, a farinha quente corresponde à maior contribuição exérgica, seguida pelos combustíveis. O nível de contribuição dessas duas frações para a exergia de entrada do forno está diretamente conectado ao “split térmico”, ou seja, à proporção de combustíveis direcionada ao forno e ao calcinador. Para o sistema analisado, onde quase 100% da calcinação ocorre no calcinador e o split térmico é de 62%, a contribuição da farinha quente prevalece sobre a dos combustíveis. No entanto, ANACLETO (2021) demonstrou que esse cenário pode se inverter com a redução da fração de calcinação da farinha no calcinador e, conseqüentemente, o aumento na quantidade de combustíveis na entrada do forno rotativo.

Já para o balanço exérgico do resfriador, conforme apresentado na Tabela 20, a exergia destruída corresponde a 4,70% da exergia total de entrada, valor superior ao calculado por ANACLETO (2021), de apenas 0,8%. A exergia perdida corresponde a 0,33%

do total, de forma que a eficiência exergética clássica para esse sistema é de 94,97%. A eficiência exergética das frações gasosas de saída que são redirecionadas para o forno é de 23,9%, valor próximo ao obtido por ANACLETO (2021), mas inferior aos valores obtidos por RENÓ et al. (2013), de 37,18% e 35,26%, respectivamente. No entanto, para esse volume de controle, a exergia química das correntes sólidas de entrada e saída não se modifica, uma vez que não há mudanças na composição do clínquer que entra e sai do processo. Assim, nesse cenário, a análise de eficiência exergética considerando-se apenas a exergia física das frações é mais apropriada, e a eficiência referente às frações de ar secundário e terciário é de 53,92%, levemente inferior ao resultado obtido por ANACLETO (2021), de 56,6%. Conforme já mencionado na análise exergética, o resfriador da unidade analisada está operando acima da sua capacidade, o que contribui para a redução de sua eficiência operacional.

A avaliação exergética da unidade de piroprocessamento completa, cujos valores podem ser visualizados na Tabela 21, resulta em uma eficiência exergética clássica, calculada pela Equação 25, de 56,4%, que é levemente superior ao obtido por ANACLETO (2021). O valor obtido na literatura para essa eficiência é variável, sendo de 60,4% no forno analisado por ONI, FADARE e ADEBOYE (2017), e levemente acima de 40% para os fornos analisados por ATMACA e YUMRUTAŞ (2014a) e RENÓ et al. (2013).

Para esse volume de controle, 40,3% da exergia total de entrada é destruída pelas irreversibilidades do processo, enquanto 3,4% é perdida pelas perdas de calor no sistema. Verifica-se que, para os volumes de controle da torre e forno rotativo, onde ocorrem reações químicas de queima de combustíveis e formação do clínquer, a exergia destruída é altamente relevante para o montante total das saídas de exergia do processo, evidenciando que o efeito das irreversibilidades no processo de produção de clínquer não pode ser ignorado. Assim, esforços para a redução dessa perda tem grande potencial para a melhoria do processo.

Considerando-se apenas o produto desejado para a exergia de saída da unidade de piroprocessamento na Equação 25, o resultado obtido é de 31,9% e 37,7%, quando apenas a exergia de entrada dos combustíveis é considerada como exergia total de entrada pela mesma equação. Esses valores são mais altos que os obtidos nos estudos realizados por ANACLETO (2021) e RENÓ et al. (2013), que ficam em torno de 30% em ambos os casos. É importante ressaltar que a fração de exergia que sai do sistema em correntes que não são produto final também é significativa, correspondendo a 24,5% da exergia total de

entrada, indicando um potencial para realização de trabalho que pode ser aproveitado com a aplicação de estratégias de recuperação de energia, conforme já mencionado.

A distribuição de exergia nas diferentes correntes da unidade de piroprocessamento está ilustrada no diagrama de Grassman representado na Figura 18. O termo de exergia perdida é referente à perda de exergia referente à perda de calor pelas superfícies de troca térmica ao longo do equipamento.

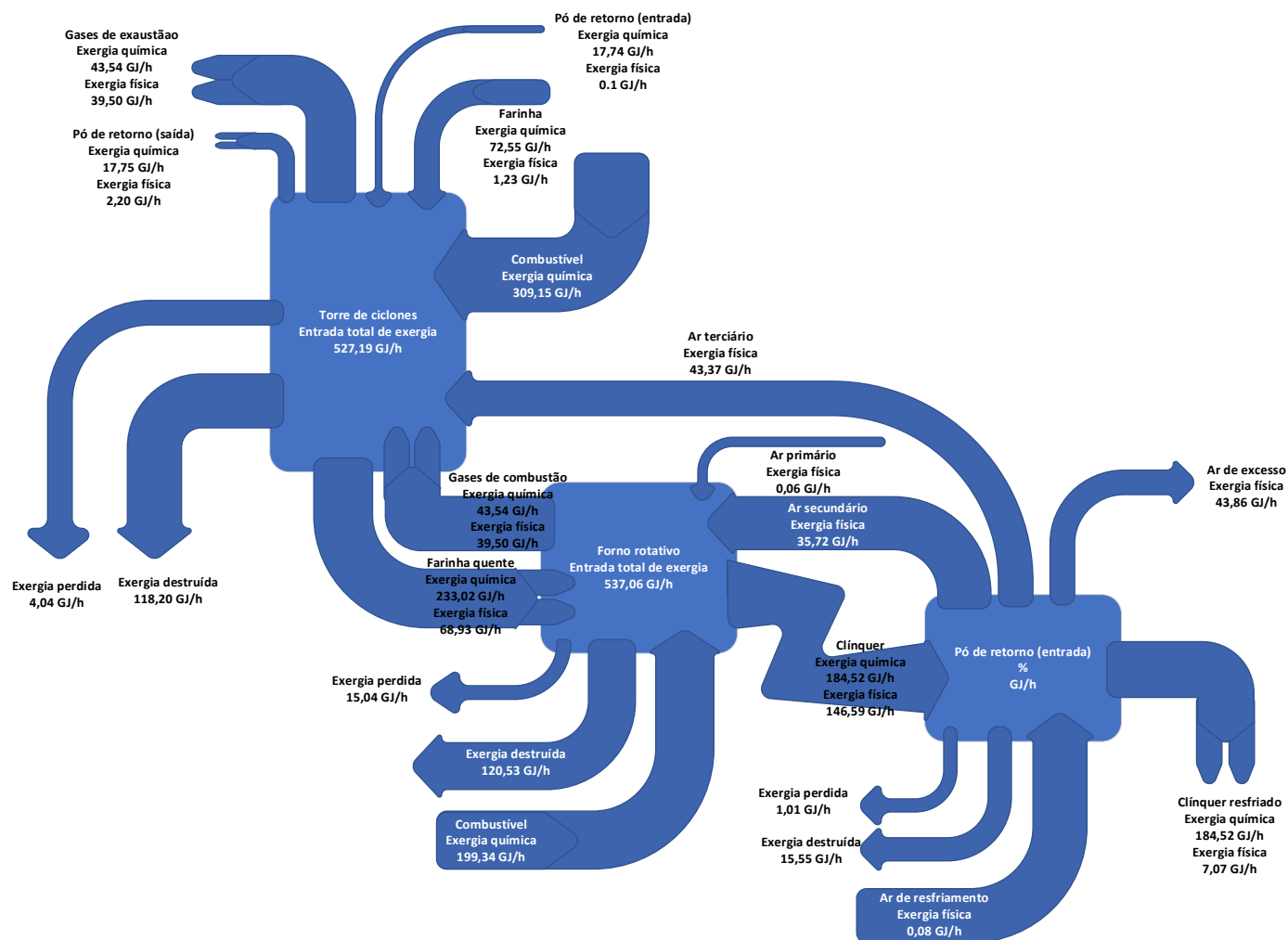


Figura 18 - Diagrama de Grassman para a unidade de pirocessamento

## 6.2 RESULTADOS ETAPA 2: ANÁLISE DE EXERGIA AVANÇADA

Para a análise exérgica avançada do processo em questão, parâmetros de operação referentes à performance do equipamento foram ajustados para a obtenção de uma operação ideal.

Como não foram feitas modificações nas composições dos combustíveis e do clínquer, a única variável de entrada que foi modificada para a avaliação do cenário ideal foi o *split* térmico, ou seja, a fração de energia disponibilizada ao calcinador. Essa modificação foi necessária para garantir que 100% da calcinação ocorreria no calcinador, e o valor dessa variável foi modificado de 62% para 86%. A Tabela 28 contém os dados comparativos entre alguns parâmetros termodinâmicos para a operação real e ideal, para análise.

**Tabela 22** - Comparativo entre os valores de alguns parâmetros operacionais para o processo real e ideal

|  | Real  | Ideal  | Unidade                             | Desvio   |
|--|-------|--------|-------------------------------------|----------|
| Farinha alimentada                     | 1,65  | 1,54   | kg/kg de clínquer                   | -6,88%   |
| Pó de retorno                          | 1,02  | 0,00   | 10 <sup>-1</sup> kg/kg de clínquer  | -100,00% |
| Calcinação farinha quente              | 97,50 | 100,00 | %                                   | 2,56%    |
| Combustível convencional no forno      | 3,79  | 1,05   | 10 <sup>-2</sup> kg/kg de clínquer  | -72,19%  |
| Combustível convencional no calcinador | 3,85  | 5,22   | kg/kg de clínquer                   | 35,57%   |
| Combustível alternativo                | 4,90  | 3,86   | kg/kg de clínquer                   | -21,28%  |
| Consumo térmico                        | 7,75  | 6,09   | 10 <sup>2</sup> kcal/kg de clínquer | -21,38%  |

Observa-se que o cenário ideal resulta em mudanças significativas no consumo térmico e na eficiência exérgica do processo.

Os resultados obtidos para a distribuição de exergia para o processo ajustado em cada volume de controle podem ser visualizados nas Tabelas 23, 24, 25 e 26.

**Tabela 23** - Valores de exergia para cada corrente na torre de preaquecimento e calcinação na operação ideal

| Entrada             |                       |                        |                      |                                   |               |
|---------------------|-----------------------|------------------------|----------------------|-----------------------------------|---------------|
|                     | Exergia Física (kJ/h) | Exergia Química (kJ/h) | Exergia total (kJ/h) | Exergia total (kJ/kg de clínquer) | %             |
| Farinha Quente      | 65460017              | 247173236              | 312633253            | 2144                              | 77,1%         |
| Combustível (forno) |                       | 57038328               | 57038328             | 391                               | 14,1%         |
| Ar primário         | 0                     | 0                      | 0                    | 0                                 | 0,0%          |
| Ar secundário       | 35720069              | 0                      | 35720069             | 245                               | 8,8%          |
|                     |                       |                        | 0                    | 0                                 | 0,0%          |
| <b>Total</b>        | <b>101180086</b>      | <b>304211563</b>       | <b>405391650</b>     | <b>2780</b>                       | <b>100,0%</b> |
| Saída               |                       |                        |                      |                                   |               |
|                     | Exergia Física (kJ/h) | Exergia Química        | Exergia total (kJ/h) | Exergia total (kJ/kg de clínquer) | %             |
| Clínquer            | 146591318             | 184525537              | 331116856            | 2270                              | 81,7%         |
| Gases de Combustao  | 12354147              | 5405583                | 17759730             | 122                               | 4,4%          |
| Exergia perdida     | -                     | -                      | 0                    | 0                                 | 0,0%          |
| Exergia destruída   | -                     | -                      | 56515064             | 388                               | 13,9%         |
| <b>Total</b>        | <b>158945466</b>      | <b>189931120</b>       | <b>405391650</b>     | <b>2780</b>                       | <b>100,0%</b> |



**Tabela 24** - Valores de exergia para cada corrente no forno rotativo na operação ideal

| Entrada                     |                          |                           |                         |   |               |
|-----------------------------|--------------------------|---------------------------|-------------------------|---|---------------|
|                             | Exergia Física<br>(kJ/h) | Exergia Química<br>(kJ/h) | Exergia total<br>(kJ/h) | Exergia total<br>(kJ/kg de<br>clínquer) | %             |
| Farinha                     | 1237469                  | 73009489                  | 74246958                | 509                                     | 14,9%         |
| Ar terciário                | 61495179                 |                           | 61495179                | 422                                     | 12,4%         |
| Gases do forno              | 12354147                 | 5405583                   | 17759730                | 122                                     | 3,6%          |
| Ar primário                 | 0                        | 0                         | 0                       | 0                                       | 0,0%          |
| Pó de retorno               | 0                        | 0                         | 0                       | 0                                       | 0,0%          |
| Combustível<br>(calcinador) |                          | 343973728                 | 343973728               | 2359                                    | 69,1%         |
| <b>Total</b>                | <b>75086794</b>          | <b>422388801</b>          | <b>497475595</b>        | <b>3411</b>                             | <b>100,0%</b> |
| Saída                       |                          |                           |                         |   |               |
|                             | Exergia Física<br>(kJ/h) | Exergia Química           | Exergia total<br>(kJ/h) | Exergia total<br>(kJ/kg de<br>clínquer) | %             |
| Farinha Quente              | 65460017                 | 247173236                 | 312633253               | 2144                                    | 62,8%         |
| Gases de exaustao           | 26685032                 | 44687701                  | 71372733                | 489                                     | 14,3%         |
| Pó de retorno               | 0                        | 0                         | 0                       | 0                                       | 0,0%          |
|                             |                          |                           | 0                       | 0                                       | 0,0%          |
| Exergia perdida             | -                        | -                         |                         | 0                                       | 0,0%          |
| Exergia destruída           | -                        | -                         | 113469609               | 778                                     | 22,8%         |
| <b>Total</b>                | <b>92145049</b>          | <b>291860937</b>          | <b>497475595</b>        | <b>3411</b>                             | <b>100,0%</b> |

**Tabela 25** - Valores de exergia para cada corrente no resfriador na operação ideal

| Entrada              |                          |                           |                         |   |                |
|----------------------|--------------------------|---------------------------|-------------------------|---|----------------|
|                      | Exergia Física<br>(kJ/h) | Exergia Química<br>(kJ/h) | Exergia total<br>(kJ/h) | Exergia total<br>(kJ/kg de<br>clínquer) | %              |
| C clínquer           | 146591318                | 184525537                 | 331116856               | 2270                                    | 99,97%         |
| Ar de resfriamento   | 85568                    |                           | 85568                   | 0,6                                     | 0,03%          |
| <b>Total</b>         | <b>146676886</b>         | <b>184525537</b>          | <b>331202423</b>        | <b>2271</b>                             | <b>100,00%</b> |
| Saída                |                          |                           |                         |   |                |
|                      | Exergia Física<br>(kJ/h) | Exergia Química           | Exergia total<br>(kJ/h) | Exergia total<br>(kJ/kg de<br>clínquer) | %              |
| C clínquer resfriado | 33126                    | 184525537                 | 184558664               | 1265                                    | 55,72%         |
| Ar secundário        | 35720069                 | 0                         | 35720069                | 245                                     | 10,78%         |
| Ar terciário         | 61495179                 | 0                         | 61495179                | 422                                     | 18,57%         |
| Ar em excesso        | 47865770                 | 0                         | 47865770                | 328                                     | 14,45%         |
| Exergia perdida      | -                        | -                         |                         | 0                                       | 0,00%          |
| Exergia destruída    | -                        | -                         | 1562742                 | 11                                      | 0,47%          |
| <b>Total</b>         | <b>145114144</b>         | <b>184525537</b>          | <b>331202423</b>        | <b>2271</b>                             | <b>100,00%</b> |

**Tabela 26** - Valores de exergia para cada corrente na unidade de piroprocessamento na operação ideal

| Entrada                     |                          |                  |                         |                                      |               |
|-----------------------------|--------------------------|------------------|-------------------------|--------------------------------------|---------------|
|                             | Exergia Física<br>(kJ/h) | Exergia Química  | Exergia total<br>(kJ/h) | Exergia total<br>(kJ/kg de clínquer) | %             |
| Farinha                     | 1237469                  | 73009489         | 74246958                | 509                                  | 15,6%         |
| Pó de retorno               | 0                        | 0                | 0                       | 0                                    | 0,0%          |
| Ar primário                 | 0                        | 0                | 0                       | 0                                    | 0,0%          |
| Ar de resfriamento          | 85568                    | 0                | 85568                   | 1                                    | 0,0%          |
| Ar falso                    | 0                        | 0                | 0                       | 0                                    | 0,0%          |
| Combustível<br>(calcinador) | 0                        | 343973728        | 343973728               | 2359                                 | 72,4%         |
| Combustível (forno)         | 0                        | 57038328         | 57038328                | 391                                  | 12,0%         |
| <b>Total</b>                | <b>1323036</b>           | <b>474021546</b> | <b>475344582</b>        | <b>3259</b>                          | <b>100,0%</b> |
| Saída                       |                          |                  |                         |                                      |               |
|                             | Exergia Física<br>(kJ/h) | Exergia Química  | Exergia total<br>(kJ/h) | Exergia total<br>(kJ/kg de clínquer) | %             |
| Clínquer resfriado          | 33126                    | 184525537        | 184558664               | 1265                                 | 38,8%         |
| Gases de exaustao           | 26685032                 | 44687701         | 71372733                | 489                                  | 15,0%         |
| Ar de excesso               | 47865770                 | 0                | 47865770                | 328                                  | 10,1%         |
| Pó de retorno               | 0                        | 0                | 0                       | 0                                    | 0,0%          |
| Exergia perdida             |                          |                  |                         | 0                                    | 0,0%          |
| Exergia destruída           |                          |                  | 171547415               | 1176                                 | 36,1%         |
| <b>Total</b>                | <b>74583928</b>          | <b>229213239</b> | <b>475344582</b>        | <b>3259</b>                          | <b>100,0%</b> |

Na torre de preaquecimento e calcinação, houve uma redução de apenas 5,6% na exergia total do sistema. O principal impacto para a redução da exergia total é proveniente da redução da exergia de entrada da corrente de gases de combustão do forno, que é 78,6% menor que o valor real. Essa redução ocorre devido à redução da demanda de ar de combustão no forno rotativo pelo deslocamento do *split* térmico. Também devido ao deslocamento do *split* térmico, a exergia de entrada dos combustíveis é 11,3% maior que a do processo real. Já a exergia destruída para esse volume de controle foi 4,0% menor que a do processo real. Isso demonstra que, embora as reações de combustão e calcinação ainda tenham impacto sobre a destruição de exergia do processo, a temperatura das correntes de ar de entrada e o excesso de ar são fatores de impacto na destruição de exergia. A eficiência exergética convencional aumentou levemente, de 76,8% para 77,2%. A eficiência exergética moderna para esse sistema aumentou de 57,3% para 62,8%, mostrando que a farinha quente, que é o produto desejado nessa fase da operação, passa a carregar uma maior quantidade de exergia comparado ao processo real. A consideração

de 100% de eficiência na separação dos ciclones, de forma a evitar a perda de exergia pelo pó de retorno, também teve um impacto relevante para o sistema.

No forno rotativo, houve uma redução de 24,5% na exergia total do sistema. O principal fator para essa redução foi a drástica diminuição da exergia referente à entrada de combustíveis, devido à mudança no *split* térmico do processo. Nas correntes de saída do sistema, essa redução se traduziu em uma redução de 74,8% na exergia da corrente de gases de combustão e de 53,1% na exergia destruída. A consideração do isolamento do sistema, ou seja, da anulação da perda de calor pela superfície, também teve um impacto significativo no balanço exergético do sistema.

Para o resfriador, a exergia total se manteve a mesma do processo real, uma vez que as temperaturas e composições das correntes de entrada permaneceram as mesmas. No entanto, devido à redução na temperatura de saída do clínquer resfriado e à diminuição significativa na demanda de ar para combustão no forno e calcinador pela diminuição da vazão de entrada de combustíveis, a distribuição das saídas de exergia para esse volume de controle se alterou, aumentando para o ar terciário e ar de excesso. A exergia destruída no processo de resfriamento foi reduzida para 0,47% da exergia total, de forma que a eficiência exergética total do sistema aumentou de 94,97% para 99,53%, o que demonstra o impacto da recuperação de calor sobre a destruição de exergia do processo. Além disso, a fração de exergia que é direcionada ao forno aumentou de 23,9% para 29,35%.

O balanço exergético da unidade completa de piroprocessamento indica uma redução de 20,8% na exergia total do sistema, e de 29,0% na exergia destruída. Essa fração corresponde à exergia destruída evitável do sistema, e corresponde a 70,1 GJ/h, que é um valor significativo. Os principais responsáveis por esse impacto foram as reduções na exergia química dos combustíveis, devido à diminuição das vazões de entrada, e a ausência de pó de retorno. Já nas correntes de saída, a retirada do ar de excesso, a ausência do pó de retorno e o isolamento térmico do sistema foram fatores com redução significativa na exergia. A eficiência exergética convencional do sistema aumentou de 56,4% para 63,9%, enquanto a eficiência exergética moderna aumentou de 31,9% para 38,8%, o que representa um ganho relevante. Verifica-se, portanto, que a concentração das reações de combustão em uma área de menor temperatura, atingido através da realização de 100% da calcinação no calcinador, a redução do excesso de ar para a combustão, o aumento da eficiência de separação dos ciclones e da eficiência de resfriamento do resfriador são fatores com alto potencial para redução das irreversibilidades da unidade.

Embora não seja possível, com a tecnologia atual, atingir os valores ideais de operação, é possível aprimorar o controle de processo e otimizar a operação do resfriador para a melhoria da operação.

### 6.3 RESULTADOS ETAPA 3: APLICAÇÃO DE CUSTOS DO PROCESSO

Para a aplicação dos custos referentes ao consumo de combustível, foram utilizados os dados exibidos na Tabela 27.

**Tabela 27** - Custo dos diferentes combustíveis utilizados em relação ao custo do coque e por custo equivalente

|        | Proporção do custo pelo custo do coque | Proporção do custo pelo custo equivalente do coque |
|--------|--|--|
| Coque  | 1                                      | 1  |
| Carvão | 0,39                                   | 0,69   |
| Pneu   | 0,30                                   | 0,35   |
| Blend  | 0,21                                   | 0,34   |

Os custos de combustíveis são referentes a um período de 30 dias do segundo semestre de 2021. É possível perceber que o coque é o material não só de maior custo por unidade de massa quanto também por unidade de exergia. Devido à sua importância mundial em processos térmicos, e às dificuldades no transporte marítimo advindas do COVID-19, o custo do coque se inflacionou gravemente entre os anos de 2020 a 2022, de forma a potencializar o efeito observado.

Observa-se que, para todos os combustíveis, o custo equivalente é maior que o custo proporcional. Isso ocorre devido ao menor poder calorífico dos combustíveis analisados em comparação com o poder calorífico do coque, que faz com que o custo equivalente do coque para a mesma quantidade de energia seja mais baixo que o custo real por unidade de massa desse material. Assim, o custo equivalente é capaz de refletir a real vantagem do uso de determinado combustível em comparação ao uso do coque.

O carvão mineral é uma alternativa ao uso do coque dentro da gama de combustíveis fósseis. O significativo aumento no custo equivalente comparado ao custo proporcional indica que há uma redução significativa no poder calorífico desse material em comparação com o primeiro. No entanto, sua utilização ainda é vantajosa em termos financeiros.

Entre os combustíveis alternativos, o *blend* é o material com menor custo equivalente e, portanto, seu uso é mais vantajoso do ponto de vista econômico que o do pneu. No entanto,

os dois materiais possuem custos equivalentes relativamente próximos, de forma que variações no poder calorífico poderiam resultar na inversão desse cenário. O *blend* é o material com maior variação no poder calorífico fornecido por diferentes remessas, por ser constituído de resíduos variáveis. Por isso, é importante que o controle do poder calorífico desse material seja acompanhado pela planta, para garantir que seu uso siga vantajoso economicamente sobre o pneu.

A aplicação do custo dos combustíveis sobre o processo analisado resultou em uma fração de custo equivalente de 0,81. Esse resultado indica que a proporção entre os diversos combustíveis utilizados é vantajosa economicamente em comparação com o uso de coque para o mesmo consumo térmico.

#### 6.4 RESULTADOS ETAPA 4: OTIMIZAÇÃO DO SISTEMA

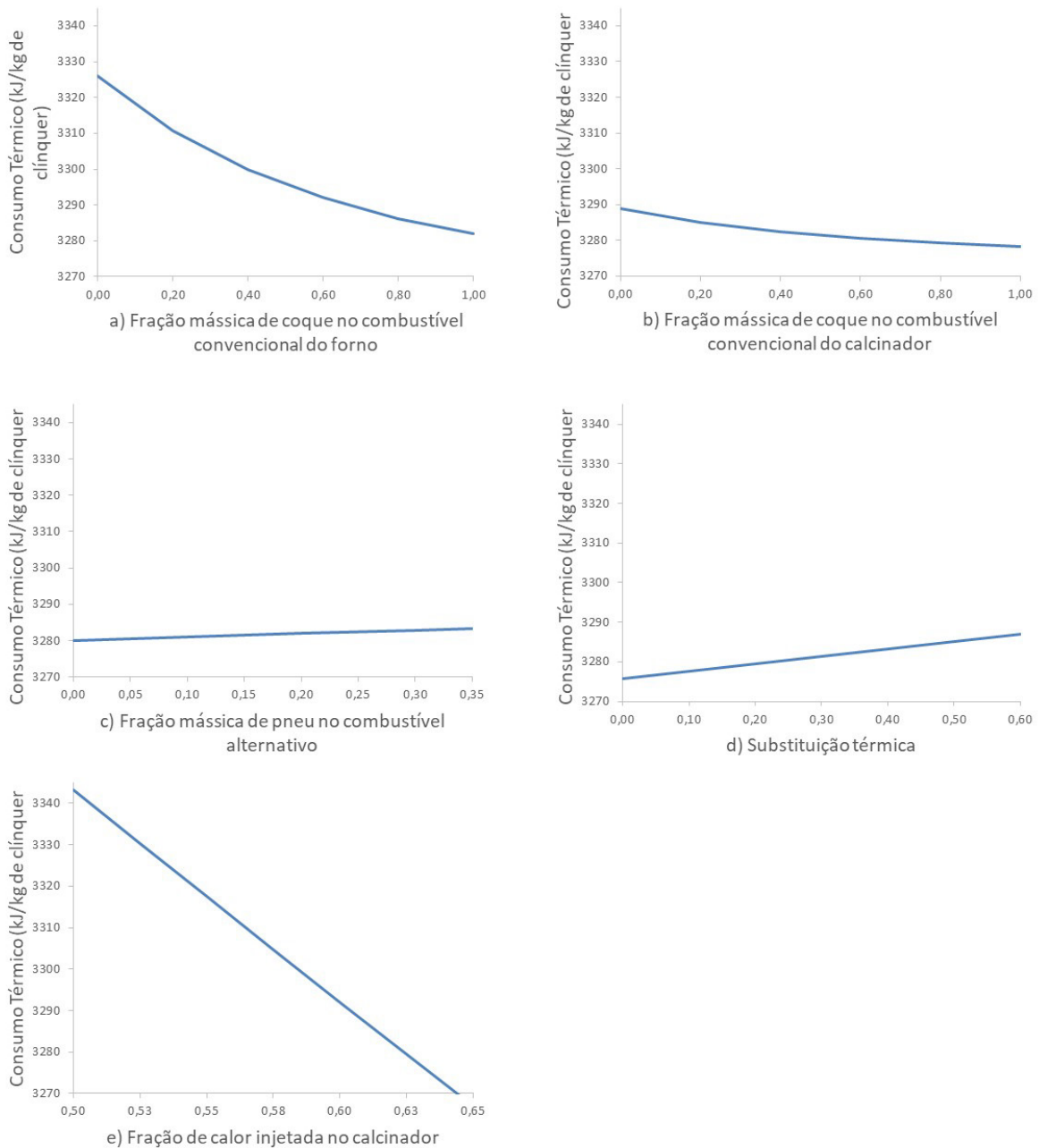
Nas análises realizadas nesse trabalho, a variação entre os parâmetros relacionados à forma como a energia de combustão é injetada e distribuída ao longo da unidade de piroprocessamento impacta diretamente a eficiência da operação. Os efeitos da variação nas proporções de combustível, na substituição térmica por combustíveis alternativos e no *split* térmico podem ser diretamente percebidos no consumo térmico, na eficiência exergética convencional e moderna, e no custo da operação. Para o processo estudado, a Tabela 28 apresenta os valores calculados para esses parâmetros.

**Tabela 28** - Valores para os principais parâmetros avaliados nesse estudo para a operação base

| Parâmetro                              | Valor | Unidade                     |
|--|-------|-----------------------------|
| Farinha alimentada                     | 1.65  | kg/kg de clínquer           |
| Pó de retorno                          | 1.02  | $10^{-1}$ kg/kg de clínquer |
| Calcinação farinha quente              | 97.50 | %                           |
| Combustível convencional no forno      | 3.79  | $10^{-2}$ kg/kg de clínquer |
| Combustível convencional no calcinador | 3.85  | kg/kg de clínquer           |
| Combustível alternativo                | 4.90  | kg/kg de clínquer           |
| Consumo térmico                        | 7.75  | $10^2$ kcal/kg de clínquer  |

Considerando-se as devidas restrições aplicáveis para cada variável de otimização, foi realizada uma análise de sensibilidade para os parâmetros exibidos na Tabela 28 em função da modificação dos valores de cada variável. A variação no consumo térmico em

função da variação nos valores das variáveis de otimização pode ser observada na Figura 19. Nos intervalos analisados, o consumo térmico apresentou valores realistas e condizentes com o esperado para a operação. Como as temperaturas em cada estágio do processo são controladas de forma a se manterem constantes, alterações na forma como a energia se distribui no sistema fazem com que seja necessário mais ou menos energia para aquecimento das correntes do processo até as temperaturas especificadas, o que impacta diretamente o consumo térmico.



**Figura 19** - Variação do consumo térmico em função das variáveis de otimização.  
a) ycoquef b) ycoquec c) ypneu d) l. e) xct

Verifica-se que aumentos da fração de coque no combustível convencional (ycoquef e ycoquec) contribuem para a redução do consumo térmico. Isso ocorre devido ao alto poder calorífico desse combustível, que faz com que uma vazão menor de material seja necessária para prover uma mesma quantidade de energia para o sistema, em comparação aos demais combustíveis analisados. Por sua vez, uma menor vazão de combustíveis resulta numa demanda menor de ar para a combustão, assim como numa geração menor de gases de combustão. Essas vazões gasosas precisam ser aquecidas para o atingimento das temperaturas necessárias para a operação, o que exige determinada fração de energia que aumenta ou diminui proporcionalmente à vazão das correntes, causando o impacto observado para o consumo térmico.

Já o aumento da fração de pneu no combustível alternativo (ypneu) e da substituição térmica (I), que consiste na proporção térmica de combustíveis alternativos, resultam em aumentos no consumo térmico. Embora o pneu tenha um poder calorífico maior que o *blend*, ele possui uma maior fração de cinzas que é rica em ferro e sílica, e pobre em cálcio. Como já mencionado, as cinzas do combustível se incorporam à composição do clínquer. Dessa forma, para uma mesma composição final do clínquer produzido, a contribuição das cinzas do pneu resulta em uma maior demanda de calcário na farinha. Devido à alta energia requerida para a reação de calcinação do calcário, esse aumento tem um impacto no consumo térmico que sobrepõe o benefício gerado pelo maior poder calorífico. É importante ressaltar que, no cenário avaliado, o poder calorífico do *blend* é relativamente próximo ao do pneu. Essa proximidade faz com que a variação entre as vazões mássicas requeridas de combustível com a variação da fração de pneu não seja tão significativa, reduzindo o efeito do poder calorífico inferior (PCI). No trabalho de ANACLETO (2021), foi observado o comportamento oposto, o que indica que uma diferença maior entre o poder calorífico dos dois combustíveis faria com que o efeito da demanda de ar para a combustão se sobreponha ao efeito das cinzas. Essa avaliação é importante do ponto de vista industrial, uma vez que o pneu é uma matéria-prima mais escassa no mercado que o *blend*, mas o *blend* é mais sujeito a variações no poder calorífico.

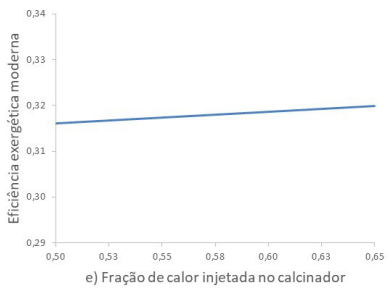
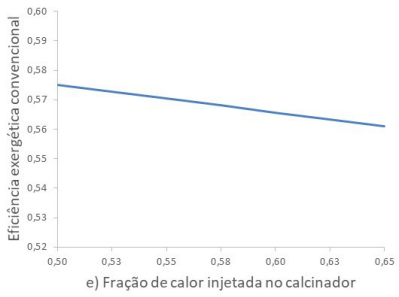
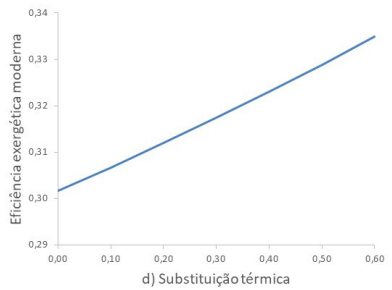
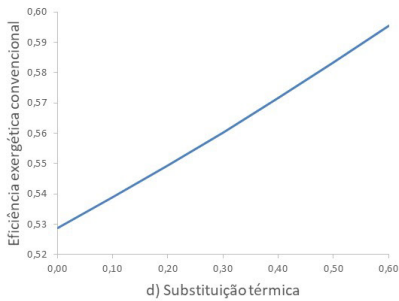
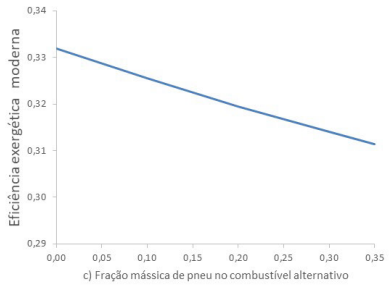
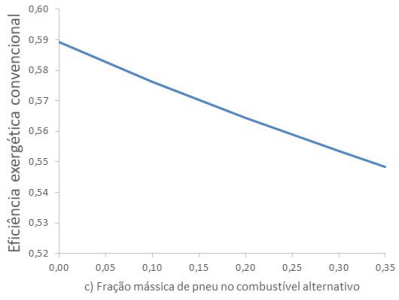
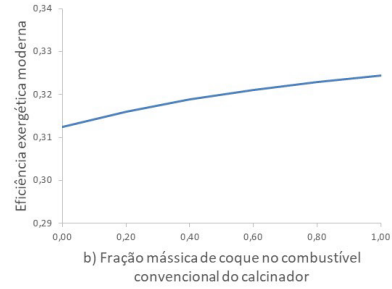
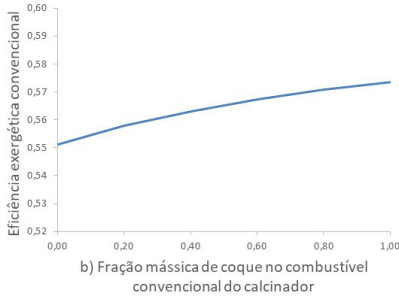
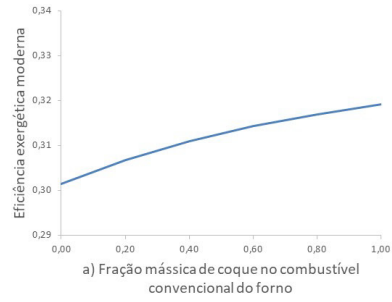
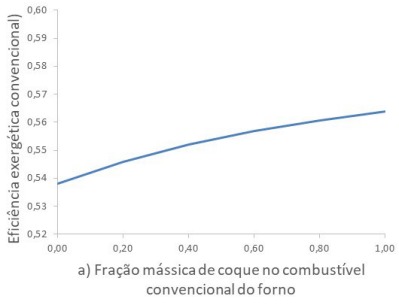
O efeito do poder calorífico pode ser observado novamente na avaliação da substituição térmica. Uma vez que a mistura de combustíveis alternativos tem um PCI mais baixo que a mistura de combustíveis convencionais no calcinador, o aumento na fração de energia fornecida por essa mistura resulta em uma maior demanda de ar para combustão. É possível inferir que esse efeito se acentua quanto mais baixo o poder calorífico dos



combustíveis alternativos, reforçando o impacto da qualidade do *blend* utilizado para a operação.

Por fim, o *split* térmico (xct) do processo tem um impacto importante sobre o consumo térmico. No processo analisado, quanto maior a fração de energia direcionada ao calcinador, menor o consumo térmico da operação. Os principais fatores contribuintes para esse efeito são a alta temperatura necessária para a ocorrência das reações de clinquerização e a porcentagem de calcinação do material que entra no forno. Quando a energia disponibilizada para o calcinador é reduzida, uma fração menor da calcinação, que é uma reação endotérmica, acontece no calcinador, e o material não calcinado na torre precisa ser calcinado no forno rotativo. A mudança na proporção de combustíveis resulta em uma mudança na demanda de ar para combustão entre o forno e o calcinador, fazendo com que a vazão de ar terciário diminua, enquanto a de ar secundário aumente. No entanto, por operar em temperaturas muito maiores que o calcinador, o aumento nas vazões de ar secundário e primário no forno resultam em uma necessidade maior de energia para o aquecimento dessas correntes, gerando um aumento no consumo térmico.

As Figuras 20 e 21 exibem a variação das eficiências exergéticas convencional e moderna, respectivamente, em função das variáveis de otimização. Enquanto a eficiência convencional considera toda a exergia de saída, a eficiência moderna considera apenas a exergia que sai junto do produto desejado. Exceto para a variação do *split* térmico, o comportamento das duas eficiências é semelhante.



**Figura 20** - Variação da eficiência exergética convencional em função das variáveis de otimização

**Figura 21** - Variação da eficiência exergética moderna em função das variáveis de otimização

a) ycoquef b) ycoquec c) ypneu d) l. e) xct

O aumento do coque no combustível convencional injetado no forno ( $y_{coquef}$ ) e no calcinador ( $y_{coquec}$ ) resulta em um aumento das eficiências exergéticas. De forma similar à redução do consumo térmico, a redução da vazão de entrada de combustível e consequente redução da demanda de ar para a combustão, que são resultados diretos do maior poder calorífico do coque, resultam em uma menor entrada de exergia, aumentando a eficiência do processo.

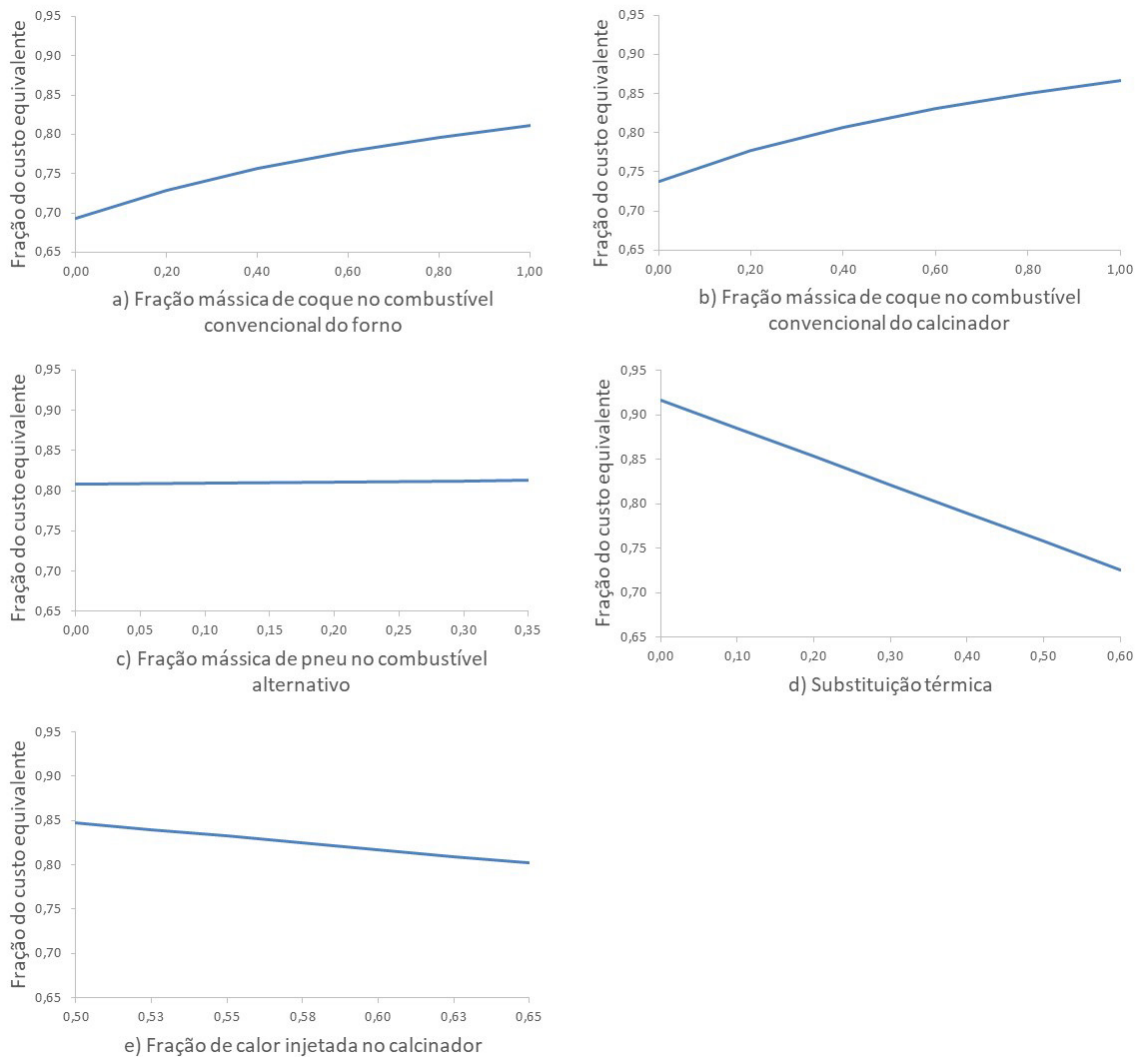
Já o aumento da fração de pneu ( $y_{pneu}$ ) resulta em uma redução da eficiência exergética. Isso ocorre porque a exergia química do pneu é maior que a exergia química do *blend*. Ao aumentar a proporção de pneu na mistura de combustíveis alternativos, a exergia química da mistura aumenta. Também de forma semelhante ao consumo térmico, devido à baixa diferença entre o poder calorífico dos dois combustíveis, o efeito do aumento da exergia química da mistura se sobrepõe ao efeito inverso ocasionado pela redução da demanda de ar para a combustão. Para esse caso, ANACLETO (2021) também obteve o resultado inverso, demonstrando que o impacto da utilização do pneu pode ser positivo ou negativo, a depender da qualidade do *blend* utilizado.

Já o aumento da substituição térmica ( $I$ ) resulta no aumento da eficiência exergética, apesar de causar também o aumento do consumo térmico. Isso ocorre porque a mistura de combustíveis alternativos possui uma exergia química menor que a exergia química dos combustíveis convencionais, e o aumento da vazão de entrada dessa corrente em detrimento das correntes de combustíveis convencionais reduz a exergia total de entrada. Mais uma vez, o efeito da exergia química dos combustíveis sobrepõe o efeito inverso provocado pela diferença entre o poder calorífico dos combustíveis, dessa vez no sentido oposto ao da variação da proporção de pneu. É possível inferir que esse fenômeno seria atenuado, ou possivelmente invertido, com a redução do poder calorífico da mistura de combustíveis alternativos.

O aumento da fração de calor direcionada ao calcinador ( $x_{ct}$ ), embora tenha causado uma redução significativa no consumo térmico, resultou em uma redução da eficiência exergética convencional. Esse efeito é resultado da mudança entre as proporções dos ares do resfriador devido ao aumento da demanda de ar pelo forno quando uma maior parte da energia é aplicada utilizando-se combustíveis de menor poder calorífico. Esse fenômeno resulta em uma diminuição na vazão de ar de excesso e, consequentemente, na exergia de saída do sistema. Como a eficiência exergética convencional considera a exergia de todas as correntes de saída, esse efeito causa a redução desse parâmetro.

Para a eficiência exérgica moderna, que considera apenas a exergia de saída do produto desejado, que é o clínquer, o aumento do *split* térmico resulta no aumento da eficiência. Isso ocorre porque o efeito causado pela saída de ar de excesso é desconsiderado, fazendo prevalecer o efeito da diminuição da exergia de entrada devido ao aumento da vazão de combustíveis alternativos, que possuem menor exergia química.

A Figura 22 exibe o efeito das variáveis de otimização sobre a fração do custo equivalente, que corresponde à proporção do custo real dos combustíveis utilizados em relação ao custo equivalente caso toda a energia fornecida pelos combustíveis em cada cenário fosse fornecida apenas pelo coque. Esse parâmetro foi escolhido para a análise do comportamento do custo dos combustíveis para que o parâmetro referente ao custo fosse avaliado na mesma ordem de grandeza que a eficiência exérgica.



**Figura 22** - Variação da fração de custo equivalente em função das variáveis de otimização  
a)  $y_{coque}$  b)  $y_{coque}$  c)  $y_{pneu}$  d)  $I$  e)  $x_{ct}$

O aumento da proporção de coque no combustível convencional do forno (*ycoquef*) e do calcinador (*ycoquec*) resulta no aumento do custo dos combustíveis. Esse efeito ocorre porque, embora o aumento da fração de coque resulte em uma vazão menor de entrada de combustível, esse efeito é sobreposto devido ao alto valor do coque. Conforme mencionado anteriormente, a pandemia de COVID 19, que teve um impacto significativo em diversos setores da economia mundial, também causou um grande impacto sobre o valor de importação do coque, de forma que a sua utilização, embora resulte em vantagens para a eficiência energética e exergética do processo, tem como consequência uma produção mais cara.

A variação na fração mássica de pneu no combustível alternativo (*ypneu*) resulta em um aumento quase imperceptível no custo real. Isso ocorre porque a diferença entre o preço do pneu e do *blend* é baixa, reduzindo o impacto causado pela troca do combustível mais barato (*blend*) pelo combustível mais caro (*pneu*).

O aumento da substituição térmica, que causa um aumento na eficiência exergética, apesar de também causar um aumento no consumo térmico, tem um impacto significativo sobre o custo real da operação. Isso ocorre porque o combustível alternativo possui um custo muito mais baixo que o custo dos combustíveis convencionais. Além disso, o poder calorífico dos combustíveis alternativos utilizados no processo faz com que o aumento da vazão de combustíveis alternativos provocado pelo aumento da substituição térmica não seja relevante o suficiente para causar um impacto negativo no custo. É importante ressaltar, no entanto, que esse efeito seria atenuado, ou possivelmente invertido, com a redução do poder calorífico do material utilizado, ou seja, o aumento da substituição térmica poderia reduzir a eficiência exergética nessa circunstância.

Por fim, o aumento do *split* térmico do forno (*xct*) também resulta na redução do custo real dos combustíveis. Esse é um efeito relacionado à diminuição do consumo térmico causada por essa mesma variável, ou seja, corresponde à redução da quantidade total de combustível injetada no forno, e também ao aumento da proporção de energia fornecida pelos combustíveis mais baratos.

A análise de sensibilidade dos parâmetros de operação em relação às variáveis de otimização demonstra que, para diversas variáveis, um impacto positivo na eficiência exergética é contraposto por um impacto negativo no custo de produção, e vice-versa. Os resultados obtidos ressaltam, portanto, a importância de uma análise múltipla, que busque

observar os contrapontos entre eficiência de operação e redução de custos. Para as análises de otimização do processo, a eficiência exergética moderna foi escolhida por representar mais fielmente a eficiência do processo ao desconsiderar as correntes de saída que são indesejadas. A otimização desse parâmetro foi analisada em conjunto com a otimização da fração de custo equivalente, e os resultados obtidos após a otimização de cada parâmetro separadamente são exibidos na Tabela 29. É importante ressaltar que foram definidos, a partir de dados empíricos e conhecimento da autora sobre o equipamento e o processo em questão, limites máximos para a fração mássica de pneu no combustível alternativo, substituição térmica e fração de calor injetado no calcinador (*split* térmico) para que a otimização avaliasse apenas condições viáveis do processo.

**Tabela 29** - Valores ótimos para as variáveis de otimização na maximização da eficiência exergética moderna e minimização da fração do custo equivalente

| Variável                      | Fração de coque no combustível convencional do forno (ycoquef) | Fração de coque no combustível convencional do calcinador (ycoquec) | Fração de pneu no combustível alternativo (ypneu) | Substituição térmica (l) | Fração de calor injetada no calcinador (xct) |
|-------------------------------|--|---|---|--------------------------|--|
| Processo real                 | 100%   | 43%   | 20,5%   | 33,2%                    | 62%  |
| Eficiência exergética moderna | 100%   | 100%  | 0%  | 60%                      | 65%  |
| Fração de custo equivalente   | 0%   | 0%  | 0%  | 60%                      | 65%  |

Os valores obtidos para os parâmetros analisados nas duas condições ótimas obtidas podem ser visualizados na Tabela 30.

**Tabela 30** - Valores dos parâmetros de operação analisados na maximização da eficiência exergética moderna e minimização da fração do custo equivalente

|                               | Consumo térmico | Eficiência exergética convencional | Eficiência exergética moderna | Fração de custo equivalente |
|-------------------------------|-----------------|------------------------------------|-------------------------------|-----------------------------|
| Processo real                 | 3196.40         | 0,768                              | 0,573                         | 0,810                       |
| Eficiência exergética moderna | 3264,81         | 0,647                              | 0,363                         | 0,742                       |
| Fração de custo equivalente   | 3305,77         | 0,612                              | 0,340                         | 0,552                       |

Na maximização da eficiência exergética moderna, as frações de coque, substituição térmica e *split* térmico foram maximizados, enquanto a utilização de pneu no combustível alternativo foi completamente eliminada da operação. Esses resultados foram coerentes

com as tendências demonstradas nas análises de sensibilidade para esse parâmetro. Nesse cenário, consumo térmico da operação foi mais baixo do que os valores obtidos na análise de sensibilidade. Esse efeito era esperado, uma vez que, no geral, a redução do consumo térmico está associada ao aumento da eficiência energética e exergética do sistema, por se tratar da produção de uma mesma vazão de clínquer com uma menor quantidade de energia de combustão. A eficiência exergética convencional também foi maior que os valores obtidos nas análises de sensibilidade. Isso indica que houve uma redução na exergia destruída no processo. O custo operacional referente aos combustíveis está dentro da variação obtida nas análises de sensibilidade.

Para as condições operacionais avaliadas, o processo opera de forma termodinamicamente otimizada quando apenas coque é utilizado como combustível convencional e apenas *blend* é utilizado como combustível alternativo. Além disso, uma maior substituição térmica e favorecimento da energia injetada no calcinador também trazem benefícios termodinâmicos à operação. Verifica-se, portanto, que a pré-calcinação da farinha e o co-processamento são positivos para a operação.

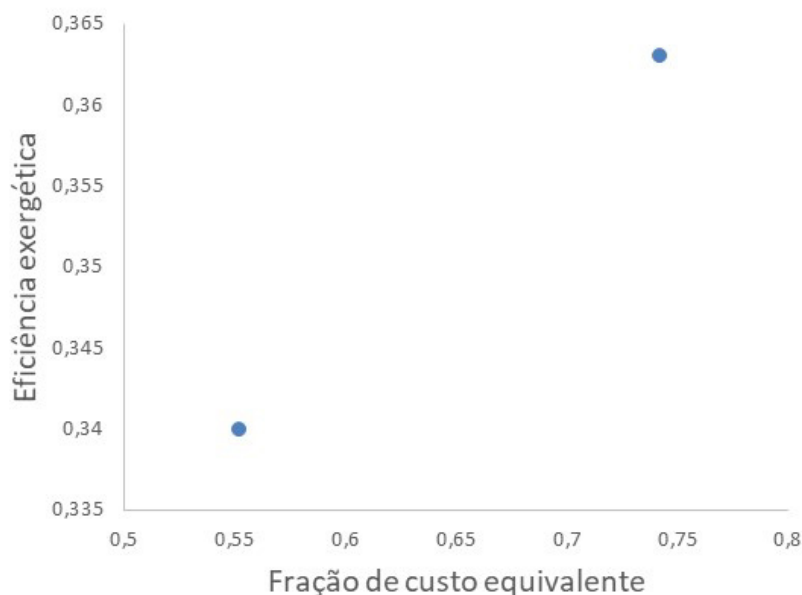
A diferença entre a eficiência exergética moderna nas condições de operação e nas condições ótimas é de cerca de 4%, o que é bastante significativo dada a escala de produção de clínquer, de milhares de toneladas por dia.

Na minimização do custo de produção, a utilização de coque foi eliminada em prol do carvão mineral. As demais variáveis foram otimizadas da mesma forma que na maximização da eficiência exergética: a utilização de pneu foi eliminada e a substituição térmica e *split* térmico foram maximizados. Esses resultados também foram condizentes com as tendências observadas nas análises de sensibilidade. Nesse cenário, o consumo térmico obtido está dentro da faixa de operação obtida nas análises de sensibilidade, e as eficiências exergéticas seguem mais altas que os valores obtidos anteriormente, embora com uma diferença menor.

Devido ao ponto conflitante da composição do combustível convencional, foi construída uma Frente de Pareto para a observação entre os resultados das funções objetivo, de acordo com o peso dado a cada uma. No entanto, a Frente de Pareto referente à otimização multiobjetivo proposta resultou em apenas dois pontos, conforme é possível observar na Figura 23.

A ausência de soluções intermediárias pode ser consequência do fato de os pontos ótimos se discernirem apenas na fração de coque a ser empregada na mistura de

combustíveis convencionais. Assim, a otimização multiobjetivo converge para a maximização da eficiência exergética ou para a minimização do custo de operação, conforme os pontos explicitados nas Tabelas 29 e 30.



**Figura 23** - Frente de Pareto para a otimização multiobjetivo proposta

Embora as funções objetivo tenham resultados conflitantes no que diz respeito à composição do combustível convencional utilizado no forno, é possível verificar que a otimização do custo ainda traz resultados termodinâmicos melhores que os obtidos nas análises de sensibilidade para as eficiências exergéticas. Por isso, é possível concluir que a priorização do custo de produção não deixa de trazer benefícios termodinâmicos, ao comparar-se com o cenário atual.

É importante ressaltar que esses resultados estão diretamente associados às condições de operação utilizadas, e a qualidade do combustível alternativo utilizado deve ser sempre observada para garantir que a substituição térmica seja maximizada e a utilização de pneu seja reduzida para benefício do processo.



## 7 CONCLUSÕES

As quatro etapas propostas para a realização da análise exergética avançada e otimização da unidade de produção de clínquer a partir da análise exergética do processo foram desenvolvidas.

Na Etapa 1, verificou-se que os cálculos realizados pelo algoritmo adaptado para a nova unidade de piroprocessamento, a partir dos dados coletados, conseguem reproduzir o cenário da planta estudada de forma satisfatória. A análise energética da unidade evidenciou que pouco mais da metade da energia fornecida a o processo é consumida para a realização das reações químicas envolvidas na formação do clínquer (calcinação dos carbonatos e reações de clínquerização). A perda de calor pelas paredes corresponde a 9,1% da energia total de entrada do sistema. No entanto, é possível considerar que a perda real de energia da unidade é significativamente maior, uma vez que as correntes gasosas de saída carregam uma grande quantidade de energia devido à alta temperatura dessas vazões (mais de 30% da energia de entrada do sistema). Dessas correntes, apenas o fluxo de gases de exaustão é parcialmente aproveitado para a secagem das matérias-primas do processo. Portanto, é interessante avaliar a viabilidade da implementação de sistemas de recuperação de energia para essas correntes.

A comparação entre os resultados da análise exergética da unidade estudada e os valores para fornos estudados em diferentes trabalhos da literatura demonstram que os valores obtidos são realistas. Logo, os dados utilizados para o trabalho foram adequados para a realização do estudo proposto. A eficiência exergética da unidade, a partir da metodologia moderna, que foi considerada a mais adequada para a operação em questão, é de 31,9%. Foi possível observar que a destruição de exergia do processo está concentrada nos pontos onde ocorrem as reações de combustão e de formação do clínquer, ou seja, no forno e calcinador. Embora a vazão de entrada de combustível no forno rotativo seja consideravelmente menor que no calcinador, o volume total de exergia destruída no primeiro foi muito próximo do valor calculado para o segundo, indicando que as condições presentes no forno rotativo têm uma contribuição relevante para a destruição de exergia.

A análise exergética avançada feita na Etapa 2 permitiu avaliar as possibilidades de melhoria na operação que permitiriam uma menor destruição de exergia. A exergia destruída evitável, no cenário ideal avaliado, foi de 29,0% da exergia destruída total calculada na Etapa 1. Esse resultado demonstra que as condições modificadas para a

construção do sistema ideal possuem uma contribuição significativa para a destruição de exergia, e melhorias operacionais voltadas para a otimização dos parâmetros escolhidos trarão benefícios para a eficiência exergética do processo. No entanto, algumas melhorias dependem do aprimoramento de tecnologias para os equipamentos avaliados, que ainda não estão disponíveis.

Na Etapa 3, verificou-se que avaliação dos resultados utilizando a métrica de fração do custo equivalente é a mais adequada, por levar em consideração as diferenças de poder calorífico entre os combustíveis para uma avaliação realista dos benefícios financeiros da modificação da gama de materiais combustíveis no processo. Para a operação real avaliada, a proporção do custo para o custo equivalente foi de 0,81, o que demonstra que o cenário operacional em questão de fato traz benefícios financeiros para a planta estudada, uma vez que o fator obtido foi menor que 1.

As otimizações propostas para a unidade estudada indicaram que, para a maximização da eficiência exergética, os valores das variáveis de otimização  $y_{coquef}$ ,  $y_{coquec}$ ,  $y_{pneu}$ ,  $l_c$  e  $ct$  devem ser, respectivamente, 1, 1, 0, 0,60 e 0,65. Já para a minimização do custo de produção resulta em um ponto distinto, com valores de 0, 0, 0, 0,60 e 0,65. A análise multiobjetivo não gerou resultados intermediários entre esses dois pontos, de forma que faz-se necessário avaliar, dentro do contexto da planta, qual a otimização mais importante. No entanto, foi possível observar que o cenário de otimização de custos também trouxe benefícios na eficiência exergética quando comparado com o cenário real, mesmo que não tão significativos quanto os resultados obtidos com foco nesse parâmetro.

Por fim, é importante considerar que os resultados obtidos nesse estudo estão diretamente relacionados ao poder calorífico dos combustíveis estudados. Por isso, variações significativas nesse parâmetro podem produzir resultados até mesmo inversos aos resultados obtidos. Em uma planta de produção de clínquer, isso permite concluir que o controle desse parâmetro é de extrema importância para garantir os benefícios da utilização de combustíveis alternativos no processo.

## 8 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Para o aprofundamento dos estudos realizados nesse trabalho, recomenda-se o aprimoramento das análises realizadas.

Na modelagem do processo, não foram consideradas as reações de vaporização e oxidação do carbono orgânico e sulfitos, o que poderia gerar resultados ainda mais precisos, principalmente em cenários onde a matéria-prima disponível possui altos teores desses compostos.

Além disso, não foi feita uma associação direta entre a análise exergética avançada e a aplicação dos custos de operação, devido à realização de uma abordagem simplificada do último. Uma aplicação mais abrangente dos custos de produção permitiria uma correlação entre esse dado e a análise exergética avançada para a realização de um estudo exergoeconômico completo da unidade de piroprocessamento. Além disso, a própria análise de exergia avançada pode ser refinada com a aplicação dos conceitos de destruição endógena e exógena, que se referem à parcelas da exergia destruída intrinsecamente relacionadas ao próprio equipamento, no primeiro caso, e à interação entre o equipamento e outros equipamentos, no segundo caso.

Para a otimização do sistema, seria interessante a determinação de novas variáveis de otimização, como o poder calorífico dos combustíveis utilizados e a composição final do clínquer, que são parâmetros importantes na análise dos pontos ótimos de operação. Conforme já mencionado, variações nesses parâmetros podem até mesmo inverter as conclusões obtidas pelo estudo, de forma que uma análise de sensibilidade e otimização voltada para esse aspecto da operação poderia levar a conclusões relevantes.

Por fim, a análise realizada considerou apenas os aspectos termodinâmicos da operação. No entanto, sabe-se que os processos de combustão também estão intimamente relacionados à cinética da queima de cada combustível. Portanto, a associação do aspecto cinético ao aspecto termodinâmico avaliado nesse estudo resultaria em uma análise de alta precisão e relevância para o estudo das eficiências do processo, podendo até mesmo ser utilizada para o desenvolvimento de novas tecnologias voltadas para a melhoria do equipamento e da operação para uma maior utilização de combustíveis alternativos no futuro.

## 9 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABCP - ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE CIMENTOS PORTLAND. **Panorama do coprocessamento 2019: ano base 2017**. ABCP. 2019. Disponível em: <[https://abcp.org.br/wp-content/uploads/2019/11/Panoramaco\\_processamento\\_2019\\_v2-bx.pdf](https://abcp.org.br/wp-content/uploads/2019/11/Panoramaco_processamento_2019_v2-bx.pdf)>. Acesso em: 2 jul. 2020.
- AHAMED, J. U.; MADLOOL, N. A.; SAIDUR, R.; SHAHINUDDIN, M. I.; KAMYAR, A.; MASJUKI, H. H. Assessment of energy and exergy efficiencies of a grate clinker cooling system through the optimization of its operational parameters. *Energy*, v. 46, n. 1, p. 664–674, 2012.
- 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*, v. 64, n. 372, p. 507–518, 2018.
- ANACLETO, T. F. **AVALIAÇÃO EXERGÉTICA E OTIMIZAÇÃO DE UMA UNIDADE INDUSTRIAL UTILIZADA PARA A PRODUÇÃO DE CLÍNQUER**. 2021 (Dissertação de Mestrado) Departamento de Pós Graduação em Engenharia Química. Universidade Federal de Minas Gerais – UFMG. Belo Horizonte – MG – Brasil.
- ANACLETO, T. F. et al. Chemical exergy influence in the exergetic analysis of a real clinker rotary kiln. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v. 38, n. 1, p. 197–214, 2020
- ATMACA, A.; YUMRUTAŞ, R. Analysis of the parameters affecting energy consumption of a rotary kiln in cement industry. **Applied Thermal Engineering**, v. 66, n. 1–2, p. 435–444, 1 maio 2014
- ATMACA, A.; YUMRUTAŞ, R. Thermodynamic and exergoeconomic analysis of a cement plant: Part i - Methodology. **Energy Conversion and Management**, v. 79, p. 790–798, 2014a.
- BATTAGIN, A. F.; CARDOSO, F. D. **PANORAMA DO COPROCESSAMENTO DE RESÍDUOS EM FORNOS DE CIMENTO NO BRASIL**. Anais do 60º Congresso Brasileiro do Concreto. 2018. Foz do Iguaçu.
- BRASIL. Lei nº 12305, de 2 de agosto de 2010. “Institui a Política Nacional de Resíduos Sólidos”. Disponível em: <[http://www.planalto.gov.br/ccivil\\_03/\\_ato2007-2010/2010/lei/l12305.htm](http://www.planalto.gov.br/ccivil_03/_ato2007-2010/2010/lei/l12305.htm)>.

**Cement - History of cement.** Encyclopedia Britannica. 1999. Disponível em: <<https://www.britannica.com/technology/cement-building-material/History-of-cement>>.

Acesso em: 14 mar. 2021.

ÇAMDALI, Ü.; ERIŞEN, A.; ÇELEN, F. Energy and exergy analyses in a rotary burner with pre-calcinations in cement production. **Energy Conversion and Management**, v. 45, n. 18–19, p. 3017–3031, nov. 2004.

IEA. **Cement – Analysis - IEA.** INTERNATIONAL ENERGY AGENCY. 2020 Disponível em: <<https://www.iea.org/reports/cement>>. Acesso em: 13 fev. 2021.

CNI; ABCP. **Indústria brasileira de cimento: Base para a construção do desenvolvimento.** CONFEDERAÇÃO NACIONAL DA INDÚSTRIA; ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE CIMENTO PORTLAND. 2012. Brasília. Disponível em: <[www.cni.org.br](http://www.cni.org.br)>.

Acesso em: 3 mar. 2021.

CORTESÃO, J. **CIMENTO | Engenharia Civil para Estudantes.** 2013. Disponível em: <<https://engenharia-civil-virtual.blogspot.com/2013/07/cimento.html>>. Acesso em: 12 mar. 2021.

COSTA, V. A. F. On the exergy balance equation and the exergy destruction. **Energy**, v. 116, p. 824–835, 1 dez. 2016.

FARENZENA, H. **Manual Técnico - Fabricação de Cimento Portland.** Cimento e Mineração Bagé, 1990.

FARIA, D. G. **Captura, armazenamento e utilização de dióxido de carbono na indústria de cimento.** 2018. (Dissertação de Mestrado). Departamento de Pós Graduação em Engenharia Química. Universidade Federal de Minas Gerais – UFMG. Belo Horizonte – MG – Brasil.

FELLAOU, S.; BOUNAHMIDI, T. Evaluation of energy efficiency opportunities of a typical Moroccan cement plant: Part I. Energy analysis. **Applied Thermal Engineering**, v. 115, p. 1161–1172, 25 mar. 2017.

FLATT, R. J.; ROUSSEL, N.; CHEESEMAN, C. R. Concrete: An eco material that needs to be improved. **Journal of the European Ceramic Society**, v. 32, n. 11, p. 2787–2798, 1 ago. 2012.

JUNG, I. H.; HUDON, P. Thermodynamic assessment of P 2O 5. **Journal of the American Ceramic Society**, v. 95, n. 11, p. 3665–3672, 2012.

KABIR, G.; ABUBAKAR, A. I.; EL-NAFATY, U. A. Energy audit and conservation opportunities for pyroprocessing unit of a typical dry process cement plant. **Energy**, v. 35, n. 3, p. 1237–1243, 2010.

KOTAS, T. Exergy Method Of Thermal Plant Analysis. Butterworth-Heinemann, 1985.

LEVI, P. et al. **Cement – Analysis - IEA**. 2020. Disponível em: <<https://www.iea.org/reports/cement>>. Acesso em: 12 fev. 2021.

LOTHENBACH, B.; KULIK, D. A.; MATSCHEI, T.; BALONIS, M.; BAQUERIZO, L.; DILNESA, B.; MIRON, G. D.; MYERS, R. J. Cemdata18: A chemical thermodynamic database for hydrated Portland cements and alkali-activated materials. *Cement and Concrete Research*, v. 115, n. October 2018, p. 472–506, 2019.

MATSCHEI, T.; LOTHENBACH, B.; GLASSER, F. P. Thermodynamic properties of Portland cement hydrates in the system CaO-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>-SiO<sub>2</sub>-CaSO<sub>4</sub>-CaCO<sub>3</sub>-H<sub>2</sub>O. *Cement and Concrete Research*, v. 37, n. 10, p. 1379–1410, 2007.

National Institute of Standard Technology (NIST), “Pesquisa para dados de espécies através da fórmula química”. Disponível em: <https://webbook.nist.gov/chemistry/form-ser/>  
ONI, A. O.; FADARE, D. A.; ADEBOYE, L. A. Thermo-economic and environmental analyses of a dry process cement manufacturing in Nigeria. **Energy**, v. 135, p. 128–137, 2017.

QIAN, H.; ZHU, W.; FAN, S.; LIU, C.; LU, X.; WANG, Z.; HUANG, D.; CHEN, W. Prediction models for chemical exergy of biomass on dry basis from ultimate analysis using available electron concepts. *Energy*, v. 131, p. 251–258, 2017.

QUERINO, M. V.; MACHADO, R. A. F.; MARANGONI, C. Energy and exergetic evaluation of the multicomponent separation of petrochemical naphtha in falling film distillation columns. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v. 36, n. 3, p. 1357–1365, 2019.

RIVERO, R.; GARFIAS, M. Standard chemical exergy of elements updated. **Energy**, v. 31, n. 15, p. 3310–3326, 2006.

SANDLER, S. Chemical, biochemical, and engineering thermodynamics. Hoboken, N.J.: J. Wiley, 2006.

SANTOS, A. **Água, Cimento Portland e Concreto: por que não se vive sem eles?**. Cimento Itambé. 2019. Disponível em: <<https://www.cimentoitambe.com.br/massa-cinzenta/agua-cimento-portland-e-concreto-por-que-nao-se-vive-sem-eles/>>. Acesso em: 13 fev. 2021.

SIAHAYA, Y. Thermo-economic analysis and optimization of gas turbine power plant. 2009.

SILVA, A. E. G. O., PINTO, A.M.S., OLIVEIRA, B.H., CARVALHO, M.T.T., MACHADO, T.M., SOUZA, T.R., ANACLETO, T.F. Ferramenta para construção de cenários de processos industriais: Um estudo do uso de combustíveis alternativos numa planta de cimento, 2017.

SMITH, J. M, VAN NESS, H. C., ABBOTT, M. M. Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química. 7. ed. LTC, 2007.

**SNIC - Sindicato Nacional da Indústria do Cimento.** 2019. Disponível em: <<http://snic.org.br/index.php>>. Acesso em: 14 mar. 2021.

SONG, G. et al. A unified correlation for estimating specific chemical exergy of solid and liquid fuels. **Energy**, v. 40, n. 1, p. 164–173, 2012.

SZARGUT, J. Chemical Exergies of the Elements. *Applied Energy*, v. 32, 1989.

TSATSARONIS, G.; PARK, M. H. **On avoidable and unavoidable exergy destructions and investment costs in thermal systems.** Energy Conversion and Management. **Anais...Pergamon**, 1 jun. 2002. Acesso em: 7 mar. 2021

TURETTA, L. F.; ANACLETO, T. F.; COSTA, A. O. S. DA. ANÁLISE DE MODELOS EXERGÉTICOS EM FORNOS ROTATIVOS INDUSTRIAIS. **Revista Eletrônica Perspectivas da Ciência e Tecnologia - ISSN: 1984-5693**, v. 10, p. 15, 6 ago. 2018.

VUČKOVIĆ, G. D. et al. Advanced exergy analysis and exergoeconomic performance evaluation of thermal processes in an existing industrial plant. **Energy Conversion and Management**, v. 85, p. 655–662, 2014.